

Г.С.Лутошкин

Сбор и подготовка нефти, газа и воды

Учебник для вузов

Альянс



622.32
Л-86 Г.С.Лутошкин

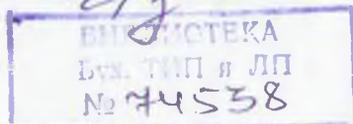
Сбор и подготовка нефти, газа и воды

Учебник для вузов

Издание третье, стереотипное
Перепечатка со второго издания 1979 г.

*Второе издание допущено Министерством высшего
и среднего специального образования СССР в
качестве учебника для студентов высших учебных
заведений, обучающихся по специальности
«Технология и комплексная механизация
разработки нефтяных и газовых месторождений»*

Альянс
Москва 2005



74538

УДК 622.323 (075.8)

ББК

Л86

Лутошкин Г.С.

Л86

Сбор и подготовка нефти, газа и воды: Учебник для вузов. — 3-е изд., стереотипное. Перепечатка со второго издания 1979 г. — М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. — 319 с.

В учебнике изложены основные направления в соответствии комплексных проектов разработки нефтяных месторождений, современные научные представления об организации сбора и подготовки нефти, газа и воды на промыслах, а также техника и технология подготовки их к транспортированию.

Второе, переработанное и дополненное издание выпущено в 1979 году издательством «Недра».

Учебник рассчитан на студентов нефтяных вузов и факультетов.

ISBN 5-98535-013-4

© ООО ТИД «Альянс», 2005

Нефтяная промышленность является одной из ведущих и быстро развивающихся отраслей нашего народного хозяйства.

Добыча нефти (с углеводородным конденсатом) в нашей стране за последние 10 лет возросла в два раза (1965 г. — 245 млн. т, 1975 г. — 490 млн. т).

Среднегодовые темпы прироста за последние годы составляли 28—30 млн. т, в то время как за 1965—1970 гг. прирост составил 19—22 млн. т. Согласно «Основным направлениям развития народного хозяйства СССР на 1976—1980 годы», принятым XXV съездом КПСС, нефтяная промышленность в 1980 г. добычу нефти должна довести до 620—640 млн. т (включая газовый конденсат), тогда как в 1970 г. она составляла 353 млн. т. Таким образом, за десятилетие добыча нефти должна возрасти приблизительно в 1,8 раза.

Ассигнования, направляемые на развитие нефтяной промышленности, без учета затрат смежных отраслей в 1951—1955 гг. составляли 4,05 млрд. руб., в 1961—1965 гг. они возросли до 6,7 млрд. руб., а в 1971—1975 гг. — 14 млрд. руб., или более 10% ассигнований, направляемых на развитие всех отраслей народного хозяйства. Объем капитальных вложений увеличивается пропорционально росту объемов добычи нефти.

Современное нефтегазодобывающее управление (НГДУ) располагает большим разнообразным хозяйством: многочисленные сооружения основного производственного назначения, обеспечивающие добычу, сбор и подготовку нефти к транспортированию, сбор, очистку и утилизацию нефтяного газа, подготовку к закачке в пласт пластовых, сточных и пресных вод, а также вспомогательные сооружения и службы: энергохозяйство, связь, механические мастерские, транспорт и т. д.

Сложный комплекс сооружений и служб должен соответствовать современному уровню развития техники, технологии сбора и подготовки нефти, газа и воды к транспортированию их потребителю и обеспечивать бесперебойную работу НГДУ для выполнения суточных, месячных и годовых планов добычи нефти и газа.

В условиях бурного развития нефтяной промышленности возникла неотложная проблема дальнейшего совершенствования систем промыслового сбора и установок подготовки нефти, газа и воды и, самое главное, ускорение их монтажа и ввода в эксплуатацию.

Характерной чертой технического прогресса в нефтедобывающей промышленности при промысловом обустройстве в настоящее время является использование блочно-комплектного автоматизированного оборудования, изготавливаемого индустриальным способом.

Новые методы индустриализации строительства позволили в среднем в 6 раз сократить продолжительность строительства и ускорить ввод в эксплуатацию производственных мощностей по добыче, сбору и подготовке нефти, существенно улучшив технико-экономические показатели.

Для этих целей за последние 5—6 лет институтами и конструкторскими бюро Миннефтепрома были разработаны нормальные ряды целой серии блочного оборудования и различные технологические установки.

Для новых методов индустриализации строительства характерны комплексность, широкий охват всех систем и направлений промышленного обустройства и создание технологических установок, состоящих из блоков-боксов, полностью изготавливаемых на заводах и монтируемых на месте строительства.

Применение нормального ряда блочно-комплектных устройств промышленных объектов позволяет по мере изменения режимов эксплуатации скважин и технологических процессов разработки месторождений менять мощности отдельных объектов, дополнительно подключая блочно-комплектные устройства или отключая их.

Гибкость и маневренность в наращивании или сокращении мощностей установок чрезвычайно важны, так как при разработке месторождения появляется необходимость интенсификации заводнения или перевода части эксплуатационных скважин на другой режим, в связи с чем меняются параметры работы дожимных насосных станций (ДНС), установок подготовки нефти (УПН), систем водоснабжения, малогабаритных газобензиновых установок (МГБЗ).

Применение блочно-комплектных устройств заводского изготовления позволяет быстро вводить в разработку нефтяные месторождения, избегать потерь легких фракций и поставок некондиционной нефти.

В табл. 1 приведены данные¹ по промышленному обустройству 65 новых месторождений за 1971—1975 гг. старыми традиционными и новыми индустриальными методами.

Из табл. 1 видно, что использование оборудования в блочно-комплектном исполнении дает не только огромную экономию денежных средств, но и ускоряет ввод в разработку нефтяных месторождений на 3—4 года.

При проектировании и строительстве нефтегазодобывающих предприятий в современных условиях большое внимание уделяется системам водоснабжения и утилизации вод, так как рационально построенные системы являются залогом нормальной безаварийной работы всех объектов этого предприятия.

На многих нефтяных месторождениях в продуктивные пласты закачивают воду для поддержания пластового давления (ППД)

¹ Соколов Г. Д. Капитальное строительство в нефтяной промышленности. М., Недра, 1973.

ТАБЛИЦА 1

Наименование	Затраты, млн. руб.		Экономия, млн. руб.
	в традиционном исполнении	в блочно- комплектном исполнении	
Сбор и замер нефти	32,0	18,0	14,0
Подготовка нефти	34,0	11,0	23,0
Закачка воды	57,7	34,6	23,1
Подготовка пластовой сточной воды	18,0	12,6	5,4
Итого . . .	141,7	76,2	65,5

с целью продления периода фонтанирования скважин и увеличения коэффициента нефтеотдачи. Для подготовки воды к закачке в пласт сооружают водоочистные установки и специальные водозаборы, водоводы и насосные станции.

При разработке и эксплуатации нефтяных месторождений предъявляются высокие требования к поддержанию чистоты территории нефтегазодобывающего предприятия и полному исключению попадания в водоемы загрязненных производственных и пластовых вод. С этой целью необходимо строить надежно действующую и по возможности недорогую канализационную систему, предусматривающую очистку сточных вод и закачку их в пласт.

В учебнике «Сбор и подготовка нефти, газа и воды» рассмотрен и обобщен обширный круг вопросов, связанных с промышленным обустройством.

За годы, прошедшие со времени выхода в свет первого издания книги, достигнуты значительные успехи в разработке научных основ сбора и подготовки нефти, газа и воды на промыслах, создано много новых интенсивных, высокопроизводительных процессов и аппаратов, получивших широкое практическое применение и давших нашему народному хозяйству большой технико-экономический эффект.

Среди многих эффективных процессов и аппаратов, разработанных и внедренных за эти годы на промыслах, заслуживают упоминания:

1) внутритрубная деэмульсация нефтяных эмульсий, позволившая значительно сократить расходы на подготовку кондиционной нефти и высвободить оборудование, использовавшееся с низким к. п. д.

2) применение герметизированных высоконапорных систем сбора нефти, газа и воды, существенно снизивших потери легких фракций нефти, и значительно улучшивших все технологические показатели работы этих систем (снижение парафиновых отложений

на стенках труб, уменьшение гидравлических сопротивлений, бескомпрессорный сбор газа и т. д.);

3) использование блочного автоматизированного оборудования заводского изготовления, позволившего в несколько раз ускорить ввод в эксплуатацию вновь открытых нефтяных месторождений и добиться существенного снижения расходов на промышленное обустройство;

4) рациональные схемы монтажа сепарационных установок и расчеты их на пропускную способность по нефти и газу;

5) гидравлические расчеты трубопроводов, транспортирующих газонефтяные смеси, с учетом рельефа местности и т. д.

Само собой разумеется, что далеко не все эти вопросы получили полное освещение в настоящем учебнике.

В частности, необходимо работать над совершенствованием таких важных проблем как точность измерения нефти, газа и воды при совместном транспортировании их по трубопроводам, гидравлическим и тепловым расчетам трубопроводов, транспортирующим газожидкостные смеси, а также эффективной очистке и использованию сточных пластовых вод, количество которых с каждым годом растет и будет продолжать расти значительно быстрее, чем темпы добычи нефти.

В учебнике приведены и на научной основе обобщены лишь сведения, достаточные для уяснения и анализа физико-химической сущности процессов, их механизма и оптимальных условий проведения, а также рассмотрены принципы устройства типовых аппаратов и общая методика их расчета.

Часть материала отдельных глав учебника, напечатанная мелким шрифтом, предназначена для углубленного изучения предмета, или представляет собой расчетные зависимости, приводимые в книге в качестве примеров.

Автор выражает глубокую благодарность рецензентам: заведующему кафедрой разработки нефтяных месторождений Уфимского нефтяного института доктору техн. наук профессору Девликамову В. В. и доценту той же кафедры Кабирову В. В., начальнику отдела техники сбора и подготовки нефти Миннефтепрома, к. т. н. Бойкову Н. М., сделавших ценные замечания, учтенные при доработке рукописи.

Автор выражает также глубокую благодарность профессору, доктору технических наук С. А. Бобровскому, просмотревшему рукопись книги, доцентам [В. С. Орлову,] Р. С. Андриасову, П. Д. Ляпкову и м. н. с. И. И. Дунюшкину за их постоянное внимание и советы при работе над книгой.

Автор будет благодарен читателям за критические замечания, которые, несомненно, позволят улучшить качество преподавания данной дисциплины.

Замечания и пожелания просим направлять по адресу: г. Москва, К-12, Третьяковский проезд, д. 1/19, издательство «Недра».

ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ КОМПЛЕКСНОГО ПРОЕКТА РАЗРАБОТКИ НЕФТЯНОГО МЕСТОРОЖДЕНИЯ

§ 1. КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ О СОСТАВЛЕНИИ ПРОЕКТОВ РАЗРАБОТКИ И ПРОМЫСЛОВОГО ОБОУСТРОЙСТВА

До недавнего времени для каждого вновь открытого месторождения составлялось два проекта: проект разработки или технологическая схема разработки и проект обустройства. Первым составлялся проект разработки, в котором решались, в основном, следующие вопросы: 1) система размещения скважин на месторождении (сетка скважин); 2) режимы работы месторождения; 3) темпы отбора нефти и воды по годам; 4) способы эксплуатации скважин; 5) определение коэффициента нефтеотдачи и методов воздействия на пласт.

По перечисленным показателям проекта разработки обычно рассматривали 5—6 вариантов разработки (разные сетки скважин и разные методы воздействия на пласт) и принимали к внедрению тот из них, который обеспечивал запланированную добычу нефти из данного месторождения при минимальных затратах на 1 т нефти и максимальном извлечении ее из недр. В принятом к внедрению проекте разработки по укрупненным показателям учитывали также оборудование, обеспечивающее сбор и подготовку нефти.

Указанный проект разработки затем передавали чаще всего в другой институт, и на основании его данных составлялся проект обустройства, в котором подробно рассматривали вопросы, связанные со сбором, транспортированием и подготовкой нефти как в момент составления, так и в перспективе на будущее. Таким образом, проект обустройства составлялся значительно позже проекта разработки, и строительство нефтедобывающих предприятий осуществлялось, как правило, по временным рекомендациям и схемам, которые затем, в большинстве случаев, не полностью учитывались и «не вписывались» в утвержденный проект обустройства.

Описанный порядок составления и внедрения проектов, применявшийся до настоящего времени, приводил, как правило, к разработке дополнительных проектных документов, уточняющих и развивающих ранее разработанные для данных конкретных месторождений проекты разработки и проекты обустройства.

Существовавший порядок составления и внедрения проектов был многостадийным, значительно затруднял сопоставление про-

ектных и фактических показателей разработки, не давал возможности принятия обоснованного решения по усовершенствованию системы разработки и обустройства и, что самое главное, приводил к существенному повышению расходов на проектирование и неоднократные переделки систем сбора и подготовки нефти, газа и воды на промыслах.

В связи с изложенным в настоящее время постепенно переходят к разработке и внедрению двухстадийных комплексных схем и проектов, лишенных указанных недостатков.

§ 2. ДВУХСТАДИЙНЫЕ КОМПЛЕКСНЫЕ СХЕМЫ И ПРОЕКТЫ РАЗРАБОТКИ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

В настоящее время отраслевыми НИИ накоплен большой опыт по проектированию разработки и промышленному обустройству, позволивший перейти на двухстадийное комплексное проектирование, т. е. на последовательное составление сначала комплексной схемы, а затем комплексного проекта, в которых сочетаются вопросы разработки и обустройства. Вначале составляется и внедряется комплексная схема разработки месторождения (залежи), и по мере накопления данных о геологическом строении месторождения, его запасах нефти и газа составляется комплексный проект разработки.

При этом составляются:

- технологическая схема разработки;
- технико-экономическое обоснование (ТЭО) целесообразности разработки;
- рабочие чертежи на обустройство;
- проект разработки после завершения бурения основного фонда скважин.

Принятые в технологических схемах и проектах разработки годовые показатели по уровням добычи нефти и закачки воды, объемам бурения и вводу скважин, средним дебитам и т. д. периодически уточняются организацией (НИИ-составителем) в сроки, дающие возможность планирования добычи нефти.

Комплексные схемы и проекты состоят из основных разделов: 1) геологической характеристики месторождения; 2) технологии разработки месторождения; 3) техники и технологии эксплуатации скважин; 4) организации и производства буровых работ; 5) схемы генерального плана обустройства; 6) технико-экономической части; 7) авторского надзора за анализом разработки месторождения.

1. В разделе «Геологическая характеристика месторождения» описывается геологическое строение, приводятся характеристика коллекторских свойств продуктивных пластов (проницаемость, пористость, неоднородность и т. д.), физико-химические свойства нефти, газа и воды как в пластовых, так и в поверхностных условиях, описывается природный режим залежи.

2. В разделе «Технология разработки месторождений» обосновываются системы разработки: 1) выделяются эксплуатационные объекты, выбирается общая схема размещения скважин или сетка скважин, определяется число эксплуатационных, нагнетательных, пьезометрических и наблюдательных скважин и порядок ввода их в действие; 2) определяется объем добычи нефти, газа и воды по годам на весь срок разработки; 3) обосновывается динамика изменения технологических показателей по годам на проектируемый период (добыча нефти, газа и воды, изменение фонда скважин, пластового и устьевых давлений и т. д.); 4) обосновывается система воздействия на залежь существующими (закачка воды, газа) и новыми (закачка теплоносителей, взаиморастворимых жидкостей, мицеллярных растворов и ПАВ) методами с целью увеличения коэффициента нефтеотдачи; 5) обосновываются мероприятия по контролю и регулированию за процессом разработки месторождения; 6) обосновываются диаметры эксплуатационных колонн всех категорий скважин.

3. В разделе «Техника эксплуатации скважин» освещены вопросы: 1) обоснования рациональных способов эксплуатации скважин; 2) сроков перевода скважин с фонтанного способа на механизированный (глубиннонасосный, ЭЦН, газлифтный и др.); 3) определения ориентировочной потребности в основном оборудовании для эксплуатации скважин; 4) установления возможности и объема применения одновременной эксплуатации двух и более пластов одной скважиной, а также возможность и объем применения одновременной закачки воды (или газа); 5) комплекса исследовательских работ в процессе эксплуатации скважин.

4. В разделе «Организация и производство буровых работ» освещены вопросы: 1) определения числа буровых установок, необходимых для разбуривания месторождения; 2) обоснования конструкции скважин; 3) организации буровых работ на весь период разбуривания месторождения; 4) обоснования оптимальных условий вскрытия продуктивных пластов при бурении и при перфорации, обеспечивающих успешность проведения работ по освоению скважин и высокую их продуктивность; 5) обоснования комплекса исследовательских работ в процессе бурения скважин; 6) определения капитальных вложений и технико-экономических показателей буровых работ на месторождении.

5. В разделе «Схема генерального плана промышленного обустройства» разрабатываются принципиальные решения по основным системам обустройства включающие: выбор оптимальных устьевых давлений скважин, гидравлические расчеты систем трубопроводов, число и оптимальное расположение автоматизированных групповых замерных пунктов по измерению флюидов каждой скважины, рациональное расположение кустовых насосных станций (КНС), дожимных насосных станций (ДНС), установок подготовки нефти, газа и воды, водоснабжение, канализация, дороги, связь, автоматизация технологических процессов и др.; определяются

связи с внешними объектами (базами) стройиндустрии и строительных материалов, энерго- и водоснабжения, производственного обслуживания предприятий бурения и добычи нефти; для морских месторождений обосновывается выбор гидротехнических сооружений, определяется очередность обустройства участков акватории и порядок ввода очередей.

6. В разделе «Технико-экономическая часть» определяются: 1) основные технико-экономические показатели разработки, бурения, эксплуатации и обустройства, а также приведенные затраты; 2) технико-экономические показатели рассматриваемых вариантов; 3) капитальные вложения и объемы строительно-монтажных работ по укрупненным показателям и нормативам удельных капитальных вложений на бурение скважин и обустройство; 4) определяются эксплуатационные расходы и трудовые затраты.

7. В разделе «Авторский надзор за анализом разработки месторождения» обобщаются материалы, накапливаемые в процессе разработки месторождения, вносятся необходимые коррективы в проектные решения и обосновываются мероприятия по регулированию разработки, учитывающие геологическое строение залежи и динамичность протекающих в недрах процессов.

Рекомендации авторского надзора анализа разработки должны вытекать в основном из принципиальных технологических решений, обоснованных в проектных документах, т. е. в комплексной схеме и проекте разработки.

Комплексные схемы и проекты являются документами для открытия финансирования первоочередных сооружений и вводу их в опытно-промышленную или промышленную разработку.

Таким образом, комплексное проектирование разработки нефтяных месторождений решает два основных вопроса: достижение более высокой степени использования промышленных запасов нефти, а также существенное сокращение расходов на проектирование и переобустройство систем сбора, транспорта и подготовки нефти, газа и воды.

§ 3. ЭТАПЫ ИЗУЧЕНИЯ И ОСВОЕНИЯ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Началом жизни любого нефтяного месторождения следует считать получение промышленных притоков нефти из разведочных скважин. Поэтому рациональную систему разработки нефтяного месторождения создают постепенно по мере накопления информации о месторождении, получаемой при бурении разведочных и эксплуатационных скважин.

Рациональная система разработки — это система, которая обеспечивает запланированный объем добычи нефти с минимально возможными народнохозяйственными издержками при максимально возможной нефтеотдаче.

В схеме опытной или опытно-промышленной эксплуатации обосновываются первые мероприятия по добыче нефти, направленные

ные на получение необходимых для проектирования промышленной разработки дополнительных данных о геолого-промысловых особенностях месторождения и на ускорение его ввода в промышленную разработку.

В связи с этим процесс изучения и освоения любого вновь открытого месторождения разбивается на четыре этапа:

I этап — промышленная доразведка, включающая разведочное бурение по оконтуриванию площади месторождения, строительство не дорогих временных сооружений и начало пробной эксплуатации разведочных скважин, детальное проведение комплекса исследовательских работ, накопление исходных данных для составления проекта опытной разработки, составление и внедрение перспективной схемы обустройства промышленной доразведки;

II этап — продолжение накопления исходных данных для составления комплексной схемы разработки и строительства промыслов, начало эксплуатационного бурения и бурения пьезометрических, наблюдательных и нагнетательных скважин (там, где разработка месторождения будет осуществляться с поддержанием пластового давления). Согласно проекту опытной разработки осуществляется строительство первоочередных объектов, необходимых для начала эксплуатации;

III этап — продолжение эксплуатационного бурения, составление и внедрение комплексного проекта разработки, ввод в эксплуатацию отдельных групп скважин;

IV этап — окончание разбуривания площади месторождения, завершение строительства всего комплекса промысловых сооружений, проектирование и строительство объектов подсобного назначения, ввод в эксплуатацию основного фонда скважин.

§ 4. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ, НЕОБХОДИМЫЕ ДЛЯ СОСТАВЛЕНИЯ КОМПЛЕКСНЫХ СХЕМ И ПРОЕКТОВ РАЗРАБОТКИ

Исходные данные для составления комплексных схем разработки научно-исследовательские институты (НИИ) получают от тематических, геологических научно-исследовательских партий территориальных геологических управлений, которые проводят детальные исследования пластов, разведочных и эксплуатационных скважин, выходящих из бурения и вступающих в опытную или опытно-промышленную эксплуатацию. После накопления информации составляют комплексную схему, а затем комплексный проект разработки месторождения.

Обустройство вновь открытого месторождения полностью базируется на данных, заложенных в комплексной схеме и проекте разработки данного месторождения. При обосновании системы промыслового обустройства, в которую входят различного рода трубопроводы систем сбора и транспортирования нефти, газа и воды, оборудование дожимных насосных станций (ДНС), уста-

новок подготовки нефти (УПН), установок подготовки воды (УПВ), компрессорных станций (КС) и кустовые насосные станции (КНС), все вопросы рассматриваются в тесной связи с технологическими процессами его разработки и эксплуатации скважин.

Известно, что размещения скважин определяет схему обустройства, в то же время технологические режимы работы наземного оборудования влияют на сам процесс разработки.

Для правильного выбора типоразмеров поверхностного оборудования, а также различного рода трубопроводов, подлежащих монтажу на данном конкретном месторождении, в комплексной схеме, а затем и в проекте разработки должны иметься следующие сведения:

1) объемы добычи нефти, газа и пластовой воды по годам, желательны до конца разработки месторождения; 2) изменение устьевых давлений эксплуатационных скважин по годам, желательно также за весь период разработки; 3) расположение скважин на площади месторождения (сетка скважин); 4) глубины скважин и изменение температуры по стволу скважин; 5) состав пластовой нефти, ее плотность и вязкость в пласте и на поверхности, содержание в ней парафина, асфальтенов, нафтенов и смол, а также сероводорода и углекислого газа; 6) возможное изменение газового фактора в процессе разработки, групповой состав нефтяного газа и его плотность; 7) физико-химическая характеристика пластовых вод (ионный состав, плотность, щелочность, кислотность и коррозионная активность); 8) климатические и метеорологические условия в районе нефтяного месторождения, в частности, количество выпадающих осадков, максимальная и минимальная температура воздуха, глубина промерзания почвы; 9) структурная карта месторождения с расположением эксплуатационных и нагнетательных скважин; 10) источники воды, электроэнергии, наличие железных и шоссейных дорог; 11) топографическая карта.

§ 5. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ РАЗРАБОТКИ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

Для разработки нефтяных месторождений характерной особенностью является непостоянство объемов добываемой нефти во времени. Поэтому одной из особенностей технологии разработки нефтяных месторождений, влияющих на организацию капитального строительства, является изменяемость мощностей технологических установок в процессе разработки в зависимости от применяемого метода воздействия на залежь (ППД, теплоноситель и т. д.) и от темпов извлечения промышленных запасов.

Ориентировочные кривые изменения добычи нефти, ее себестоимость и обводненность нефти по годам разработки представлены на рис. 1, а и б.

Весь период разработки месторождения разбивается на четыре этапа.

Характерной особенностью *первого этапа* (см. рис. 1, а) является постепенный рост объемов добычи нефти (кривая 1), обусловленный непрерывным вводом в работу эксплуатационных скважин, выходящих из бурения.

Что касается себестоимости 1 т добываемой нефти (кривая 2), то она в этот период достигает максимальной величины в начале-

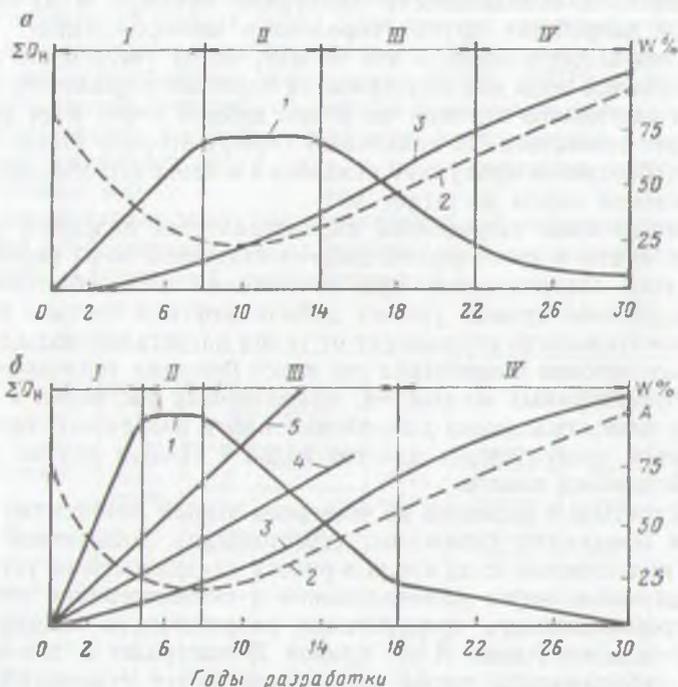


Рис. 1. Характер изменения добычи нефти (1), себестоимости 1 т нефти (2) и ее обводненности (3) по годам при разработке месторождения:

а — при традиционном методе разработки. б — при форсированном методе разработки

ный момент разработки, затем начинает уменьшаться, достигая минимума во втором этапе.

Период первого этапа разработки характеризуется очень часто фонтанной добычей безводной нефти, продолжительность этого периода зависит от многих факторов, главные из которых: 1) размеры площади и пластовое давление; 2) темпы разбуривания площади и ввода в эксплуатацию скважин; 3) мощность и число продуктивных горизонтов; 4) величина извлекаемых промышленных запасов и 5) методы воздействия на залежь для поддержания пластового давления и увеличения коэффициента нефтеотдачи.

Второй этап разработки характеризуется постоянством уровня добычи нефти и ее минимальной себестоимостью. В этот период

разработки продолжается ввод эксплуатационных скважин, однако фонтанирование их вследствие обводненности уменьшается, вместе с тем увеличивается число скважин, эксплуатирующихся механизированным способом. Продолжительность второго этапа также зависит от многих факторов, главные из которых: 1) темпы отбора нефти из месторождения; 2) величины извлекаемых запасов нефти; 3) обводненность продукции скважин и 4) подключение в разработку других горизонтов месторождения.

Конец второго этапа — это момент, когда увеличение объема закачиваемой воды для поддержания пластового давления не оказывает ощутимого влияния на объем добычи нефти и ее уровень начинает снижаться. В начальный период второго этапа наблюдается обводнение продукции скважин и в конце его обводненность извлекаемой нефти достигает 50%.

Третий этап разработки характеризуется падением уровня добычи нефти и увеличением добычи пластовой воды (кривая 3). Этот этап заканчивается при достижении 85% обводненности нефти. Наклон кривой уровня добычи нефти в третьем этапе и продолжительность его зависят от темпа нагнетания воды в пласт и новых методов воздействия на пласт (закачка теплоносителей, ваннморастворимых жидкостей, мицеллярных растворов и ПАВ).

На четвертом этапе разработки нефть извлекают, применяя промывки продуктивных пластов водой с ПАВ и другие методы воздействия на пласты.

На третьем и особенно на четвертом этапах интенсивно обводняется продукция скважины, себестоимость добываемой нефти резко поднимается из-за ввода в работу капиталоемких установок по подготовке нефти (обессоливание и обезвоживание нефти).

Нерентабельность продолжения разработки и эксплуатации месторождения (точка А на кривой 2) наступает в тот момент, когда себестоимость тонны добываемой нефти становится выше цены, установленной для данного района.

Допустим, что кривые, приведенные на рис. 1, а, относятся к обычному (нефорсированному) методу разработки месторождения (отбор нефти 4—5% в год от извлекаемых запасов).

Теперь рассмотрим ход этих же кривых при форсированной разработке месторождения (отбор нефти 7—8% в год от извлекаемых запасов) и покажем не только органическую связь проекта разработки с проектом обустройства, но и динамику изменения капитальных вложений в обустройство. На рис. 1, б в том же масштабе приведены эти кривые. Кривые 4 и 5 характеризуют на этом рисунке капиталовложения соответственно при обычной и форсированной разработке месторождения. Для получения больших отборов нефти при форсированной разработке месторождения (этап I) требуется прежде всего большое число эксплуатационных скважин, а следовательно, высокий темп разбуривания площади, существенное увеличение ассигнований, идущих на строительство сооружений по поддержанию пластового давления

(ППД), а также на строительство установок по подготовке нефти (УПН) и установок подготовки воды (УПВ).

При форсированной разработке месторождений на разных этапах возникает необходимость переноса фронта закачки жидкости, создания дополнительных очагов заводнения, увеличения мощностей линий электропередач, подстанций, кустовых насосных станций (КНС) и дожимных насосных станций (ДНС). Поэтому с интенсификацией отбора нефти существенно меняется структура строительно-монтажных работ, увеличиваются почти вдвое ассигнования на строительство сооружений ППД, УПН и УПВ.

Увеличение объемов добычи нефти и извлечения воды (особенно на II и III этапах разработки) влияют на изменение мощностей установок подготовки нефти, газа, а также очистных сооружений для пластовых вод.

Для иллюстрации этого положения в табл. 2 показана динамика изменения коэффициентов использования установок по подготовке нефти, газа и воды по 4 месторождениям¹.

ТАБЛИЦА 2

Месторождение	1967 г.			1970 г.		1975 г.	
	Добыча нефти, млн. т	Установки подготовки нефти, газа и воды		Добыча нефти, млн. т	Коэффициент использования установок подготовки нефти	Добыча нефти, млн. т	Коэффициент использования установок подготовки нефти
		Мощность	Коэффициент использования				
Туймазинское	14,3	13,6	1,00	11,2	0,83	4,7	0,35
Мухановское	15,0	19,0	1,00	13,0	0,68	5,6	0,29
Шкловское	11,0	9,8	1,00	9,8	1,00	3,6	0,36
Бавлинское	3,5	2,9	1,00	3,0	1,00	1,5	0,52

Анализ кривых, приведенных на рис. 1, а, б, и данных табл. 2 показывает, что этапы разработки любого месторождения должны быть увязаны с промысловым обустройством. Такая увязка может осуществляться только при условии составления комплексных проектов разработки, базирующихся на полной информации о параметрах пластов и флюидов, на детальном графиках и планах разбуривания месторождения с использованием нормальных рядов блочного оборудования, которое можно быстро установить, и при ненадобности его на данном месторождении — демонтировать и использовать на другом месторождении.

¹ Соколов Г. Д. Капитальное строительство в нефтяной промышленности. М., Недра, 1973.

Из последнего столбца табл. 2 видно, что по 4 месторождениям в конце III и в начале IV этапов разработки в среднем можно демонтировать 55% установленного оборудования и использовать его на месторождениях, которые в нем нуждаются.

§ 6. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ СИСТЕМ СБОРА И ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ

В настоящее время промысловое обустройство представляет собой герметизированную, как правило, высоконапорную систему сбора, транспортирования и подготовки нефти, газа и воды с полной автоматизацией всех технологических процессов.

К числу основных требований, предъявляемых при проектировании систем сбора, транспортирования и подготовки нефти, газа и воды, входящих составной частью в комплексный проект разработки, относятся: 1) точный замер нефти, газа и воды по каждой скважине для выбора необходимого оборудования, контроля и регулирования за разработкой месторождения; 2) обеспечение герметизированного сбора нефти, газа и воды на всем пути движения от скважин до магистрального нефтепровода с целью уменьшения потерь нефтяного газа и потерь легких фракций нефти; 3) доведение нефти и газа на технологических установках до норм товарной продукции; учет этой продукции и передача ее транспортным организациям; 4) обеспечение высоких экономических показателей по капитальным затратам, снижению металлоемкости и эксплуатационных расходов; 5) возможность ввода в эксплуатацию части месторождения с полной утилизацией нефтяного газа до окончания строительства всего комплекса сооружений; 6) надежность в эксплуатации технологических установок и возможность полной их автоматизации; 7) изготовление основных узлов и оборудования индустриальным способом в блочном и мобильном исполнении с полной автоматизацией технологического процесса; 8) универсальность системы сбора нефти, газа и воды и технологических установок.

Нефтяные месторождения в нашей стране расположены в различных климатических зонах, имеют различные глубины скважин и различные физические свойства нефти, газа и воды, что обуславливает индивидуальный подход при разработке проектов обустройства.

СИСТЕМЫ СБОРА, ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ И ПОДГОТОВКИ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ НА ПРОМЫСЛАХ

§ 1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О СИСТЕМАХ ПРОМЫСЛОВОГО СБОРА И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ УСТАНОВКАХ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ

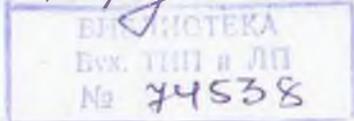
Система промыслового сбора (СПС) и транспортирования нефти, газа и воды — это разветвленная сеть трубопроводов, проложенных на площадях месторождений подземно, надземно, подводно или надводно.

Для разных по площади месторождений сеть трубопроводов бывает различной. Так, например, для Ромашкинского месторождения Татарии общая длина всех трубопроводов, проложенных подземно, превышает 30 тыс. км. Диаметры этих трубопроводов колеблются в широких пределах — от 100 до 1020 мм. Трубопроводы диаметром 100 мм (выкидные линии), как правило, прокладывают от устьев скважин до автоматизированных групповых замерных установок (АГЗУ). По трубопроводам диаметром 1020 мм транспортируется пресная вода с реки Кама для заводнения нефтяных пластов с целью поддержания в них пластового давления и увеличения коэффициента нефтеотдачи.

Все трубопроводы, транспортирующие как однофазные (нефть, газ или вода), так и двухфазные (нефть + газ) или многофазные (нефть + газ + вода) жидкости, проверяются на пропускную способность, т. е. на гидравлические сопротивления с учетом или без учета перепада температур, а также на механическую прочность.

Нефть извлекаемая на поверхность из скважин, часто называется «сырой» нефтью, поскольку в ней содержится пластовая вода с растворенными солями, газы органического (от C_1 до C_1) и неорганического (H_2S , CO_2) происхождения, а также механические примеси (песок, глина, известняк и т. д.). Для получения товарной нефти и нефтяного газа, а также пластовой воды, которую можно было бы снова возвращать в пласт, применяют специальные технологические установки.

Таким образом, технологические установки подготовки нефти, газа и воды — это комплекс блочного автоматизированного оборудования и аппаратов, в которых последовательно и непрерывно происходят процессы обезвоживания и обессоливания нефти, осушка (от водяных паров) и очистка (от сероводорода H_2S и двуокиси углерода CO_2) нефтяного газа, а также очистка пласто-



вой сточной воды от капелек нефти, механических примесей, железа, сероводорода, углекислого газа и кислорода.

Обезвоживание и обессоливание добытой на поверхность нефти проводят для: 1) уменьшения транспортных расходов; 2) предотвращения образования стойких эмульсий и 3) снижения коррозионного разрушения промышленного, магистрального и заводского оборудования.

Осушку и очистку нефтяного газа проводят для: 1) предотвращения гидратообразования в газопроводах; 2) снижения коррозионного разрушения газопроводов и оборудования, установленного на газоперерабатывающих заводах (ГПЗ).

Очистку и ингибирование пластовой (сточной) воды проводят для: 1) сохранения «чистоты» призабойной зоны или, иными словами, сохранения приемистости нагнетательных скважин; 2) предотвращения образования коррозионных разрушений в напорных трубопроводах и в эксплуатационных колоннах нагнетательных скважин.

Для всех описанных операций сбора, транспортирования и подготовки нефти, газа и воды в комплексном проекте разработки месторождения предусматривается размещение основных нефтепромысловых объектов и коммуникаций, на сооружение которых расходуется около 50% капложений, выделяемых нефтедобывающей промышленности.

§ 2. СИСТЕМЫ ПРОМЫСЛОВОГО СБОРА И ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ НА СТАРЫХ ПЛОЩАДЯХ, ИХ ДОСТОИНСТВА И НЕДОСТАТКИ

До недавнего времени все системы сбора и транспортирования нефти, газа и воды были негерметизированными, двухтрубными, в большинстве случаев самотечными, такие системы продолжают эксплуатироваться на старых площадях.

Существует несколько разновидностей двухтрубных самотечных систем сбора и транспортирования нефти, газа и воды [3, 7]. Поэтому здесь не описан анализ работы всех этих систем, а приведен лишь один пример работы системы и отдельных ее узлов.

Двухтрубной системой она называется потому, что нефть и газ, разделенные в сепараторах, установленных у устьев скважин или на сборных пунктах, транспортируются каждый по своему трубопроводу до центрального пункта сбора, а самотечной — потому, что движение нефти по выкидным линиям или сборным коллекторам осуществляется за счет разности геодезических отметок.

При самотечной системе сбора продукцию каждой отдельной скважины можно измерять как в индивидуальных, так и в групповых замерно-сепарационных установках.

На рис. 2, а показана схема индивидуальной замерно-сепарационной установки (ИЗУ) самотечной системы, а на рис. 2, б — групповая замерно-сепарационная установка (ГЗУ).

Индивидуальная замерно-сепарационная установка самотечной системы сбора работает следующим образом. Нефть и газ от скважин 1 (см. рис. 2, а) поступают в ИЗУ 2, расположенную

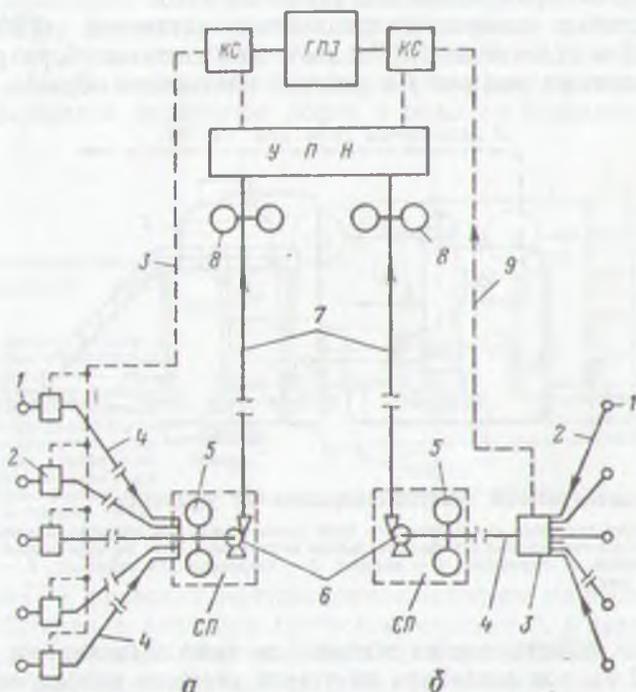


Рис. 2. Негерметизированная двухтрубная самотечная система сбора и транспортирования нефти, газа и воды:

а — индивидуальная замерно-сепарационная установка: 1 — скважина; 2 — индивидуальная замерная установка; 3 — газопровод; 4 — самотечная выкидная линия; 5 — участковые резервуары сборного пункта (СП); 6 — насос; 7 — сборный коллектор; 8 — сырьевые резервуары;
 б — групповая замерно-сепарационная установка: 1 — скважина; 2 — выкидные линии; 3 — групповая замерная установка; 4 — самотечный сборный коллектор; 5 — участковые резервуары сборного пункта; 6 — насос; 7 — сборный коллектор; 8 — сырьевые резервуары; 9 — газопровод

в непосредственной близости от устья скважины 1. Нефть и вода, отделенные в трапах от газа, поступают в самотечные выкидные линии 4, а затем в участковые негерметизированные резервуары 5 сборного пункта СП. Из резервуаров 5 нефть забирается центробежным насосом 6 и подается по сборному коллектору 7 в сырьевые резервуары 8 установки подготовки нефти (УПН). При соответствующем рельефе местности иногда сборный коллектор 7 является самотечным. Отстоявшаяся вода в резервуарах 5 сбрасывается

в канализацию или вместе с нефтью (в виде эмульсии) транспортируется до сырьевых резервуаров 8 (УПН). Отсепарированный в трапе, установленном на площадке ИЗУ, газ под собственным давлением (до 0,4 МПа) транспортируется по сборному газопроводу 4 на газоперерабатывающий завод (ГПЗ) (если он имеется) или до компрессорной станции (КС) (если площадь месторождения большая), которая подает его также на ГПЗ.

Групповая замерно-сепарационная установка (ГЗУ) (см. рис. 2, б) в отличие от ИЗУ самотечной системы сбора располагается вдали от скважин 1 и работает следующим образом. Нефть,

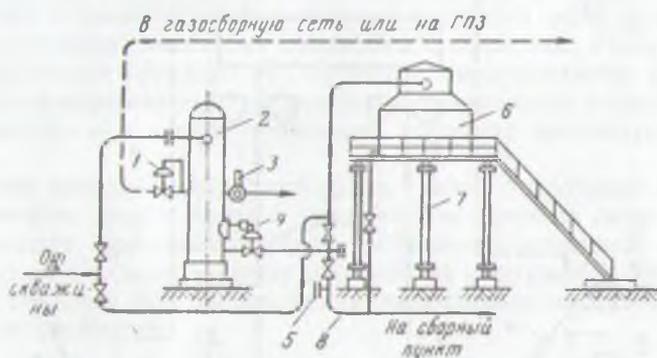


Рис. 3. Индивидуальная замерно-сепарационная установка:

1 — регулятор давления «до себя»; 2 — трап (сепаратор); 3 — предохранительный клапан; 4 — регулятор уровня с исполнительным механизмом; 5 — заглушка для пропарки выкидной линии от парафина; 6 — мерник; 7 — пьедестал для мерника; 8 — выкидная самотечная линия

газ и вода, добываемые из скважин, по выкидным линиями длиной от 1 до 2 км под давлением на устьях скважин направляются на ГЗУ, где происходит их разделение и измерение. После ГЗУ нефть и вода по сборному самотечному трубопроводу 4 поступают в участковые негерметизированные резервуары 5 сборного пункта, а из них центробежным насосом подаются по сборному коллектору 7 в сырьевые резервуары УПН. Отсепарированный от нефти в трапах газ на ГЗУ под собственным давлением по сборному газопроводу 9 транспортируется на ГПЗ или на компрессорную станцию КС. К сборному газопроводу может быть подключено несколько ГЗУ.

На рис. 3 (вид сбоку) представлена самотечная схема индивидуально-замерной сепарационной установки (ИЗУ).

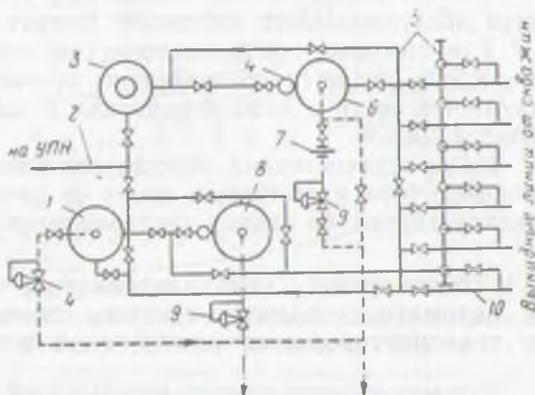
Как видно из рис. 3, на индивидуально-замерной сепарационной установке в непосредственной близости от скважины монтируется трап 2 и на пьедестале 7 мерник 6, служащий для измерения количества нефти и воды, поступающих из скважины. При условии гористой местности мерник устанавливают на поверхности земли, а при ровной местности — на пьедестале, создающем

условия для движения нефти и воды по самотечной выкидной линии к участковому сборному пункту промысла.

На рис. 4 показано, что на ГЗУ, в отличие от ИЗУ, поступает продукция нескольких скважин, которая через распределительную батарею направляется в трап первой ступени, а из него перепускается в трап второй ступени. Газ, выделившийся из нефти в трапе, в котором поддерживается давление до 0,6 МПа, проходит регулятор давления «до себя» и направляется в общую газосборную сеть (см. рис. 2, б). Газ, выходящий из трапа второй ступени, обычно используют для отопления или сжигают в факелах. Измерение количества нефти и воды по отдельным сква-

Рис. 4. Групповая замерно-сепарационная установка:

1 — трап второй ступени; 2 — самотечный коллектор и сборному пункту; 3 — мерник; 4 — регулятор уравнивания с исполнительным механизмом; 5 — распределительная батарея; 6 — замерный трап; 7 — замерная диафрагма; 8 — трап первой ступени; 9 — регулятор давления «до себя»; 10 — выкидные линии



жинам на ГЗУ проводят переключением задвижек на распределительной батарее, в замерном трапе или мернике 3, а газа — при помощи диафрагмы и самопишущего прибора ДП-430.

Анализ работы самотечной системы сбора нефти как с индивидуальным, так и с групповым замерно-сепарационным оборудованием приводит к следующим выводам.

1. Самотечные нефтепроводы (см. рис. 3, 8) работают под напором, создаваемым разностью геодезических отметок в начале и в конце нефтепровода, поэтому мерник 6 (см. рис. 3) должен быть поднят над уровнем земли, а в гористой местности необходимо изыскивать такую трассу, чтобы обеспечить нужный напор, а следовательно, и пропускную способность.

2. При самотечной системе необходима глубокая сепарация нефти от газа для предотвращения возможного образования в нефтепроводах (особенно при всхолмленной местности) газовых «мешков» (см. рис. 6), могущих существенно снизить пропускную способность нефтепроводов.

3. Самотечные выкидные линии и сборные коллекторы не могут быть приспособлены к возможному увеличению дебитов скважин или к сезонным изменениям вязкости нефти и эмульсий в связи с их ограниченной пропускной способностью.

4. В самотечных системах скорость потока жидкостей низкая, поэтому происходит отложение механических примесей, солей и парафина, в результате чего уменьшается сечение нефтепроводов, а следовательно, уменьшается и их пропускная способность.

5. Потери нефти от испарения легких фракций и газа при самотечной системе достигают 3% от общей добычи нефти. Основными источниками потерь нефти при самотечной системе нефтесбора являются негерметизированные мерники и резервуары, устанавливаемые у скважин, на сборных пунктах и в товарных парках.

6. Самотечные системы сбора трудно поддаются автоматизации.

7. Самотечная система нефтесбора требует большого количества обслуживающего персонала (операторов, лаборантов).

Единственным преимуществом самотечной системы нефтегазоводосбора является сравнительно точное измерение по каждой скважине нефти и воды в мерниках и газа — с помощью расходомера Дп-430.

Из-за перечисленных недостатков самотечной системы нефтегазоводосбора в настоящее время ее вновь нигде не строят, но эксплуатируют на старых месторождениях.

§ 3. СОВРЕМЕННЫЕ ГЕРМЕТИЗИРОВАННЫЕ И АВТОМАТИЗИРОВАННЫЕ СИСТЕМЫ ПРОМЫСЛОВОГО СБОРА И ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ

Существует несколько разновидностей герметизированных систем сбора и транспортирования нефтегазовых смесей, зависящие от: 1) величины и формы площади нефтяного месторождения; 2) рельефа местности (ровная, гористая); 3) физико-химических свойств нефти и нефтяных эмульсий, а также климатических условий данного месторождения; 4) системы сбора нефти, газа и воды, применяемые на морских месторождениях.

Ниже кратко описаны указанные системы сбора нефти, газа и воды и отмечены их достоинства и недостатки.

1. Герметизированные системы сбора и транспортирования нефти, зависящие от величины и формы площади месторождения. Нефтяные месторождения по площади могут быть большими (30 × 60 км), средними (10 × 20 км) и малыми (до 10 км²). По форме эти месторождения могут быть вытянутыми, круглыми и эллиптическими. В зависимости от величины площади, формы нефтяного месторождения и давлений на устьях скважин может несколько изменяться система промыслового сбора и транспортирования нефти, газа и воды¹.

Схема сбора и транспортирования нефти, газа и воды для самого большого месторождения с набором блочного автоматизированного

¹ Сбор, сепарация и деэмульсация нефти на месторождениях Западной Сибири. Н. С. Маринин, Ф. Г. Аржанов, А. М. Каган, и др. М. ВНИИОЭНГ, 1976.

оборудования, применяемого в настоящее время, показана на рис. 5, и она работает следующим образом.

Нефть, газ и, как правило, вода из скважины под устьевым давлением направляются в выкидную линию 2 диаметром 100—150 мм и длиной от 0,8 до 3 км. Из выкидных линий продукция скважин поступает на автоматизированную групповую замерную установку, чаще всего «Спутник» 3, где происходит отделение нефтяного газа от жидкости (нефть + вода) и автоматическое поочередное измерение этих флюидов по каждой подключенной скважине.

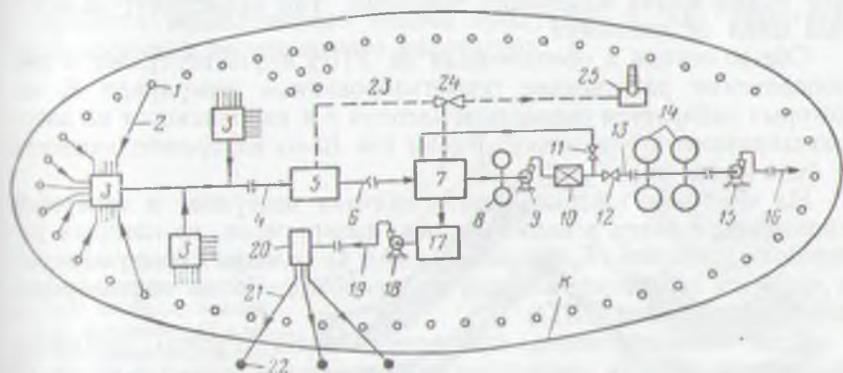


Рис. 5. Герметизированная высоконапорная система сбора и транспортирования нефти, газа и воды для больших площадей месторождения:

1 — эксплуатационные скважины; 2 — выкидные линии; 3 — автоматизированная групповая замерная установка «Спутник»; 4 — сборный коллектор для нефти, газа и воды; 5 — дожимная насосная станция (ДНС); 6 — сборный коллектор частично дегазированной нефти; 7 — установка подготовки нефти УПН; 8 — герметизированные попеременно работающие товарные резервуары; 9, 15, 18 — центробежные насосы; 10 — автоматизированная установка по измерению качества и количества товарной нефти «Рубин-2М»; 11, 12 — автоматически закрывающиеся и открывающиеся краны; 13 — коллектор товарной нефти; 14 — товарные резервуары; 16 — магистральный нефтепровод; 17 — установка подготовки воды (УПВ); 19 — водоход; 20 — кустовая насосная станция (КНС); 21 — пододод высокого давления; 22 — нагнетательная скважина; 23 — газопровод; 24 — эжектор; 25 — газоперерабатывающий завод (ГПЗ); К — контур нефтеносности

После Спутника нефть, газ и вода снова смешиваются и направляются в сборный коллектор 4 диаметром от 200 до 500 мм, длиной до 8 км и движутся под собственным давлением до дожимной насосной станции (ДНС) 5, где, как правило, устанавливают сепараторы, в которых происходит отделение нефти от газа, а на поздней стадии разработки — и от воды.

Газ с ДНС по газопроводу под собственным давлением поступает на установку подготовки нефти (УПН) и через эжектор, 24 — на газоперерабатывающий завод (ГПЗ), а частично дегазированная в сепараторах первой степени нефть направляется на прием насосов и подается ими по сборному коллектору 6 на установку подготовки нефти УПН. На УПН происходят вторая и третья степени сепарации нефти от газа, а также обессоливание и обезвоживание нефти. Отделившийся на УПН на второй степени сепарации газ направляется также через эжектор, а оттуда — на ГПЗ. Дренаж-

ная вода (пластовая + пресная для обессоливания), отделившаяся от нефти на УПН, подается на установку очистки воды (УОВ), или, что одно и то же, на установку подготовки воды (УПВ), из которой насосами по водоводам перекачивается к кустовым насосным станциям (КНС). Насосы высокого давления КНС, не показанные на схеме, подают пластовую сточную воду под давлением 15—20 МПа по водоводам 21 в нагнетательные скважины. Таким образом, вода, поступившая вместе с нефтью из пласта и отделенная от нее на УПН, снова закачивается в пласт для поддержания пластового давления. Так происходит замкнутый цикл ее движения.

Обезвоженная и обессоленная на УПН нефть поступает в два попеременно работающие герметизированные резервуара 8, из которых забирается подпорным насосом 9 и направляется на автоматизированную установку «Рубин 2м» 10 по измерению качества и количества ее.

Из «Рубина» товарная нефть сначала поступает в товарный коллектор, а затем в парк товарных резервуаров, из которых забирается насосами 15, установленными на головных сооружениях, и подается по магистральному нефтепроводу 16 на нефтеперерабатывающий завод (НПЗ):

Если товарная нефть, проходящая через «Рубин», окажется некондиционной, то происходит автоматическое закрытие крана 12 и открытие крана 11, и некондиционная нефть сначала поступает в резервуар некондиционной нефти, а затем на УПН, где происходит дополнительное ее обессоливание и обезвоживание.

Для небольших месторождений, по форме приближающихся к кругу, обычно дожимных насосных станций не строят.

2. Герметизированные системы сбора и транспортирования нефти, зависящие от рельефа местности. В данном случае поступают так: если рельеф местности месторождения ровный, то систему сбора продукции скважин принимают такой, какой она была показана на рис. 5. Если же рельеф местности месторождения гористый или всхолмленный, то существенным изменениям подвергается только сборный коллектор (см. рис. 5, 4).

Чаще всего рекомендуется вместо одного большого коллектора (например, диаметром 400 мм) укладывать два сборных коллектора диаметром 200 и 330 мм, равновеликих по площади большому.

Два сборных коллектора (но равновеликих по площади одному большому) делают для создания, во-первых, отдельного сбора обводненной и необводненной нефти, что имеет важное технико-экономическое значение при подготовке ее на УПН и, во-вторых, для получения высоких скоростей потоков (2,5—3,5 м/с), предотвращающих образование в повышенных местах рельефа местности газовых «мешков».

На рис. 6 приведена принципиальная схема структуры потока газожидкостной смеси в коллекторе большого и малого диаметра

при одной и той же подаче жидкости и газа в эти коллекторы. Из рисунка видно, что в коллекторе большого диаметра вследствие пониженной скорости потока (0,1—0,3 м/с) происходит гравитационное разделение газа от жидкости (сепарация), а в коллекторе малого диаметра, вследствие значительной скорости потока, гравитационного разделения газа от жидкости в повышенных местах местности не происходит.

Образование газовых «мешков» в коллекторе большого диаметра ведет к разрыву сплошности потока жидкости, в результате чего получается неравномерная подача продукции и, как следствие пульсирующая работа самого коллектора.

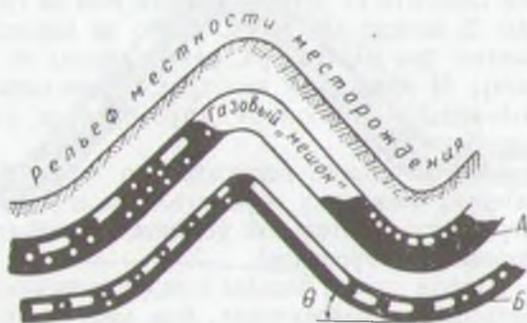


Рис. 6. Структура нефтегазового потока в «рельефных» сборных коллекторах большого (А) и малого (Б) диаметра при одинаковой подаче в них нефти и газа

Для передавливания частично отсепарированной нефти из одной части коллектора в другую (см. рис. 6) необходимо создание дополнительного давления для сжатия газового «мешка» до размеров, позволяющих перетекать этой нефти из одного колена в другое.

Создание дополнительных давлений для транспортирования нефтегазовых смесей по «рельефному» трубопроводу приводит к большим пульсациям давления (до 5 МПа), которые могут повлечь: 1) разрыв самого трубопровода вследствие его вибрации; 2) нарушение нормальной работы контрольно-измерительных приборов, установленных на оборудовании ДНС, УПН и УПВ; 3) ухудшение режима работы как сепарационных установок, установок подготовки нефти (УПН), так и установок подготовки воды (УПВ); 4) временное прекращение фонтанирования скважин.

В свою очередь, нарушение нормального режима работы сепарационных установок и УПН, как правило, влечет большую загазованность товарных парков, в результате чего создаются ситуации возникновения пожаров, взрывов и отравление людей.

Как известно, пульсации давления в трубопроводах определяются амплитудой и частотой.

Амплитуда — это разность между максимальным и минимальным величинами давления в данной точке трубопровода, а частота — число колебаний давления в единицу времени, т. е. иными словами, величина, обратная промежутку времени t между максимальными и минимальными значениями давления.

Частота пульсаций прежде всего зависит от структуры потока, которая определяется количеством подаваемой жидкости (нефть + вода) и газа, диаметром

трубопровода и углом его наклона к горизонту θ (см. рис. 6), а также физическими свойствами перекачиваемых жидкостей и газа и особенно поверхностным натяжением системы нефть—газ.

Чем больше скорость нефтегазового потока, а также угол наклона θ трубопровода к горизонту тем больше частота пульсаций.

Амплитуда пульсаций зависит, прежде всего, от структуры потока, скорости нефтегазового потока, а также от угла наклона трубопровода и разности уровней начала и конца трубопровода. Чем меньше скорость нефтегазового потока, но больше угол наклона и разность отметок трубопровода, тем больше амплитуда пульсаций.

Существуют три способа ликвидации пульсаций в рельефных сборных коллекторах: 1) сепарация газа от нефти в непосредственной близости от устьев скважин или на групповых сборных пунктах; 2) вместо одного большого по диаметру коллектора прокладывают два коллектора, равновеликих по площади сечения большому; 3) при одной или трех перевальных (наивысших) точках большого по диаметру трубопровода устанавливают катушки с эжектором.

Первый способ невыгоден по технико-экономическим соображениям, поскольку осуществление его требует больших металлозатрат (дополнительной установки сепараторов и большой длины сборных газопроводов).

Второй способ борьбы с возникновением пульсаций в сборных «рельефных» коллекторах, как уже отмечалось, можно рекомендовать к внедрению повсеместно, если учесть при этом особенно большую продолжительность безводного периода эксплуатации скважин. При этом способе борьбы с пульсациями несколько увеличиваются металлозатраты (на 12%), затраты на земляные работы, а также на запорную и регулирующую арматуру. Однако это не столь существенно, если учесть, что при этом на протяжении всего периода разработки месторождения можно осуществлять раздельный сбор по двум коллекторам обводненной и необводненной нефти. Для необводненной нефти, как правило, не требуется строительства дорогостоящих УПН, и она без соответствующей подготовки (обезвоживания и обессоливания) может транспортироваться на нефтеперерабатывающие заводы.

В то же время при сооружении одного коллектора большого диаметра обводненная и необводненная нефти перемешиваются и специально обрабатываются на УПН.

Имеет перспективу широкого применения третий способ борьбы с пульсациями сборных «рельефных» коллекторов.

На рис. 7 приведена примерная схема «рельефного» сборного коллектора большого диаметра, оборудованного эжектором. Сущность работы этого коллектора сводится к следующему.

Вследствие незначительного сужения нефтегазовой струи в эжекторе, заключенном в катушку *Б*, в сечении его *С—С* получаются повышенные скорости смеси.

В результате этого в газоотводной трубке *А*, соединенной одним концом с эжектором в точке *С*, а другим — с самой высокой

точкой трубопровода (перевальной), образуется пониженное давление, подсос газовых скоплений из газового «мешка» и тем самым этот газ увлекается в пониженную часть сборного коллектора.

3. Системы сбора и транспортирования нефти, зависящие от физико-химических свойств перекачиваемых флюидов. В настоящее время открыты и эксплуатируются месторождения с парафинистой нефтью (Узень, Жетыбай и др.), движение которой по трубам не подчиняется известным законам гидравлики. Содержание

Рис. 7. «Рельефный» сборный коллектор с эжектором

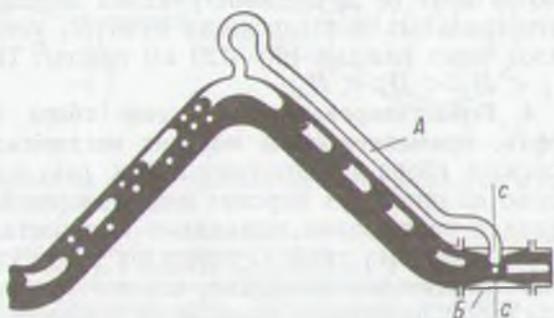
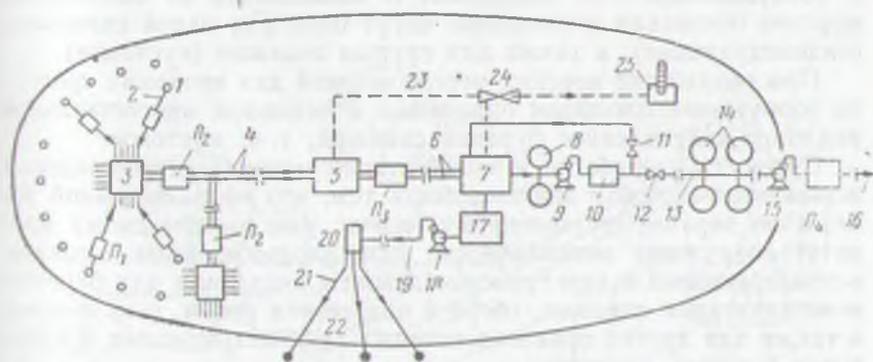


Рис. 8. Сбор и транспортирование парафинистой нефти, газа и воды на промыслах (обозначения см. рис. 5)



парафина в некоторых нефтях этих месторождений достигает 25%, а смол — 55%. Такие нефти при сравнительно высокой температуре (25—30° С) теряют свою подвижность, и для их транспортирования необходимы поршневые насосы большой мощности. Если вязкость нефти значительно возрастает при снижении температуры, то существенно осложняется пуск нефтепровода после его остановки, а при перекачке парафинистых нефтей может произойти «замораживание» нефтепровода до полного прекращения подачи. Поэтому для повышения транспортабельности парафинистой нефти по трубопроводам и снижения тем самым мощности насосных установок ее подогревают.

На рис. 8 приведена принципиальная схема сбора и транспортирования парафинистой нефти, газа и воды на промыслах.

Данная схема не отличается от схемы, приведенной на рис. 5, за исключением позиций P_1 , P_2 , P_3 и P_4 , которыми обозначены печи, устанавливаемые для подогрева парафинистой нефти соответственно: в выкидных линиях (P_1), в сборных коллекторах (P_2 и P_3) и, наконец, на магистральном нефтепроводе (P_4).

В некоторых печах сжигают нефтяной газ, получаемый в самих печах (P_1 , P_2) или при сепарации нефти от газа.

Печи, устанавливаемые в указанных на схеме местах, отличаются друг от друга конструкцией и тепловой мощностью. На магистральных нефтепроводах печи P_4 устанавливают, как правило, через каждые 100—120 км трассы. По тепловой мощности $P_1 < P_2 < P_3 < P_4$.

4. Герметизированные системы сбора и транспортирования нефти, применяемые на морских месторождениях. Для бурения скважин, сбора и подготовки нефти, газа и воды к транспортированию на площадях морских месторождений строят морские основания с надводными эстакадами и приэстакадными площадками из отработанных труб. С площадок бурят скважины, а эстакады, соединяющие эти площадки, служат основанием для строительства дорог, по которым происходит движение транспортных средств и обслуживание этих площадок. В зависимости от назначения морские основания и площадки могут быть для одной скважины (индивидуальные), а также для группы скважин (кустовые).

При разработке морских месторождений для экономии средств на сооружение площадок применяют в основном многоствольное наклонно-направленное бурение скважин, т. е. кустовое.

Сущность разработки и эксплуатации морских месторождений эстакадным способом заключается в том, что на разведанной залежи по заранее составленному (сейчас уже комплексному проекту) сооружают металлические или железобетонные эстакады с прилегающими к ним приэстакадными площадками для бурения и эксплуатации скважин, сбора и подготовки нефти, газа и воды, а также для других производственных административных и культурно-бытовых объектов.

Эстакады бывают двух типов: 1) прибрежные, расположенные вблизи берега и имеющие с ним надводную связь; 2) открытые, расположенные вдали от берега и не имеющие с ним надводной связи.

Для прибрежных морских месторождений система сбора нефти, газа и воды весьма проста и заключается в подаче их по выкидным линиям, проложенным по эстакаде, на автоматизированные групповые замерные установки (АГЗУ), расположенные на суше. От АГЗУ нефть, газ и вода по одному или двум сборным коллекторам транспортируются на (УПН).

На рис. 9 показана герметизированная система сбора и транспортирования нефти, газа и воды для прибрежных морских месторождений, а на рис. 10 — для морских месторождений, расположенных вдали от берега.

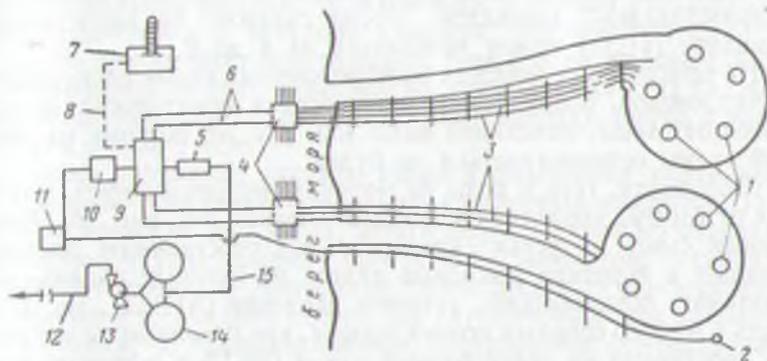


Рис. 9. Герметизированная система сбора и транспортирования нефти, газа и воды для прибрежных морских месторождений:

1 — устья эксплуатационных скважин; 2 — нагнетательная скважина; 3 — выкидные линии; 4 — групповые автоматизированные замерные установки; 5 — автоматизированная установка по измерению количества и качества товарной нефти; 6 — сборные коллекторы, транспортирующие нефтегазоводяные смеси; 7 — газоперерабатывающий завод; 8 — газопровод; 9 — установка подготовки нефти; 10 — установка подготовки воды; 11 — КНС; 12 — магистральный нефтепровод; 13 — насос для перекачки товарной нефти; 14 — резервуары товарной нефти; 15 — товарный нефтепровод

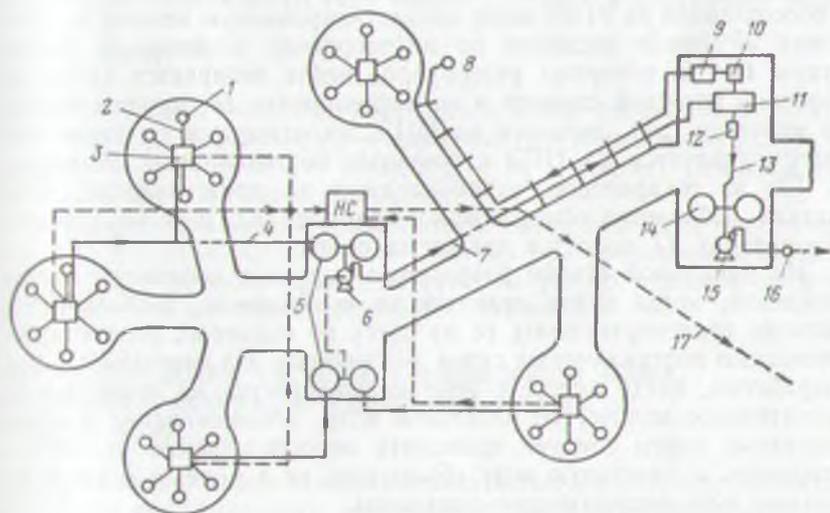


Рис. 10. Герметизированная система сбора и транспортирования нефти, газа и воды для морских месторождений, расположенных вдали от берега:

1 — устья эксплуатационных скважин; 2 — короткие выкидные линии; 3 — АПУД — автомат, понижающий устьевое давление; 4 — сборный коллектор; 5 — сырьевые резервуары; 6 — сырьевой насос; 7 — сборный нефтепровод; 8 — нагнетательная (поглощающая) скважина; 9 — КНС; 10 — УПВ; 11 — УПН; 12 — автомат по изменению качества и количества товарной нефти типа «Рубин»; 13 — товарный нефтепровод; 14 — товарные резервуары; 15 — насосы для перекачки товарной нефти; 16 — магистральный нефтепровод; 17 — газопровод

Морские месторождения разбуривают наклонными скважинами с приэстакадных площадок. Число скважин на приэстакадной площадке (кучте) может колебаться от 4 до 6.

На прибрежных морских месторождениях схема расположения нефтепроводов, оборудования и установок практически не отличается от схемы, описанной выше (см. рис. 5), поэтому на работе этой схемы останавливаться не будем.

Сбор нефти, газа и воды на морских месторождениях, удаленных от берега, проводят следующим образом (см. рис. 10). Нефтегазовая смесь из устья скважин 1 под собственным давлением попадает в короткие выкидные линии, из которых направляется в автомат, понижающий устьевое давление (АПУД). Из АПУД нефть и вода по сборным коллекторам 4, проложенным по морскому дну, поступают на нефтесборный пункт (НСП) в сырьевые резервуары. Из сырьевых резервуаров нефтесборного пункта (НСП) нефть и вода могут транспортироваться на сушу двумя путями: или с помощью нефтеналивных судов, или как показано на рис. 10, сначала с помощью сырьевого насоса 6 по сборному нефтепроводу 7 на установку подготовки нефти (УПН). На УПН 11 происходит разделение нефти от воды и газа: вода направляется на УПВ 10, а газ — на собственные нужды. С УПВ вода поступает на КНС, из которой центробежными насосами высокого давления нагнетается в нагнетательные скважины. Товарная нефть, обезвоженная и обессоленная на УПН, через автоматизированную замерную установку «Рубин-2» подается по нефтепроводу в товарные резервуары 14. Из товарных резервуаров нефть забирается насосами головной насосной станции и по нефтепроводу 16, проложенному по морскому дну, подается на НПЗ, находящуюся на суше или транспортируется на НПЗ с помощью нефтеналивных танкеров.

Газ из сепараторов, установленных на приэстакадных площадках, собирается компрессорной станцией (КС) и по подводному газопроводу 17 подается также на сушу.

На начальной стадии разработки морского нефтяного месторождения, когда нефть практически необходима, экономически выгодно транспортировать ее на сушу из сырьевых резервуаров с помощью нефтеналивных судов — танкеров. На конечной стадии разработки, когда вместе с нефтью извлекается на поверхность значительное количество пластовой воды, обезвоживание и обессоливание нефти следует проводить непосредственно на месторождении, а пластовую воду сбрасывать не в море, а в нагнетательные или поглощающие скважины.

Преимущества всех рассмотренных герметизированных систем сбора нефти, газа и воды заключаются в следующем.

Они обеспечивают: 1) полное устранение потерь легких фракций нефти, доходящих до 3% от добычи нефти в негерметизированных системах; 2) значительное уменьшение возможности образования и отложения парафина на стенках труб; 3) снижение металлоемкости системы; 4) сокращение эксплуатационных расходов

на обслуживание системы, 5) возможность полной автоматизации сбора, подготовки и контроля качества товарной нефти; 6) возможность транспортирования нефти, газа и воды по всей площади месторождений за счет давления на устье скважин; 7) снижение мощностей насосных станций, перекачивающих нефти с растворенными в них газом.

Однако указанные системы сбора и подготовки нефти имеют и некоторые недостатки, основными из которых являются: 1) невысокая точность измерения дебита нефти и воды по отдельным скважинам, осуществляемая при помощи автоматов, установленных на Спутниках; 2) повышение утечек жидкости в зазоре между плунжером и цилиндром насоса при глубиннонасосной эксплуатации скважин; 3) преждевременное прекращение фонтанирования скважин при поддержании высокого давления на устье, так как потенциальная энергия сжатого газа используется при этом далеко не полностью; 4) при бескомпрессорном и компрессорном способах добычи нефти — необходимость увеличения подачи газа в затрубное пространство (на 20—40%) для подъема одного и того же количества нефти, если давление на устье скважин вместо обычных 0,3—0,4 МПа поддерживать в пределах 1—1,5 МПа.

Например, если считать процесс расширения газа в скважине при движении его от забоя к устью изотермическим, то формулу для энергии свободного газа можно записать в следующем виде:

$$A_{\Gamma} = V_0 p_0 \ln \frac{p_{\text{заб}}}{p_{\text{у}}},$$

где V_0 — объем газа, поступающего к забою скважины в свободном виде с 1 т нефти, м³; p_0 — давление при нормальных условиях ($p_0 = 760$ мм рт. ст. и $t = 0^{\circ}$ С); $p_{\text{заб}}$ и $p_{\text{у}}$ — соответственно давление на забое и на устье скважины.

Из формулы видно, что чем ниже устьевое давление, тем больше энергия расширяющегося газа. Поэтому при фонтанном и бескомпрессорном способах добычи нефти¹ на устьях скважин целесообразно поддерживать пониженное давление.

4. ОПТИМИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ПРОМЫСЛОВОГО СБОРА, ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ И ПОДГОТОВКИ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ

В настоящее время исключительно большое внимание уделяется вопросам рационального размещения основных нефтепромысловых объектов и коммуникаций на территории месторождения.

Промысловое обустройство будет оптимальным, если достигается минимальное (экстремальное) значение некоторой функции

¹ При компрессорном способе добычи нефти высокое давление на устьях скважин не влияет на снижение энергии A_{Γ} , так как в условиях поддержания высокого давления на приеме компрессоров расходуется меньше энергии на сжатие газа в них.

(x, y) , определенной на множестве всех размещений основных нефтепромысловых объектов (см. рис. 5, 2, 3, 4, 5, 7, 14, 20) и являющейся критерием качества этих размещений. Аналитически это выражение можно представить следующим образом:

$$f(\bar{x}, \bar{y}) = \min f(x; y)$$

Для большей ясности можно дать другое определение оптимальному размещению основных объектов промышленного обустройства. Оно будет оптимальным, если в нем достигается минимум приведенных затрат при максимальной прибыли, получаемой от реализации товарной нефти и максимальном коэффициенте нефтеотдачи.

Обустройство для любого месторождения заключается в строительстве сложной сети трубопроводов разного назначения (выкидные линии, сборные коллекторы, газопроводы, водоводы, трубопроводы, транспортирующие товарную нефть); насосных и компрессорных станций; установок подготовки нефти (УПН) и воды (УПВ); в прокладке линий электропередач (ЛЭП) и линий связи, а также в строительстве дорог и подъездных путей к скважинам и т. д. Минимум затрат на обустройство определяется (см. § 2 гл. I) комплексным проектом разработки. Такие расчеты очень сложны и трудоемки, поэтому их выполняют в настоящее время для каждого вновь открытого месторождения по специально составленным программам, реализуемым на ЭВМ¹.

В комплексном проекте разработки месторождения рассчитываются оптимальные диаметры всех перечисленных трубопроводов при заданном количестве жидкости и газа, подлежащих перекачке и заданном давлении на первой ступени сепарации, расположенной на ДНС или УПН (см. рис. 5, 5 и 7).

Величина давления на устьях скважин — сложный параметр, им определяется работа не только наземного, но и подземного оборудования.

В самом деле, повышение давления на устьях скважин благоприятно сказывается на системе промышленного сбора, поскольку вся продукция скважин под этим давлением транспортируется до УПН (см. рис. 5, 7), и необходимость в строительстве ДНС (рис. 5, 5) в данном случае отпадает. В то же время повышение устьевых давлений на скважинах может существенно ухудшить условия добычи нефти, приводя к более раннему переходу на механизированную добычу и к увеличению потребной мощности глубинных насосов.

Таким образом, при разработке комплексных проектов должна быть увязка или согласование системы сбора и транспортирования нефти с добычей ее, а оптимальные значения давлений на устьях

¹ Оптимизация систем обустройства нефтяных месторождений. Ш. С. Даугаря, Я. М. Каган, В. А. Горбатиков и др. Свердловск, Среднеуральское книжное изд-во, 1976.

скважин p_y необходимо выбирать, учитывая минимальные удельные затраты.

Характеристика работы подземного и надземного оборудования приведена на рис. 11а.

Этот рисунок наглядно показывает влияние изменения давления на устье скважины p_y на продолжительность периода фонтанирования. Из рисунка видно, что чем больше устьевое давление

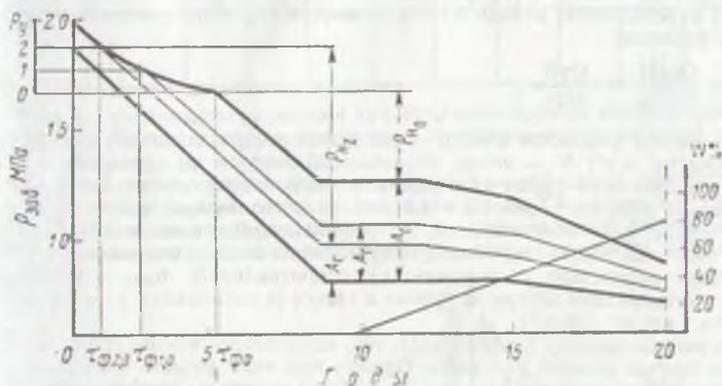


Рис. 11а. Энергетическая характеристика работы одной скважины в процессе разработки:

p_y — устьевое давление; $p_{заб}$ — забойное давление; W — обводненность нефти; t_f — время фонтанирования; A_r — работа, совершаемая газом в лифте; p_n — требуемое давление поршневого насоса для подъема жидкости из скважины на поверхность

p_y , МПа	t_f , годы	A_r , кДж
0	5,2	45
0,2	4,5	35
0,3	4,0	28
1,0	2,6	10
2,0	1,0	3

($p_{y, 2,0}$), тем меньше совершается работа выделившимся газом из нефти ($A_{r, 2,0}$).

Самый выгодный фонтанный способ эксплуатации скважин в первом случае продолжается в течение всего лишь одного года ($t_{ф, 2,0}$), во втором случае — в течение приблизительно пяти лет ($t_{ф, 0}$).

Ниже приведены два примера несложных расчетов на оптимальное размещение промысловых объектов, которые формально можно распространить на все строительство.

Теоретически через трубопровод любого диаметра можно перекачать любой объем, однако при прокачке заданного объема через трубопроводы малого диаметра в них создаются чрезмерно высокие скорости и, как следствие, огромные потери давления на трение.

При большом диаметре трубопровода и прокачке через него того же количества жидкости скорость ее будет небольшой, а соответственно и небольшие потери давления.

Перед проектировщиком в таких случаях возникает вопрос: какими же следует принимать диаметры всех трубопроводов и как их обосновывать, в частности, диаметр сборного коллектора (см. рис. 5.6), транспортирующий практически однородную жидкость (нефть).

Методика решения такой задачи сводится к следующему.

Большинство трубопроводов, транспортирующих нефть, газ и воду, состоит из самого трубопровода и насоса (насосной станции). В зависимости от принятого диаметра трубопровода⁹ проводят определение (по существующим ценам) стоимости самого трубопровода, а стоимость насосного агрегата (насосной станции) определяется, исходя из его мощности (N , кВт), рассчитанной по следующей формуле:

$$N = \frac{Q\rho gH}{1000\eta} = \frac{Q\gamma H}{102\eta}, \quad (11.1)$$

где Q — расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ — плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; g — ускорение силы тяжести, $\text{м}/\text{с}^2$; H — напор, создаваемый насосом на преодоление сил трения (определяется по формуле) и разности геодезических высот Δz ; η — полный коэффициент полезного действия насоса, представляющий собой произведение $\eta = \eta_0\eta_r\eta_{\text{мех}}$, η_0 — объемный к. п. д., учитывающий утечки жидкости через зазоры и сальники насоса; η_r — гидравлический к. п. д., учитывающий уменьшение напора вследствие гидравлических сопротивлений; $\eta_{\text{мех}}$ — механический к. п. д., учитывающий потери на трение в насосе (в сальниках); γ — удельный вес жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$ [$\text{Н}/\text{м}^3$].

Чем меньше диаметр трубопровода, тем, естественно, меньше его стоимость $Z_{\text{тр}}$ при всех прочих равных условиях. Однако при этом должна быть значительно больше стоимость насосной станции $Z_{\text{ст}}$. Общая стоимость трубопровода и насосной станции будет (см. рис. 11, б):

$$Z_{\text{общ}} = Z_{\text{тр}} + Z_{\text{нас}}$$

Стоимость трубопровода представляет собой одновременную затрату, и поэтому нужно стремиться к удешевлению строительства трубопровода и уменьшению затрат на него. Однако выбор того или иного диаметра трубопровода с точки зрения экономики определяют не одновременные капиталовложения, а ежегодные затраты по трубопроводу, складывающиеся из эксплуатационных затрат — расходов на содержание трубопровода и амортизационных отчислений.

При амортизационном проценте по трубопроводу ежегодные затраты на него составляют

$$A_{\text{тр}} = \frac{n_1 Z_{\text{тр}}}{100},$$

затраты на насосную станцию

$$A_{\text{нас}} = \frac{n_2 Z_{\text{нас}}}{100}.$$

По насосной станции имеются, кроме того, ежегодные эксплуатационные расходы на содержание штата и на электроэнергию. Обычно при подсчете стоимости электроэнергии, затрачиваемой при перекачке нефти, учитываются и остальные эксплуатационные расходы по насосной станции.

Установленная мощность насосной станции должна быть несколько больше необходимой мощности для обеспечения бесперебойной подачи нефти или воды, и на случай капитального ремонта насосных агрегатов $N_y = 1,5N$.

При стоимости 1 кВт·ч электроэнергии с включением всех остальных расходов по станции в K руб. ежегодные затраты по эксплуатации станции составят $K = 365 \cdot 24 N$ руб.

Таким образом, ежегодные расходы по насосной станции можно выразить в виде

$$A_{\text{нас}} = \frac{n_2 A_{\text{нас}}}{100} + K.$$

ТАБЛИЦА 3

№	Масса 1 м,		L, м	Q _н , м ³ /ч	v, см ² /с	h _{тр} , м	H, м	Э _{тр} , руб.	А _{тр} , руб.	N, кВт	N _у , кВт	K, руб.	А _{нас} , руб.	Э _{общ} , руб.
	кг	кг												
1														
2														
3														
4														
5														
6														
7														
8														
9														
10														
11														
12														
13														
14														

Задаваясь различными размерами диаметра нефтепровода или водовода, можно вычислить стоимость строительства этих трубопроводов и насосной станции, а также и ежегодные затраты.

Стоимость трубопроводов обычно определяют по отпускной стоимости одной тонны труб с укладкой на месте производства работ. Стоимость сооружения и оборудования насосной станции определяют по установленной мощности двигателя и укрупненным показателям. Полученные данные заносятся в табл. 3.

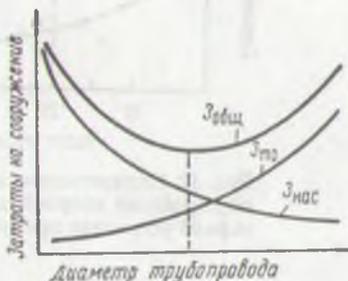


Рис. 11б. Зависимость общих расходов $Z_{общ}$ на строительство насосной станции ($Z_{нас}$) и трубопровода ($Z_{тр}$) от диаметра

На основании табличных данных строят три функциональные зависимости:

- 1) ежегодные затраты по трубопроводу $Z_{тр} = f_1(D)$,
- 2) ежегодные затраты по насосной станции $Z_{нас} = f_2(D)$,
- 3) суммарные ежегодные затраты $Z_{общ} = f_3(D)$.

Указанные функциональные зависимости изображены на рис. 11 б. Из рисунка видно, что суммарная кривая ежегодных затрат имеет свой минимум, который соответствует экономически наиболее выгодному диаметру трубопровода.

Если полученный таким образом диаметр трубопровода не соответствует ГОСТу, берут ближайший размер по ГОСТу.

Рассмотрим второй случай промышленного обустройства, оптимизируя число скважин, подключаемых к автоматизированным групповым замерным установкам (АГЗУ) типа «Спутник» (см. рис. 5, 9).

Рассмотрим две разновидности АГЗУ: 1) с постоянным числом подключенных скважин n к «Спутнику» и 2) когда число «Спутников» и подключенных к ним скважин может быть любым, т. е. это тот случай, когда все выкидные линии скважин месторождения подключаются к одному центральному сборному пункту (ЦСП).

Соответственно методы решения этой задачи будут различными. При постоянном числе подключенных скважин стоимость АГЗУ (при известной сетке расположения скважин) определяется однозначно.

При подключении к АГЗУ, расположенной на центральном сборном пункте любого числа скважин, стоимость его можно определить по формуле

$$S_{ЦСП} = I_{ср} n + \sum_{i=1}^m C_i, \quad (11.2)$$

где l_{cp} — среднее значение протяженности выкидной линии, соединяющей устье скважины с ЦСП и зависящее от сетки скважин; C_i — стоимость «Спутников», расположенных на ЦСП.

При оптимизации определяют затраты на сооружение следующих основных объектов: стоимость выкидных линий α_b , идущих от скважин до АГЗУ или ЦСП; стоимость самой АГЗУ C_i и внешних по отношению к АГЗУ промышленных коммуникаций — нефтегазодоборных коллекторов (от АГЗУ до УПН), α_k , линий телемеханики (от АГЗУ до РИТС) α_T ; подъездного пути $\alpha_{пп}$ (дороги) к АГЗУ и к скважинам.

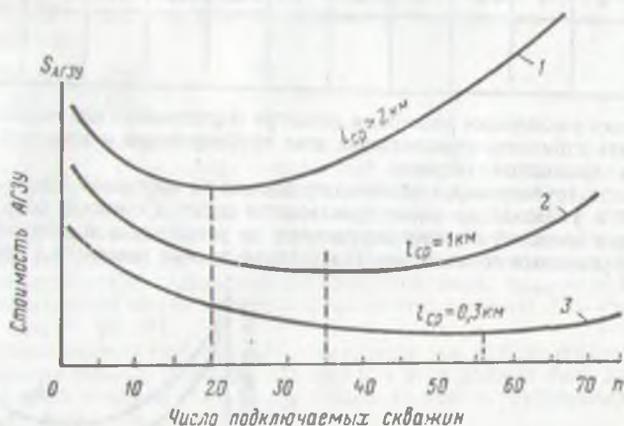


Рис. 12. Оптимизация удельных капитальных вложений на обустройство сборной автоматизированной групповой замерной установки при средней длине, км: 1—2, 2—1, 3—0,3

В работе Г. И. Белозерова и др.¹ на основании анализа сеток скважин и занимаемых ими площадей даются следующие формулы для определения средней протяженности выкидных линий для треугольной сети скважин:

$$l_{cp} = \frac{2\sigma\sqrt{n}}{2\sqrt{2}}, \quad (11.3)$$

для квадратной сетки скважин

$$l_{cp} = \frac{2\sigma\sqrt{n}}{\sqrt{2\pi}}, \quad (11.4)$$

где 2σ — расстояние между соседними скважинами.

В подобного рода расчетах целесообразно величину капитальных вложений на обустройство относить к одной скважине.

Учитывая сказанное, будем иметь следующие формулы для определения удельных капитальных вложений на одну скважину:

для треугольной сетки скважин

$$S_{уд} = \frac{S_{АГЗУ}}{n} + 2\sigma\sqrt{n} \left(\frac{\alpha_b\sqrt{n}}{2\sqrt{2}} + \frac{\alpha_k + \alpha_T + \alpha_{пп}}{\sqrt{n}} \right), \quad (11.5)$$

¹ Белозеров Г. И., Саттаров М. М. Комплексное проектирование разработки и обустройства нефтяных месторождений. М., ВНИИОЭНГ, 1976.

для квадратной сетки скважин

$$S_{уд} = \frac{S_{АГЗУ}}{n} + 2\sigma \sqrt{n} \left(\frac{\alpha_n \sqrt{n}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{\alpha_k + \alpha_r + \alpha_{np}}{\sqrt{2\pi}} \right). \quad (11.6)$$

На рис. 12 приведены ориентировочные кривые удельных капитальных вложений, определенные по формуле 11.5, в зависимости от количества подключенных скважин в АГЗУ и средней протяженности выкидных линий $l_{ср}$. Из кривых этого рисунка видно, что при плотных сетках скважин одной и той же площади месторождения к АГЗУ следует подключать большое число скважин ($l_{ср} = 0,3$), а для редких — ($l_{ср} > 1,5$ км) меньшее число скважин, т. е., при редких сетках скважин экономически выгоднее строить один сборный пункт вместо нескольких АГЗУ, равномерно расположенных на месторождении.

На оптимальное число скважин, подключенных к АГЗУ или ЦСП, существенно влияние оказывают стоимость самой групповой установки, а также необходимость сооружения подъездных путей к АГЗУ и к скважинам.

ИЗМЕРЕНИЯ ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН
(НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ)

Необходимо помнить, что измерения продукции отдельных скважин являются основным фактором при анализе разработки нефтяных месторождений и направлены эти измерения на решение следующих пяти важных задач:

- 1) установление необходимого режима работы скважин;
- 2) суммарного учета количества извлекаемых нефти, газа и воды по месторождению в целом;
- 3) расчет типоразмера и количества необходимого оборудования, монтируемого на установках подготовки нефти (УПН) (см. рис. 80, 2, 4, 5, 6, 9, 12 и т. д.);
- 4) анализ динамики разработки нефтяного месторождения и
- 5) контроль и регулирование за продвижением водонефтяного и газонефтяного контактов.

Известно, что количеством добываемой нефти, газа и воды по каждой скважине в отдельности и по месторождению в целом определяются необходимое количество и типоразмер оборудования, устанавливаемого на ДНС и УПН, и режимы его работы. Поэтому сбор такой информации, т. е. измерение продукции по каждой скважине, крайне важен. Вместе с тем такая информация по каждой скважине еще более важна для анализа, контроля и регулирования за состоянием разработки нефтяного месторождения и, в частности, за скоростью продвижения водонефтяного и газонефтяного контактов.

В самом деле контроль и регулирование за разработкой нефтяного месторождения сводится, как известно, к изучению скорости продвижения водонефтяного и газонефтяного контактов. Скорость продвижения этих контактов зависит от геолого-физической характеристики продуктивных горизонтов, физических свойств пластовых флюидов и темпа отбираемой жидкости как по отдельным, так и по всем эксплуатационным скважинам. В случае большой неоднородности продуктивного горизонта (проницаемости, пористости, водонасыщенности) скорость продвижения на различных участках водонефтяного и газонефтяного контактов при разработке может изменяться в широких пределах (см. рис. 123).

Поэтому за критерий суждения о «качестве» геолого-физической характеристики продуктивного пласта и величины скорости продвижения указанных выше контактов в процессе разработки месторождения обычно принимается работа эксплуатационных скважин:

- 1) их производительность по нефти, газу и воде;
- 2) равномерность подачи (или работа на пульсирующем режиме);
- 3) темп об-

подненности нефти и увеличения газовых факторов по отдельным скважинам, а также геофизические исследования этих скважин.

Таким образом, измерение количества нефти, газа и воды по каждой скважине имеет исключительно важное значение как для техники и технологии сбора и подготовки нефти, так и для анализа контроля и регулирования за процессом разработки месторождения.

§ 1. ТРАДИЦИОННЫЕ МЕТОДЫ ИЗМЕРЕНИЯ ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН

Измерение продукции скважин на старых площадях месторождений производится традиционными, старыми, объемными методами.

При самотечной системе сбора нефти как с индивидуальным, так и с групповым замерно-сепарационным оборудованием измерение продукции скважин проводят объемным способом операторы, обслуживающие это оборудование.

Если при работе скважин не образуется стойких эмульсий, то количество нефти и воды, поступающих в индивидуальную сепарационно-замерную установку, измеряется или в трапе, или в открытом цилиндрическом мернике (см. рис. 3, 2 и б). Продукцию скважины в мернике оператор замеряет рейкой с делениями и реже — при помощи водомерного стекла, установленного на мернике. Количество газа на индивидуальных установках замеряется несистематически.

На групповых замерно-сепарационных установках количество газа измеряется при помощи стандартных диафрагм и расходомеров ДП-430, устанавливаемых на газовой линии после сепаратора (см. рис. 4, 7). Количество нефти и воды по скважинам измеряют периодически — от одного раза в сутки до одного раза в 3—5 суток в зависимости от режима работы скважины (спокойный, пульсирующий).

Для измерения производительности скважин по изменению уровня нефти и воды в мернике пользуются следующими формулами.

Объем цилиндрического мерника высотой в 1 см

$$V = 0,01 \frac{\pi D^2}{4} = 0,00785 D^2,$$

где D — внутренний диаметр мерника, м;
объем нефти, поступившей в мерник:

$$V_n = 0,01 h_n \frac{\pi D^2}{4}, \quad (III.1)$$

объем воды, поступившей в мерник:

$$V_v = 0,01 h_v \frac{\pi D^2}{4}. \quad (III.2)$$

Если наполнение мерника продолжалось τ мин, то суточная производительность скважины составит:
по нефти

$$V_{н} = 0,01 h_{н} \frac{\pi D^2}{4} \frac{1440}{\tau} = 11,3 \frac{h_{н} D^2}{\tau}, \quad (III.3)$$

по воде

$$V_{в} = 0,01 h_{в} \frac{\pi D^2}{4} \frac{1440}{\tau} = 11,3 \frac{h_{в} D^2}{\tau}, \quad (III.4)$$

где 1440 — число минут в сутках.

Чтобы ускорить измерение производительности скважин по уровню в мернике, каждый мерник тарируется и составляется отдельная таблица объемов.

Чем меньше диаметр мерника, тем большая точность измерения дебита нефти и воды по скважине, и наоборот, для большего диаметра мерника (6—8 м) ошибка в определении высоты уровня может приводить к существенной ошибке дебита скважины.

Если при работе скважин образуется стойкая эмульсия, то содержание воды, поступившей вместе с нефтью на поверхность, определя-

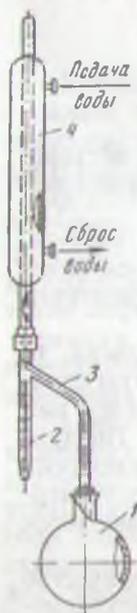


Рис. 13. Аппарат Дина—Старка для определения содержания воды в нефти:

1 — стеклянная колба; 2 — градуированная ловушка; 3 — соединительная трубка; 4 — холодильник

ются аппаратом Дина—Старка, схема которого приведена на рис. 13. Для этого отобранную пробу обводненной нефти из выкидной линии, мерника или трапа в количестве 100 г смешивают со 100 см³ растворителя, заливают в колбу Дина—Старка и нагревают. Растворитель, испаряясь, увлекает с собой содержащуюся в нефти воду. Пары воды, нефти и растворителя конденсируются в холодильнике, и отогнанная вода оседает на дне приемника — в градуированной ловушке. По количеству воды в приемнике-ловушке определяют процентное содержание ее в нефти, пользуясь формулой

$$W = \frac{V \rho_{в}}{G_{н}} 100, \quad (III.5)$$

где V — объем воды в приемнике-ловушке, см³; $G_{н}$ — навеска пробы нефти, г; $\rho_{в}$ — плотность воды, г/см³ (обычно определяется плотномером).

Описанный способ замера продукции скважин зависит от ряда факторов: 1) быстроты открытия и закрытия задвижек на линии, подводящей жидкость в мерник, и четкости фиксации времени наполнения; 2) режима работы скважины (пульсирующий, спо-

койный); 3) отложения солей и парафина в мернике; 4) эллиптичности мерника.

В зависимости от этих условий возможны погрешности в определении суточной производительности скважин.

К существенным недостаткам старого традиционного способа измерения продукции скважин относятся два следующих фактора: 1) необходимость иметь большой штат замерщиков и 2) измерение обводненности нефти по скважинам производится периодически, что не дает четкого представления о темпе обводненности скважин по месторождению в целом.

2. СОВРЕМЕННЫЕ МЕТОДЫ ИЗМЕРЕНИЯ ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН

В настоящее время разработаны и широко применяют автоматические устройства по замеру продукции скважин: «Спутник-А», «Спутник-Б» и «Спутник-В», описание которых приведено ниже.

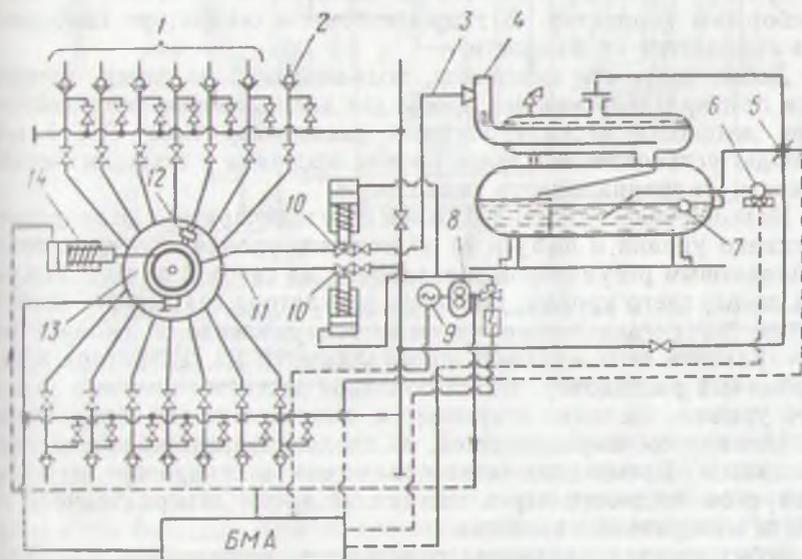


Рис. 14. Технологическая схема «Спутника-А»:

1 — выходящие линии от скважин; 2 — обводнившаяся скважина; 3 — замерный патрубок; 4 — гидроциклонный сепаратор; 5 — заслонка на газовой линии; 6 — турбинный флюидомер; 7 — уровнемер (поплавокный); 8 — гидропривод; 9 — электродвигатель; 10 — индукционные датчики; 11 — сборный коллектор; 12 — роторная каретка переключателя; 13 — многоходовой переключатель скважин (ПСМ); 14 — силовой цилиндр

На рис. 14 дана принципиальная технологическая схема «Спутника-А», разработанного Октябрьским филиалом ВНИИКАнефтегаз.

«Спутник-А» предназначен для автоматического переключения скважин на замер, автоматического измерения дебита скважин,

подключенных к «Спутнику», контроля за работой скважины по наличию подачи жидкости и автоматической блокировки скважины при аварийном состоянии.

«Спутник-А» состоит из двух блоков: замерно-переключающего и блока местной автоматики (БМА), в котором происходят автоматическая регистрация измеренного дебита скважины и переключение их на замер. «Спутник-А» работает по задаваемой программе, обеспечивающей поочередное подключение на замер скважины на строго определенное время. Продолжительность замера продукции одной скважины определяется требованиями службы разработки НГДУ при помощи реле времени, установленного в БМА.

Поочередное подключение скважины на замер осуществляется при помощи многоходового переключателя скважин (ПСМ) 13, в который поступает продукция всех скважин по выкидным линиям. Каждый секторный поворот роторной каретки переключателя 12 обеспечивает поступление продукции одной из подключенных скважин через замерный патрубок в гидроциклонный сепаратор. Продукция остальных скважин в это время проходит в сборный коллектор. В гидроциклонном сепараторе свободный газ отделяется от жидкости.

Дебит жидкости скважины, подключенной на замер, измеряется при кратковременных пропусках накапливающейся в сепараторе жидкости через турбинный расходомер типа TOP-1 или «Норд», установленный выше уровня жидкости в технологической емкости гидроциклонного сепаратора.

Накопление жидкости в нижнем сосуде сепаратора до заданного верхнего уровня и выпуск ее до нижнего уровня осуществляется поплавковым регулятором и заслонкой на газовой линии. Всплывающая до верхнего уровня, поплавок регулятора закрывает газовую линию и, следовательно, повышается давление в сепараторе, в результате чего жидкость продавливается из сепаратора через турбинный расходомер. Когда поплавок достигает нижнего заданного уровня, заслонка открывается, давление между сепаратором и коллектором выравнивается, и продавливание жидкости прекращается. Время накопления жидкости в сепараторе и число пропусков жидкости через счетчик за время замера зависит от дебита измеряемой скважины.

Дебит каждой скважины определяют, регистрируя накапливаемые объемы жидкости (m^3), прошедшие через турбинный счетчик, на индивидуальном счетчике импульсов в блоке БМА. Следующую скважину переключают на замер по команде с БМА при помощи электродвигателя, гидропривода, и силового цилиндра, который поворачивает каретку переключателя в другое положение.

Турбинный расходомер одновременно служит сигнализатором периодического контроля подачи скважины. Если подача в контролируемой скважине отсутствует, то БМА выдает аварийный сигнал в систему телемеханики. Аварийная блокировка всех скважин при повышении давления в коллекторе или его повре-

ждении автоматически осуществляется при помощи отсека-телей.

«Спутники-А» выпускаются на рабочее давление от 1,5 до 4 МПа на максимальную производительность скважины по жидкости 400 м³/сут и вязкость жидкости не более 80 сСт. При указанных параметрах паспортная погрешность измерения дебита жидкости «Спутником-А» колеблется в пределах $\pm 2,5\%$. Блоки «Спутника-А» могут быть обогреваемыми, и поэтому они рассчитаны для применения на площадях нефтяных месторождений

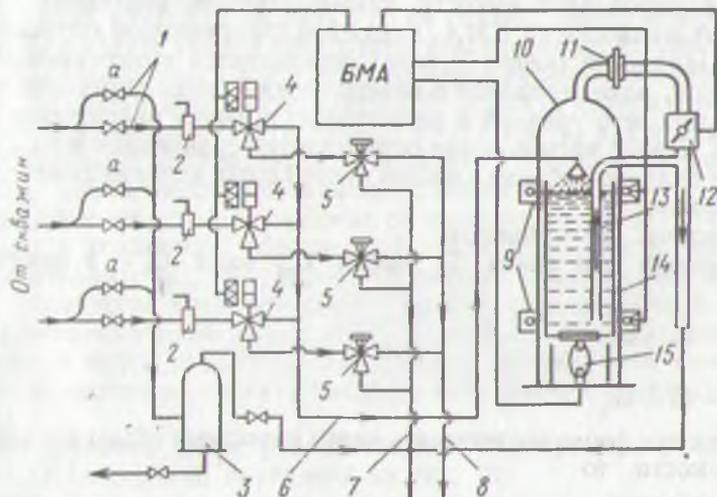


Рис. 15. Технологическая схема «Спутника-В»:

1 — распределительная батарея; 2 — штуцеры; 3 — емкость для шаров; 4 — трехходовые клапаны; 5 — трехходовые краны; 6 — замерная линия; 7 — коллектор обводненной нефти; 8 — коллектор безводной нефти; 9 — гамма-датчики нижнего и верхнего уровней жидкости; 10 — сепаратор; 11 — диафрагма для измерения газа; 12 — заслонка; 13 — сифон; 14 — тарированная емкость; 15 — тарированная пружина

Западной Сибири, Коми АССР, Татарии, Башкирии и других районов, имеющих низкие температуры окружающей среды.

Недостатком «Спутника-А» является невысокая точность измерения при больших дебитах скважин нефти расходомером турбинного типа, обусловленная плохой сепарацией газа от нефти в гидроциклонном сепараторе вследствие попадания в расходомер вместе с жидкостью пузырьков газа и отсутствия на «Спутнике-А» влагомера.

Схема «Спутника-В», разработанного Грозненским филиалом ВНИИКАнефтегаз, приведена на рис. 15. «Спутник-В», как и «Спутник-А», предназначен для автоматического переключения скважин на замер по заданной программе, автоматического измерения дебита свободного газа.

Измерение продукции скважин при помощи «Спутника-В» происходит следующим образом.

Нефтегазовая смесь подается от скважин в распределительную батарею 1, где, пройдя штуцер, она попадает в трехходовой клапан 4. Из него нефтегазовая смесь может направляться или в линию 6 для измерения нефти и газа в сепараторе 10, или в линию 8 — общую для безводной нефти, поступающей со всех скважин. Переключение на замер и обводненных, и безводных скважин проводится автоматически через определенное время при помощи блока местной автоматики БМА и трехходовых клапанов 4. Количество жидкости, попавшей в сепаратор, измеряется при помощи тарированной емкости, гамма-датчиков, подающих сигнал уровней жидкости на БМА, и плоской тарированной пружины 15. Дебит жидкости (нефть + вода) определяется измерением массы жидкости, накапливаемой в объеме между гамма-датчиками верхнего и нижнего уровней и регистрации времени накопления этого объема. Дебит чистой нефти определяется сравнением массы жидкости в заданном объеме с массой чистой воды, которая занимала бы этот объем.

Поясним это примером.

Выразим вес смеси G_c , нефти G_n , воды G_b — в ньютонах. Тогда

$$G_c = G_n + G_b \quad (III.6)$$

откуда

$$G_b = G_c - G_n.$$

Если эти формулы выразить через известный объем тарированной емкости, то

$$V = V_n + V_b = \frac{G_n}{\rho_n g} + \frac{G_b}{\rho_b g}, \quad (III.7)$$

где V_n и V_b — объемы, занимаемые соответственно нефтью и водой в известной емкости, V , м³; ρ_n и ρ_b — плотность нефти и воды, кг/м³; g — ускорение свободного падения, м.с².

Подставляя вместо G_b его значение из выражения III.6, получаем

$$V = \frac{G_n}{\rho_n g} + \frac{G_c - G_n}{\rho_b g} \quad (III.8)$$

или

$$g\rho_n\rho_b V = g\rho_n G_n + g\rho_n (G_c - G_n) = \rho_n g G_n - \rho_n g G_c + g\rho_n G_n. \quad (III.9)$$

Если обозначить $g\rho_n V$ через вес G_b , то последнее выражение представляется в виде

$$G_n = \frac{\rho_n G_b - \rho_n G_c}{\rho_b - \rho_n} = K (G_b - G_c), \quad (III.10)$$

где

$$K = \frac{\rho_n}{\rho_b - \rho_n}.$$

При измерениях дебита жидкости при помощи «Спутника-В» считается, что плотности нефти и воды остаются постоянными. Таким образом, по формуле (III.10) находят вес нефти, так как K является известной величиной, G_w — то же, а вес смеси, заполнившей емкость V , определяется по тарированной кривой пружины 15. Результаты измерения пересчитывают в конкретные единицы (т/сут) и фиксируют на соответствующих счетчиках в блоке местной автоматики.

После того как тарированная емкость 14 наполнялась жидкостью и вес ее измерен, блок местной автоматики включает электрогидравлический привод, и заслонка 12 на газовой линии прикрывается. В результате этого в сепараторе увеличиваются давление, и жидкость, скопившаяся в емкости 14, через сифон 13 выдавливается в коллектор обводненной нефти 7. В связи с небольшим объемом тарированной емкости 14 (300 л) вся нефть, как чистая, так и обводненная, направляется в коллектор 7. Количество газа измеряется эпизодически при помощи диафрагмы 11.

При обводнении одной из скважин ее подключают для постоянной работы к коллектору обводненной нефти через трехходовой кран 5, а измерять ее дебит можно описанным способом при помощи автоматической переключаемого трехходового клапана 4.

Недостаток «Спутника-В» заключается в том, что при измерении парафинистой нефти отложения парафина в тарированной емкости могут существенно снизить точность определения количества жидкости.

Схема «Спутника Б-40», разработанного Октябрьским филиалом ВНИИКАнефтегаза, приведена на рис. 16.

«Спутник Б-40» предназначен для автоматического переключения скважин на замер по заданной программе и автоматического измерения дебита скважин. «Спутник Б-40» более совершенен, чем «Спутник-А». На «Спутнике Б-40» установлен автоматический выключатель нефти, который непрерывно определяет процентное содержание воды в потоке нефти, так же автоматически при помощи турбинного расходомера (вертушки) 15 измеряется количество выделившегося из нефти в гидроциклоне свободного газа.

Турбинный расходомер жидкости (ТОР1-50) в «Спутнике Б-40» установлен ниже уровня жидкости в технологической емкости гидроциклонного сепаратора.

При помощи «Спутника Б-40» так же, как «Спутника-Б» и «Спутника-А», можно измерить раздельно дебиты обводненных и необводненных скважин. Для этого поступают следующим образом. Если, например, скважины обводнились, а остальные две-три скважин, подключенных к «Спутнику», подают чистую нефть, то вручную перекрывают специальные обратные клапаны 1, и продукция обводненных скважин по байпасной линии через скважинки 12 направляется в сборный коллектор. Продукция скважин, подающих чистую нефть, направляется в емкость многоходового переключателя скважин ПСМ, из которого она посту-

пает в сборный коллектор, а далее в коллектор безводной нефти.

Жидкость любой скважины, поставленной на замер, направляется через роторный переключатель скважин 4 в гидроциклонный сепаратор 13. На выходе газа из сепаратора установлен регулятор перепада давления 14, поддерживающий постоянный перепад между сепаратором и расходомером газа 15. Постоянный перепад давления передается золотниковыми механизмами 16 и 16а, от которых также отводится постоянный перепад на поршневой клапан.

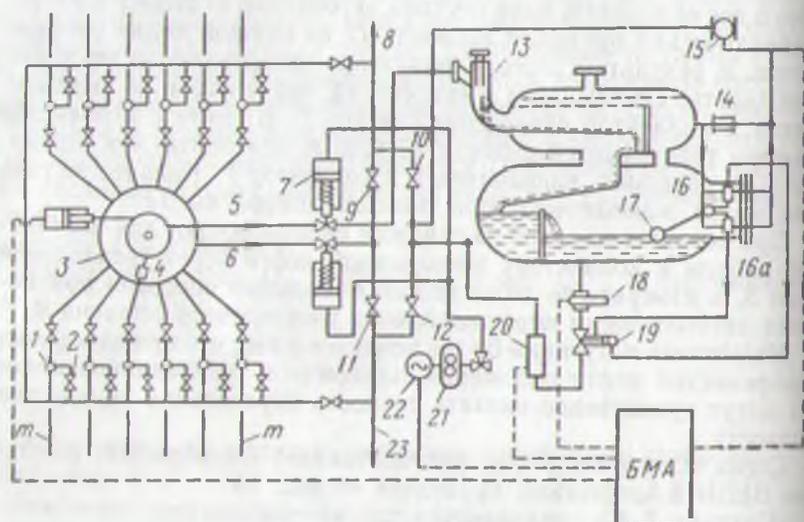


Рис. 16. Технологическая схема «Спутника—Б—40—14—500»:

1 — обратные клапаны; 2 — задвижки; 3 — переключатель скважин многоходовой (ПСМ); 4 — роторный переключатель скважин; 5 — замерная линия; 6 — общая линия; 7 — отсекатели; 8 — коллектор обводненной нефти; 9 и 12 — задвижки закрытые; 10 и 11 — задвижки открытые; 13 — гидроциклонный сепаратор; 14 — регулятор перепада давления; 15 — расходомер газа; 16 и 16а — золотники; 17 — поплавок; 18 — расходомер жидкости; 19 — поршневой клапан; 20 — влагомер; 21 — гидропривод; 22 — элемент; 23 — сборный коллектор; *m* — выкидные линии от скважин

Количество жидкости измеряется по скважинам следующим образом.

Когда поплавок 17 уровнемера находится в крайнем нижнем положении, верхняя вилка поплавкового механизма нажимает на верхний выступ золотника, в результате чего повышенное давление от регулятора 14 передается на правую часть поршневого клапана 19 и прикрывает его; подача жидкости прекращается, и турбинный расходомер 18 перестает работать. С этого момента уровень жидкости в сепараторе повышается. Как только уровень жидкости в сепараторе достигнет крайнего верхнего положения и нижняя вилка поплавкового механизма нажмет на выступ золотника 16а, повышенное давление от регулятора 14 действует на левую часть поршневого клапана 19 и открывает его; начинается

течение жидкости в системе, и турбинный расходомер отсчитывает количество прошедшей через него жидкости.

Для определения процента обводненности нефти на «Спутнике» установлен влагомер 20, через который пропускается вся продукция скважины.

Разработан также «Спутник Б-40-24», который отличается от «Спутника Б-40» лишь числом подключаемых скважин — к нему можно подключить 24 скважины. Все остальные данные этого «Спутника» такие же, как и «Спутника Б-40».

Дебиты жидкости (нефть, нефть + вода) скважин, подключенных к «Спутнику Б-40» и «Спутнику-А», измеряются при помощи расходомеров турбинного типа, разработанных Октябрьским филиалом ВНИИКАнефтегаза.

Расходомеры TOP-1 предназначаются для измерения жидкости вязкостью не более 80 сСт. Расходомеры TOP-1 обеспечивают как местный отсчет показаний, так и передачу показаний при помощи электромагнитного датчика на БМА.

Расходомеры TOP-1 (рис. 17) состоят из двух основных частей: турбинного счетчика жидкости и блока питания.

Турбинный расходомер TOP-1 работает следующим образом. Жидкость, проходя через входной патрубок корпуса 1 и обтекателя 2, попадает на лопатки крыльчатки 11 и приводит ее во вращение. После крыльчатки направление движения жидкости резко изменяется на 180° , и она через окна обтекателя поступает в выходной патрубок. Число оборотов крыльчатки прямо пропорционально количеству прошедшей жидкости. Вращательное движение крыльчатки передается через понижающий редуктор и магнитную муфту на механический счетчик со стрелочной шкалой (цена деления $0,005 \text{ м}^3$). Одновременно со стрелкой механического счетчика вращается находящийся с ней на одной оси диск 9 с двумя постоянными магнитами, которые, проходя мимо электромагнитного датчика, замыкают расположенный в нем магнитоуправляемый контакт. Получаемые при этом электрические сигналы регистрируются на блоке управления счетчиком, где дублируют показания местного механического счетчика. В то же время каждая лопатка, проходя мимо магнитоиндукционного датчика, выдает электрический сигнал, который регистрируется в блоке регистрации.

Диапазон измерения колеблется от 3 до $30 \text{ м}^3/\text{ч}$. Паспортная погрешность измерения при расходе от 3 до $5 \text{ м}^3/\text{ч}$ — $\pm 5\%$, от 5 до $30 \text{ м}^3/\text{ч}$ — $\pm 2,5\%$. В реальных условиях из-за плохой сепарации эта погрешность может достигать большой величины.

Расход чистой нефти, прошедшей через TOP-1, определяется автоматически как разность между показаниями TOP-1 и показаниями датчика влагомера.

Определение содержания воды и нефти современным способом. Наибольшее распространение в СССР и за рубежом получил один из новейших методов измерения обводненности нефти, основан-

ный на зависимости диэлектрической проницаемости водонефтяной смеси от диэлектрических свойств ее компонентов (нефти и воды). Как известно, безводная нефть является хорошим диэлектриком и имеет диэлектрическую проницаемость $\epsilon_n = 2,1-2,6$, тогда как диэлектрическая проницаемость минерализованных

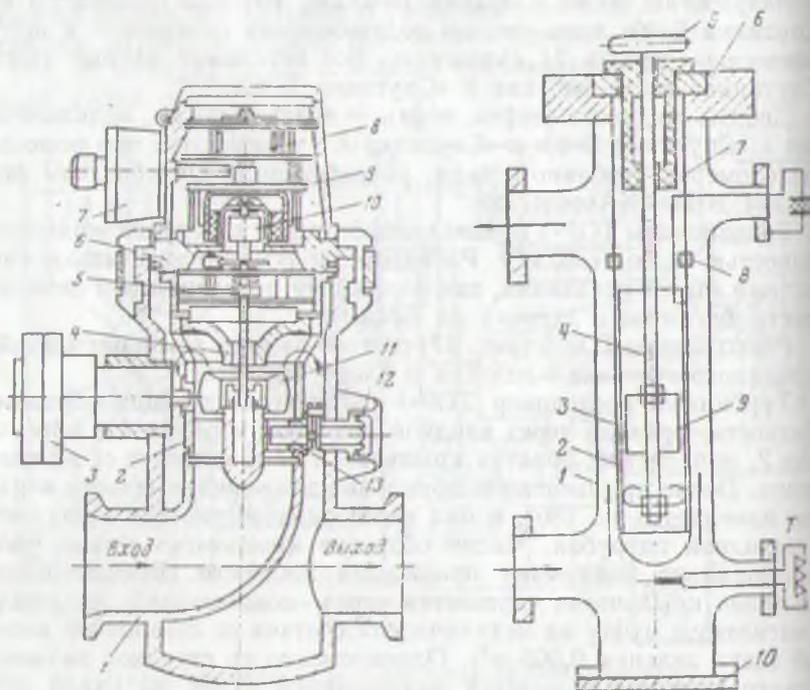


Рис. 17. Расходомер жидкости ТОР-1:

1 — сварной корпус; 2 — обтекатель; 3 — магнито-индукционный датчик; 4 — экран-отражатель; 5 — понижающий зубчатый редуктор; 6 — перегородки; 7 — электромагнитный датчик; 8 — механический счетчик; 9 — диск с магнитами; 10 — магнитная муфта; 11 — крыльчатка; 12 — крышка; 13 — регулирующая лопатка

Рис. 18. Емкостный датчик влагомера УВН-2:

1 — сварной корпус; 2 — стеклянная труба; 3 — электрод; 4 — регулятор длины электрода (штук); 5 — штувал; 6 и 10 — верхний и нижний фланцы соответственно; 7 — стальная труба; 8 — кольцо для крепления стеклянной трубы; 9 — металлический цилиндр

вод достигает $\epsilon_n = 80$. Такая разница в диэлектрической проницаемости воды и нефти позволяет создать влагомер сравнительно высокой чувствительности. Принцип действия такого влагомера заключается в измерении емкости конденсатора, образованного двумя электродами, погруженными в анализируемую водонефтяную смесь.

Емкость конденсатора определяется по формуле

$$C = \frac{S\epsilon_n}{l}, \quad (III.11)$$

где S — поверхность обкладок конденсатора; ϵ_c — диэлектрическая проницаемость среды между обкладками; l — расстояние между обкладками.

Таким образом, если площадь S обкладок конденсаторов, опущенных в анализируемую смесь, и расстояние l между ними неизменны, то емкость конденсатора C будет зависеть от изменения ϵ_c , т. е. от изменения содержания воды и нефти.

Разработан унифицированный влагомер для нефти (УВН), позволяющий непрерывно контролировать и фиксировать объемное содержание воды в потоке нефти с погрешностью от 2,5 до 4%.

Схема емкостного датчика приведена на рис. 18. На верхнем отводе датчика показан вывод для замера емкости конденсатора, а на нижнем отводе — подключение электротермометра T с температурным мостом. Для защиты от коррозии и отложений парафина корпус покрывают изнутри эпоксидной смолой или бакелитовым лаком. На верхнем фланце 6 монтируется внутренний электрод 3 , особенностью которого является наличие регулятора его длины, действующего при помощи вращающегося штока. Роль изолятора выполняет стеклянная труба 2 , которая при помощи специального кольца 8 и стального патрубку 7 крепится к верхнему фланцу 6 . Внутри стеклянной трубы на длине 200 мм наносится распылением слой серебра, являющегося внутренним электродом 3 датчика. Вращая штурвал 5 вместе со штоком, можно выдвигать из электрода на требуемую длину металлический цилиндр 9 , контактирующий с серебрянным покрытием, таким образом, настраивать влагомер на измерение различных сортов нефти с различной обводненностью. Шкала влагомера, находящаяся на верхнем фланце, отрегулирована в процентах объемного содержания воды. На точность измерения этим прибором количества пластовой воды и нефти значительное влияние оказывают: 1) изменение температуры нефтеводяной смеси; 2) степень однородности смеси; 3) содержание пузырьков газа в потоке жидкости и 4) напряженность электрического поля в датчике.

Для более точного измерения содержания воды в нефти необходимо избегать попадания пузырьков газа в датчик, так как он имеет низкую диэлектрическую проницаемость, соизмеримую с нефтью ($\epsilon_r = 1$), и поток жидкости перед поступлением в датчик тщательно перемешивать для достижения однородности смеси, так как чем однороднее поток, тем выше точность показаний прибора.

Датчик влагомера устанавливается в вертикальном положении и должен пропускать через себя всю жидкую (нефть + вода) продукцию скважины.

Измерение количества газа на всех «Спутниках» проводится с помощью высокочувствительных турбинных счетчиков типа АГАТ-1 с максимальной относительной погрешностью измерения в диапазоне расходов: 5—10 — $\pm 4\%$, 10—100 — $\pm 2,5\%$.

Регистрация расходов газа осуществляется как на интегрирующих счетчиках, так и на самопишущих приборах.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ТРУБОПРОВОДОВ

Трубопроводы, прокладываемые на площадях месторождений для сбора и транспортирования продукции скважин, имеют, как правило, хаотическую форму расположения, трудно поддающуюся гидравлическим расчетам.

В данной главе рассматриваются гидравлические расчеты простых и сложных трубопроводов, транспортирующих как однофазные, так и многофазные жидкости, имеющие ньютоновские и неньютоновские характеристики.

§ 1. КЛАССИФИКАЦИЯ ТРУБОПРОВОДОВ, ПРИМЕНЯЕМЫХ НА НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Все трубопроводы, применяемые на нефтяных месторождениях, подразделяются на следующие категории.

1. По назначению — нефтепроводы, газопроводы, водопроводы, нефтегазопроводы.

2. По характеру движения жидкости — с совместным движением нефти, газа и воды и с отдельным движением обводненной и необводненной нефти.

3. По характеру напоров — напорные и безнапорные или самотечные.

4. По величине рабочего давления — высокого от 6 МПа и выше, среднего 1,6–2,5 МПа и низкого от 1,6 МПа и ниже.

5. По способу прокладки — подземные, надземные, подводные и подвесные.

6. По функции — выкидные линии (см. рис. 5), сборные коллекторы, товарные коллекторы, сборные газопроводы, водоводы.

7. По гидравлической схеме работы — простые трубопроводы, не имеющие ответвлений; сложные трубопроводы, имеющие ответвления, к которым относятся также кольцевые (замкнутые) трубопроводы.

Кратко остановимся на третьей категории трубопроводов, поскольку она не совсем сразу понятна, и поэтому требуются некоторые разъяснения.

Трубопроводы с полным заполнением сечения трубы жидкостью называются напорными, а трубопроводы с неполным заполнением трубы жидкостью могут быть как напорными, так и безнапорными.

С полным заполнением сечения трубы жидкостью чаще всего бывают товарные нефтепроводы (см. рис. 5, 13), по которым транспортируется нефть, прошедшая УПН. Нефтеcборные коллекторы

в современных герметизированных системах обычно работают с неполным заполнением сечения трубы нефтью (см. рис. 6).

Трубопроводы всех типов, транспортирующие воду, на площадях нефтяных месторождений работают с полным заполнением сечения трубы водой и, естественно, являются напорными.

В безнапорных или самотечных нефтепроводах нефть движется под действием гравитационных сил, обусловленных разностью вертикальных отметок в начале и в конце нефтепровода. Если при этом в нефтепроводе нефть и газ движутся отдельно, то такой нефтепровод называют свободно-самотечным или безнапорным, а при отсутствии газовой фазы — напорно-самотечным.

Характерной особенностью современных герметизированных систем сбора нефти, газа и воды является совместное транспортирование этих флюидов до УПН на малых и средних по площади месторождениях, а для больших месторождений газ после сепарации на дожимной насосной станции (ДНС) под собственным давлением (см. рис. 5) по газопроводу транспортируется на газоперерабатывающий завод, а нефть с частично растворенным в ней газом насосами ДНС подается на УПН.

§ 2. ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ТРУБОПРОВОДОВ НА НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Все трубопроводы, предусмотренные в комплексном проекте, подлежат гидравлическому, тепловому и прочностному расчету.

Сборные коллекторы (см. рис. 8, 4), транспортирующие газожидкостные смеси, должны проектироваться и рассчитываться с учетом темпа разбуривания эксплуатационных скважин, а также климатических условий данного месторождения и физико-химических свойств нефти, газа и воды.

Темпы разбуривания эксплуатационных скважин и ввод их в эксплуатацию дают основания для выбора рациональных диаметров сборных коллекторов: при медленных темпах разбуривания, небольших дебитах скважин и гористой или всхолмленной местности должны проектироваться два сборных коллектора (см. рис. 8, 4), равновеликих по площади сечения одному большому (см. рис. 5, 4), рассчитанному на максимальную производительность всех подключенных к АГЗУ скважин. Такое решение увеличивает несколько металлозатраты (на 12%) и расходы запорной арматуры, однако оно позволяет исключать пульсации давления в сборных коллекторах и транспортировать отдельно обводненную и необводненную нефть на УПН.

При больших темпах разбуривания эксплуатационных скважин можно проектировать один сборный коллектор на максимальную производительность всех подключенных к АГЗУ скважин.

При проектировании сложной системы трубопроводов, транспортирующих как однофазные, так и многофазные жидкости, прежде всего должны руководствоваться расположением сква-

жин на месторождении (сеткой скважин), их начальными и конечными дебитами, рельефом местности, а также физико-химическими свойствами флюидов, добываемых из различных продуктивных горизонтов. Если в одном из горизонтов в нефти содержится много сероводорода (вес. 3%), то данный горизонт разбуривается самостоятельной сеткой скважин, а сбор, транспортирование и подготовка этой нефти производятся по системам трубопроводов и оборудованию, защищенным от коррозионного разрушения.

Известное расположение скважин на месторождении с учетом рельефа местности и климатических условий дает возможность выбрать рациональные трассы всех трубопроводов (см. § 1 данной главы).

Трассой газопровода называют линию, нанесенную на местности и определяющую положение оси трубопровода. Эта линия, нанесенная на план местности, называется планом трассы. Вертикальный разрез земной поверхности вдоль трассы называется профилем трассы. Поверхность профиля трассы исключительно редко бывает горизонтальной, она обычно имеет холмистую или гористую форму, и поэтому трубопроводы, проложенные вдоль таких трасс, называют условно «рельефными», т. е. повторяющие рельеф местности (см. рис. 6).

Для подземной или наземной прокладки всех трубопроводов на площади месторождения обычно проводится временное (для подземной) и постоянное (для наземной) отчуждение земель у сельского хозяйства. После подземной прокладки трубопроводов, засыпки траншей землей, а затем технической и биологической рекультивации этих земель на них, как правило, выращиваются сельскохозяйственные культуры.

§ 3. ОСНОВНЫЕ ФОРМУЛЫ ДЛЯ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ ОДНОФАЗНУЮ ЖИДКОСТЬ

При движении жидкости по трубопроводу происходит потеря давления по его длине, вызываемая гидравлическими сопротивлениями. Величина потерь давления (напора) зависит от диаметра трубопровода, состояния его внутренней поверхности стенок (гладкие, шероховатые), количества перекачиваемой жидкости и ее физических свойств.

Зависимость между путевой потерей напора и расходом жидкости, т. е. $h_{\text{пп}} = f(Q)$ принято называть х а р а к т е р и с т и - к о й т р у б о п р о в о д а. Такая характеристика для горизонтального трубопровода показана на рис. 19.

Гидравлический расчет трубопроводов при движении по ним однофазных жидкостей сводится обычно к определению или диаметра D , или начального давления p_n , или пропускной способности $Q_{\text{ж}}$ по известным формулам общей гидравлики. За основу

гидравлических расчетов трубопроводов принимается уравнение Бернулли

$$\left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \alpha_1 \frac{v_1^2}{2g} \right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{v_2^2}{2g} \right) = h_{\text{пн}}. \quad (\text{IV.1})$$

Каждое выражение в скобках определяет запас полной механической энергии в соответствующем сечении, отнесенный к единице массы жидкости.

Первый член z , выражающий потенциальную энергию положения жидкости, имеет размерность длины и называется **геометрическим напором**.

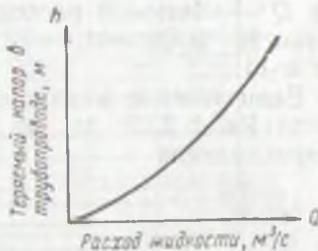


Рис. 10. Гидравлическая характеристика горизонтального трубопровода

Второй член $p/\rho g$ выражает потенциальную энергию давления жидкости и также имеет размерность длины. Этот член часто называют **пьезометрическим**, или **статическим**, **напором**.

Третий член $v^2/2g$ выражает удельную кинетическую энергию движущейся жидкости и называется **скоростным**, или **динамическим**, **напором**, и также имеет размерность длины; α_1 и α_2 в данной формуле называются коэффициентами Корiolиса, которые в практических расчетах для турбулентного режима движения принимаются равными единице.

Для идеальной жидкости, не обладающей вязкостью, разность напоров в левой части уравнения IV.1 равна нулю, для реальной жидкости, обладающей вязкостными свойствами эта разность равна потерянному напору или **путевым потерям** $h_{\text{пн}}$, которые иначе называют потерей напора на трение $h_{\text{тр}}$.

Потерю напора на преодоление трения по длине трубопровода круглого сечения при установившемся течении определяют по формуле Дарси—Вейсбаха

$$h_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{D} \frac{v^2}{2g}, \quad (\text{IV.2})$$

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{D} \frac{v^2}{2} \rho, \quad (\text{IV.3})$$

где $h_{\text{тр}}$ — потеря напора на трение, м; Δp — перепад давления, обусловленный трением, Па; l — длина трубопровода, м; D — диаметр трубопровода, м; v — средняя скорость жидкости, м/с;

g — ускорение свободного падения, $\text{м} \cdot \text{с}^{-2}$; ρ — плотность жидкости, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$; λ — коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от режима движения жидкости, относительной шероховатости внутренней стенки трубы, т. е. $\lambda = f(\text{Re}, \epsilon)$, здесь $\epsilon = 2e/D$, где e — абсолютная шероховатость стенок трубы, см ; D — внутренний диаметр трубы в см .

Режим движения жидкости в трубопроводе характеризуется параметром Рейнольдса Re , определяемым из формулы

$$\text{Re} = \frac{vD}{\nu} = \frac{4Q}{\pi D\nu} = \frac{4Q\rho}{\pi D\mu}, \quad (\text{IV.4})$$

где Q — объемный расход жидкости, $\text{м}^3 \cdot \text{с}$; ν — кинематическая вязкость жидкости, $\text{м}^2 \cdot \text{с}$; μ — динамическая вязкость, $\text{Па} \cdot \text{с}$ ($\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}^{-1}$).

Если течение жидкости в трубе ламинарное (струйное), т. е. когда $\text{Re} < 2320$, то, по Стоксу, коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad (\text{IV.5})$$

и не зависит от шероховатости стенок трубы.

При турбулентном течении жидкости, когда $\text{Re} > 2320$, для определения λ имеется целый ряд экспериментальных формул. Область турбулентного течения жидкости подразделяется на три зоны: 1) гидравлически гладких труб, когда потеря на трение, а следовательно, и коэффициент гидравлического сопротивления λ не зависят от внутренней шероховатости трубы; 2) переходную зону (смешанного трения), когда величина λ зависит от режима течения жидкости Re и шероховатости ϵ ; 3) гидравлически шероховатых труб (квадратичного трения), когда λ зависит только от шероховатости трубы ϵ и не зависит от режима течения жидкости. Эта зона называется обычно автономной зоной, когда λ для труб с одинаковой шероховатостью равен постоянной величине (рис. 20).

Эти три зоны разделяются между собой так называемыми переходными числами Рейнольдса, которые найдены на основании экспериментальных данных.

Эти зоны характеризуются следующими числами Рейнольдса: гидравлически гладкие трубы $2320 < \text{Re} < \text{Re}_{\text{пер}_1}$,

переходная зона $\text{Re}_{\text{пер}_1} < \text{Re} < \text{Re}_{\text{пер}_2}$,

квадратичное течение жидкости $\text{Re} > \text{Re}_{\text{пер}_2}$.

Числа Рейнольдса в переходных зонах определяют по следующим формулам:

$$\text{Re}_{\text{пер}_1} = \frac{59,5}{\epsilon^{8/7}}, \quad (\text{IV.6})$$

$$\text{Re}_{\text{пер}_2} = \frac{665 - 765 \lg \epsilon}{\epsilon}. \quad (\text{IV.7})$$

Для зоны гидравлически гладких труб при $Re < 10^5$ коэффициент гидравлического сопротивления λ определяют по формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{Re}} \quad (IV.8)$$

Для определения коэффициента гидравлического сопротивления в зоне смешанного трения (см. рис. 20) применяются «уни-

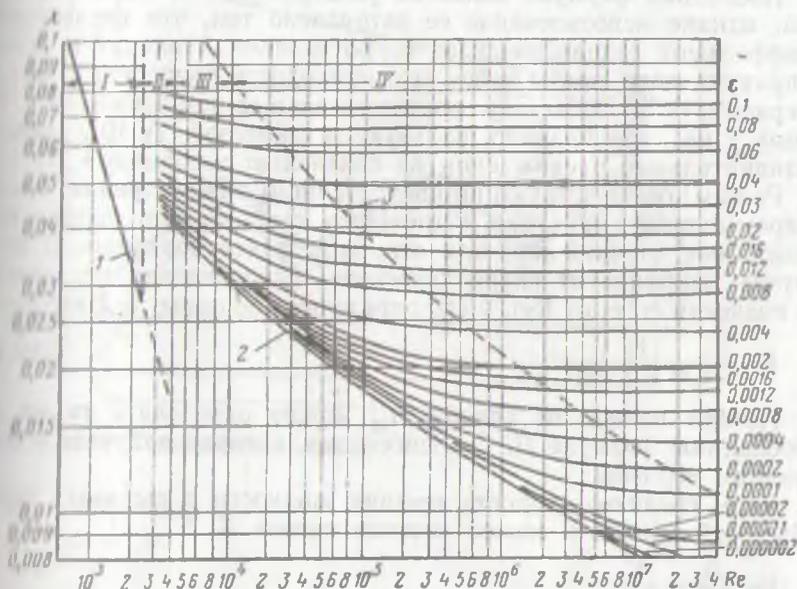


Рис. 20. Значение коэффициента гидравлического сопротивления λ , определяемого по формуле Колбрука, в зависимости от числа Рейнольдса $\left(\frac{1}{\lambda}\right) = -2 \lg \left(\frac{k_s}{3,7d} + \frac{2,51}{Re \sqrt{\lambda}} \right)$ при:

1 — ламинарном; 2 — турбулентном; 3 — квадратичном режимах; I — ламинарная зона; II, III — переходные зоны; IV — автомодельная зона

версальные» формулы, суть которых сводится к тому, что при малых Re они обращаются в формулы типа $\lambda = f(Re)$, а при больших — переходят в формулы $\lambda = f(\epsilon)$. Наибольшее распространение для определения λ в зоне смешанного трения получили у нас формулы, предложенные А. И. Исаевым:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1,8 \lg \left[\left(\frac{k_s}{3,7D} \right)^{1,11} + \frac{6,8}{Re} \right] \quad (IV.9)$$

(здесь и далее k_s — эквивалентная шероховатость, т. е. ϵ/D) и А. Д. Альтшулем¹:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{k_s}{D} + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25}, \quad (\text{IV.9})$$

а за рубежом — Колбруком—Уайтом

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left(\frac{k_s}{3,7D} + \frac{2,51}{\text{Re} \sqrt{\lambda}} \right). \quad (\text{IV.10})$$

Последняя формула является универсальной и наиболее точной, однако использование ее затруднено тем, что неизвестный коэффициент гидравлического сопротивления λ входит в левую и правую части, чтобы найти его, приходится прибегать к методу итераций, т. е. к методу последовательных приближений. Поэтому у нас, как правило, пользуются формулой (IV.10), дающей незначительные расхождения по сравнению с формулой (IV.11).

Режим, соответствующий квадратичному закону трения, в нефтепромышленной практике встречается крайне редко: только при аварийных случаях или при открытом фонтанировании. В этом случае коэффициент гидравлического сопротивления не зависит от вязкости (т. е. от Re), и его определяют по формуле Никурадзе

$$\lambda = \frac{1}{[1,74 - 2 \lg \epsilon]^2}. \quad (\text{IV.11})$$

Потери напора от трения $h_{\text{тр}}$ можно определять также по обобщенной формуле Л. С. Лейбензона, которая получается следующим образом.

Если среднюю скорость течения жидкости v выразить через объемный расход и живое сечение потока S

$$v = \frac{Q}{S} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

и подставить ее в формулу (IV.2) с учетом формулы (IV.4), то получим формулу Л. С. Лейбензона

$$h_{\text{тр}} = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{g D^{5-m}}, \quad (\text{IV.12})$$

где

$$\beta = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m}. \quad (\text{IV.12a})$$

Формула Лейбензона для определения перепада давления, обусловленного трением, имеет вид

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} \rho l. \quad (\text{IV.12b})$$

В формулах (IV.12) и (IV.12a)

¹ Альтшуль А. Д. Гидравлические сопротивления. М. Недра, 1970

$A = 64$, $m = 1$ — для ламинарного течения жидкости; $A = 0,1164$; $m = 0,25$ — для турбулентного течения жидкости; $A = 0$; $A = 0,11 \left(\frac{k_z}{D}\right)^{0,25}$ — для квадратичного закона трения.

Гидравлический уклон характеризует потерю напора на трение, отнесенную к единице длины трубопровода:

$$i = \frac{h_{\text{тр}}}{l} = \frac{\lambda}{D} \frac{v^2}{2g}, \quad (\text{IV.14})$$

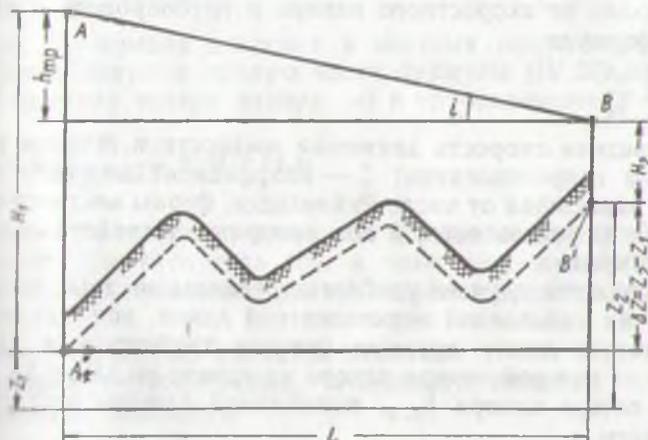


Рис. 21. Гидравлический уклон

по Лейбензону

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}}. \quad (\text{IV.15})$$

Для наглядности и представления о гидравлическом уклоне рассмотрим следующее построение.

Отложим от начальной A' и конечной B' точек на профиле трубы трубопровода пьезометрические напоры $H_1 = \frac{p_1}{\rho g}$ и $H_2 =$

(рис. 21), и концы полученных отрезков соединим прямой

Эта прямая называется линией падения напора, или линией гидравлического уклона. Она показывает характер распределения напора по длине трубопровода.

На рис. 21 видно, что гидравлический уклон

$$i = \frac{H_1 - (H_2 + \Delta z)}{L}$$

равняется тангенсу угла наклона этой прямой к горизонту. Величина $H_1 - (H_2 + \Delta z) = h_{\text{тр}}$ характеризует потери напора на трение в трубопроводе и показывает, что разность гидростатиче-

ских напоров (пьезометрических уровней) целиком затрачивается на преодоление гидравлических сопротивлений, возникающих при течении жидкости по трубопроводу.

Для определения потерь напора на местные сопротивления на линейной части трубопровода, как правило, устанавливаются разного рода задвижки, обратные клапаны, колена, повороты и т. д., в которых происходят дополнительные потери напора, называемые местными потерями.

Потери напора на местные сопротивления $h_{м.с}$ обычно выражают в долях от скоростного напора в трубопроводе и определяют по формуле

$$h_{м.с} = \zeta \frac{v^2}{2g}, \quad (IV.16)$$

где v — средняя скорость движения жидкости в сечении потока за местным сопротивлением; ζ — коэффициент местного сопротивления, зависящий от числа Рейнольдса, формы местного сопротивления и шероховатости, а для запорных устройств — от степени их открытия.

В большинстве случаев удобнее определять местные сопротивления по так называемой эквивалентной длине, понимая под ней следящую такую длину прямого участка трубопровода данного диаметра, на которой потеря напора на трение по длине $h_{тр}$ эквивалентна потере напора $h_{м.с}$, вызываемой данным местным сопротивлением.

Величина эквивалентной длины l_3 может быть определена из формулы Дарси—Вейсбаха

$$h_{тр} = \lambda \frac{l_3}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (IV.17)$$

и из формулы местной потери напора (IV.16).

Приравняв между собой правые части формулы (IV.16) и (IV.17)

$$\zeta \frac{v^2}{2g} = \lambda \frac{l_3}{D} \frac{v^2}{2g}$$

получим

$$l_3 = \frac{\zeta}{\lambda} D. \quad (IV.18)$$

Величины местных сопротивлений можно найти в литературе¹.

С помощью эквивалентной длины расчет потерь на трение в трубопроводе с местными сопротивлениями сводится к расчету потерь на трение в прямой трубе, приведенная длина которой равна

$$L_p = L_{ф} + l_3$$

где $L_{ф}$ — фактическая длина трубопровода.

¹ Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям М.—Л.: Госэнергоиздат, 1960.

Тогда

$$h_{1p} = \lambda \frac{L_p}{D} \frac{v^2}{2g}. \quad (IV.19)$$

Для трубопроводов, имеющих наклон к горизонту и местные сопротивления (задвижки, краны), формула IV.136 запишется

$$p_1 - p_2 = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} \rho l \pm g \rho \Delta z + \Delta p_{м.с.}, \quad (IV.20)$$

где $\Delta p_{м.с.}$ — перепад давления в местных сопротивлениях.

Поделив левую и правую части формулы (IV.20) на $g\rho$, получим формулу потери напора (m) в трубопроводе:

$$h_{1p} = \beta \frac{Q^{2-m} v^m l}{g D^{5-m}} \pm \Delta z + h_{м.с.} \quad (IV.20a)$$

Здесь знак «+» ставится тогда, когда сумма подъемов трубопровода превышает сумму спусков его, а знак «—» — наоборот, когда сумма спусков превышает сумму подъемов трубопровода.

11 ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ПРОСТЫХ И СЛОЖНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ ОДНОФАЗНУЮ ЖИДКОСТЬ

Прямой трубопровод имеет постоянный диаметр по всей длине и не имеет никаких отводов. Гидравлический расчет его сводится к определению одного из следующих параметров.

Пропускная способность трубопровода Q при заданных величинах: диаметра D и длины l трубопровода, физических свойств перекачиваемой жидкости (ρ_j и ν_j), геометрических отметках начала и конца трубопровода ($\Delta z = z_1 - z_2$) и перепада давления ($p_1 - p_2$) или напора ($H_1 - H_2$).

Необходимый начальный напор H_1 или давление p_1 при заданных величинах: конечного напора H_2 или давления p_2 , длины трубопровода l , физических свойств перекачиваемой жидкости (ρ_j и ν_j), диаметра трубопровода D , разности геометрических высот Δz и количества перекачиваемой жидкости Q_j .

Диаметр трубопровода D , способного пропустить заданный расход Q_j при тех же известных, что и в первых двух случаях.

Рассмотрим принципы решения перечисленных задач.

В задачах первого типа искомым является пропускная способность Q_j трубопровода. Коэффициент гидравлического сопротивления λ зависит от числа Рейнольдса, а следовательно, и от неизвестного расхода Q_j . Поэтому задачу решают графо-аналитическим методом, сущность которого сводится к следующему.

В начале задаются несколькими произвольными значениями расхода жидкости Q_i , после чего определяют скорость потока

$\left(v_i = \frac{Q_i}{S} = \frac{4Q_i}{\pi D^2} \right)$. Затем рассчитывают режим движения (Re = $\frac{v_i D}{\nu_{ж}}$) и в зависимости от него определяют коэффициент гидравлического сопротивления λ по формуле (IV.5) или (IV.6). После чего, подставляя все известные данные в формулу (IV.7) находят для данного расхода потери напора в трубопроводе H_i и строят по найденным величинам зависимость $H_i = f(Q)$ (рис. 22, а). После этого по заданному напору H_0 находят искомую производительность трубопровода Q_0 . При решении этой задачи за заданный напор H_0 , определяемый из уравнения Бернулли

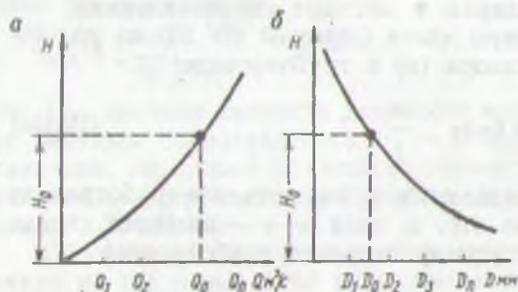


Рис. 22. К расчету простых трубопроводов, транспортирующих однофазную жидкость

нулли (IV.1), обычно принимают разность значений удельной потенциальной энергии (Δz и Δp):

$$H_0 = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g},$$

пренебрегая при этом скоростным напором $\Delta v^2/2g$ в уравнении (IV.1) ввиду его малости.

В задачах второго типа в зависимости от числа Рейнольдса, которое в данном случае легко определить по известным диаметру трубопровода D и расходу жидкости $Q_{ж}$, находят коэффициент гидравлического сопротивления λ , затем решают уравнение (IV.136) относительно искомого начального давления.

В задачах третьего типа искомым является диаметр нефтепровода при известном расходе жидкости $Q_{ж}$, перепаде давлений $p_1 - p_2$, плотности $\rho_{ж}$ и вязкости $\nu_{ж}$ жидкости, а также длине трубопровода l .

Здесь, как и в задаче первого типа, коэффициент гидравлического сопротивления λ зависит как от режима движения, т. е. от числа Рейнольдса, так и от неизвестного диаметра D , входящего в число Re. Поэтому данная задача решается графо-аналитическим методом. Для этого задаются различными значениями диаметра трубопровода D_i , определяют соответствующие им потери H_i и строят зависимость $H_i = f(D_i)$.

Необходимый диаметр трубопровода определяют по кривой рис. 22, б по заданному напору H_0 .

Сложный трубопровод может иметь различные диаметры по длине и отводы.

При гидравлическом расчете их практический интерес представляет четыре случая, часто встречающихся в промышленных условиях:

- 1) жидкость из раздаточного коллектора, имеющего постоянный диаметр, равномерно или неравномерно отбирается;
- 2) жидкость равномерно или неравномерно поступает в сборный коллектор, имеющий по длине разный диаметр;
- 3) общий сборный коллектор образует параллельные трубопроводы (лупинги);
- 4) общий сборный (раздаточный) коллектор имеет форму кольца (магистральный водовод).

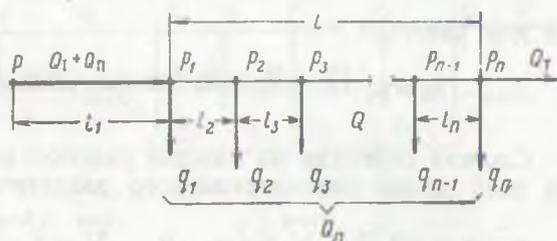


Рис. 23. Расчетная схема сложного нефтепровода со сосредоточенными отборами нефти

Рассмотрим решение задач для каждого случая при условии установившегося течения.

Уравнение материального баланса для первого случая (см. рис. 23) — раздаточного коллектора

$$Q = Q_T + Q_n - \sum_{i=1}^{i=n} q_i,$$

где Q — объемный расход жидкости в произвольном сечении; Q_T — транзитный расход жидкости, т. е. расход, который транспортируется за пределы указанных участков; Q_n — путевой расход жидкости; q_1, q_2, \dots, q_i — равные или неравные объемные расходы жидкости в ответвлениях, отстоящих на расстоянии l_1, l_2, \dots, l_i от начала трубопровода.

Расход жидкости на участках:

$$l_1 = Q_T + Q_n;$$

$$l_2 = Q_T + Q_n - q_1;$$

$$l_3 = Q_T + Q_n - (q_1 + q_2); \dots$$

$$l_n = Q_T + Q_n - (q_1 + q_2 + \dots + q_{n-1}).$$

Поскольку диаметр раздаточного коллектора одинаков на всем протяжении, а расходы жидкости на различных участках, в связи с ее отбором, разные, то режимы течения на каждом участке l_1, l_2, \dots, l_n также будут разными.

Определим перепад давления на каждом участке горизонтального трубопровода по формуле IV.136. На первом участке

$$p - p_1 = \beta_1 \frac{(Q_T + Q_n)^{2-m} v^m \rho l_1}{D^{5-m}}.$$

На втором участке

$$p_1 - p_2 = \beta_2 \frac{(Q_T + Q_n - q_1)^{2-m} v^m \rho l_2}{D^{5-m}},$$

На третьем участке

$$p_2 - p_3 = \beta_3 \frac{[Q_T + Q_n - (q_1 + q_2)]^{2-m} v^m \rho l_3}{D^{5-m}},$$

на n -м участке

$$p_{n-1} - p_n = \beta_n \frac{[Q_T + Q_n - (q_1 + q_2 + \dots + q_{n-1})]^{2-m} v^m \rho l_n}{D^{5-m}}.$$

Сложив перепады на каждом участке, найдем общий перепад на всей длине рассматриваемого раздаточного коллектора:

$$p - p_n = \frac{v^m \rho}{D^{5-m}} \left[\sum_{l=1}^{i=n} \beta_l \left(Q_T + Q_n - \sum_{i=1}^{i=n} q_i \right)^{2-m} l_l \right]. \quad (\text{IV.21})$$

Если транзитный расход в раздаточном коллекторе равен нулю, т. е. $Q_T = 0$, величины отборов одинаковы ($q_1 = q_2 = q_3 = \dots = q_n$), расстояния между отборами равны между собой ($l_1 = l_2 = \dots = l_n$), то

$$p - p_n = \frac{v^m q^{2-m} \rho l_1}{D^{5-m}} \left\{ \sum_{l=1}^{i=n} \beta_l \left[n^2 - \sum_{i=1}^{i=n} (i-1)^2 \right] \right\}^*. \quad (\text{IV.21a})$$

С учетом рельефа местности формула (IV.21) примет вид

$$p - p_n = \frac{v^m \rho}{D^{5-m}} \left[\sum_{l=1}^{i=n} \beta_l \left(Q_T + Q_n - \sum_{i=1}^{i=n} q_i \right)^{2-m} l_l \pm \Delta z g \right]. \quad (\text{IV.21б})$$

Для каждого участка трубопровода определяется режим движения жидкости и по формуле (IV.13а) рассчитывается величина β , которая подставляется в формулу (IV.21), и определяется перепад давления на всей длине трубопровода.

Уравнение материального баланса для второго случая (рис. 24) — сборного коллектора

$$Q = Q_0 + Q_n = Q_0 + \sum_{i=1}^{i=n} q_i.$$

* С. Г. Едигаров, С. Л. Бобровский, Проектирование и эксплуатация нефтебаз и газохранилищ, М., Недра, 1973.

Расход жидкости на участках

$$l_1 = Q_0;$$

$$l_2 = Q_0 + q_1;$$

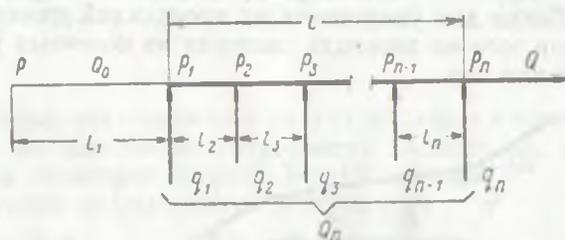
$$l_3 = Q_0 + q_1 + q_2 \text{ и т. д.}$$

Определим перепад давления на каждом участке по аналогии с предыдущим.

На первом участке

$$p - p_1 = \beta_1 \frac{Q_0^{2-m} v^m \rho l_1}{D_1^{5-m}}.$$

Рис. 24. Расчетная схема сложного нефтепровода, имеющего по длине разные диаметры, с сосредоточенным поступлением нефти



На втором участке

$$p_1 - p_2 = \beta_2 \frac{(Q_0 + q_1)^{2-m} v^m \rho l_2}{D_2^{5-m}}.$$

На третьем участке

$$p_2 - p_3 = \beta_3 \frac{(Q_0 + q_1 + q_2)^{2-m} v^m \rho l_3}{D_3^{5-m}}.$$

На n-м участке

$$p_{n-1} - p_n = \beta_n \frac{(Q_0 + q_1 + q_2 + \dots + q_{n-1})^{2-m} v^m \rho l_n}{D_n^{5-m}}.$$

Как и в первом случае, сложив перепады давлений на каждом участке, найдем общий перепад на всей длине рассматриваемого сборного коллектора:

$$p - p_n = v^m \rho \left(Q_0^{2-m} + \sum_{i=1}^{i=n} q_i^{2-m} \right) \left[\sum_{i=1}^{i=n} \beta_i \frac{l_i}{D_i^{5-m}} \right]. \quad (IV.22)$$

Для каждого участка сборного коллектора определяют режим движения жидкости и также по формуле (IV.13а) рассчитывают величины β , которые затем подставляют в формулу (IV.13б) и определяют перепад давления на каждом участке. Затем производится сложение этих перепадов, в результате чего получается

общий перепад, который может быть рассчитан также по формуле (IV.22).

Если в последней формуле (IV.22), когда $D \neq \text{const}$, но режим движения на различных участках трубопровода одинаковый, т. е. ламинарный или турбулентный, и $\text{Re} = \text{const}$, то формулу (IV.22) можно представить в следующем виде:

$$\Delta p = \beta Q_0^{2-m} v^m \left(\frac{l_1}{D_1^{5-m}} + \frac{l_2}{D_2^{5-m}} + \dots + \frac{l_n}{D_n^{5-m}} \right) \rho \quad (\text{IV.23})$$

здесь индексы 1, 2, ..., n соответствуют номерам участков.

Параллельные трубопроводы, или лупинги, прокладывают обычно для увеличения их пропускной способности при сохранении того же перепада давления на конечных участках или уменьшения его.

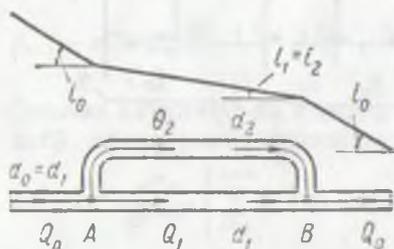


Рис. 25. Расчетная схема параллельных трубопроводов (с лупингом)

На рис. 25 приведена схема трубопровода с лупингом.

Из баланса количества жидкости имеем

$$Q_0 = Q_1 + Q_2, \quad (\text{IV.24})$$

где Q_0 — расход жидкости в основном трубопроводе до сечения A и после сечения B ; Q_1 — расход жидкости в трубопроводе на участке AB ; Q_2 — расход жидкости в лупинге.

Очевидно, потери напора на участке трубопровода AB равны потери напора в лупинге (параллельной трубе), т. е. $\Delta h_1 = h \Delta_2$ или, согласно формулам (IV.13) и (IV.13а), можем записать:

$$\Delta h_1 = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \frac{Q_1^{2-m} v^m l_0}{g D_1^{5-m}},$$

$$\Delta h_2 = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \frac{Q_2^{2-m} v^m l_0}{g D_2^{5-m}},$$

где l_0 — длина участка трубопровода, равная длине лупинга; D_1 , D_2 — диаметры трубопровода и лупинга соответственно.

Из равенства потерь напора на участке трубопровода $A-B$ следует

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{\frac{5-m}{2-m}} \quad (\text{IV.25})$$

или

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}. \quad (IV.25 \text{ a})$$

Подставим величину расхода в лупинге Q_2 в формулу (IV.24).

$$Q_0 = Q_1 + Q_1 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}} = Q_1 \left[1 + \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}} \right], \quad (IV.26)$$

откуда найдем расход в трубопроводе Q_1 на участке AB , выраженный через расход Q_0 до разветвления:

$$Q_1 = \frac{Q_0}{1 + \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}} = n Q_0. \quad (IV.27)$$

Формула (IV.27) позволяет определить расход жидкости в сдвоенном трубопроводе по известному суммарному расходу Q_0 и заданным отношениям диаметров лупинга и трубопровода.

Гидравлический уклон до участка AB и после него

$$i_0 = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \frac{Q_0^{2-m} v^m}{g D_1^{5-m}}. \quad (IV.28)$$

Гидравлический уклон на участке AB и в лупинге одинаков и будет равен с учетом выражения (IV.27)

$$i_{A-B} = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \frac{Q_1^{2-m} v^m}{g D_1^{5-m}} = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \frac{n^{2-m} Q_0^{2-m} v^m}{g D_0^{5-m}}. \quad (IV.29)$$

Выражая гидравлический уклон на сдвоенном участке через гидравлический уклон основного трубопровода, получим

$$i_{A-B} = n^{2-m} i_0. \quad (IV.30)$$

Если диаметр основного трубопровода D_1 и диаметр лупинга D_2 равны между собой, то

$$n = \frac{1}{2^{2-m}}. \quad (IV.30 \text{ a})$$

В этом случае при ламинарном режиме $n = 0,5$, при турбулентном режиме в зоне справедливой для формулы Блазиуса $n = 0,297$, для зоны с квадратичной характеристикой $n = 0,25$.

Кольцевые трубопроводы сравнительно широко применяют в промышленных условиях при подаче воды от мест водозабора до кустовых насосных станций (КНС) (см. рис. 120, а).

Кольцевые трубопроводы рассчитывают по той же схеме, что и при параллельном соединении (с лупингом).

Однако задача значительно усложняется тем, что здесь имеется несколько расходных пунктов Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5 (рис. 26), и расчет проводят до тех пор, пока изменением расхода жидкости и

направлением ее движения не будет достигнуто равенство потерь напора в ветвях *ВСДЕ* и *ВМКЕ*.

При проектировании кольцевой системы водоводов заранее задаются величинами расходов Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5 и, зная диаметры отдельных ветвей, определяют значения потерь напора от общей точки разветвления *В* до расходных пунктов *СДЕ* и *МКЕ*. Расходы считаются заданными правильно, если алгебраическая сумма потерь напора в кольце равна нулю, т. е.

$$h_{n1} + h_{n2} + h_{n3} + (-h_{n4} - h_{n5} - h_{n6}) = 0 \quad (IV.31)$$

или

$$h_{n1} - h_{n2} + h_{n3} = h_{n4} + h_{n5} + h_{n6}$$

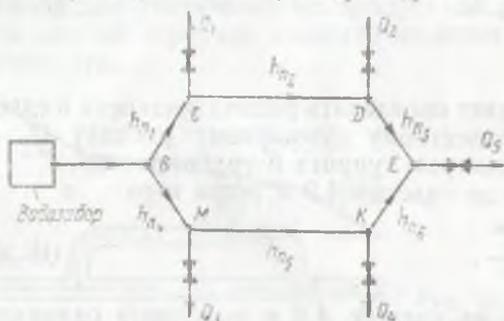


Рис. 26. Расчетная схема кольцевого трубопровода

Если это условие не соблюдается, то следует повторить расчеты при измененных величинах расходов жидкости в трубах:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 \pm \Delta Q.$$

Поправка ΔQ при этом выбирается удовлетворяющей уравнению

$$\Delta Q = \frac{1}{2} \frac{\sum_{i=1}^{L_{\text{зад}}} \lambda_i \frac{l_i}{D_i^5} Q_{i(3)}^2}{\sum_{i=1}^{L_{\text{зад}}} \lambda_i \frac{l_i}{D_i^5} Q_{i(3)}^2} \quad (IV.32)$$

Если в процессе эксплуатации кольцевого трубопровода на линиях-отводах Q_1, Q_2, Q_3, Q_4 и Q_5 изменяется сопротивление (закрывается задвижка), то соответственно этому сопротивлению происходит перераспределение расходов жидкости в отдельных отводах.

§ 5. ФИЗИЧЕСКАЯ СУЩНОСТЬ ЯВЛЕНИЙ, ПРОИСХОДЯЩИХ ПРИ ДВИЖЕНИИ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ СМЕСЕЙ В ТРУБАХ

По большинству трубопроводов (70%) при герметизированной однотрубной системе транспортируются не однофазные, а двухфазные (нефть + газ) или трехфазные (нефть + газ + вода) жи-

ности, характеризующиеся различными структурными формами.

Под структурной формой движения двухфазного или трехфазного потока будем понимать взаимное расположение газовой и жидкой фаз в процессе их движения по трубопроводу.

Наличие двух фаз изменяет не только структурные формы движения таких систем, но и природу, так как решающее влияние оказывает взаимодействие между фазами. В этих случаях невозможно описать режимы такими обычными для однофазных потоков понятиями, как «ламинарный» или «турбулентный». В отличие от однофазных потоков на границе раздела двухфазных или трехфазных потоков проявляются принципиально новые силы — силы межфазного поверхностного натяжения.

Изучением гидродинамики двухфазных потоков и их структурных форм занимались многие ученые как в нас, так и за рубежом.

Большие исследования были посвящены визуальному изучению структур

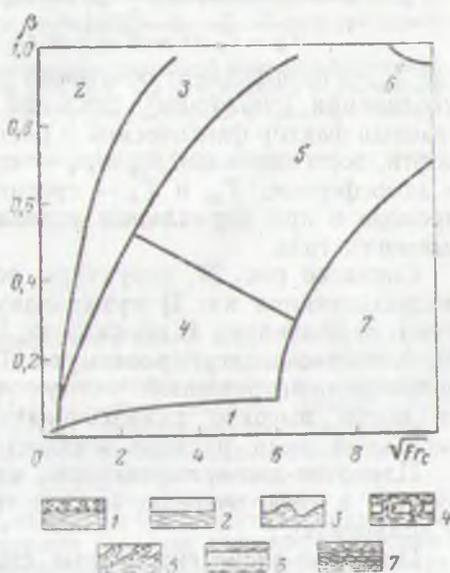


Рис. 27. Структурная диаграмма режимов течения газожидкостных смесей в трубах

потока. Визуальные наблюдения и киносъемки движения воздушно-водяных и пароводяных смесей в горизонтальных, наклонных и «рельефных» стеклянных трубах позволили разделить все наблюдаемые структуры на типы, приведенные на рис. 27. Как видно из рисунка, структурные формы движения газожидкостных смесей весьма разнообразны и зависят от количественного соотношения жидкой и газовой фаз и их физических свойств, от диаметра и угла наклона трубопровода к горизонту. Однако разнообразие структурных форм движения газожидкостных смесей определяется главным образом двумя параметрами: тем, называемым безразмерным критерием Фруда смеси

$$Fr_c = \frac{v_c^2}{gD} \quad (IV.33)$$

и расходом газосодержанием β для воздушно-водяных смесей

$$\beta = \frac{V_g}{V_g + Q_{ж}} \quad (IV.34)$$

где V_n и $Q_{ж}$ — соответственно объемные расходы воздуха и жидкости; v_c — средняя скорость воздушно-водяной смеси; $v_c = \frac{V_n + Q_{ж}}{S}$; g — ускорение силы тяжести; D — диаметр трубопровода; S — площадь сечения трубопровода.

Расходное газосодержание при транспортировании нефтегазоводяных смесей по трубопроводам определяется из следующей формулы:

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{b_v}{\Gamma_{\phi} - \Gamma_p} \frac{p_{cp} T_0}{(1 - W_n) T_{cp} p_0 z}}, \quad (IV.34a)$$

где b_v — коэффициент объемного расширения (усадки) нефти при увеличении (снижении) давления в трубопроводе; Γ_{ϕ} и Γ_p — газовый фактор фактический и растворимый; W_n — обводненность нефти, доли единицы; p_{cp} и p_0 — среднее давление в трубопроводе и атмосферное; T_{cp} и T_0 — средняя температура смеси в трубопроводе и при нормальных условиях; K ; z — коэффициент сжимаемости газа.

Согласно рис. 27, структуры потоков газожидкостных смесей подразделяются на: 1) пузырьковую; 2) расслоенную (разделенную); 3) волновую; 4) пробковую; 5) пробково-диспергированную; 6) пленочно-диспергированную; 7) эмульсионную. Для пленочно-диспергированной структуры течения характерными являются высокое газосодержание ($\beta = 0,9 - 0,99$) и незначительная доля расхода жидкости ($Q_{ж} = 0,1 - 0,01$).

Пленочно-диспергированная структура течения подразделяется, в свою очередь, на два типа структур: полукольцевую и кольцевую.

Пленочно-диспергированные структуры потока на нефтяных месторождениях встречаются крайне редко (газопроводы + вылавший конденсат), в то же время во всех газопроводах месторождений природного газа потоки, как правило, характеризуются этой структурой.

Границы раздела (перехода) всех указанных на рис. 27 структур газожидкостного потока приведены на рисунках условно.

Происхождение пульсаций давления, связанных с движением газожидкостных смесей, является очень важной проблемой для промышленной практики.

Анализируя опытные данные, приведенные в работе А. И. Гужова [1], и учитывая современное представление о физической сущности пульсаций давления, следует выделить два основных вида пульсаций: высокочастотные микропульсации и низкочастотные макропульсации. Существование двух видов пульсаций связано со структурами двухфазных потоков. При расслоенной структуре потока (рис. 27, 2) относительная скорость движения газа вызывает появление на поверхности жидкости гравитационных волн. Следовательно, амплитуда и частота пульсаций давления должны быть связаны с амплитудой и частотой прохождения волн. При пробковой структуре потока пульсации давления возникают в результате образования области пониженного давления за газовой пробкой при обтекании ее жидкостью. Поэтому амплитуды и частоты пульсаций давления должны быть связаны с относительной скоростью газовых пробок и частотой их прохождения в данном сечении.

При пробковой структуре с ростом скорости газожидкостной смеси относительная скорость фаз увеличивается, и, следовательно, повышается амплитуда пульсаций давления и их частота.

При переходе в пленочно-диспергированную (кольцевую) структуру за счет уменьшения жидкостных перемычек между пробками и интенсивным дроблением фаз амплитуда пульсации давления снижается, а частота увеличивается.

По диаграммам и графикам, приведенным на рис. 27, можно установить, что при расслоенной структуре потока с гладкой границей раздела фаз в горизонтальных трубопроводах микро- и макропульсации давления отсутствуют. Заметные микропульсации возникают при волновой структуре потока, причем с увеличением критерия Фруда см. см амплитуда и частота пульсаций возрастают. Значительное повышение амплитуды пульсаций давления отмечается при переходе от волнового течения (см. рис. 27, 3) к пробковому (см. рис. 27, 4) при расходном газосодержании $\beta = 0,7 - 0,95$ и числах $Fr_c = 10 - 40$.

С увеличением чисел Fr_c выше 40 амплитуда пульсаций давлений постепенно снижается и при $Fr_c = 100$ практически исчезает, что обусловлено интенсивным дроблением фаз и постепенным переходом структуры потока в пленочно-диспергированную.

Величина амплитуды пульсаций давления может быть рассчитана по эмпирической формуле [1]

$$\frac{p}{\rho_n D} = 40\beta (1 - \beta) Fr_c e^{-k},$$

где

$$K = [0,067 (1 - \beta) Fr_c]^3,$$

или по графическим зависимостям, приведенным в работе А. И. Гужова [1].

В формуле: p — амплитуда пульсаций давлений, Па; ρ_n — плотность нефти, кг. м⁻³; D — диаметр трубопровода, м; e — основание натурального логарифма. Возникновение низкочастотных макропульсаций давления, которые существуют только в «рельефных» трубопроводах, транспортирующих газожидкостные смеси при низких скоростях (см. рис. 6, А), объясняется накоплением жидкости в трубопроводе и периодическим ее выбросом потоком газа.

В промышленных условиях макропульсации чаще всего возникают в сборных коллекторах в начале и в конце разработки нефтяного месторождения, когда не обеспечиваются запланированные скорости движения газожидкостной смеси. В начале разработки месторождения происходит постепенное введение скважин в эксплуатацию, вследствие чего синхронно увеличиваются в сборных коллекторах и скорости газожидкостного потока, достигая расчетной величины в конце разбуривания всей площади.

В этот период разработки месторождения нагрузка рельефных сборных коллекторов происходит постепенно: в начале она недостаточная, в конце разбуривания — нормальная. При недостаточной нагрузке коллекторов, т. е. при низких скоростях потока, происходят сепарация и разделение фаз (см. рис. 6, А).

В конце разработки нефтяного месторождения, когда дебиты скважин падают, наблюдаются те же явления, что и в начале разработки.

Пузырьковая структура потока наблюдается при небольшом газосодержании смеси и характеризуется движением газа в виде отдельных пузырей, расположенных в верхней части сечения горизонтальной трубы, и полным отсутствием пульсаций давления. Размеры основной массы пузырей практически одинаковы, а их скорость равна или меньше средней скорости смеси.

Однако при увеличении скорости смеси (или, что одно и то же, числа Фруда см. формулу IV.33) при низких величинах газосодержания β пузырьковая структура потока сохраняется. Пузырьковая структура потока в вертикальных трубах (скважинах) возникает выше уровня давления насыщения.

Расслоенная (разделенная) структура потока. При увеличении газосодержания в потоке и незначительных величинах числа Фруда смеси (0,5—9) вначале пузыри сливаются в более крупные скопления, а затем образуется непрерывная газовая фаза, т. е. разделенный поток. Разделенный поток сохраняется до газосодержания, приблизительно равного 0,98 при одновременном увеличении числа Фруда до 9. Характерными особенностями расслоенного потока являются относительно большая разница в скоростях фаз и полное отсутствие пульсаций давления. Расслоенная структура может наблюдаться только в горизонтальных и нисходящих трубопроводах, в восходящих напорных трубопроводах расслоенный поток отсутствует. При расслоенной структуре потока в горизонтальном трубопроводе скорость газовой фазы выше, чем жидкой, в ветвях нисходящего трубопровода, наоборот, скорость газовой фазы ниже, чем жидкой.

Волновая структура потока. При поддержании газосодержания в разделенном потоке постоянным, но увеличении числа Фруда на поверхности раздела фаз появляются волны, и такая структура потока называется в о л н о в о й. При волновой структуре потока, если волны не достигают верхней образующей трубы, движение газожидкостной смеси происходит при очень малых пульсациях давления, но высоких частотах. Волновая структура потока может наблюдаться как при низких, так и при высоких газосодержаниях и числах Фруда смеси.

Пробковая структура потока (газовые пробки). При одновременном увеличении газосодержания смеси и чисел Фруда пузырьковая структура потока переходит в пробковую (газовые пробки). Пробковая структура потока характеризуется последовательным чередованием пробок газа и жидкости с отчетливо выраженной асимметрией потока. С увеличением газосодержания смеси при постоянных числах Фруда размеры газовых пробок постепенно возрастают, а жидкостных уменьшаются. Пульсация давления при этом сначала повышается, достигая максимума, а затем начинает уменьшаться.

Пробково-диспергированная структура потока. При дальнейшем возрастании газосодержания жидкостные пробки переходят в волны, при этом происходят периодическое затормаживание потока, прорыв и слияние газовых скоплений, в результате чего пульсации давления достигает максимальной величины [1, 9]. С ростом чисел Фруда смеси высота волн уменьшается, а количество диспергированной жидкости увеличивается, что приводит к равномерной концентрации потока по сечению и, как следствие этого, к уменьшению пульсаций давления.

Пленочно-диспергированная структура потока. При больших скоростях смеси или числах Фруда, равных 90—900, и газосодержании $\beta = 0,9 - 0,98$ происходит образование новой структуры, называемой п л е н о ч н о - д и с п е р г и р о в а н н о й, характерной особенностью которой является отсутствие пульсаций

явления. В пленочно-диспергированном потоке (см. рис. 27) часть жидкости движется в виде мельчайших капелек в газовом ядре потока, а остальная часть — в виде пленки на стенках трубы, образуя кольцо, толщина которого в нижней части трубы больше, чем в верхней. С ростом чисел Фруда количество распыленной жидкости в потоке и степень ее дисперсности значительно увеличивается. При очень больших числах Фруда смеси практически вся жидкость переходит в распыленное состояние, и поток носит ярко выраженный дисперсионный характер. Такие структуры потока часто встречаются в трубопроводах, по которым транспортируются газоконденсатные смеси.

При пленочно-диспергированной структуре потока пульсаций явления в трубопроводах, как правило, нет.

Эмульсионная структура потока. При средних числах Фруда (70—100) и постепенном увеличении газосодержания в потоке пузырьковая структура потока переходит в эмульсионную, характеризующуюся множеством газовых пузырей, разделенных тонкими жидкостными пленками.

Характерной особенностью такого потока является равномерное распределение пузырей газа по сечению трубопровода и с малой амплитудой пульсаций, но высокой их частотой.

Проведенный анализ движения газожидкостных смесей по трубам позволяет сделать вывод о том, что структурные формы потока сравнительно легко могут определяться по величине и частоте пульсаций давления, измеряемых манометром или пульсометром, а также по характеру вибраций трубопровода или прослушиванием импульсов потока через стенку трубы, если это доступно (трубопровод на поверхности земли).

Большие пульсации давления с малыми частотами присущи пробково-диспергированной структуре потока, средние — пробковой и малые — волновой и эмульсионной.

4. ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ ГАЗОЖИДКОСТНЫЕ СМЕСИ¹

По 70% трубопроводов, проложенных на нефтяных месторождениях, транспортируются двухфазные или трехфазные жидкости. Трудность гидравлического расчета таких трубопроводов объясняется тем, что в газожидкостном потоке происходит относительное движение фаз, обусловленное в основном различной вязкостью, плотностью и поверхностным натяжением на границе этих фаз. Так, например, вязкость нефти при нормальных условиях колеблется в пределах $\mu_{II} = 2 \cdot 10^{-3}$ Па·с (2—15 сП), а вязкость газа

¹ Данный параграф посвящается расчету трубопроводов, транспортирующих газонефтяные смеси. Расчеты же трубопроводов, транспортирующих газонефтяные смеси, более сложны, и методика их приведена в работе Р. С. Андрианова и сотр. [11], а в данном учебнике на стр. 179.

при тех же условиях $\mu_r = 0,01$ сП = $1 \cdot 10^{-5}$ Па·с, плотность нефти $\rho_n = 800$ кг·м³, а газа $\rho_r = 1,4$ кг·м³.

Относительное движение фаз зависит не только от вязкости, плотности и поверхностного натяжения, но и от соотношения расхода жидкости и газа, диаметра трубопровода, а также от угла наклона трубопровода к горизонту.

Таким образом, относительная скорость фаз является многопараметрической функциональной зависимостью и в общем виде может быть представлена в следующей форме:

$$v_{отн} = f(\mu_n, \rho_n, \rho_r, \sigma, Q_n, V_r, D, \sin \theta).$$

Указанная зависимость справедлива для установившегося движения потока при любой ориентации трубопроводов в пространстве.

Изменение относительной скорости, плотности, вязкости, поверхностного натяжения и концентрации флюидов в поперечном сечении по длине трубопроводов вносят в гидродинамику газожидкостных смесей сложные закономерности, которых не наблюдается при течении однофазной жидкости.

При небольших скоростях смеси влияние гравитационных сил довольно сильно сказывается на структурной форме течения, величине относительной скорости и пульсациях давления.

Относительная скорость газовой фазы четко может характеризовать структуру потока, а структура потока, в свою очередь, оказывает влияние на потери давления в трубопроводе. В одном и том же горизонтальном, а тем более в негоризонтальном «рельефном» трубопроводе на различных участках его возможно существование различных структур потока.

В нисходящих слабонаклонных (θ до 11°) и горизонтальных трубопроводах могут существовать (см. рис. 27) пузырьковая (см. рис. 27, 1), расслоенная (2 и 3), пробковая (4 и 5) и кольцевая структуры потока (6), в восходящих и вертикальных трубопроводах — только пузырьковая, пробковая и кольцевая.

Однако пузырьковая структура потока, содержащая незначительное количество газа и характеризующаяся небольшими скоростями движения, при гидравлических расчетах условно принимается как однофазная среда, т. е. считается, что при существовании этой структуры по трубопроводу движется одна только жидкость.

Кольцевая структура потока характеризуется большим содержанием газовой фазы, большими скоростями движения газожидкостной смеси. Чаще всего она существует в газопроводах, транспортирующих жирные нефтяные газы, или в газопроводах, транспортирующих природные газы газоконденсатных месторождений.

Для нисходящих и горизонтальных трубопроводов области существования пробкового и расслоенного режимов воздуховодя-

ных потоков (рис. 28) были установлены с помощью кино съемки, визуальных наблюдений при работе на стеклянных трубах и соответствующей обработки опытных данных [9, 10].

Для определения границы перехода, приведенной на рис. 28, от расслоенной к пробковой структуре потока построена зависи-

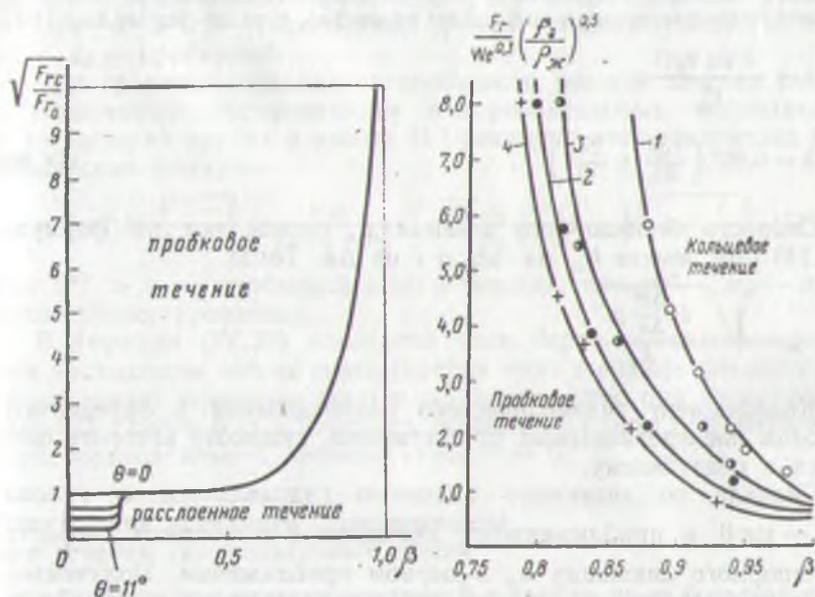


Рис. 28. Обобщенная структурная диаграмма для горизонтальных и наклонных нисходящих) трубопроводов

Рис. 29. Области существования пробкового и кольцевого режимов течения смеси в восходящих трубах при μ (Па·с):

1 — 0,001; 2 — 0,017; 3 — 0,043; 4 — 0,137

мость в координатах $\sqrt{\frac{Fr_c}{Fr_0}}$ и β , характеризующих отношение чисел Фрудов

$$Fr_c = \frac{v_c^2}{gD}; \quad Fr_0 = 0,2 + \frac{2 \sin \theta}{\lambda},$$

от расходного газосодержания $\beta = \frac{V_r}{V_r + Q_{ж}}$.

Кривая, разделяющая зоны расслоенной и пробковой структур потока в горизонтальных и нисходящих участках трубопровода, описывается следующей эмпирической формулой [10]:

$$Fr_c^0 = \left[0,2 + \frac{2 \sin \theta}{\lambda} \right] \frac{e^{-2,6\theta}}{(1 - \beta)^2}, \quad (IV.35)$$

где θ — угол наклона трубопровода к горизонту при нисходящем течении смеси (см. рис. 6); λ — коэффициент гидравлического сопротивления, значение которого определяется или по числу Рейнольдса $Re = \frac{v_{ж}D}{\nu_{ж}}$, соответствующему скорости $v_{ж}$ безнапорного течения жидкости в нисходящем трубопроводе под действием гравитационных сил (силы тяжести), или по формулам [10]

$$\lambda = \frac{2 \sin \theta g D}{v_{ж}^2},$$

$$\lambda = 0,067 \left(\frac{158}{Re} + \frac{2k_s}{D} \right)^{0,2}. \quad (IV.36)$$

Скорость безнапорного течения $v_{ж}$ определяют по формуле (IV.14) при замене $h_{тр}$ на ΔH и l на Δx . Тогда

$$v_{ж} = \sqrt{\frac{2 \frac{\Delta H}{\Delta x} g D}{\lambda}}.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ определяют методом последовательных приближений, сущность которого сводится к следующему.

Сначала по заданному значению гидравлического уклона $\frac{\Delta H}{\Delta x} = \sin \theta$ и приближенному значению λ вычисляют скорость безнапорного движения $v_{ж}$ в первом приближении. Полученное значение скорости используют для определения числа Re ($Re = \frac{v_{ж}D}{\nu_{ж}}$), по которому уточняется коэффициент λ , используя формулу (IV.5) или (IV.8). Указанный процесс продолжается до тех пор, пока заданное значение λ не будет равно вычисленному λ .

На основании большого экспериментального материала [9, 10] по изучению движения воздушно-водяных смесей было установлено, что при $Fr_c \geq Fr^*$ пробковый режим течения (см. рис. 27, 4), а при $Fr_c < Fr^*$ — режим течения расслоенный с гладкой или волновой поверхностью раздела (см. рис. 27, 2 и 3).

На рис. 29 приведены области существования пробкового и кольцевого режимов течения смеси в восходящих и вертикальных трубах. Режимы получены в результате проведения опытов на воздушно-водяных и воздушно-масляных смесях [9, 10].

На данном рисунке по оси ординат отложены $Fr_c / \sqrt{We \frac{\rho_{ж}}{\rho_r}}$, по оси абсцисс β , где $We = \frac{\sigma}{D^2(\rho_{ж} - \rho_r)g}$ — критерий Вебера; ρ_r , $\rho_{ж}$ — соответственно плотность газа и жидкости; σ — поверхностное натяжение системы газ—жидкость, Н.м.

В работе А. И. Гужова [1] границу перехода от расслоенного течения нефтегазовых смесей к пробковой структуре для гори-

горизонтальных и нисходящих труб рекомендуется определять по эмпирической формуле

$$v^* = 7,05 \frac{(1+i)^{1/4}}{1-\beta} \left[\frac{D^3 \sigma}{\rho} \left(\frac{\rho_{\beta}}{\rho_{ж}} \right) \left(\frac{\mu_r}{\mu_{ж}} \right)^{0,25} \right]^{1/8}, \quad (IV.37)$$

где v^* — критическая скорость, м/с; i — гидравлический уклон.

При $v^* \geq v_c$ — расслоенный режим течения смеси, а при $v^* < v_c$ — пробковый.

Для границы перехода от пробкового режима течения смеси к пленочно-диспергированному в горизонтальных, восходящих и нисходящих трубах в работе [1] рекомендуется следующая эмпирическая формула:

$$v^{**} = 5,55 \frac{\sqrt{1-\beta}}{\beta} \left[\frac{\mu_{ж} \sigma}{\mu_r (\rho_{ж} - \rho_r)} \right]^{0,25} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} \right)^{0,5} \left(2 \pm \sqrt{1 + \frac{i}{2}} \right), \quad (IV.38)$$

при $v^{**} \geq v_c$ — пробковый режим течения; при $v^{**} < v_c$ — пленочно-диспергированный.

В формуле (IV.38) последний член берут со знаком минус при нисходящем потоке смеси (направление стекания пленки противоположно движению газа) и со знаком плюс при восходящем движении смеси (газ и жидкость движется в одном направлении). При горизонтальном течении смеси $i = 0$.

Определение истинного газосодержания при тении газожидкостных смесей

При тении газожидкостных смесей в трубах из-за большой разницы физических свойств компонентов имеет место относительное движение фаз, и вследствие этого истинное газосодержание φ не равняется расходу β , определяемому по формулам (IV.34) или (IV.34a).

В связи с этим многие ученые пытались найти эмпирическую связь между истинным и расходным газосодержанием при тении по трубам как водовоздушных смесей, так и смесей с разными физическими свойствами.

Изучением этой связи в вертикальных трубах у нас занимались А. П. Крылов, В. Г. Богдасаров, Г. С. Лутошкин, А. А. Арманд, Н. Н. Репин, Ю. И. Бородин и др., а в горизонтальных и наклонных трубах — Г. С. Телетов, Н. И. Семенов, В. А. Мамаев, А. А. Точигин, Г. Э. Одишария, А. И. Гужов, О. В. Клапчук и др.

При изучении этого явления было установлено, что истинное газосодержание φ как и относительная скорость газа, является многопараметрической функциональной зависимостью и может быть представлена в общем виде

$$\varphi = f(Fr_c, \beta, \sin \theta, We, \bar{\mu}), \quad (IV.39)$$

в этой формуле три первых параметра — основные.

Зависимость истинного газосодержания φ от расходного β и критерия Фруда при горизонтальном течении смеси приведена на рис. 30, а [10]. Из этого рисунка следует, что во всем диапазоне изменения расходного газосодержания $0 < \beta < 1$ истинное газосодержание меньше расходного $\varphi < \beta$, т. е. газ движется быстрее жидкости. Исключением является небольшая область малых газосодержаний, когда газовая фаза, располагающаяся в верхней части трубы, занимает небольшую долю сечения и движется со скоростью меньшей, чем скорость жидкости.

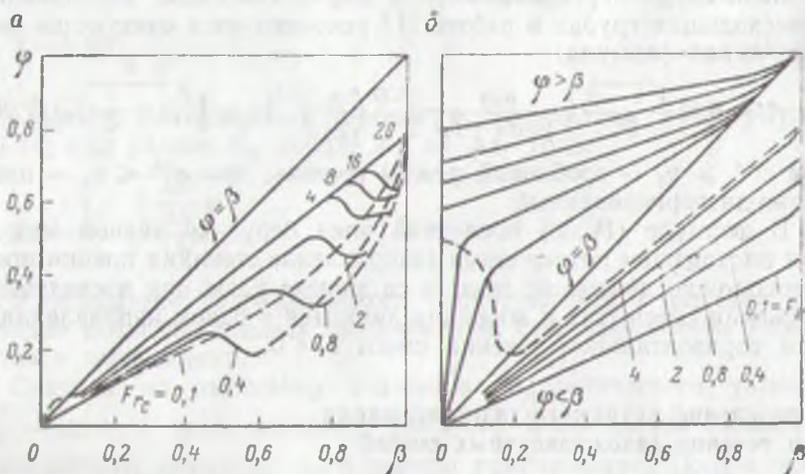


Рис. 30. Зависимости газожидкостных потоков, полученные на опытных установках:

а — зависимость истинного газосодержания φ от расходного β и критерия Fr_c при горизонтальном течении смеси; б — зависимость истинного газосодержания φ от расходного β и критерия Fr_c при восходящем (нижняя часть рисунка $\varphi < \beta$) и нисходящем (верхняя часть рисунка $\varphi > \beta$) течении воздушно-водяных смесей;

— — пробковая структура,
 --- — расслоенная структура

На рис. 30, б показаны прямые зависимости $\varphi = f(\beta, Fr_c)$ при восходящем пробковом течении воздушно-водяной смеси в трубах ($\varphi < \beta$).

Истинное φ и расходное β газосодержания связаны линейной зависимостью и коэффициентом пропорциональности, являющемся функцией числа Фруда. С ростом числа Фруда истинное газосодержание увеличивается. Однако эта закономерность прослеживается только до значения $Fr_c = 4$, выше которого появляется автомодельная область, и истинное газосодержание становится зависимым только от расходного, т. е. $\varphi = f(\beta)$.

На рис. 30, б выше прямой $\varphi = \beta$ приведена зависимость истинного газосодержания от расходного при различных углах наклона в нисходящих участках труб для расслоенного течения потока [9].

При нисходящем течении смеси вследствие возросшего влияния сил тяжести происходит увеличение расслоенной структуры потока.

В этой зоне жидкая фаза движется быстрее газовой и $\varphi > \beta$. Однако по мере увеличения скорости течения смеси, что соответствует росту сил инерции, наступает момент, когда силы инерции преобладают над силами тяжести, и тогда расслоенная структура течения смеси переходит в пробковую, область существования которой изображена под пунктирной кривой рис. 30, б.

Для пробковой структуры воздуховодяного потока в горизонтальных трубах зависимость истинного газосодержания от расходного и критерия Фруда > 4 определяется следующей эмпирической формулой:

$$\varphi = K\beta = 0,81\beta. \quad (IV.40)$$

Для той же структуры воздуховодяного потока в восходящих и вертикальных трубах истинное газосодержание определяется по следующему эмпирическому уравнению [9]:

$$\varphi = 0,81(1 - e^{-2,2\sqrt{Fr_c}}). \quad (IV.41)$$

По данным Уоллиса¹, при этих же условиях

$$\varphi = \frac{\beta}{1 + 0,345Fr_c^{-0,5}}. \quad (IV.42)$$

Формулы (IV.41) и (IV.42) не отражают влияния физических свойств смеси и могут быть использованы только для смесей с физическими свойствами, близкими к воздуховодяным смесям.

Для установления зависимости истинного газосодержания от физических свойств смеси были проведены экспериментальные исследования на смесях с различной вязкостью жидкости при различных значениях поверхностного натяжения системы газ—жидкость [3, 10]. Обработка этих исследований приведена на рис. 31.

Было установлено достаточно большое влияние критерия Вебера ($We = \frac{\sigma}{D^2(\rho_k - \rho_r)g}$) на величину истинного содержания жидкости $(1 - \varphi)$ при малых числах Фруда смеси.

Как видно из кривых, с увеличением Fr_c влияние We уменьшается, и при $Fr_c > 10$ критерий We практически не влияет на истинное содержание жидкости. При больших скоростях газожидкостного потока или при больших числах Фруда (> 100) истинное содержание жидкости $(1 - \varphi)$ остается практически постоянным для любых диаметров трубопроводов. Из рис. 31 видно, что критерий Вебера оказывает заметное влияние на величину $(1 - \varphi)$ только для труб диаметром $D < 0,015$ м и поверхностном натяжении системы вода—воздух $\sigma > 72 \cdot 10^{-3}$ Н/м. Отсюда следует, что при движении газонефтяных смесей по трубам

¹ Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. М. Мир, 1972.

диаметром $D > 0,015$ м влиянием сил поверхностного натяжения на φ можно пренебречь.

Исследованиями [1, 10] было установлено, что угол наклона в восходящих трубопроводах также оказывает влияние на величину истинного газосодержания φ . С увеличением угла наклона

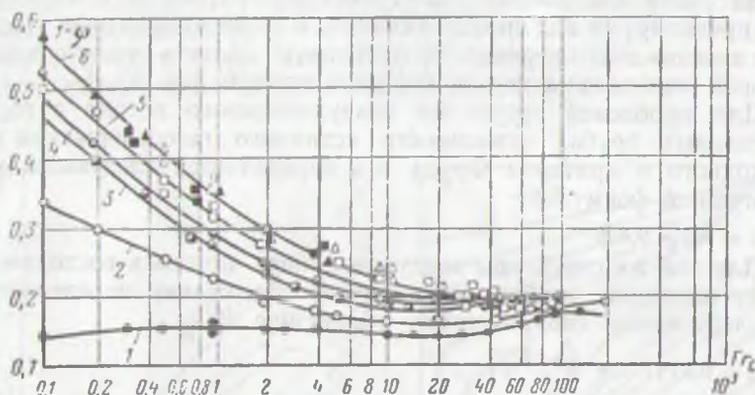


Рис. 31. Зависимость истинного содержания жидкости ($1 - \varphi$) от критерия Фруда Fr при диаметре (мм) трубопровода и критерия Вебера соответственно:

1 — 5, 7 и $229 \cdot 10^{-3}$; 2 — 9,1 и $89,8 \cdot 10^{-3}$; 3 — 12,5 и $47,8 \cdot 10^{-3}$; 4 — 15,2 и $32,3 \cdot 10^{-3}$; 5 — 32,7 и $6,9 \cdot 10^{-3}$; 6 — 56 и $2,38 \cdot 10^{-2}$; 62 и $1,94 \cdot 10^{-2}$; 75 и $1,33 \cdot 10^{-2}$; 100 и $0,75 \cdot 10^{-2}$

трубы к горизонту истинное газосодержание сначала уменьшается, достигая минимума при $\theta = 45 - 50^\circ$, а затем увеличивается.

Объясняется это тем, что при малых углах наклона трубы и малых скоростях смеси основная масса жидкости располагается

вдоль нижней образующей трубы, способствуя свободному проскальзыванию газа. По мере увеличения угла наклона жидкость стремится более равномерно распределиться по сечению трубы, что приводит к уменьшению проскальзывания газа и, как следствие, к росту истинного

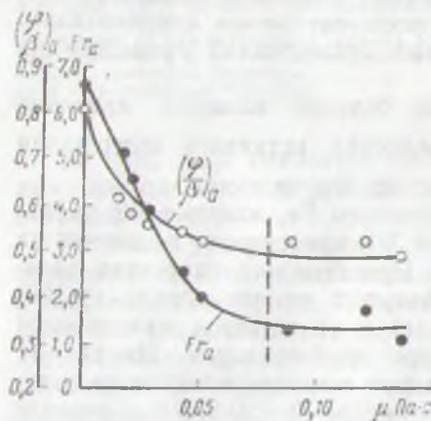


Рис. 32. Зависимость отношения $(\varphi/\beta)_a$ критерия Фруда Fr_a для автомодельной области от вязкости жидкости при пробковом режиме течения смеси

газосодержания. При больших скоростях смеси, когда жидкость и газ более равномерно распределены по сечению трубы, влияние угла наклона на φ/β незначительно.

В работе Одишария Г. Э. и др. [10] приведены исследования влияния изменения вязкости жидкости на процесс транспортирования газожидкостных смесей. Данные этих исследований помещены на рис. 32, где по оси абсцисс отложена вязкость жидкости, а по оси ординат — отношение $(\varphi \cdot \beta)_a$ и критерий Фруда Fr_c автомодельной области.

Из кривых рисунка видно, что увеличение вязкости жидкости приводит к уменьшению автомодельного числа Фруда Fr_a и уменьшению отношения $K = (\varphi \cdot \beta)_a$.

Эмпирические формулы, описывающие эти кривые, имеют вид

$$K = (1 + 4,5\bar{\mu}) - \frac{0,14}{\bar{\mu}^{0,15}};$$

$$Fr_a = 1150\bar{\mu}^{-0,79}, \text{ при } \bar{\mu} < 0,001;$$

$$Fr_a = 9,8\bar{\mu}^{-0,1}, \text{ при } \bar{\mu} > 0,001,$$

где $\bar{\mu} = \mu_r \mu_{ж}$ — изменяется в пределах $0,02 \leq \bar{\mu} \leq 0,0001$.

В результате обработки опытных данных авторами [10] предлагается для определения истинного газосодержания при пробковом режиме течения с вязкостью жидкости $\mu_{ж} > 0,05$ Па·с. (50 сП) пользоваться следующей эмпирической формулой:

$$\varphi = 0,5 (1 - e^{-3,8\sqrt{Fr_c}}). \quad (IV.41)$$

Для определения истинного газосодержания при пробковом режиме течения в восходящих трубах в работе А. И. Гужова и сотр. [1] рекомендуется применять формулу

$$\varphi_a = \frac{\beta}{1 + \frac{0,5}{Fr_c^{0,5}} \frac{k_c}{k_y} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,5}}, \quad (IV.42)$$

а в нисходящих трубах

$$\varphi_{н} = \frac{\beta}{1 + \frac{0,5}{Fr_c^{0,5} k_y} \left(\frac{\rho_r - \rho_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{0,5}}, \quad (IV.42a)$$

где k_c — коэффициент, учитывающий влияние газонасыщенной среды на относительное движение фаз; k_y — коэффициент, учитывающий устойчивость газовых включений (пузырей) в газожидкостном потоке.

При обработке опытных данных [1] для указанных выше коэффициентов получены следующие формулы:

$$k_c = (1 + \alpha_p 10^5)^{0,5} \quad (VI.43)$$

$$k_y = 1 + 2 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\rho D}{\sigma} \right)^{0,5}, \quad (IV.44)$$

где α_p — коэффициент растворимости газа в нефти, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^3 \cdot \text{Па}$, определяемый по кривым, подобным приведенным на рис. 58.

Основные уравнения для гидравлических расчетов труб, транспортирующих газожидкостные смеси

Все многообразие структурных форм движения газожидкостных смесей в трубах (см. рис. 27) в настоящее время подразделяется на три категории: пробковую, расслоенную и пленочно-диспергированную (стержневую), при которых сравнительно легко можно определить гидравлические потери.

Основное уравнение, описывающее одномерное движение смеси при пробковом и стержневом режимах, имеет вид

$$\Delta p_c = \lambda_c \frac{l}{D} \frac{v_c^2}{2} \rho_\beta \pm \Delta z g \rho_\varphi, \quad (IV.45)$$

или

$$\Delta p_c = \lambda \psi \frac{\lambda}{D} \frac{v_c^2}{2} \rho_\beta \pm \Delta z g \rho_\varphi, \quad (VI.46)$$

где Δz — разность отметок конца и начала расчетного участка трубопровода;

$$\rho_\beta = \rho_{ж} (1 - \beta) + \rho_{г} \beta,$$

$$\rho_\varphi = \rho_{ж} (1 - \varphi) + \rho_{г} \varphi.$$

В формуле (IV.45) знак (+) относится к восходящему течению смеси, а знак (—) — к нисходящему.

Для горизонтального течения смеси в трубопроводе уравнение (IV.46) принимает вид

$$\Delta p_c = \lambda \psi \frac{l}{D} \frac{v_c^2}{2} \rho_\beta, \quad (IV.47)$$

где ψ — приведенный коэффициент сопротивления, учитывающий относительное движение фаз и определяемый для горизонтальных и восходящих потоков по следующей эмпирической формуле [10]:

$$\psi_{г-в} = 1 + 0,25\beta \frac{(\rho_{ж} - \rho_{г})}{\rho_\beta} \frac{k_c}{k_y} Fr_c^{-0,5}, \quad (IV.48)$$

и для нисходящего потока

$$\psi_{н} = 1 - 0,25\beta \frac{(\rho_{ж} - \rho_{г})}{\rho_\beta k_y} Fr_c^{-0,5}. \quad (IV.49)$$

У нас в стране и за рубежом приведенные коэффициенты гидравлических сопротивлений ψ при движении газожидкостных смесей по трубам определяются, как правило, из отношения градиентов давления смеси Δp_c к градиенту давления однофазной жидкости при одинаковом расходе последней, т. е.

$$\frac{\Delta p_c}{\Delta p_{ж}} = f(\beta).$$

Коэффициент гидравлического сопротивления для однофазного потока λ при турбулентном режиме смеси ($Re_c > 2000$) на горизонтальных, восходящих и нисходящих участках трубопровода определяется по формуле

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re_c} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25}, \quad (IV.50)$$

где k_s — эквивалентная шероховатость $k_s = 1,5 \cdot 10^{-4}$ м. При $\beta < 90$ критерий Рейнольдса определяется из выражения

$$Re_c = \frac{v_c D \rho_{нг}}{\mu_{нг}}, \quad (IV.51)$$

а при $\beta > 0,9$

$$Re_c = \frac{v_c D \rho_{нг} (1 - \beta) + \rho_r \beta}{\mu_{нг} (1 - \beta) + \mu_r \beta}, \quad (IV.51a)$$

где $\rho_{нг}$ и $\mu_{нг}$ — соответственно плотность и вязкость газонасыщенной нефти.

Критерий Рейнольдса может определяться также по формуле

$$Re_c = \frac{v_c D}{\nu_c},$$

где ν_c — кинематическая вязкость смеси, которая для пробковой и разделенной структур определяется по формуле

$$\nu_c = \frac{\mu_{нг} (1 - \beta) + \mu_r \beta}{\rho_{нг} (1 - \beta) + \rho_r \beta} \quad (IV.52)$$

Расслоенное течение газожидкостной смеси

При расслоенной структуре течения смеси потери давления в трубопроводе определяются по уравнению

$$-\frac{d\rho_c}{dx} = \lambda_r \frac{v_c^2}{2D_r} \rho_r + \rho_r g \sin \theta, \quad (IV.53)$$

где D_r — гидравлический диаметр, определяемый из соотношения

$$D_r = \frac{\varphi \pi D}{\theta},$$

здесь θ — угол, стягивающий хорду поверхности раздела газ—жидкость, при расслоенном режиме течения; D — внутренний диаметр трубопровода; φ — истинное газосодержание.

Для определения коэффициента гидравлического сопротивления газа λ_r можно пользоваться формулой (IV.50).

Ввиду сложной зависимости истинного газосодержания при расслоенной структуре течения, возникающей в горизонтальных

и нисходящих участках трубопровода, для определения потерь давления рекомендуется пользоваться формулой

$$\Delta p = \lambda_r \frac{l}{D} \frac{v_c^2}{2} \rho_r - \Delta z \rho_r$$

где λ_r — коэффициент гидравлического сопротивления для газа, определяемый по числу Рейнольдса

$$Re_c = \frac{v_c D \rho_r}{\mu_r}$$

Скорость смеси v_c может определяться также из формулы

$$v_c = \frac{4(Q_{\text{нг}} + Q_r)}{\pi D^2 (1 - \beta) 86400}$$

Исходные данные для гидравлического расчета рельфных трубопроводов

Для расчета рельефных трубопроводов необходимо знать: 1) продольный профиль трассы трубопровода и его диаметр; 2) расход нефти и газа; 3) средние значения давления и температуры жидкости и газа в трубопроводе; 4) физические и термодинамические

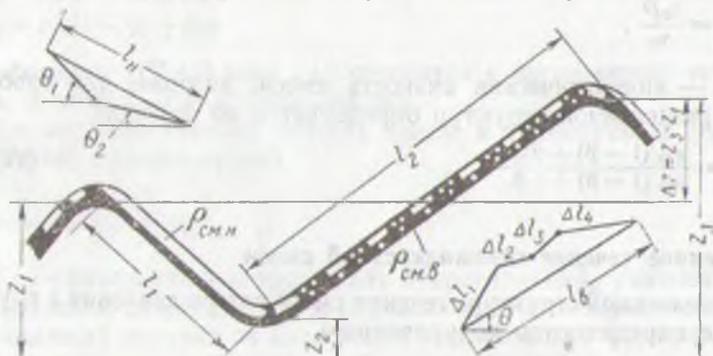


Рис. 33. Расчетная схема элемента «рельефного» трубопровода

$$\left(\frac{\varphi}{\beta}\right)_a = (1 + 4,5\bar{\mu}) - \frac{0,14}{\bar{\mu}^{0,15}}; \quad Fr_a = 1150\bar{\mu}^{0,79} \text{ при } \bar{\mu} < 0,001;$$

$$Fr_b = 9,8\bar{\mu}^{0,1} \text{ при } \bar{\mu} > 0,001$$

характеристики перекачиваемых жидкостей и газов при средних давлениях и температуре в трубопроводе.

Из всех перечисленных исходных данных для гидравлического расчета рельефных трубопроводов наиболее трудной для расчета является первая позиция.

На рис. 33 показан профиль «рельефного» трубопровода и структуры потоков, чаще всего встречающиеся в нем.

Для получения полной информации по рельефному трубопроводу поступают следующим образом.

Вся трасса рельефного трубопровода заменяется эквивалентной (расчетной), состоящей из прямолинейных отрезков, соединяющих точки реального профиля, в которых возможны изменения структуры течения и направления движения смеси (нисходящее или восходящее).

Эквивалентную трассу трубопровода строят для упрощения и сокращения числа расчетных участков. При этом необходимо соблюдать условие равнозначности реальной и расчетной трасс трубопровода, т. е. режимы течения газожидкостных смесей на реальных и расчетных участках должны быть одинаковыми.

В восходящих участках трассы трубопровода с углами наклона выше 10° структура потока не меняется, остается постоянной — пробковой и кольцевой. С учетом изложенного за восходящий участок эквивалентной трассы принимается такой отрезок реального профиля, по которому независимо от числа промежуточных участков и их углов наклона движение смеси происходит только на подъем, т. е. обеспечивается условие для пробковой структуры течения смеси (см. рис. 33).

За угол наклона эквивалентного восходящего участка принимается средний угол наклона, определяемый из условия

$$(\sin \theta_{cp})_в = \frac{H_{в.н} - H_{в.к}}{\sum_{i=1}^n \Delta l_i}, \quad (IV.54)$$

где $H_{в.н}$ и $H_{в.к}$ — отметки начальной и конечной точек эквивалентного восходящего трубопровода.

За расчетный нисходящий участок принимается такой отрезок реальной трассы, на котором течение смеси происходит под действием гравитационных сил при постоянном угле наклона или при изменении его в пределах $\pm 10\%$.

В расчетный нисходящий участок включаются сопряженные нисходящие участки, если их угол наклона изменяется по отношению к первому участку (по ходу движения смеси) не более чем на $\pm 10\%$, т. е. если гарантируется единая структура течения смеси на этих участках (см. рис. 33 и схему нисходящих участков).

За расчетную длину нисходящего участка принимается суммарная длина всех промежуточных отрезков реальной трассы, вошедших в нисходящую длину эквивалентной трассы, т. е.

$$l_n = \sum_{i=1}^n \Delta l_i.$$

За угол наклона нисходящего участка эквивалентной трассы принимается, как и в предыдущем случае, осредненный угол наклона, определяемый из условия

$$(\sin \theta_{cp})_н = \frac{H_{н.в} - H_{н.к}}{\sum_{i=1}^n \Delta l_{in}}, \quad (IV.55)$$

где $H_{н.н}$ и $H_{к.н}$ — отметки начальной и конечной точек эквивалентного нисходящего участка соответственно; $\Delta L_{н}$ — длины отдельных нисходящих участков.

Эквивалентная трасса трубопровода строится в зависимости от режима (структуры) течения смеси.

Если структура течения на восходящих и нисходящих участках одинаковая, например, пробковая или кольцевая, то расчет ведут по всей длине трубы $L = \sum_{i=1}^n l_i$ и угол наклона трубы не учитывают.

В случае, если структура потока газожидкостной смеси на восходящих участках пробковая, а на нисходящих — расслоенная, необходимо определить эквивалентную длину и осредненный угол восходящих и нисходящих эквивалентных участков трубопровода.

Гидравлические расчеты восходящих и нисходящих эквивалентных участков проводят по уравнениям, соответствующим структуре течения смеси на этих участках.

§ 7. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ ПРИ НЕИЗОТЕРМИЧЕСКОМ ДВИЖЕНИИ ОДНОФАЗНОЙ ЖИДКОСТИ

В § 4 данной главы было рассмотрено изотермическое движение однофазных жидкостей по трубопроводам: температура, а следовательно, плотность и вязкость жидкости оставались неизменными на всем протяжении потока и в любой точке его поперечного сечения. Однако реальные потоки жидкости или подогревают в раз-

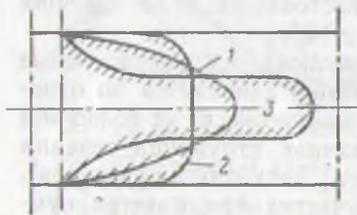


Рис. 34. Влияние температуры нефти на распределение скорости течения ее в трубе:

1 — изотермическое ламинарное течение нефти; 2 — нагревание вязкой нефти, 3 — охлаждение вязкой нефти

личных печах и теплообменниках (при перекачке парафинистых нефтей см. рис. 8 P_1, P_2), или их естественная теплота поглощается окружающей средой.

Опытами установлено, что характер температурного поля жидкости (газа) в трубе находится в полной взаимосвязи с характером ее течения. Так, если ламинарный поток жидкости в трубе охлаждается, то жидкость вблизи стенок имеет более низкую температуру, чем в центре трубы, соответственно вязкость жидкости у стенки трубы будет больше, чем в центральной части. Вследствие этого обычное параболическое распределение скорости в поперечном сечении трубы, характерное ламинарный поток, изменяется. Характер этого изменения показан на рис. 34. При турбулентном потоке жидкости явление теплового поля будет принципиально таким же.

При движении продукции скважины от забоя к устью и от устья скважины до установок подготовки нефти происходит постепенное понижение температуры и разгазирование флюидов (нефти, воды), транспортируемых в большинстве случаев по одному трубопроводу. С понижением температуры и разгазированием флюидов увеличивается вязкость нефти (эмульсии), а следовательно, и гидравлическое сопротивление. Падение температуры и глубокое разгазирование особенно неблагоприятно для высоковязких и парафинистых нефтей.

Поэтому транспортирование нефтей на месторождениях Севера должно осуществляться в газонасыщенном состоянии, что позволит существенно снизить вязкость таких нефтей, а следовательно, и потери от гидравлических сопротивлений.

Последняя ступень сепарации в данном случае, т. е. конечная, должна устанавливаться на центральном пункте сбора нефти или на нефтеперерабатывающем заводе.

Знание законов распределения температуры флюидов вдоль нефтепроводов крайне необходимо как для проектировщиков, проектирующих нефтесборную систему, так и для работников, эксплуатирующих эту систему. При проектировании нефтесборной системы на месторождении необходимо учитывать температуры потоков. Известно, например, что с уменьшением глубины прокладки нефтепровода резко сокращается стоимость земляных работ при их сооружении и улучшаются условия эксплуатации, так как быстро обнаруживаются и ликвидируются аварии. Однако при малом заглублении нефтепроводов, особенно в северных районах, на изменение температурного режима, а следовательно, и производительности их будет влиять глубина промерзания поверхностного слоя земли. Вместе с тем чрезмерно заглублять нефтесборную систему в этих случаях также крайне нежелательно. Поэтому для месторождений, расположенных в северной части страны, где плотность населения крайне низка и почти отсутствуют проезжие дороги, нефтепроводы можно прокладывать на небольшую глубину или по поверхности земли с усиленной теплокоррозийной изоляцией.

Ниже приведен расчет потерь тепла нефтепроводами при стационарном движении по ним однофазной жидкости для общего случая.

Обозначим:

D и l — наружный диаметр и длина трубопровода, м; t_n , t и t_k — соответственно начальная, текущая и конечная температура флюида в трубопроводе, °С; t_0 — температура окружающей среды, °С; K — полный коэффициент теплоотдачи от жидкости в окружающую среду, Вт/(м²·°С) (см. формулу IX.22); G — массовый расход жидкости, кг/с; c_p — удельная теплоемкость жидкости (нефти, эмульсии) Дж/(кг·°С).

Расчет ведут при условии, что начальная температура жидкости $t_n > t > t_0$.

Для установления закона изменения температуры жидкости по длине трубопровода выделим на расстоянии x от начала трубопровода элементарный участок длиной dx (рис. 35, а) и составим для него уравнение теплового баланса.

Потери теплоты от элементарного участка dx в единицу времени в окружающую среду составят

$$dq = K(t - t_0) \pi D_{II} dx. \quad (IV.56)$$

где $\pi D_{II} dx$ — поверхность охлаждения элементарного участка, м².

При движении жидкости через рассматриваемый участок dx он охладится на dt °С и потеряет количество теплоты, равное

$$dq = -Gc_p dt \quad (IV.57)$$

Знак минус в данной формуле означает, что температура жидкости по мере удаления от начала трубопровода постепенно падает.

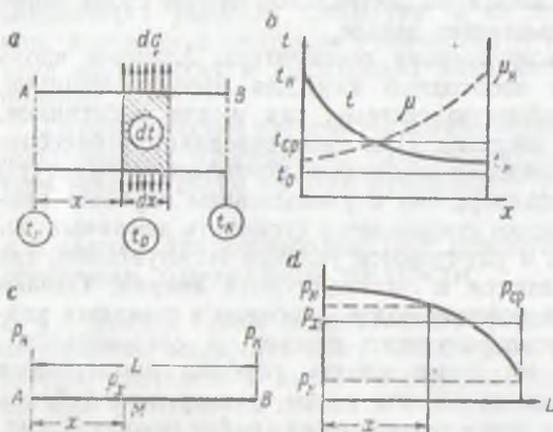


Рис. 35. Неизотермическое течение нефти по трубопроводу (а, б).

К расчету распределения давления по длине газопровода (с, д):

а — к выводу формулы изклад. В. Г. Шухова; б — график изменения температуры и вязкости движущейся нефти по длине трубопровода x ; с — расчетная схема газопровода; д — характер изменения давления по длине газопровода

При стационарном режиме потери теплоты жидкостью должны быть равны теплоте, отдаваемой в окружающую среду, т. е.

$$K(t - t_0) \pi D_{II} dx = -Gc_p dt. \quad (IV.58)$$

Для стационарного режима коэффициент теплопередачи K по длине трубопровода изменяется, однако это изменение незначительно (~2%), поэтому в первом приближении им можно пренебречь.

Представим уравнение (IV.58) в следующем виде:

$$-dt = a(t - t_0) dx, \quad (IV.59)$$

где

$$a = \frac{\pi D_{II} K}{Gc_p}.$$

Тогда уравнение (IV.59) можно проинтегрировать простым разделением переменных

$$-\int_{t_H}^{t_K} \frac{dt}{t - t_0} = a \int_0^L dx.$$

Откуда

$$-\ln(t - t_0) \Big|_{t_0}^{t_k} = a l.$$

Подставляя пределы, получим

$$-\ln(t_k - t_0) + \ln(t_n - t_0) = a l.$$

или

$$\ln\left(\frac{t_n - t_0}{t_k - t_0}\right) = a l.$$

откуда

$$\frac{t_n - t_0}{t_k - t_0} = e^{-a l}.$$

Потенцируя это выражение и заменяя t_k на t , будем иметь

$$t = t_0 + (t_n - t_0) e^{-\frac{\pi D_n x K}{G c_p}} \quad (IV.60)$$

Это и есть закон распределения температуры жидкости по длине трубопровода, впервые полученный акад. В. Г. Шуховым в 1883 г.

На рис. 35, в дана кривая изменения температуры движущейся нефти по длине трубопровода. Из рисунка видно, что падение температуры на начальном участке трубопровода более интенсивное, чем на конечном.

На том же рисунке (пунктирная кривая) показано изменение вязкости нефти в зависимости от ее температуры. При снижении температуры повышается вязкость нефти и, как следствие этого, увеличивается работа на преодоление трения как между самой нефтью, так и между нефтью и стенкой трубы.

В 1923 г. акад. Л. С. Лейбензон внес поправку в формулу В. Г. Шухова, учтя работу трения потока жидкости, превращающуюся в теплоту, участвующую в тепловом балансе трубопровода. Формула Л. С. Лейбензона записывается так:

$$\frac{t_n - t_0 - b}{t - t_0 - b} = e^{-\frac{\pi D_n I K}{G c_p}} \quad (IV.61)$$

где

$$b = \frac{Gi}{\pi K D_n E}$$

здесь i — средний гидравлический уклон; E — механический эквивалент теплоты (1 ккал = 427 кгс·м = 427·9,81 Н·м).

Уравнение (IV.61) можно представить в следующем виде:

$$\Delta t = b(1 - e^{-a l}), \quad (IV.62)$$

которое характеризует повышение температуры жидкости за счет потерь энергии на трение.

Из этого уравнения следует, что в начале трубопровода, когда $l = 0$, то Δt также равно нулю, а при $l = \infty$ Δt будет равно b .

Для нефтей, содержащих значительное количество парафина, процесс охлаждения отличается от описанного выше.

От начальной температуры t_n до температуры начала кристаллизации парафина t_c такие нефти охлаждаются по закону (IV.61). При дальнейшем охлаждении темп падения температуры замедляется за счет выделения теплоты, получающийся при кристаллизации парафина. Закон изменения температуры на участке трубопровода, где происходит кристаллизация парафина, описывается формулой В. И. Черникина ¹

$$\frac{\pi K D_n (x - l)}{G \left(c_p + \frac{\epsilon x}{t_n - t_c} \right)} = \ln \frac{t_n - t_0}{t - t_0}, \quad (IV.63)$$

где l — расстояние, на котором температура нефти падает от t_n до t , определяется по формуле (IV.60); ϵ — количество парафина, выделяющегося из нефти при понижении температуры от t_n до t_c (доли единицы); t_c — любая температура, для которой известно ϵ ; x — скрытая теплота кристаллизации парафина.

Значение x в формуле (IV.63) всегда больше l .

§ 8. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ О РЕОЛОГИЧЕСКИХ СВОЙСТВАХ НЕФТИ И ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ НЕНЬЮТОНОВСКИЕ ЖИДКОСТИ

Под реологическими свойствами нефти будем понимать зависимость вязкости нефти μ от изменения градиента скорости в трубе dv/dr и напряжения сдвига τ .

Эта зависимость представлена на рис. 36, а.

Важными и взаимосвязанными параметрами, характеризующими работу нефтепровода, являются расход нефти ($Q = vS$), и потери давления в нем Δp . Оба параметра легко можно выразить через касательные напряжения τ , возникающие в транспортируемой нефти (рис. 36, б).

Согласно закону Ньютона о вязкостном трении при движении жидкости в круглой трубе, уравнение касательного напряжения сдвига τ записывается в следующем виде ²:

$$\tau = \frac{F}{S} = -\mu \frac{dv}{dr}, \quad (IV.64)$$

¹ Черникин В. И. Перескачка вязких и застывающих жидкостей. М., Госпотехиздат, 1958.

² В выражении (IV.64) для τ знак минус взят потому, что с увеличением радиуса абсолютная скорость v убывает (см. рис. 36, а), т. е. градиент скорости dv/dr отрицателен, а напряжение τ — всегда положительная величина.

где τ — касательное напряжение сдвига между двумя слоями жидкости, Па; F — сила, Н; S — площадь соприкосновения между двумя слоями жидкости, м²; μ — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом динамической вязкости, Па·с; dv/dr — градиент скорости, 1/с; r — расстояние от оси трубы, м.

Уравнение (IV.64) можно представить также в виде

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{dv}{dr}} \left[\frac{H}{\Delta l^2} \frac{\Delta l}{c \cdot M} \right] = \frac{H}{\Delta l^2} c = \text{Па} \cdot \text{с} = \text{tg } \theta.$$

Эта формула имеет вид прямой, выходящей из начала координат (рис. 36, а, 1), тангенс угла которой к оси ординат — постоян-

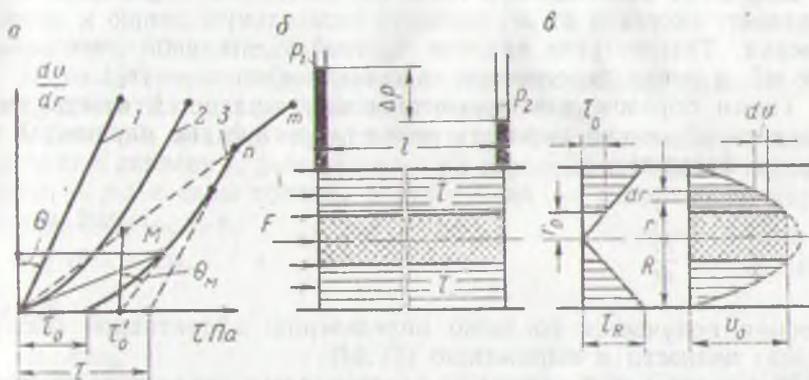


Рис. 36. Физические свойства ньютоновских и неньютоновских жидкостей и характер их движения по трубам:

а — зависимость напряжений сдвига от градиента скорости ньютоновских (1) и неньютоновских (2 и 3) жидкостей; б — модель течения неньютоновской жидкости: в — распределение скоростей и напряжений в структурированном потоке.

ная величина, характеризующая динамическую вязкость нефти. Жидкости, вязкость которых в зависимости от напряжения сдвига τ и градиента скорости dv/dr изменяется по прямолинейному закону, т. е. $\mu = \text{const}$, называются ньютоновскими жидкостями. Вязкость ньютоновских жидкостей (нефтей) зависит только от температуры и количества растворенного газа.

В природе встречаются также нефти (месторождения Узень, Уса, Русское и т. д.), которые не подчиняются закону Ньютона о вязкостном трении (IV.64) и поэтому называются неньютоновскими или аномальными.

Наиболее распространенным видом неньютоновских жидкостей являются те, которые следуют закону Шведова—Бингама

$$\tau = \tau_0 + \mu^* \frac{dv}{dr}, \quad (\text{IV.65})$$

где τ_0 — минимальное касательное напряжение, превышение которого вызывает «стративание» неньютоновской жидкости, Па; μ^* — кажущаяся (эффективная) вязкость неньютоновской жидкости, т. е. вязкость, зависящая от градиента скорости, Па·с.

Для неньютоновских жидкостей кривые течения в общем случае не являются прямыми и не проходят через начало координат (рис. 36, а, 3).

Поэтому вязкость неньютоновской жидкости зависит не только от температуры, но и от градиента скорости dv/dr , от физико-химических свойств (парафин, эмульсия), от времени нахождения ее в покое.

Значения τ_0 и μ^* в выражении IV.65 при фиксированном dv/dr можно определить графически по кривой течения.

Для этого необходимо в точке M , соответствующей заданному градиенту скорости dv/dr , провести касательную линию к кривой течения. Тангенс угла наклона θ_m этой касательной дает значение μ^* , а точка пересечения ее с осью абсцисс — $[\tau_0]$.

Таким образом для неньютоновских жидкостей кажущуюся вязкость μ^* можно выразить через реологические параметры τ_0 и μ по формуле

$$\mu^* = \mu + \frac{\tau_0}{\frac{dv}{dr}},$$

которая получается согласно определению эффективной (кажущейся) вязкости и выражению (IV.64).

Рассмотрим трубопровод со стационарным движением по нему неньютоновской жидкости (см. рис. 36, в), имеющей неразрушенную структуру в форме цилиндрического ядра, состоящего, например, из парафинистой нефти.

Скорость движения цилиндрического ядра v_0 зависит от величины силы F или перепада давления Δp , приложенных к торцам рассматриваемого сечения, и может быть равна нулю ($v_0 = 0$) при $r_0 = R$, если перепад давления Δp будет недостаточен. Существование и величина ядра зависят от скорости движения неньютоновской жидкости в трубе. Чем больше эта скорость, тем меньше радиус этого ядра. Поэтому при определенной критической скорости движения неньютоновской жидкости ядро исчезает совсем и вязкость жидкости будет постоянной величиной, т. е. неньютоновская жидкость может превращаться в ньютоновскую (см. рис. 36, а, 3, $n-m$).

В связи с тем, что абсолютная скорость жидкости v между цилиндрическим ядром и стенкой трубы уменьшается, $dv/dr < 0$.

Первый член уравнения (IV.65) характеризует движение неньютоновской жидкости, а второй член — минимальное предельное напряжение сдвига, превышение которого вызывает начало движению неньютоновской жидкости; μ^* — кажущаяся (эф-

фективная) вязкость неньютоновской жидкости, т. е. вязкость, зависящая от градиента скорости dv/dr^1 .

Совместное движение неньютоновской жидкости и ядра возможно при условии $\tau > \tau_0$, т. е. в том случае, если касательное напряжение τ всегда будет больше минимального предельного напряжения сдвига τ_0 (см. рис. 36, а).

Очевидно, на внутренней поверхности стенки трубы (при $r_0 = R$) касательное напряжение τ достигает максимальной величины τ_R , а по мере приближения к оси трубы оно уменьшается, и при ($r = r_0$) $\tau = \tau_0$.

Для указанного случая уравнение Шведова—Бинхама примет вид

$$-\mu^* \frac{dv}{dr} = 0, \quad (IV.66)$$

т. е. $dv/dr = 0$ или $v_0 = \text{const.}$

Из изложенного следует, что цилиндрическое ядро радиусом r_0 будет двигаться равномерно как твердое тело.

Определим радиус ядра твердого тела r_0 из условия равновесия сил давления, действующих на торцевые площадки потока $\pi r_0^2 (p_1 - p_2)$ и силы трения, возникающей на поверхности ядра потока $2\pi r_0 l \tau_0$, т. е.

$$\pi r_0^2 \Delta p = 2\pi r_0 l \tau_0, \quad (IV.67)$$

откуда

$$r_0 = \frac{2l\tau_0}{\Delta p}. \quad (IV.68)$$

Если $r_0 = R$, т. е. когда ядро неньютоновской жидкости достигнет радиуса трубы и $\tau_0 = \tau_R$, тогда наступит предельное равновесие и значение перепада давления Δp в формуле (IV.68) определится так:

$$\Delta p_0 = \frac{2l\tau_R}{R}. \quad (IV.69)$$

Движение неньютоновской жидкости возможно, когда действующий на торцевые площадки перепад давления Δp будет больше начального перепада Δp_0 , обусловленного предельным напряжением деформации сдвига на стенке трубы τ_R .

Уравнение равновесия сил давления и сил трения для произвольной части потока (см. рис. 36, в) имеет вид

$$\pi r^2 \Delta p = 2\pi r l \tau, \quad (IV.70)$$

¹ Поскольку профиль скорости неньютоновской жидкости в трубе непостоянен, то при определении градиента скорости dv/dr последнюю целесообразно принимать средней по сечению, т. е. $v/2$.

откуда

$$\tau_{ax} = \frac{r \Delta p}{2l} \quad (IV.71)$$

Подставив в уравнение (IV.65) выражение (IV.71), получим

$$\frac{r \Delta p}{2l} = \mu^* \frac{dv}{dr} + \tau_0 \quad (IV.72)$$

Из (IV.72) следует

$$dv = -\frac{\Delta p}{2l\mu^*} r dr + \frac{\tau_0}{\mu^*} dr \quad (IV.73)$$

Интегрируя (IV.73), получим выражение для скорости ньютоновской жидкости в следующем виде:

$$v = -\frac{\Delta p r^2}{4l\mu^*} + \frac{\tau_0}{\mu^*} r + C \quad (IV.74)$$

Постоянную интегрирования C находим из условия, что $r = R$, $v = 0$, т. е.

$$C = \frac{\Delta p R^2}{4l\mu^*} - \frac{\tau_0}{\mu^*} R \quad (IV.75)$$

Подставляя (IV.75) в (IV.74), получим

$$v = \frac{\Delta p}{4l\mu^*} (R^2 - r^2) - \frac{\tau_0}{\mu^*} (R - r) \quad (IV.76)$$

Очевидно, это уравнение справедливо для кольцевого пространства жидкости, заключенной между стенкой трубы и цилиндрическим ядром, т. е. при $r_0 \leq r \leq R$.

Скорость движения ядра найдем из выражения (IV.76), подставляя в него вместо $r \rightarrow r_0$, а вместо $v \rightarrow v_0$

$$v_0 = \frac{\Delta p}{4l\mu^*} (R^2 - r_0^2) - \frac{\tau_0}{\mu^*} (R - r_0) \quad (IV.77)$$

Суммарный расход неньютоновской жидкости по трубе определится из расхода ядра Q_0 и расхода ламинарного слоя Q_{λ} — кольца потока от r_0 до R , т. е. $Q = Q_0 + Q_{\lambda}$.

Расход ядра потока $Q_0 = \pi r_0^2 \cdot v_0$.

Расход ламинарного кольца потока жидкости определится из выражения

$$Q_{\lambda} = 2\pi \int_{r_0}^R r v(r) dr.$$

Суммарный расход составит

$$Q = \pi r_0^2 v_0 + 2\pi \int_{r_0}^R r v(r) dr \quad (IV.78)$$

Подставляя в данное уравнение выражения (IV.77) и (IV.76) и интегрируя, получим

$$Q = \frac{\pi \Delta p}{4\mu^*} R^2 r_0^2 - \frac{\pi \Delta p}{4\mu^*} r_0^4 - \frac{\pi \tau_0}{\mu^*} R r_0^2 + \frac{\pi \tau_0}{\mu^*} r_0^4 + \frac{\pi \Delta p}{8\mu^*} R^4 - \frac{\pi \Delta p}{4\mu^*} R^2 r_0^2 + \frac{\pi \Delta p r_0^4}{8\mu^*} - \frac{\pi \tau_0}{3\mu^*} R^3 - \frac{\pi \tau_0}{\mu^*} R r_0^2 - \frac{2\pi \tau_0}{3\mu^*} r_0^3. \quad (\text{IV.79})$$

Подставляя в последнее уравнение вместо r_0 его значение из (IV.68), т. е. $2l\tau_0/\Delta p$ и вместо $2l\tau_0/R$ перепад давления из (IV.69), при котором данная неньютоновская жидкость с радиусом R начинает «страгиваться», получим окончательно

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta p}{8\mu^*} \left(1 - \frac{4}{3} \frac{\Delta p_0}{\Delta p} + \frac{1}{3} \frac{\Delta p_0^4}{\Delta p^4} \right). \quad (\text{IV.80})$$

Представим в последнем уравнении отношение $\Delta p_0/\Delta p$ в следующем виде:

$$\frac{\Delta p_0}{\Delta p} = \frac{\frac{2l\tau_0}{R}}{\frac{2l\tau_0}{r_0}} = \frac{r_0}{R}$$

и после подстановки его в выражение (IV.80) получим следующую формулу:

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta p}{8\mu^*} \left(1 - \frac{4}{3} \frac{r_0}{R} + \frac{1}{3} \frac{r_0^4}{R^4} \right), \quad (\text{IV.80a})$$

впервые полученную Букингемом.

Средняя скорость потока неньютоновской жидкости определится так:

$$v_{\text{ср}} = \frac{Q}{\pi R^2} = \frac{R^2 \Delta p}{8\mu^*} \left(1 - \frac{4}{3} \frac{r_0}{R} + \frac{1}{3} \frac{r_0^4}{R^4} \right). \quad (\text{IV.81})$$

Заменяя в (IV.80a) r_0/R на $\Delta p_0/\Delta p$ и отбрасывая последний член ввиду его малости ($\sim 1,5\%$), получим

$$Q = \frac{\pi R^4}{8\mu^*} \left(\Delta p - \frac{4}{3} \Delta p_0 \right).$$

Подставляя вместо Δp_0 его значение из (IV.69) и решая последнее уравнение относительно Δp , получим

$$\Delta p = \frac{8\mu^* Q}{\pi R^4} + \frac{8}{3} \frac{l\tau_0}{R}. \quad (\text{IV.82})$$

Заменяя в (IV.82) R на $D/2$, расход жидкости Q на среднюю скорость потока $Q = v_{\text{ср}} \frac{\pi D^2}{4}$, получим

$$\Delta p = \frac{32\mu^* v_{\text{ср}} l}{D^2} \left(1 + \frac{1}{6} \frac{l\tau_0 D}{\mu^* v_{\text{ср}}} \right). \quad (\text{IV.83})$$

В последнем уравнении первый член характеризует потери напора при ламинарном режиме движения ньютоновской жидкости, а второй — увеличение гидравлических потерь за счет пластических свойств неньютоновской жидкости.

При $\tau_R = 0$ выражение (IV.83) принимает вид известной формулы Пуазейля

$$\Delta p = \frac{32\mu v_L p}{D^3} \quad (IV.84)$$

§ 9. РАСЧЕТ ПРОСТОГО ГАЗОПРОВОДА

При движении газа по трубопроводу происходит значительное падение давления по длине в результате преодоления гидравлических сопротивлений. В этих условиях плотность газа уменьшается, а скорость газа увеличивается.

Установившееся изотермическое движение газа в газопроводе описывается системой трех уравнений:

1) уравнением движения (уравнением Бернулли)

$$\frac{dp}{g\rho_r} + v \frac{dv}{2g} + dz + \lambda \frac{dx}{D} \frac{v^2}{2g} = 0, \quad (IV.85)$$

2) уравнением состояния

$$p = \rho_r z R_r T, \quad (IV.86)$$

3) уравнением баланса количества газа или массового расхода

$$G = \rho_r v S = \text{const.} \quad (IV.87)$$

В уравнении (IV.85) первый член выражает потенциальную энергию давления газа, второй — удельную кинетическую энергию движущегося газа, третий — энергию положения, четвертый — потерянный напор. При выводе формул для расчета газопровода вторым и третьим членами обычно пренебрегают, т. е. считают, что увеличения линейных скоростей в газопроводе не происходит и газопровод проложен горизонтально. При указанных допущениях уравнение (IV.85) запишется в следующем виде:

$$-\frac{dp}{g\rho_r} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{v^2}{2g}. \quad (IV.88)$$

Определяя из уравнения (IV.87) линейную скорость v и подставляя ее значение в уравнение (IV.88), получаем

$$-\frac{dp}{g\rho_r} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{G^2}{2gS^2\rho_r^2}.$$

Умножив левую и правую части на ρ_r^2 , получим

$$-\rho_r dp = \lambda \frac{dx}{D} \frac{G^2}{2gS^2}.$$

Подставив в последнее выражение вместо ρ_r его значение из уравнения (IV.86), получим

$$-\frac{p \, dp}{2R_r T} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{G^2}{2S^2}.$$

Возьмем интеграл от данного уравнения в пределах от начального давления p_1 до конечного p_2 в газопроводе длиной от 0 до L :

$$-\frac{1}{2R_r T} \int_{p_1}^{p_2} p \, dp = \lambda \frac{G^2}{2DS^2} \int dx.$$

Подставив вместо площади величину $S = \pi D^2/4$, получим окончательно

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{2zR_r T} = \lambda \frac{G^2 L}{2\pi^2 D^5} \quad (\text{IV.89})$$

или

$$G = \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D}{\lambda z R_r T L}} \quad (\text{IV.89a})$$

Формула (IV.89) является основной для расчета массового расхода газа по трубопроводу, она применима в любой системе единиц. Если применяется система СИ, то величины, входящие в вышеприведенные формулы, имеют следующие единицы измерения: G — массовый расход газа, кг/с; D — внутренний диаметр газопровода, м; p — давление, Па; λ — коэффициент гидравлического сопротивления — безразмерная величина, в общем случае зависящая от числа Рейнольдса и шероховатости стенки трубы; z — коэффициент сжимаемости газа; R_r — газовая постоянная, Дж/(кг·К), где Дж = Н·м = кг·м·м/с²; T — абсолютная температура газа, К; L — длина газопровода, м; v — линейная скорость газа, м/с; ρ_r — плотность газа, кг/м³; g — ускорение силы тяжести, м/с².

Из уравнения состояния газа и воздуха имеем

$$\frac{R_a}{R_r} = \frac{\rho_r}{\rho_a}, \quad \text{или} \quad R_r = \frac{R_a \rho_a}{\rho_r} = \frac{R_a}{\lambda}.$$

Объемный расход газа, приведенный к стандартным условиям:

$$V_r = \frac{G}{\rho_r} = \frac{G}{\lambda \rho_a}.$$

где $\rho_{ст}$ — плотность воздуха при стандартных условиях.

Подставив в формулу (IV.89a) значения R_r и G , получим

$$V_r = k_2 D^{5/2} \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{\lambda \Delta z T L}}$$

где

$$k_0 = \frac{\pi}{4} \frac{1}{\rho_0 \sqrt{R_0}}.$$

При стандартных условиях ($t = 20^\circ\text{C}$; $p = 760$ мм рт. ст.) плотность воздуха $\rho_0 = 1,205$ кг/м³ и $R_0 = \frac{R_0}{M_0} = \frac{8314,3}{28,96}$ Дж/(кг·К),

$$k_0 = 3,87 \cdot 10^{-2}.$$

Тогда последняя формула запишется так:

$$V_r = 3,87 \cdot 10^{-2} D^{5/2} \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{\lambda \Delta z T L}}.$$

При нормальных условиях ($t = 0^\circ\text{C}$, $p = 760$ мм рт. ст.) плотность воздуха $\rho_0 = 1,293$ кг/м³; $R_0 = 287$ Дж/(кг·К); $k_0 = 3,59 \cdot 10^{-2}$.

Коэффициент гидравлического сопротивления при течении газа по газопроводу определяют по формуле (IV.36a)

$$\lambda = 0,067 \left(\frac{158}{Re} + \frac{2k_s}{D} \right)^{0,2},$$

где k_s — эквивалентная шероховатость трубы.

При гладкостенном режиме (гидравлические гладкие трубы) λ не зависит от шероховатости внутренней поверхности трубы и рассчитывается по формуле

$$\lambda = 0,067 \left(\frac{158}{Re} \right)^{0,2} = \frac{0,1844}{Re^{0,2}}.$$

При квадратичном режиме течения λ не зависит от Re и является функцией относительной шероховатости:

$$\lambda = 0,067 \left(\frac{2k_s}{D} \right)^{0,2}.$$

Значение числа Re для смеси газа определяют по формуле

$$Re = \frac{r_c D \rho_c}{\mu_c}, \quad (IV.90)$$

где $\mu_c = y_1 \mu_1 + y_2 \mu_2 + \dots + y_n \mu_n$ — вязкость смеси газов; $\mu_1, \mu_2, \dots, \mu_n$ — вязкость отдельных компонентов, кг·м·с; y_1, y_2, \dots, y_n — концентрация компонентов, доли единицы; ρ_c — плотность смеси газов в трубопроводе, кг/м³,

$$\rho_c = \frac{p_{ср}}{p_0} \frac{T_0}{T_{ср}} \frac{1}{z} \rho_0, \quad (IV.91)$$

где ρ_0 — плотность газа при нормальных условиях, кг/м³; $p_{ср}$ и p_0 — соответственно среднее давление в трубопроводе и барометрическое, Па; $T_{ср}$ и T_0 — соответственно средняя температура перекачки (К) и температура абсолютного нуля (273, 15).

Среднее давление в газопроводе определяют по формуле

$$p_{cp} = \frac{2}{3} \left(p_1 + \frac{p_1^2}{p_1 + p_2} \right), \quad (IV.92)$$

где p_1 и p_2 — давление в начале и в конце газопровода.

§ 10. ИЗМЕНЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ ПО ДЛИНЕ ГАЗОПРОВОДА

Рассмотрим газопровод длиной L , диаметром D с начальным давлением p_n и конечным p_k , приведенный на рис. 35, с.

Требуется определить давление в любой точке, например M , на расстоянии x от начала газопровода. Уравнение расхода для участка AM запишется так:

$$V_r = k_0 D^{5/2} \sqrt{\frac{p_n^2 - p_x^2}{\lambda \Delta z T_{cp} x}}, \quad (IV.93)$$

а для участка MB

$$V_r = k_0 D^{5/2} \sqrt{\frac{p_x^2 - p_k^2}{\lambda \Delta z T_{cp} (L - x)}}. \quad (IV.93a)$$

Учитывая постоянство расхода по длине газопровода, приравняем правые части уравнений (IV.93 и IV.93a), тогда будем иметь

$$\frac{p_n^2 - p_x^2}{x} = \frac{p_x^2 - p_k^2}{L - x}.$$

Откуда

$$p_x = \sqrt{p_n^2 - (p_n^2 - p_k^2) \frac{x}{L}}. \quad (IV.94)$$

Кривая, описываемая уравнением (IV.94), является параболой. Из характера этой кривой видно (рис. 35, д), что по длине газопровода градиент давления ($p_n^2 - p_x^2/x$ и $p_x^2 - p_k^2/L-x$) постепенно увеличивается, что свидетельствует о непостоянстве гидравлического уклона.

В начале газопровода, когда давление и плотность газа высокие, удельный объем газа мал и скорость незначительная, потери давления в газопроводе небольшие, т. е. градиенты давления ($p_n^2 - p_x^2/x$) малы. По мере удаления газа от начала трубопровода давление падает, а удельный объем газа увеличивается, что приводит к увеличению скорости движения газа и, соответственно, к росту потерь давления на трение, пропорциональных квадрату скорости.

§ 11. МЕТОДЫ УВЕЛИЧЕНИЯ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ НЕФТИ И НЕФТЯНЫЕ ЭМУЛЬСИИ

На нефтяных месторождениях сравнительно часто приходится увеличивать пропускную способность сборных коллекторов в связи с подключением новых скважин или увеличением производительности существующих скважин, подающих продукцию к УПН.

Увеличения пропускной способности сборных коллекторов можно достичь несколькими путями: 1) снижением вязкости перекачиваемой нефти, подогревая ее; 2) подачей в поток обводненной нефти на автоматизированной групповой замерной установке поверхностно-активных веществ (ПАВ) в результате чего происходит инверсия эмульсии и внешней фазой становится вода, имеющая меньшую вязкость, чем нефть; 3) прокладкой параллельного нефтепровода (лупинга); 4) повышением давления на устьях скважин или установкой дополнительного насоса (на ДНС), работающего параллельно с основным; 5) комбинацией перечисленных способов.

Вопрос о том, какой из этих методов следует принять для увеличения пропускной способности данного конкретного сборного коллектора, решается в конечном счете сопоставлением технико-экономических показателей различных вариантов.

**ПРИЧИНЫ СНИЖЕНИЯ ПРОПУСКНОЙ
СПОСОБНОСТИ НЕФТЕПРОВОДОВ
И ГАЗОПРОВОДОВ И МЕТОДЫ БОРЬБЫ
С ЭТИМИ ЯВЛЕНИЯМИ.
КОРРОЗИЯ И МЕТОДЫ БОРЬБЫ
С КОРРОЗИЕЙ ТРУБОПРОВОДОВ**

В данной главе рассмотрены разнообразные по физической сущности вопросы, например, образование и отложение парафина, солей и гидратов, выделение из газа жидких углеводородов и капельной воды, а также разрушение внутренних стенок труб коррозией. Это сделано потому, что все эти вопросы касаются одной проблемы: снижения производительности нефтегазосборных систем и необходимости изыскания эффективных методов восстановления или поддержания на постоянном уровне производительности этих систем.

Каковы же причины снижения производительности нефтегазопроводного транспорта на промыслах?

Таких причин может быть несколько, основными из которых являются: 1) недостаточная скорость потока твердых частиц, выносимых из скважин вместе с нефтью на поверхность и осаждение их за счет гравитационных сил в трубопроводах; 2) при определенных термодинамических условиях совместного потока нефти, газа и воды могут образовываться и выпадать кристаллы парафина и солей, создавая твердый осадок, как правило, трудно поддающийся разрушению; 3) при определенных также термодинамических условиях, т. е. температуре, давлении и составе газа, в газопроводах могут образовываться и выпадать гидраты, снижая их пропускную способность; 4) при интенсивной коррозии трубопроводов, особенно трубопроводов, транспортирующих пластовые сточные воды для закачки их в пласт, внутренние стенки их разрушаются, в результате чего может образовываться окалина, оседающая и уменьшающая живое сечение трубопроводов.

**§ 1. ПРИЧИНЫ ОБРАЗОВАНИЯ И ОТЛОЖЕНИЯ
ПАРАФИНА В НЕФТЕПРОВОДАХ**

Одной из основных проблем, возникающих при изучении механизма процесса парафинизации промышленного оборудования, является проблема связи между выделением кристаллов парафина из нефти и отложением их на контактирующих с нефтью поверхностях.

Разные ученые и исследователи этой проблемы выдвигали свои теории, которые затем проверялись как в промышленных, так и в лабораторных условиях.

В настоящее время данная проблема в основном решена и особенно усилиями наших¹ и американских ученых.

Парафиновые отложения представляют собой сложную смесь твердых углеводородов, содержание их (%) приведено ниже.

Парафины	Асфальтены	Смолы	Механические примеси
10—75	2—5	10—30	1—5

В группу твердых парафинов входят углеводороды от $C_{17}H_{36}$ до $C_{71}H_{144}$. Плотность парафина в твердом состоянии колеблется в пределах от 0,865 до 0,940 г/см³.

Чистые парафины — кристаллические вещества. По физико-химическим свойствам их разделяют на две группы: парафины от $C_{17}H_{36}$ до $C_{36}H_{74}$ и церезины от $C_{36}H_{74}$ и выше.

Ниже приведены основные факторы, влияющие на образование парафино-церезиновых отложений на стенках труб.

Состояние поверхности стенки трубы. Шероховатость стенок труб способствуют выделению газа из нефти, в результате чего растворимость парафина в нефти ухудшается и интенсивность отложений увеличивается. Однако большие скорости потока могут частично замедлить рост парафиновых отложений.

Растворяющая способность нефти по отношению к парафино-церезиновым соединениям. Практикой установлено, что чем тяжелее нефть, тем хуже она растворяет парафино-церезиновые соединения и тем, следовательно, интенсивнее могут образовываться в такой нефти парафины и отлагаться на стенках труб.

Концентрация парафиновых соединений в нефти. Чем выше концентрация этих соединений, тем интенсивнее будет отложение парафинов при всех прочих равных условиях.

Температура кристаллизации парафинов. Как известно, кристаллизация парафинов, т. е. образование твердой фазы, происходит при разных температурах. Для парафинов, кристаллизующихся при высоких температурах, образование и отложение их на стенках труб наступает раньше, чем для парафинов, кристаллизующихся при низких температурах.

Темп снижения давления в потоке нефти. Чем больше перепад давления, тем интенсивнее происходят образование и выделение из нефти новой фазы — газа, способствующего понижению температуры нефтегазового потока. Кроме того, разгазирование нефти влечет за собой выделение легких фракций, являющихся наилучшим растворителем парафино-церезиновых соединений.

Электризация глобул воды, газовых включений и твердых парафиновых частиц в нефтегазоводяном потоке. Это явление пока не-

¹ Тронов В. П. Механизм образования смоло парафиновых отложений и борьба с ними. М., Недра, 1970.

достаточно изучено, однако оно имеет исключительно важное значение в образовании парафиновых соединений.

Скорость нефтегазового потока. Многочисленными опытами, проведенными в естественных условиях, было доказано, что чем ниже скорость потока, т. е. чем меньше дебит скважин, тем больше величина парафиновых отложений.

Наличие в нефти воды и деэмульгаторов (см. гл. VIII, § 1, 2), годных для разрушения нефтяных эмульсий.

Для предотвращения парафиновых отложений в условиях нефтегазодобывающих предприятий применяют различные методы в зависимости от технико-экономических показателей их осуществления и возможности успешного их внедрения.

Можно рекомендовать следующие методы против парафиновых отложений в трубопроводах.

1. Применение высоконапорной 0,981—1,47 МПа системы нефтегазосбора, значительно снижающей разгазирование нефти и предотвращающей образование и отложение парафина.

2. Использование паровых передвижных установок (ППУ).

3. Покрытие внутренней поверхности трубопроводов различными лаками, эпоксидными смолами и стеклопластиковыми, существенно снижающими шероховатость поверхности труб. На абсолютно гладкой поверхности труб (полированной) условия для парафиновых отложений отсутствуют. Кроме того, если поверхности трубопроводов предать гидрофильное свойство, т. е. свойство полярное, то отложения парафина также не будет. Поэтому при покрытии поверхности труб стеклопластиком одновременно достигаются две цели: существенное снижение шероховатости и придание этой поверхности гидрофильности.

Гидрофильные поверхности (см. рис. 79, а) хорошо смачиваются водой и не смачиваются неполярными жидкостями, поэтому на гидрофильных поверхностях отложений парафина наблюдаться не будет.

4. Применение поверхностно-активных веществ, подаваемых к забоям или к устьям скважин в поток обводненной нефти. Подача ПАВ предотвращает образование нефтяной эмульсии¹, в результате чего стенки выкидных линий и сборных коллекторов контактируют не с нефтью, способствующей адгезии (прилипанию) твердых частиц парафина, а с пластовой водой. Кроме того, введенные в поток нефти ПАВ, адсорбируясь на твердых частицах парафина, затормаживают или полностью прекращают рост его кристаллов, в результате чего существенно затрудняются осаждения парафина из потока нефти и образование твердых отложений.

К положительным сторонам этого метода относится также и то, что расход ПАВ небольшой и составляет лишь 10—20 г/т; кроме того, ПАВ, введенные в поток нефти на забое или у устья сква-

¹ Об нефтяных эмульсиях см. стр. 177

жины, предотвращают образование и «старение» нефтяных эмульсий (более обстоятельно об этом см. с. 181).

За рубежом широко применение находят различного рода химические реагенты. Большинство производимых там и продаваемых химических средств «против отложения парафина» носят название смачивающих реагентов и диспергаторов. Смачивающие реагенты теоретически способны покрывать поверхность оборудования тонкой пленкой, препятствующей отложению парафина, выпавшего из раствора. Диспергаторы препятствуют слипанию молекул парафина. Основным достоинством их является удержание парафина в диспергированном состоянии на всем пути

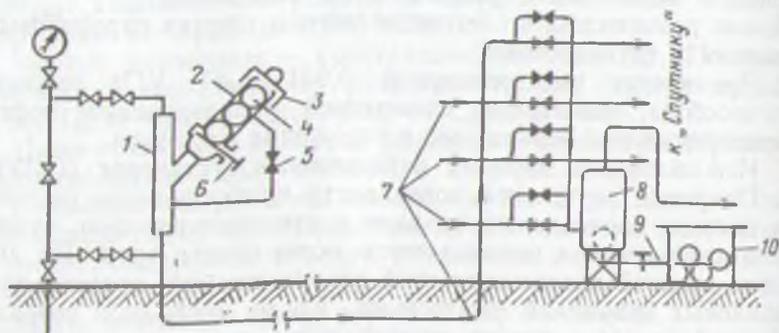


Рис. 37. Очистка нефтепроводов от парафиновых отложений резиновыми шарами (торпедами):

1 — струя фонтанной елки; 2 — камера для запуска шаров; 3 — крышка камеры; 4 — шар резиновый (торпеда); 5 — вентиль для выравнивания давления; 6 — шибер; 7 — выкидные линии; 8 — камера приема шаров; 9 — линия для сброса шаров; 10 — емкость для хранения шаров

от забоя скважины до нефтеперерабатывающего завода. Однако состав диспергаторов в литературе не описан.

5. Применение теплоизоляции, которая одновременно являлась бы также и противокоррозионным покрытием.

6. Применение резиновых шаров (торпед), периодически вводимых (по мере накопления парафина) у устьев скважин в выкидные линии и извлекаемых на групповых замерных установках.

7. Скорость нефтегазового потока. Увеличение скорости потока приводит к снижению парафиновых отложений. Это объясняется в основном динамическим действием струи на осаждение кристаллов парафина на стенках труб.

Из всех перечисленных методов борьбы с парафиновыми отложениями в нефтепроводах наиболее широко в настоящее время применяются лишь первый, второй и четвертый. Первый и четвертый — преимущественно на вновь обустриваемых нефтяных площадях, второй — на старых месторождениях с самотечной системой нефтегазосбора. Второй метод борьбы с отложениями парафина эффективен, но дорогостоящий.

Несколько уже область применения пятого и шестого методов, которые по сравнению со вторым значительно дешевле. Например, одноразовое применение ППУ на промыслах Татарии стоит около 500 руб., а применение шаров (торпед) для этих же целей — 10 руб. Однако, чтобы использовать шары, а также ПАВ против отложений парафина в промышленных трубопроводах, требуются некоторая переделка существующих нефтесборных систем и связанные с этим дополнительные расходы.

На вновь открытых месторождениях с парафинистой нефтью, где созданы современные высоконапорные системы нефтесбора, проблема борьбы с отложениями парафина не стоит так остро.

На рис. 37 приведена схема очистки выкидных линий скважин резиновыми шарами. Очистка осуществляется следующим образом. Камера запуска, установленная на струне фонтанной арматуры, заряжается резиновыми шарами, диаметр которых несколько больше (на 2—3 мм) внутреннего диаметра выкидной линии. По мере того, как выкидные линии запарафиниваются, из камеры запуска открытием шибера и перепускного вентиля подается резиновый шар, который потоком жидкости проталкивается до распределительной батареи группового сборного пункта, где установлена приемная камера. Резиновый шар счищает отложения парафина со стенок выкидных линий и проталкивает их в приемную камеру, из которой он направляется по линии в емкость для хранения шаров и парафина. Описанный способ очистки труб от парафина успешно применяют на месторождениях Украины, Коми АССР, Татарии и др.

4 2. ПРИЧИНЫ ОБРАЗОВАНИЯ И ОТЛОЖЕНИЯ СОЛЕЙ В ОБОРУДОВАНИИ И ТРУБОПРОВОДАХ

На некоторых месторождениях (Самотлор, Речица, месторождения Куйбышевской области, Азербайджана и др.) в процессе эксплуатации скважин наблюдается интенсивное образование и отложение солей в рабочих органах электроцентробежных (ЭЦН) и штанговых насосов, а также в насосно-компрессорных трубах, выкидных линиях и даже в сборных коллекторах (см. рис. 5, 2, 4). Отложение солей в основном наблюдается в обводненных скважинах.

Соли, содержащиеся в пластовых водах, могут быть как водорастворимые (NaCl , CaCl_2), так и водонерастворимые: карбонат кальция CaCO_3 , карбонат магния MgCO_3 , сульфат кальция $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (гипс), сульфат магния MgSO_4 , сульфат бария BaSO_4 , силикат кальция CaSiO_3 , силикат магния MgSiO_3 и т. д.

Основная причина образования и отложения этих солей в процессе добычи нефти и воды — это нарушение карбонатного равновесия, обусловленного снижением температуры и давления. При нарушении его из водного раствора солей выделяется углекислый газ CO_2 , раствор становится перенасыщенным, в результате проис-

ходят образование кристаллов и отложение их на стенках труб.

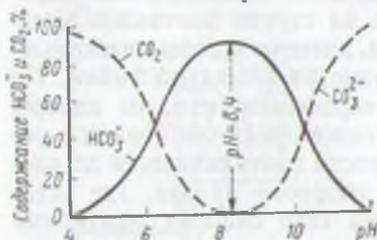
В пластовых водах, как известно, кроме свободного углекислого газа CO_2 и недиссоциированных молекул угольной кислоты H_2CO_3 , содержатся бикарбонатные ионы HCO_3^- и карбонатные ионы CO_3^{2-} .

Слабая угольная кислота диссоциирует



Концентрация недиссоциированных молекул угольной кислоты H_2CO_3 в воде незначительна.

Диссоциация угольной кислоты, как было установлено [8], зависит от концентрации водородных ионов или, одно и то же, от рН (рис. 38). С увеличением рН количество CO_2 уменьшается, а число ионов HCO_3^- увеличивается. При рН = 8,3 концентрация бикарбонатных



ионов HCO_3^- увеличивается. При рН = 8,3 концентрация бикарбонатных

Рис. 38. Зависимость уровней диссоциации угольной кислоты от концентрации водородных ионов при $t = 25^\circ \text{C}$.

ионов достигает максимума. Дальнейшее увеличение рН приводит к уменьшению содержания в воде ионов HCO_3^- и увеличению концентрации CO_3^{2-} , которая при рН = 12 достигает максимума.

В водных растворах углекислых соединений обычно существует при постоянном давлении и температуре в пластовых условиях динамическое равновесие между различными формами угольной кислоты:



Данное уравнение показывает, что если количество бикарбонатных ионов (HCO_3^-) соответствует определенному количеству свободного углекислого газа CO_2 , то существует карбонатное равновесие.

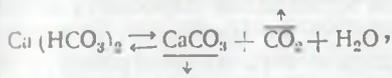
Такая вода называется стабильной. При наличии в пластовых водах одновременно ионов Ca^{2+} , Mg^{2+} и HCO_3^- образуются очень непрочные бикарбонаты кальция и магния:



равновесие которых также поддерживается за счет растворенного в воде углекислого газа.

При движении нефти, газа и пластовой воды по стволу скважины, выкидным линиями и сборным коллекторам давление в них

понижается, в результате чего из воды выделяется углекислый газ и образуется осадок солей



выключающий рабочие органы насосов и выводящий их из строя.

Так, например, на Самотлорском месторождении ЭЦН через 25–30 дней непрерывной работы выходят из строя из-за отложения солей, тогда как эти же насосы без образования в них осадков солей на других горизонтах могут работать больше года.

В выкидных линиях и сборных коллекторах вследствие выпадения солей образуются прочные отложения, существенно снижающие их пропускную способность.

Таким образом, было выяснено влияние снижения давления и изменения температуры на процесс отложения солей. Снижением температуры потока равновесие реакции (B) сдвигается влево, поскольку в этих условиях значительно уменьшается выделение CO_2 и выпадение кристаллов солей из раствора затормаживается.

Таким образом, подводя итоги, можно сказать, что падение давления в нефтегазоводяном потоке интенсифицирует образование осадков солей в системе добычи и сбора, а снижение температуры в этой системе, наоборот, притормаживает этот процесс. Как известно, падение давления и температуры потока при добыче и сборе нефти происходит одновременно, и коль скоро они вызывают смещение реакции (B) в противоположные стороны, то, казалось бы, выпадение солей на стенках труб и насосов не должно было бы иметь места. Однако это не так, как падение давления сдвигает равновесие реакции (B) вправо более интенсивно, чем снижение температуры, сдвигающей эти реакции влево. В этом, собственно, и заключается основная причина образования отложения солей.

Теперь остается выяснить, какие же существуют методы борьбы с отложениями солей при эксплуатации скважин и сборе продукции этих скважин. Их, к сожалению, известно пока немного: 1) химические методы, 2) физические методы и 3) использование пресной воды.

Химические методы борьбы с отложениями солей

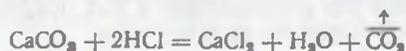
Химические методы борьбы с солеобразованием в скважинах и сборной системе применяют, главным образом, при выпадении карбонатных (CaCO_3 , MgCO_3) и сульфатных (CaSO_4 , MgSO_4) солей, т. е. водонерастворимых.

В данном случае применяют главным образом гексаметафосфат натрия ($\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$) и триполифосфат натрия ($\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_{10}$) как в чистом

виде, так и с добавками дубового экстракта, а также других при-
садок. Сущность данного метода борьбы с отложениями солей сво-
дится к тому, что при образовании кристаллов карбоната кальция
(CaCO₃) или других кристаллов они тут же сорбируют из раствора
гексаметафосфат натрия, в результате чего на поверхности этих
кристаллов возникает коллоидная оболочка («броня»), препят-
ствующая прилипанию их к поверхности труб.

Расход гексаметафосфата натрия небольшой (0,1% по весу от
добываемой минерализованной воды).

С отложениями водонерастворимых солей сравнительно легко
можно также бороться с помощью растворов соляной кислоты



соль, нерастворимая
в воде

соль, растворимая
в воде

Однако, как показала практика, применение растворов соля-
ной кислоты быстро приводит к порче оплетки кабеля для ЭЦН
и усиленной коррозии оборудования, в связи с чем эти растворы,
как правило, не применяют или применяют очень ограниченно.

За рубежом для борьбы с отложениями водонерастворимых со-
лей как в пласте, так и в оборудовании широко стали применять
различные фосфонаты, которые также образуют «броню» на кри-
сталлах солей, препятствуя тем самым их слипанию и отложению
на стенках.

Физические методы борьбы с отложениями солей

Борьбу с солеобразованием и отложениями солей в промышленных
коммуникациях ведут и физическими методами. Одним из таких
перспективных методов является применение магнитного поля¹.
Теория метода пока не разработана, а сущность его сводится
к следующему.

При обработке воды магнитным полем создаются условия для
более быстрого выращивания кристаллов в потоке воды. При
этом образуются кристаллические зародыши, которые служат цен-
трами кристаллизации. Они сорбируют на своей поверхности ионы
карбонатов кальция и магния, растут и выпадают в виде аморф-
ного шлама, который легко удаляется из трубопровода потоком.
В настоящее время существует несколько точек зрения на проте-
кание процессов в магнитном поле, три из которых, на наш взгляд,
более обоснованных описаны ниже.

Считают, что процесс кристаллизации солей в магнитном поле
ускоряется примесями, находящимися в воде в виде коллоидов.
В этом случае основную роль в образовании ионных ассоциаций

¹ Терисцев В. Е. Магнитные установки в системах оборотного водоснабже-
ния. Киев, Будивельник, 1976.

и кристаллов играют ионы Fe^{2+} , Fe^{3+} и Mg^{2+} . Роль этих ионов в процессе кристаллообразования сводится к перемагничиванию раствора и подавлению центров кристаллизации.

Считают также, что ускоренная кристаллизация солей происходит из-за влияния магнитного поля на молекулы воды, т. е. на изменение ее структуры. Под действием внешнего магнитного поля в молекулах воды индуцируются (возникают) магнитные моменты, что вызывает нарушение связей между молекулами, а следовательно, приводит к перестройке структуры и к изменению некоторых физических параметров воды (электропроводности, смачиваемости и т. д.).

Кроме того, считают, что влияние магнитного поля проявляется в уменьшении степени гидратации (см. стр. 128) ионов, находящихся в воде. Это вызывает соответствующее уменьшение центров кристаллизации и замедленное образование кристаллов в общем потоке жидкости, которые уносятся им в виде шлама.

Борьба с отложениями водорастворимых солей

Для борьбы с образованием и отложением водорастворимых солей ($NaCl$, $CaCl_2$ и т. д.) самым эффективным на сегодня оказался метод подачи в добываемую продукцию скважин пресной воды.

Этот метод можно применять в двух вариантах: 1) непрерывный подлив пресной воды на забой скважины в процессе ее эксплуатации и 2) периодический подлив ее в затрубное пространство.

Первый способ позволяет исключить возможность выпадения солей в скважине и нефтесборной системе, благодаря переводу насыщенного раствора солей в ненасыщенный, в результате чего кристаллы не образуются и не выпадают в осадок. Смешение высокоминерализованной воды с пресной, подливаемой в затрубное пространство скважин в количествах 8—14%, позволяет компенсировать уменьшение растворимости солей, которое происходит при снижении температуры потока.

Второй способ рассчитан на периодическое растворение солей в скважине и сборной системе по мере накопления их осадка.

Для применения обоих методов на месторождениях должны строиться сети водоснабжения пресной водой и установки химической обработки ее для исключения возможности образования и выпадения нерастворимых солей при взаимодействии пресной воды с пластовой.

Сети водоснабжения и водоподготовки могут быть централизованы (исходящие из одного пункта) и децентрализованы, что зависит от местных климатических условий и наличия пресных вод.

Однако там, где предусматривается разработка месторождений с поддержанием пластового давления закачкой пресной воды в пласт, строительство специальной сети водоснабжения для борьбы с отложениями солей необязательно. В этом случае от

общих водоводов прокладывают водоводы небольшого диаметра к каждой эксплуатационной скважине и устанавливают на них расходомерную шайбу с вентилем для регулирования подачи пресной воды.

§ 3. ПРИЧИНЫ ОБРАЗОВАНИЯ УГЛЕВОДОРОДНЫХ, ВОДЯНЫХ И ГИДРАТНЫХ ПРОБОК В ГАЗОПРОВОДАХ И МЕТОДЫ БОРЬБЫ С НИМИ

В § 1 и 2 данной главы мы рассмотрели причины образования и отложений твердых осадков в нефтесборной системе, теперь выясним основные причины помех, наблюдаемых при эксплуатации газосборной системы.

Образование водяных и углеводородных пробок

При движении нефтяного газа по газосборной сети из-за гидравлических сопротивлений давления и температуры падают, при этом из газа выделяются углеводородный и водный конденсаты, а при определенных термодинамических условиях могут образоваться гидратные отложения. Конденсация паров углеводородов и воды происходит в результате снижения температуры газа, обусловленного дроссель-эффектом и отдачей теплоты газом более холодным стенкам трубопровода. В реальных условиях в первую очередь образуется водный конденсат, затем конденсат тяжелых и средних углеводородов. Таким образом, в составе углеводородного конденсата будут преобладать бензиновая фракция C_5 и конденсат паров воды.

Интенсивность падения температуры газа, движущегося по газопроводу, уложенному в землю, зависит от температуры грунта коэффициента теплопередачи от газа к грунту и ряда других факторов. Состав нефтяного газа, транспортируемого по газосборной системе, как правило, непостоянен и зависит главным образом от режима сепарации от времени года, иными словами — от температуры окружающего воздуха.

Образование углеводородного и водяного конденсата в газосборной системе имеет много неприятных последствий, вызываемых в основном пробкообразованием и, как следствие этого, снижением пропускной способности газопровода. Однако основная масса конденсата в газопровode образуется в результате плохой сепарации, сопровождающейся уносом капельной жидкости. Вот почему иногда в пробах конденсата, отобранных из газопровода для анализа, оказываются углеводороды C_{17} и выше.

Для предотвращения образования жидкостных пробок в промышленных газопроводах следует устанавливать на них сепарирующие приспособления, называемые камерами с разрывом струн (рис. 39). Такие камеры нашли широкое применение в газовой промышленности. Их устанавливают обычно на восходящем участке газопровода.

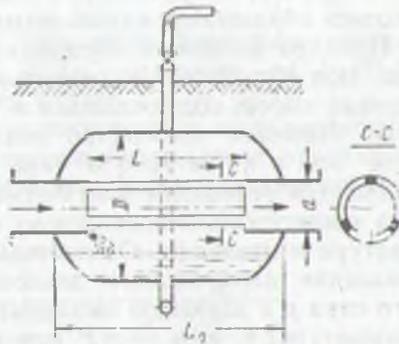


Рис. 39. Камера с разрывом струн для борьбы с жидкостными пробками в газопроводах

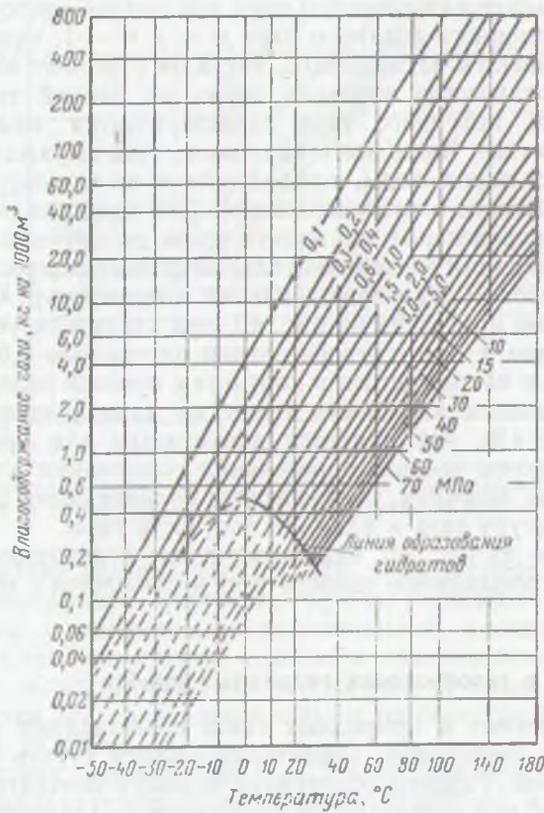


Рис. 40. Номограмма для определения содержания паров воды в газе

Температура, при которой в данной газовой смеси может происходить образование капель воды, называется *т о ч к о й р о с ы*.

Принято различать абсолютную и относительную влажность газа. Под абсолютной влажностью понимают массовое количество водяных паров, содержащихся в 1 м^3 газа при нормальных условиях. Массовое количество водяного пара в газе выражается в г/м^3 или в кг на 1000 м^3 газа. Под относительной влажностью понимается отношение фактически содержащегося в газе водяного пара к максимальному возможному его содержанию при данных температуре и давлении. Относительную влажность определяют как отношение парциального давления находящегося в газе водяного пара p к давлению насыщенного водяного пара P при данной температуре, т. е. $\varphi = p/P$ или $\varphi = p/P \cdot 100\%$, где φ — относительная влажность газа; p — парциальное давление находящегося в газе водяного пара, Па ($1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$); P — давление насыщенного водяного пара при данной температуре, Па.

Для насыщенного водяного пара $\varphi = p/P = 1$, поэтому влажный газ называется насыщенным, когда он содержит максимально возможное количество водяного пара при данной температуре.

Влажность нефтяного газа характеризуется концентрацией паров воды в газе. Чаще всего влажность газа выражают в массовых единицах паров воды, приходящихся на единицу массы сухого газа (массовое влагосодержание). Для удобства пользования и быстроты определения влажности газов пользуются номограммами, обобщающими экспериментальные данные содержания влаги в газах в широком диапазоне давлений и температур. Одна из таких номограмм приведена на рис. 40, она характеризует содержание паров воды в газе с относительной плотностью 0,6, не содержащем азота и находящегося в контакте с пресной водой. Погрешность определения влажности газов по данной номограмме не превышает $\pm 4\%$, что является допустимым для практических целей. Для более точного определения содержания влаги в газе обычно вносят поправки, учитывающие наличие солей в пластовой воде, температуру газа и влияние плотности газа.

Как видно из рис. 40, влагосодержание углеводородного газа возрастает с повышением температуры и снижается с повышением давления.

Образование в газопроводах гидратных пробок

Гидраты нефтяных и природных газов представляют собой кристаллические соединения, характеризующиеся строго определенной структурой. Гидраты образуются только в контакте газа с капельной водой при определенной температуре и давлении. Гидраты плотностью меньше единицы напоминают рыхлый снег с желтоватым оттенком.

Гидраты углеводородных газов — типичные представители так называемых смешанных гидратов, в которых гидратообразовате-

лями являются не отдельные индивидуальные углеводороды, а смесь газов.

Углеводородные газы имеют следующие формулы гидратных соединений: для метана — $\text{CH}_4 \cdot 5,75\text{H}_2\text{O}$; для этана — $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$; для пропана — $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 17\text{H}_2\text{O}$; для бутана — $\text{C}_4\text{H}_{10} \cdot 17\text{H}_2\text{O}$.

Для существования гидратов углеводородных газов необходимо одно важное условие: чтобы парциальное давление паров воды над гидратом было выше упругости этих паров в составе гидрата.

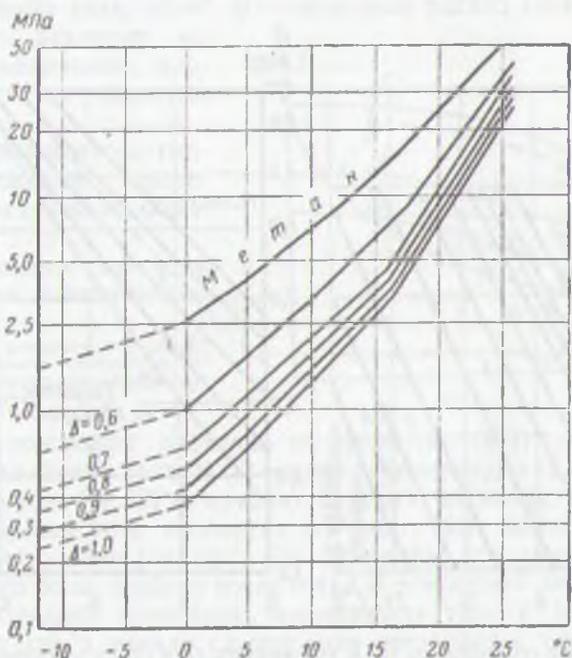


Рис. 41. Равновесные кривые образования гидратов природных и нефтяных газов в зависимости от температуры и давления относительной плотности газа Δ

На практике условия образования гидратов определяют с помощью равновесных графиков, устанавливающих зависимость температуры и давления от относительной плотности газа Δ (рис. 41). Слева от кривых — область существования гидратов, а справа — область отсутствия их. Из рис. 41 видно, что чем тяжелее газ, тем меньше давление и выше температура, при которых образуются гидраты.

Присутствие сероводорода H_2S в газе приводит к значительному повышению температуры гидратообразования, а присутствие углекислого газа CO_2 , наоборот, к снижению этой температуры, что видно из рис. 42.

Для промышленных условий важно уметь определять место возможного образования гидратов с целью предупреждения их

отложения и сохранения тем самым производительности газопровода. Для определения возможного места образования гидратов и количества их необходимо знать следующие параметры: 1) состав транспортируемого газа, 2) плотность газа в рабочих условиях, 3) изменение температуры и давления в газопроводе и 4) изменение влагосодержания газа в зависимости от изменения температуры и давления в начале и в конце газопровода, которое определяется по кривым рис. 40.

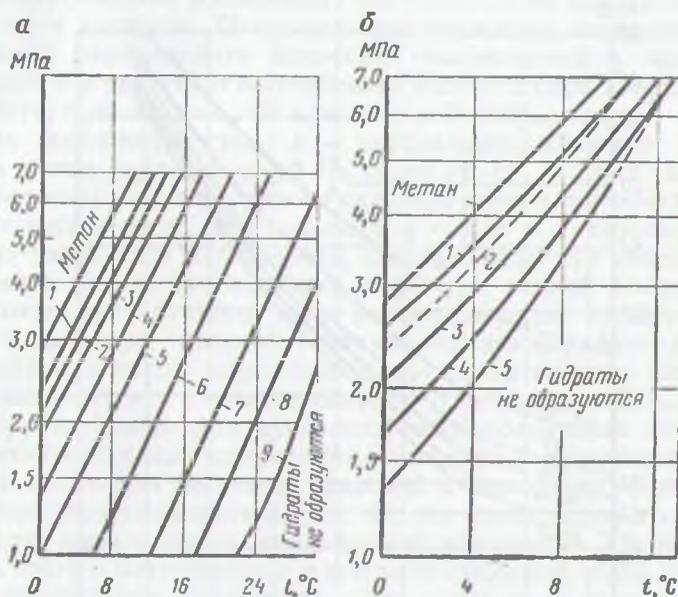


Рис. 42. Влияние сероводорода (а) и углекислого газа (б) на образование гидратов в зависимости от температуры и давления:

а — содержание H₂S, %: 1—1; 2—2; 3—4; 4—6; 5—10; 6—20; 7—40; 8—60; 9—100;
б — содержание CO₂, %: 1—12,5; 2—28; 3—32; 4—60; 5—150

Изменение температуры газа по длине газопровода рассчитывают по формуле В. Г. Шухова (IV.60) с учетом эффекта Джоуля—Томсона, а также влияния рельефа трассы газопровода [16]

$$t = t_0 + (t_n - t_0)e^{-\lambda x} - D_t \frac{p_1 - p_2}{t} \frac{1 - e^{-\lambda x}}{\alpha} \frac{\Delta z}{c_p l}, \quad (\text{V.1})$$

$$\alpha = \frac{24K\pi D}{\rho Q c_p}, \quad (\text{V.1a})$$

где t и t_0 — температура соответственно газа в газопроводе и окружающей среды, °C; t_n — начальная температура газа, °C; x — расстояние от начала газопровода до рассматриваемой точки (см. рис. 35, с), м; D_t — коэффициент Джоуля—Томсона, учитывающий падение температуры газа при снижении давления на

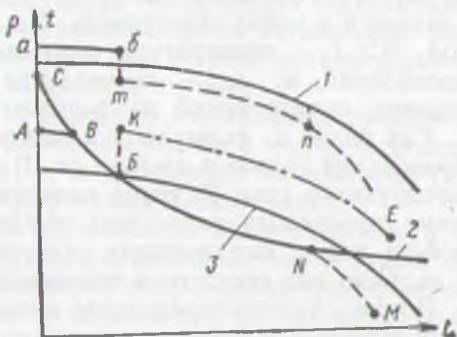
одну атмосферу ($D_i = 0,3^\circ \text{C}$ на 0,1 МПа); p_1 и p_2 — давления соответственно в начале и в конце газопровода, Па; l — длина газопровода, м; A — тепловой эквивалент работы, $A = \frac{1}{427}$ ккал (Дж); Δz — разность отметок конечной и начальной точек газопровода, м; \bar{c}_p — теплоемкость газа, Дж/(кг·°C) или ккал/(кг·°C); K — коэффициент теплопередачи в окружающую среду, Вт/(м²·°C) или ккал/(м²·°C); D — диаметр газопровода, м; ρ — плотность газа, кг/м³; Q — объемный расход газа, м³/с.

Потери давления по длине газопровода рассчитывают по формуле (IV.89).

Зону возможного гидратообразования определяют следующим обра-

Рис. 43. Расчетная схема определения зоны гидратообразования:

1 — падение давления в газопроводе; 2 — падение температуры газа в газопроводе; 3 — линия гидратообразования.



зом. На основании расчетов по формуле (V.1) для данного газопровода строят кривую (2) падения температуры газа (рис. 43), а по формуле (IV.89) — кривую падения давления. Используя кривые равновесного состояния (см. рис. 41), наносят кривую гидратообразования (см. рис. 43). Допустим, что линия $A-B$ — линия точки росы, которая после точки B совпадает с линией $B-Б$, характеризующей изменение температуры газа в газопроводе. Поскольку газ в начало газопровода поступает с температурой выше точки росы (линия $C-B$), то он будет недонасыщенным водяными парами и, следовательно, на этом участке газопровода влага образовываться и выпадать не будет. В точке B температура газа сравнивается с точкой росы, и с этого момента на стенках газопровода начнут образовываться капельки воды. На отрезке кривой BB , характеризующей изменение температуры газа в газопроводе, выпадения гидратов не будет, поскольку эта температура выше температуры гидратообразования. В точке B температура газа станет равной температуре гидратообразования при давлении, соответствующем давлению p_0 . Следовательно, от точки B до какой-то точки N будет зона возможного гидратообразования, характеризующаяся повышенными гидравлическими сопротивлениями, а следовательно, и интенсивным снижением температуры газа. Таким образом, после зоны гидратообразования BN точка росы за счет дроссель-эффекта уменьшается и, начиная от точки N , становится еще ниже температуры газа в газопроводе (кривая NM). Поэтому после точки N образования гидратов не будет.

Постепенно накопление гидратной пробки на участке газопровода *BN* приводит к росту давления до пробки, а по длине пробки и после нее — к снижению этого давления, что показано на рис. 43 ломаной кривой *абтп*.

Определение участка газопровода, на котором начинается конденсация паров воды из газа, проводят по формуле [21]

$$t = \frac{1}{a} \ln \left[\frac{D_i (p_n - p_k) + (t_n - t_0) aL}{D_i (p_n - p_k) + (t_{т.р} - t_0) aL} \right], \quad (V.2)$$

где D_i — коэффициент Джоуля—Томсона; p_n и p_k — давление в начале и в конце газопровода, Па; t_n — начальная температура газа, °С; t_0 — температура окружающей среды, °С; L — длина газопровода, м; $t_{т.р}$ — температура точки росы, °С; a — коэффициент, определяемый из формулы (V.1a).

Как видно из формулы V.2, конденсация паров воды и начало образования гидратов зависят от: 1) компонентного состава транспортируемого газа; 2) темпа падения температуры и давления по длине газопровода, зависящих от расхода газа и теплофизических свойств пород, окружающих газопровод; 3) теплоемкости газа и 4) наличия или отсутствия теплоизоляции на газопроводе.

Поэтому точное определение возможных мест образования гидратных пробок в реальных условиях всегда будет вызывать большие трудности.

Предупреждение образования и устранение гидратных пробок

Все существующие способы борьбы с гидратными отложениями в газопроводах можно разделить на две большие группы: 1) предупреждение образования гидратов и 2) устранение в газопроводе образовавшихся гидратов.

В газосборных сетях нефтяных месторождений могут быть применены следующие способы предупреждения и ликвидации гидратных отложений.

1) Осушка газа высококонцентрированными сорбентами (98%) (ДЭГа и ТЭГа). В результате исключается образование в газе капелек воды, являющихся зародышами кристаллогидратов.

2) Поддержание температуры газа в газопроводе выше температуры гидратообразования (см. рис. 43 кривую *KE*). На участке газопровода, соответствующего точке *Б*, начинают образовываться гидраты, в этом месте устанавливают подогреватель, через который пропускают часть или весь поток газа. Газ в газопроводе нагревается, и температура его по всей длине трубопровода не опускается ниже кривой гидратообразования.

Этот способ предупреждения отложений гидратов экономически не выгоден и применяется на промыслах крайне редко.

3) Ввод различных ингибиторов гидратообразования в газопровод, способствующих поглощению водяных паров из газа и

переводу их в раствор, не образующих гидратов или образующих при более низких температурах.

В качестве ингибиторов могут применяться метиловый спирт (метанол) CH_3OH низкой концентрации (20—30%), растворы диэтиленгликоля (ДЭГ), триэтиленгликоля (ТЭГ) и хлористого кальция CaCl_2 .

4) Снижение давления газа за образовавшейся гидратной пробкой ниже равновесного давления образования гидратов приводит к медленному разрушению пробки. Этот метод сравнительно часто используют при аварийной закупорке газопроводов «патронными» гидратными пробками и в сочетании с подачей ингибиторов дает хорошие результаты. Однако этот метод сравнительно дорогой, и к нему следует прибегать в крайних случаях.

Из всех перечисленных методов первый является предпочтительным. Однако его можно применять только в местах сосредоточения больших объемов газа, т. е. на сборных коллекторах газа (см. рис. 5, 23) или на магистральных газопроводах.

Рассмотрим данный метод осушки газа более подробно, а на других методах борьбы с гидратами останавливаться не будем, поскольку на нефтяных месторождениях их применяют крайне редко.

Перед тем как осушить газ от паров воды, его предварительно отбензинивают, т. е. выделяют из него пропан-бутановые фракции на абсорбционных установках (заводах). Поэтому сначала разберем работу такой установки, а затем отбензиненный газ направим на установку осушки.

Выделение из нефтяного газа пропан-бутанов на абсорбционных установках

Как известно, нефтяные газы, в отличие от природных, содержат большое количество пропан-бутановой фракции (от 30 до 50%). Ее извлекают только на установках абсорбционного (жидкостного) или, в крайнем случае, компрессорного типа. Природные газы, содержащие не свыше 10% пропан-бутановой фракции, обрабатывают, как правило, на адсорбционных установках с твердым поглотителем (силикагель, алюмогель, синтетические цеолиты — молекулярные сита и т. д.) [13].

Адсорбционные установки для природных газов в связи с малым содержанием в них пропан-бутановой фракции хорошо сорбируют не только пропан-бутаны, но и пары воды.

В качестве поглотителя тяжелых углеводородов из нефтяного газа применяют обычно легкие масла, и поэтому часто установки такого типа называются маслоабсорбционными.

На рис. 44 приведена упрощенная технологическая схема малогабаритной маслоабсорбционной установки, которая работает следующим образом.

Нефтяной газ второй и третьей степени сепарации, а также газы, поступающие с установок подготовки нефти (см. рис. 80, 7), по линии 1 через холодильник 2 направляют в абсорбер 3.

При движении газа в абсорбере вверх тяжелые углеводороды поглощаются абсорбентом, который с верха колонны стекает на тарелкам вниз. Обезжиренный газ проходит сначала каплеуловительную секцию 4, в которой улавливается уносимый газом абсорбент, затем поступает на установку осушки (см. рис. 45), после чего по линии II направляется в магистральный газопровод потребителям.

Насыщенный парами тяжелых углеводородов «жирный» абсорбент отводят через регулятор уровня (не показанный на схеме)

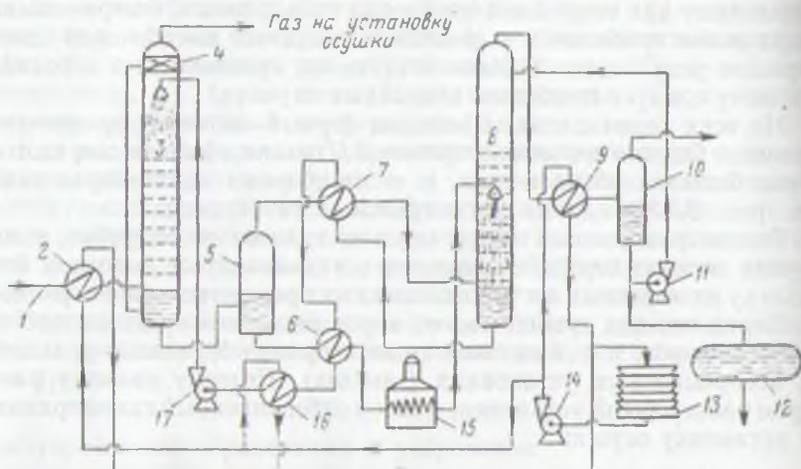


Рис. 44. Малогабаритная маслоабсорбционная установка (ГПЗ):

1 — газовый коллектор от компрессорной станции; 2 — холодильник; 3 — абсорбер; 4 — жалюзийный каплеуловитель; 5 — выветриватель (дегазатор); 6, 7 — теплообменники; 8 — десорбер (отпарная колонна); 9, 16 — холодильники; 10 — сепаратор; 11, 14, 17 — насосы; 12 — емкость для хранения неустойчивого конденсата; 13 — градирни; 15 — печь

из низа абсорбера и направляют в выветриватель 5. Так как в нем давление несколько ниже, чем в абсорбере, то из «жирного» абсорбента выделяется большая часть метана и этана, растворенных в абсорбенте.

Из выветривателя «жирный» абсорбент сначала направляют в теплообменник 6, где он предварительно нагревается «тощим» абсорбентом, поступающим из нижней части десорбционной колонны 8, а затем в печь 15. В печи «жирный» абсорбент нагревается до температуры примерно 250°C , после чего поступает в среднюю часть десорбера, где происходит интенсивное выделение углеводородов из насыщенного абсорбента вследствие высокой температуры и значительного снижения давления в десорбере. Для интенсификации процесса десорбции в нижнюю часть десорбера подают из выветривателя газ, предварительно подогретый в теплообменнике 7 за счет тепла горячего абсорбента, выходящего через низ десорбера. Пары тяжелых углеводородов с верха десорбера вместе

с газами выветривания направляются в холодильник 9, где происходит их конденсация. Конденсат вместе с газом выветривания поступает в сепаратор 10, откуда часть конденсата насосом 11 направляется на орошение в десорбер, а другая часть попадает в емкость нестабильного конденсата 12. Горячий абсорбент из нижней части десорбера проходит последовательно теплообменники 6 и 7 и затем попадает в холодильник 16, где температура его снижается примерно до 20° С. Охлажденный абсорбент насосом 17 подается на верх абсорбера 3 для орошения, и цикл движения «тощего» абсорбента повторяется.

На данной установке охлаждение абсорбента в холодильнике и конденсация в холодильниках паров тяжелых углеводородов, выделившихся из «жирного» абсорбента в десорбере, идет в результате замкнутой циркуляции воды, охлаждаемой в градирне 13 и нагнетаемой насосом 14.

Описанная малогабаритная абсорбционная установка имеет производительность по газу около 150 000 м³/сут, а по нестабильному бензину около 9 т/сут. Объем циркулирующего масла — около 69 л/мин.

В основе процесса абсорбции лежит массообмен, т. е. переход вещества из газообразной фазы в жидкую фазу (в абсорбент или поглотитель). Растворение газа в абсорбенте зависит от давления и температуры в абсорбере, а также молекулярной массы абсорбента (об этом сказано ниже).

В качестве абсорбента (поглотителя углеводородов из газа) обычно применяют легкие масла и керосин с молекулярными массами 100—140. Эти абсорбенты под высоким давлением (около 9,81 МПа) с поглощенными в абсорбере пропан-бутановыми фракциями и тяжелыми углеводородами и направляют на регенерацию в отпарную (десорбционную) колонну, где они восстанавливаются, охлаждаются, и их снова подают в абсорбер. Таким образом, абсорбент совершает замкнутый цикл. При нагреве в отпарной колонне абсорбент выносится уходящими в холодильник газами. Потери абсорбента в отпарной колонне будут тем больше, чем выше температура его нагрева и меньше молекулярная масса. Однако опытным путем было установлено, что чем легче абсорбент, т. е. меньше его молекулярная масса, а следовательно, и плотность, тем эффективнее он поглощает тяжелые углеводороды из газа. Например, применение абсорбента с молекулярной массой 100 вместо 140 снижает количество необходимого абсорбента («кратность» его) приблизительно в два раза — от 0,95 до 0,5 л на 1 м³ газа. Вообще же расход абсорбента на каждый кубометр перерабатываемого газа в зависимости от состава газа, степени извлечения углеводородов, давления и температуры в десорбере в среднем составляет от 0,5 до 2,5 л. Вот почему в последнее время при разделении газов с высоким конденсатным фактором стали широко применять в качестве абсорбента охлажденный стабильный конденсат, позволяющий вести процесс без рециркуляции в си-

стеме и значительно упростить схему установки, а следовательно, и резко уменьшить энергетические затраты на разделение.

Кроме того, эффективность поглощения абсорбентом тяжелых углеводородов из газа резко повышается, если температура его существенно снижается, а давление в абсорбере увеличивается.

Большое распространение получили маслоабсорбционные заводы, работающие в системе обратной закачки (сайклинг) отбензиненного газа в пласт для поддержания в нем давления и предотвращения таким образом выпадения конденсата в самом пласте.

Производительность работающих маслоабсорбционных заводов в СССР около 19 млрд. м³ нефтяного газа в год. В настоящее время у нас строятся новые маслоабсорбционные заводы большой мощности (до 8 млрд. м³ перерабатываемого газа в год) в Тюменской области.

В США на долю масляной абсорбции приходится около 95%, а в Канаде 80% общего количества перерабатываемого газа.

Осушка газа жидкими сорбентами [13]

В качестве жидких поглотителей паров воды из газа наибольшее распространение получили ДЭГ (C₄H₁₀O₃) и ТЭГ (C₆H₁₄O₄).

Характеристика гликолей приведена ниже

	ДЭГ	ТЭГ
Молекулярная масса	106,12	150,17
Плотность	1,117	1,125
Температура кипения, °С	245	287,4
Понижение точки росы при 98%-ной концентрации	От -25 до -35° С	От -40 до -50° С

Вследствие низкого давления насыщенных паров этих гликолей потери их при осушке незначительны и колеблются в пределах от 5 до 35 г на 1000 м³ газа.

ДЭГ и ТЭГ хорошо растворяются в воде, неагрессивны, сравнительно недороги, поэтому находят широкое применение в процессах осушки. Степень осушки газа жидкими поглотителями должна быть такой, чтобы точка росы осушенного газа была на 3—5° С ниже, чем минимально возможная температура газа в газопроводе.

Необходимую концентрацию раствора ДЭГа или ТЭГа, а также режим работы регенерационного цикла определяют расчетом в зависимости от температуры осушаемого газа и требуемой точки росы.

Принципиальная технологическая схема установки осушки жидкими концентрированными (98%) поглотителями (сорбентами) приведена на рис. 45.

Установка осушки газа диэтиленгликолем и триэтиленгликолем работает следующим образом. Поступающий с маслоабсорбционной установки нефтяной газ вначале проходит сепаратор 1, в котором осажается капельная влага, затем газ направляется под нижнюю

Для снижения потерь гликоля при регенерации в верхней части выпарной колонны установлены холодильник 12, в котором поддерживается температура около 80° С, и сепаратор 11 с каплеотбойной насадкой. Раствор гликоля, скопившийся в сепараторе 11, по линии 2 направляется в печь 15 или выводится в специальную емкость.

Если необходимо получить высокую концентрацию гликолей (98—99%) для достижения низких точек росы нефтяного газа (—50° С), регенерацию этих гликолей проводят под вакуумом. Тогда к сепаратору 11 подсоединяется эжектор 10 или вакуум-компрессор.

Экономичность работы установок рассмотренного типа во многом зависит от потерь гликолей, которые в основном происходят в результате неправильно выбранного температурного режима регенерации и отсутствия каплеулавливающих приспособлений как на абсорбере, так и на сепараторе. Больше всего гликоли теряются в результате образования пены при контакте газа с абсорбентом. Интенсивность пенообразования зависит от чистоты раствора и наличия в осушаемом газе углеводородного конденсата, а также пластовой воды. Против вспенивания гликолей можно применять триоктилфосфат и силиконовые соединения.

Практикой установлено, что для успешной осушки газа в системе должно циркулировать не менее 25 л гликоля на 1 кг абсорбируемой воды и следует применять возможно большее число (десять—двенадцать) тарелок в абсорбере.

Количество свежего раствора, подаваемого на верхнюю тарелку абсорбера, определяется по формуле

$$G = \frac{W}{(1 - q_2) \frac{q_1}{q_2} - (1 - q_1)}, \quad (V.3)$$

где G — количество свежего раствора, т/сут; W — количество отнимаемой влаги, т/сут; q_2 и q_1 — соответственно массовые концентрации гликоля в насыщенном и свежем растворе.

Количество влаги W , подлежащей поглощению, определяют по формуле

$$W = \frac{V(W_1 - W_2)}{10^3}, \quad (V.4)$$

где V — количество осушаемого газа, м³.сут; W_1 и W_2 — соответственно начальное и конечное содержание влаги в газе, г/м³, определяемое по кривым рис. 40.

Компрессорные станции

Компрессорные станции обычно строят в местах больших скопленных нефтяного газа. Они предназначаются или для транспортировки осушенных и обезжиренных газов с месторождений по маги-

стральным газопроводам дальним потребителям, или для подачи жирных газов на газоперерабатывающий завод и, в частности, на маслоабсорбционную установку. Кроме того, их используют для подачи сжатого газа в период компрессорной добычи нефти.

Компрессорные станции, кроме самого здания, где размещаются компрессоры, должны иметь следующие сооружения и оборудование вспомогательного характера: 1) насосную для циркуляционного (замкнутого) водоснабжения; 2) градирню для охлаждения

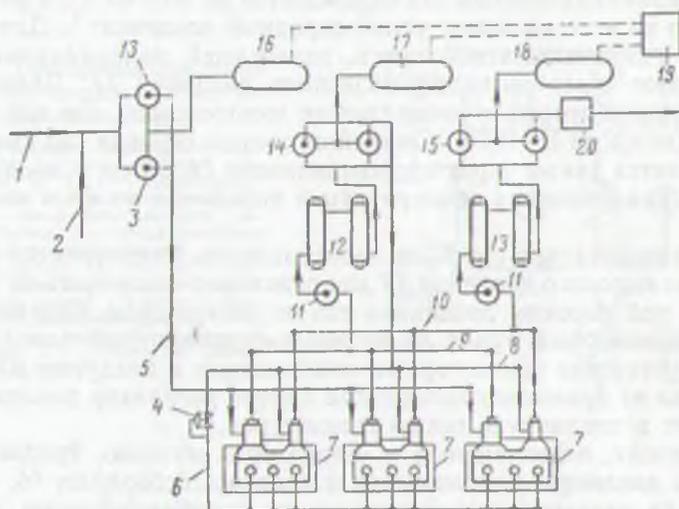


Рис. 46. Компрессорная станция:

1 — газосборный коллектор; 2 — газосборный коллектор с установкой подготовки нефти; 3 — сепараторы для предварительного отделения от газа жидкости и механических примесей; 4 — регулятор давления «после себя»; 5 — приемный коллектор I ступени; 6 — топливная линия; 7 — поршневые компрессоры 10ГК; 8 — приемный коллектор II ступени; 9 — напорный коллектор I ступени; 10 — напорный коллектор II ступени; 11 — напорный коллектор III ступени; 12 — холодильники I ступени; 13 — холодильники II ступени; 14 — сепараторы среднего давления; 15 — сепараторы высокого давления; 16, 17, 18 — смесители для конденсата; 19 — насосная; 20 — газозамерный пункт

циркуляционной воды; 3) группу сепараторов на приеме компрессоров для предварительной очистки газа от жидкости и механических примесей; 4) маслоотделители; 5) холодильники; 6) сепараторы для отделения выпавшего в холодильниках конденсата; 7) газораспределительный и газозамерный пункты; 8) насосную для откачки широкой фракции жидких углеводородов, выпавших в холодильниках и отделенных в сепараторах; 9) трубопроводную обвязку; 10) механическую мастерскую; 11) различные склады (для масел, запасных частей и т. д.). На рис. 46 приведена одна из возможных технологических схем компрессорной станции.

Нефтяной или природный газ из газосборного коллектора поступает в сепарационную установку 3, где очищается от жидкости и механических примесей. Далее газ из приемного коллектора 5

поступает на первую ступень компримирования и сжимается до давления порядка 1,0 МПа. По коллектору 2 жирный газ поступает из установок подготовки нефти в сепараторы 3 для предварительной очистки. Из этих сепараторов газ также поступает на прием компрессоров 7.

Из компрессоров сжатый в первой ступени газ проходит в маслоотделители 11, где освобождается от масла, унесенного газом из цилиндров компрессоров, и поступает в холодильники 12. В холодильниках сжатый газ охлаждается до 30—40° С, в результате чего из него выпадает углеводородный конденсат¹. Для разделения газоконденсатной смеси, прошедшей холодильник, ее пропускают через сепараторы среднего давления 14. Далее газ идет на прием второй ступени сжатия компрессоров, где давление его доводится до 5,5 МПа. Сжатый во второй ступени газ сначала направляется также через маслоотделитель 11, затем в холодильник 13 для снижения температуры и выделения из него конденсата.

Газоконденсатная смесь из холодильников направляется в сепараторы высокого давления 15 для отделения конденсата от газа. Сжатый под высоким давлением газ из сепараторов направляют через газозамерный пункт 20 на маслоабсорбционный завод.

При установке газомоторных компрессоров с наддувом 10ГКН часть газа из приемного коллектора 5 через регулятор давления 4 поступает в топливную линию газомоторов.

Конденсат, отделившийся в сепараторах низкого, среднего и высокого давления, направляется в конденсатосборники 16, 17 и 18, откуда насосами перекачивается на газофракционную установку (ГФУ) или на ГПЗ.

В компрессорах многоступенчатого сжатия газ после каждой ступени охлаждается, очищается от масла и конденсата, что достаточно наглядно изображено на рис. 47, а и не требует пояснения.

Таким образом, компрессорный способ извлечения жидких углеводородов из нефтяного газа основан на принципе сжатия газа и последующего его охлаждения. Этот способ применяют обычно для газов, содержащих значительное количество тяжелых углеводородов. Эффективность извлечения тяжелых углеводородов при этом способе обычно не превышает 40% от потенциала, поэтому его применяют в сочетании с другими способами, и в частности с адсорбцией или низкотемпературной маслоабсорбцией.

В настоящее время для эффективного извлечения углеводородов из нефтяного газа начинают применять винтовые детандеры (ВД), спаренные с винтовыми компрессорами (ВК). Схема такой установки показана на рис. 47, б. Работает данная установка следующим образом.

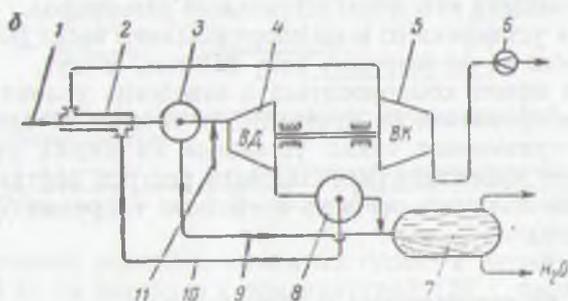
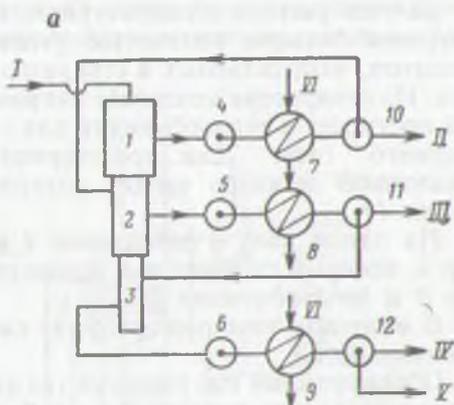
¹ На рис. 46 не приведены линии охлаждающей воды, канализации и энергоснабжения.

Жирный нефтяной газ по сборному коллектору 1 подается сначала в теплообменник 2, где предварительно охлаждается холодным газом, поступающим по линии 10.

После теплообменника охлажденный газ направляется в сепаратор первой ступени 3, в котором происходит отделение конденсата от газа. Конденсат по линии 9 сбрасывается в емкость 7, а сепарированный газ поступает в винтовой детандер, где происходит расширение (редуцирование) газа и за счет этого совершается

Рис. 47. Принципиальные схемы выделения жидких углеводородов из нефтяного газа:

а — с помощью поршневых компрессоров, 1, 2, 3 — ступени компрессора; 4, 5, 6 — маслоотделители; 7, 8, 9 — холодильники; 10, 11, 12 — сепараторы высокого давления. Линии I — предварительно сепарированный жирный газ с перегреванием; II, III, IV — вышедший конденсат соответственно на первой, второй и третьей ступенях сжатия, направляемый на ГФУ; V — газ на маслоабсорбционную установку; б — с помощью винтовых детандеров



работа по его вращению. Понижение давления газа в детандере на одну атмосферу и совершаемая этим газом работа снижает температуру его приблизительно в 30 раз интенсивнее, чем эффект Джоуля—Томсона. Такое резкое изменение температуры газа происходит согласно первому закону термодинамики

$$\Delta Q = \Delta E + A, \quad (M)$$

гласящему, что работа расширения газа A осуществляется за счет некоторого количества теплоты ΔQ , выделяемой в результате изменения внутренней энергии ΔE , равной

$$\Delta E = mc_V \Delta T, \quad (N)$$

где m — масса газа; c_V — удельная теплоемкость газа при постоянном объеме; ΔT — изменение температуры газа.

При постоянном давлении имеет место известное соотношение

$$\Delta Q = G_r c_p \Delta T,$$

где c_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении.

Из соотношений (M) и (N) следует:

$$A = (c_p - c_v) G_r \Delta T.$$

За счет резкого температурного перепада газа в детандере образуется большое количество углеводородного и водяного конденсатов, направляемых в сепаратор второй ступени для разделения. Из сепаратора конденсат направляется в емкость, а холодный газ поступает в теплообменник для предварительного охлаждения жирного газа. Для предотвращения образования гидратов в винтовой детандер вводят дозировочным насосом метанол по линии 11.

На одном валу с детандером 4 находится винтовой компрессор 5, который сжимает газ, прошедший через детандер 4, сепаратор 8 и теплообменник 2.

В винтовом компрессоре 5 газ сжимается на 30—40% от первоначального.

Обезжиренный и осушенный газ из компрессора 5 направляется через измеритель расхода 6 потребителям или на компрессорную станцию для подачи его в магистральный газопровод.

Описанная установка со всем оборудованием весит 50 т, а производительность ее по жирному газу 250 тыс. м³/сут.

Установка может компоноваться в заводских условиях одним блоком и монтироваться на промыслах в течение 20 дней.

Широкое применение таких установок на наших промыслах позволит более эффективно использовать ресурсы нефтяного газа, дополнительно получить из него 5—6 млн. т пропан-бутановых фракций ежегодно.

Очистка газа от сероводорода и углекислоты

Для извлечения H₂S и CO₂ из нефтяного газа обычно применяют моноэтаноламин, что объясняется в основном его низкой стоимостью (90 руб. за 1 м³), высокой реакционной способностью, стабильностью, легкостью регенерации от загрязненных растворов.

Основным недостатком этого сорбента является относительно высокое давление паров (при температуре +38° С 1,55 мм рт. ст.).

Основные свойства моноэтаноламина: плотность 1,02 г/см³; температура кипения 171° С; молекулярная масса 61,1; растворимость в воде полная, в углеводороде нерастворим; применяют при концентрации не выше 15%.

На рис. 48 приведена принципиальная схема очистки газов от сероводорода и углекислого газа. Процесс очистки по этой схеме осуществляется следующим образом.

Газ, содержащий H_2S и CO_2 под давлением 1,39 МПа (14 кгс. см²) поступает в нижнюю часть коллектора (абсорбера), где происходит предварительная сепарация его от жидкости. Отсепарированный газ проходит затем 16 тарелок абсорбера, на которые сверху подают регенерированный моноэтаноламин. Поглощая H_2S и CO_2 , он перетекает в низ абсорбера, а очищенный газ через верхний патрубок поступает в магистральный газопровод. Насыщенный сероводородом и углекислым газом моноэтаноламин из нижней части абсорбера поступает в теплообменник 4, где предварительно нагревается горячим регенерированным моноэтаноламином. За-

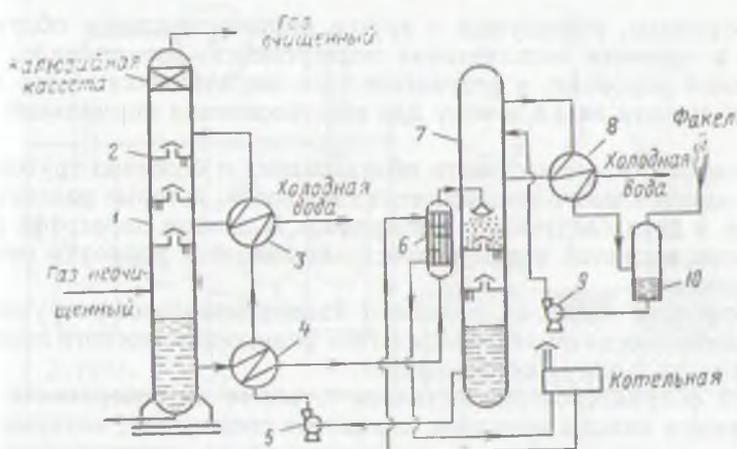


Рис. 48. Принципиальная схема очистки газа от сероводорода H_2S и углекислого газа CO_2 моноэтаноламином:

1 — абсорбер; 2 — тарелки; 3, 4, 8 — теплообменники (холодильники); 5 — насос для подачи регенерированного моноэтаноламина; 6 — ребойлер (пароподогреватель); 7 — регенерационная колонна; 9 — насос для подачи конденсата; 10 — сепаратор

тем насыщенный моноэтаноламин поступает в пароподогреватель (ребойлер) 6, из которого с температурой 125° С разливается на тарелки десорбера, где поддерживается нормальное давление.

Избыток воды и растворенные в моноэтанолаmine сероводород и углекислый газ при этой температуре на тарелках в десорбере быстро испаряются и выходят через верх десорбера в холодильник 8. Здесь происходит конденсация паров моноэтаноламина, а газы H_2S и CO_2 сбрасываются на факел или поступают на специальные установки для получения из сероводорода элементарной серы.

Концентрированный моноэтаноламин из сепаратора 10 забирается насосом 9 и вновь нагнетается в десорбер, что предотвращает потери моноэтаноламина.

Регенерированный моноэтаноламин забирается насосом 5 с низа десорбера и через теплообменник 4 и холодильник 3 вновь подается на тарелки абсорбера (контактора) 1.

Ниже приведены данные промышленной установки очистки природного газа, работающей на Коробковском месторождении.

А б с о р б е р ы: число 3; диаметр 2,1 м, высота 20,7 м; давление 1,4 МПа; расход газа на один абсорбер 1,4 млн. м³ сут; содержание Н₂S 3,7 г/м³; содержание СО₂ 0,3 г/м³; очищенный газ содержит 0,0005 г/м³ Н₂S; свежий раствор содержит 17% моноэтаноламина, 83% воды; расход раствора 0,5 л на 1 м³ газа.

Д е с о р б е р ы: количество 2; диаметр 2,1 м; высота 15 м; число тарелок 20; температура низа 125° С; температура верха 115° С; температура насыщенного моноэтаноламина 93° С; удельный расход газа в пароподогревателе 51 кг на 1000 м³ газа.

§ 4. МЕХАНИЗМ ПРОЦЕССА КОРРОЗИИ МЕТАЛЛОВ

Трубопроводы, резервуары и другое нефтепромысловое оборудование в процессе эксплуатации подвергаются, как правило, интенсивной коррозии, в результате чего затрачивается много времени и средств на их замену для восстановления нормальной работы.

В коррозии промышленного оборудования и особенно трубопроводов имеется много специфических вопросов, которые рассматриваются в двух следующих параграфах. В данном параграфе рассмотрены в сжатой форме вопросы, касающиеся коррозии металлов вообще.

Коррозией металлов называют самопроизвольное разрушение металлических материалов вследствие физико-химического взаимодействия их с окружающей средой.

При соприкосновении металлов с газами на поверхности его образуются окислы металлов, сернистые соединения, которые нередко покрывают поверхность плотным слоем, защищающим металл от дальнейшего воздействия тех же газов.

Иначе обстоит дело при соприкосновении металла с жидкой средой — водой и растворенными в ней веществами. Образующиеся при этом соединения могут растворяться, поэтому процесс коррозии распространяется в глубь металла. Кроме того, вода, содержащая растворенные вещества — это проводник электрического тока, поэтому возникают электрохимические процессы, обуславливающие и ускоряющие процесс коррозии.

Чистые металлы в большинстве случаев почти не подвергаются коррозии (даже такой металл, как железо). Но технические металлы всегда содержат различные примеси, что создает благоприятные условия для коррозии.

Процесс коррозии может протекать двумя путями: прямым химическим воздействием среды на металл и в результате электрохимических реакций, сопровождающихся прохождением электрического тока между отдельными участками поверхности металла.

Одним из наиболее важных факторов, характеризующих агрессивную среду и оказывающих большое влияние на протекание электрохимических реакций, является концентрация ионов водорода, т. е. водородный показатель рН среды. Все агрессивные среды по водородному показателю делятся на две большие группы: если

pH среды < 7 , среда является кислой, если $\text{pH} > 7$ — щелочной, а при $\text{pH} = 7$ — нейтральной.

Скорость коррозии особенно сильно увеличивается с уменьшением $\text{pH} < 4$. При $\text{pH} = 4 \div 9$ скорость коррозии примерно остается постоянной.

Это объясняется тем, что при повышении pH образующаяся пленка окислов на металле становится более устойчивой, т. е. менее пористой, более прочной и лучше защищает металл от коррозии.

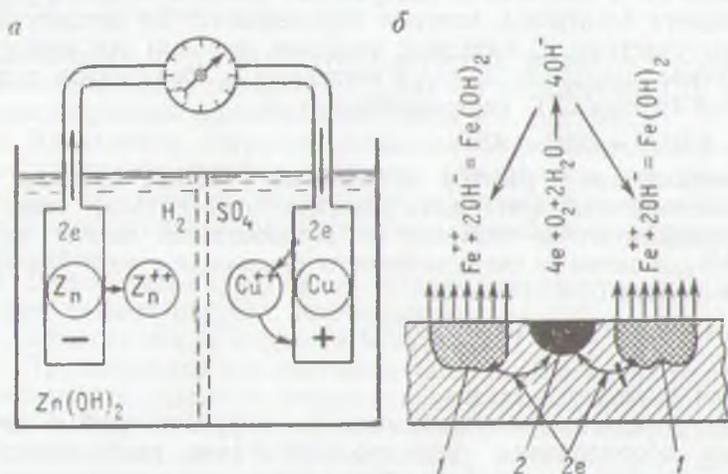


Рис. 49. Коррозионные разрушения металлов:

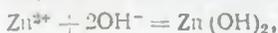
a — гальванический элемент; *б* — электрохимическое разрушение стенки трубы;
1 — анодные участки трубы; 2 — катодные участки трубы

Химическая коррозия металлов не столь интенсивна, как электрохимическая, поэтому на последней следует остановиться более подробно.

Необходимыми условиями протекания электрохимической коррозии являются наличие, прежде всего, электролита (токопроводящей среды) и непрерывное течение электрического тока. Для возникновения и течения процессов электрохимической коррозии необходимы: 1) наличие двух участков металла с различным потенциалом в растворе данного электролита, 2) контакт обоих участков с электролитом и 3) соединение обоих разнородных участков между собой проводником.

Описанный процесс напоминает нам гальванический элемент, примерная схема которого приведена на рис. 49.

Ионы цинка, перешедшие в раствор, взаимодействуя с гидроксильными ионами OH^- , которые получаются в результате гидролиза ($\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{OH}^-$), образуют гидраты окиси цинка

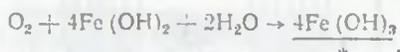


которые выпадают в осадок. Процесс этот будет протекать до тех пор, пока весь цинк не растворится в электролите. Процесс электрохимической коррозии промышленных трубопроводов, изготовленных из стали, аналогичен процессу разрушения пластинки цинка в гальваническом элементе.

В самом деле, на поверхности трубы (см. рис. 49, б) вследствие различной структуры металла на разных участках образуется ряд гальванических коррозионных элементов. На анодных участках ион-атомы железа переходят в раствор в виде гидратированных катионов Fe^{2+} ; при этом на поверхности металла остаются освобожденные электроны, которые перемещаются по металлу к катодным участкам. С катодных участков (черных) эти электроны вследствие ионизации молекул кислорода и образования гидроксильной группы OH^- перемещаются, т. е.



Переходящие в раствор на анодных участках катионы Fe^{2+} и образовавшиеся на катодных участках гидроксильные ионы OH^- взаимодействуют в растворе с образованием закиси железа $Fe(OH)_2$, а затем за счет свободного кислорода в воде или почве окиси железа



которая выпадает в осадок.

Так происходит электрохимическая коррозия труб и любого другого оборудования; особенно интенсивно разрушаются от этого вида коррозии трубы и оборудование, предназначенные для транспортирования сточных вод (см. с. 281).

§ 5. КОРРОЗИОННОЕ РАЗРУШЕНИЕ ПРОМЫСЛОВОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Больше всего интенсивной коррозии подвергаются промышленные трубопроводы, которые прокладывают надземно, подземно и под водой. По этим трубопроводам обычно транспортируют газ, воду (пресную, минерализованную) и нефтяную эмульсию, которые являются электролитами, способствующими процессу электрохимической коррозии.

Интенсивность процесса коррозии трубопроводов зависит от многих факторов, главные из которых: 1) концентрация агрессивных компонентов (H_2S , CO_2); 2) температура и давление; 3) скорость потока; 4) состояние поверхности оборудования (шероховатая, гладкая, полированная); 5) наличие продуктов, вызывающих жизнедеятельность микроорганизмов, являющихся причиной биологической коррозии металла и, наконец, 6) механическое воздействие на металл.

Кратко остановимся на этих факторах.

1. С ростом концентрации агрессивных компонентов (H_2S и CO_2) коррозионное разрушение металла происходит интенсивнее.

2. Повышение температуры ускоряет анодные и катодные процессы (см. рис. 49, б), т. е. увеличивает скорость движения заряженных ионов, а повышение давления — облегчает процесс гидролиза многих солей, увеличивает растворимость CO_2 . Кроме того, углекислый газ, растворяясь при повышенном давлении в воде, образует слабый раствор угольной кислоты H_2CO_3 , которая, взаимодействуя с железом, образует растворимую угольную соль железа



Интенсивность углекислотной коррозии возрастает с увеличением парциального давления CO_2 , так как растворение CO_2 сопровождается резким снижением рН среды (см. рис. 38).

3. Увеличение скорости движения нефтегазоводяной смеси интенсифицирует процесс коррозии. Объясняется это динамическим воздействием на разрушение защитных пленок и быстрой сменой прореагировавшего раствора на свежий, более коррозионно-агрессивный.

4. Шероховатая поверхность металла корродирует значительно быстрее, нежели гладкая, или полированная.

5. Биологическая коррозия металлов.

6. Трубопроводы при перевозке часто подвергаются различной интенсивности ударам и деформациям, в результате чего в этих местах изменяется структура металла, возникают повышенные напряжения и эти места в трубопроводах усиленно корродируют.

Скорость коррозии выражают обычно числом граммов металла, разрушенного в течение часа (месяца) на площади в 1 м^2 , или распространением этой коррозии в глубину металла (мм/год).

На нефтяных месторождениях трубопроводы, уложенные в почву, подвергаются коррозии как с внешней, так и с внутренней стороны: с внешней — в результате контакта с почвой, представляющей неоднородный электролит, характеризующийся различной электропроводностью, влажностью, кислотностью, величиной рН и температурой; с внутренней — в результате контакта с нефтью, содержащей углекислый газ, сероводород, и пластовой водой, в составе которой имеется значительное количество растворенных солей, увеличивающих электропроводность среды и способствующих протеканию коррозии.

Огромное влияние на разрушение металла труб коррозией оказывает углекислый газ CO_2 , содержащийся в пластовых водах, добываемых вместе с нефтью.

На основании реакций (Б и В) (см. с. 104), имеющих место в пластовых водах, можно записать



Из этого равновесного уравнения следует, что для поддержания в растворе определенной концентрации бикарбонатных ионов

HCO_3^- , существенно влияющих на pH (см. рис. 38), а значит, и на процесс коррозии (см. рис. 49, а), требуется, чтобы в воде присутствовало соответствующее этой концентрации количество свободного углекислого газа (CO_2), называемого равновесным.

Если фактически присутствующее в воде количество углекислого газа больше равновесной концентрации, то избыток его способен вызвать растворение CaCO_3 , т. е. равновесие сдвинуть влево и довести pH воды до 3,5 (см. рис. 38), при которой металл сильно корродирует. Такую воду называют агрессивной. При недостатке в воде CO_2 по сравнению с равновесной концентрацией бикарбонатные ионы HCO_3^- распадаются, т. е. сдвигается равновесие вправо (уравнение С), что приведет к выделению из раствора осадка карбоната кальция.

Если фактическое содержание в воде углекислого газа совпадает с необходимой равновесной концентрацией, из воды не будет выделяться осадок карбоната кальция и он неспособен растворять CaCO_3 . Такая вода называется стабильной (pH = 7.)

Обследование аварий, связанных с порывами трубопроводов, показывает, что разрушения металла от внутренней коррозии чаще всего носят локальный характер и наблюдаются, как правило, на нижней стенке трубопровода в виде извилистой дорожки.

Аварии с трубопроводами, транспортирующими нефтяные эмульсии, происходят в основном за счет применения внутритрубой дезэмульсации¹, в результате которой нижняя часть трубопровода (при ламинарном режиме) контактирует не с нефтью, а с агрессивной водой, которая вызывает интенсивную коррозию. В этих случаях эмульсию следует транспортировать при турбулентном режиме или обязательно применять ингибиторы коррозии.

§ 6. ПАСИВНЫЕ И АКТИВНЫЕ МЕТОДЫ ЗАЩИТЫ ТРУБОПРОВОДОВ ОТ ВНЕШНЕЙ И ВНУТРЕННЕЙ КОРРОЗИИ

Промысловые трубопроводы защищаются от внутренней и внешней коррозии.

Против коррозии внешней поверхности труб применяют разнообразные покрытия для изоляции промысловых трубопроводов от контакта с грунтом. Основными являются две большие группы покрытий: на битумной основе и на основе полимеров (пассивные методы защиты от коррозии).

Противокоррозионные покрытия труб должны: 1) быть водонепроницаемыми; 2) обладать прочным сцеплением с металлом; 3) хорошо изолировать от электрического тока; 4) обладать достаточной прочностью и способностью сопротивляться механическим воздействиям при засыпке траншей и при линейных температурных деформациях трубопроводов; 5) быть дешевыми.

¹ О внутритрубой дезэмульсации см. рис. 75.

Тип покрытия выбирают на основании коррозионной характеристики грунтов, в которых будет находиться трубопровод.

Для изоляции промышленных трубопроводов применяют битумные покрытия с минеральным наполнением или резиновой крышкой, которая обеспечивает повышение механической прочности покрытия и вязкости мастики в горячем состоянии.

Битумные покрытия обладают удовлетворительными защитными свойствами и экономичностью. Однако они нетехнологичны, трудоемки; с течением времени битумные покрытия теряют свои защитные свойства. Для повышения механических характеристик битумных покрытий в настоящее время используют бризол и стекловолоконные материалы.

По мере развития промышленности пластмасс все большее применение находят изоляционные покрытия на основе полимеров — полиэтиленовые и поливинилхлоридные пленки. Высокие прочностные свойства полимеров в сочетании с их химической стойкостью обеспечивают эффективную защиту трубопроводов. Эти покрытия технологичны; трудоемкость нанесения их в 2—4 раза, а материалоемкость в 8—10 раз меньше, чем битумных. Известно, что при отрицательных температурах некоторые пластмассовые покрытия теряют эластичность, а под действием тока катодной защиты снижается их прочность. Хотя технология нанесения полимерных покрытий проще технологии нанесения битумных, практически невозможно получить слой полимерного покрытия однородной толщины. Наконец, основным недостатком этих покрытий по сравнению с битумными является пока еще их высокая стоимость.

За последнее время широкое распространение при изоляции трубопроводов получают полихлорвинил и полиэтилен. Полихлорвинил применяют в виде изоляционной ленты, на которую нанесен клей. Ленту наматывают на очищенный отчистными машинами и загрунтованный трубопровод.

Лента характеризуется следующими данными.

Плотность ленты, г/см ³	1,3
Сопротивление разрыву, МПа	8 (80 кгс·см ²)
Относительное удлинение, %	100—180
Скорость прилипания, с	20
Толщина ленты, мм	0,4
Ширина ленты, мм	100—1000
Длина не менее, м	100

Полиэтиленовая изоляционная липкая лента имеет также весьма ценные качества для изоляции трубопроводов и характеризуется следующими данными:

Предельная прочность на разрыв, МПа	15—17 (150—170 кгс·см ²)
Относительное удлинение при разрыве, %	450
Водопоглощение не более, %	0,01
Толщина ленты, мм	0,03—0,2
Ширина ленты, мм	1400
Длина ленты в рулоне, м	300—400

Полиэтиленовая лента обладает высокой химической стойкостью.

Такая внешняя защита труб от коррозии по некоторым причинам (изменение температурных условий, влажности грунтов и т. д.) не может обеспечить эффективной защиты трубопровода

на весь период его эксплуатации. Поэтому через некоторое время (6—10 лет) сооружают протекторную или катодную защиту труб и проводов (активные методы защиты).

Протекторная или катодная защита предотвращает почвенную коррозию многих металлических сооружений.

Если защищаемую конструкцию (трубопровод) 1 (рис. 50, а) соединить изолированным проводником (2) с металлической пластиной или стержнем (протектором) (3), изготовленным из металла, обладающим более отрицательным потенциалом, чем трубопровод 1, то в образовавшейся паре анодом станет присоединенный металл, который при коррозии начнет разрушаться (растворяться).

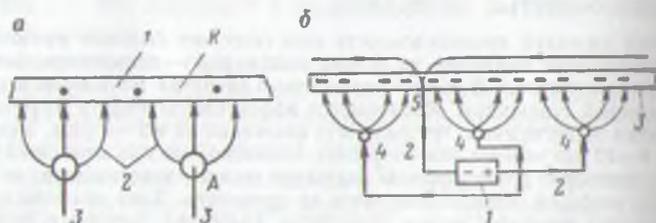


Рис. 50. Принципиальные схемы протекторной и катодной защиты труб от коррозии

а — протекторная защита; 1 — трубопровод (катод К); 2 — изолированный провод; 3 — протектор (заглубленный в землю сплав металлов); б — катодная защита; 1 — трубопровод с изоляцией; 2 — изолированный провод; 3 — трубопровод с изоляцией; 4 — анод (А) (заглубленное железо); 5 — дренаж (место подведения изолированного провода 2 с трубой)

Такой вид защиты называется протекторной, а присоединенная часть — протектором. Протекторы изготовляют из цинка, алюминия или магниевых сплавов, обладающих более отрицательными потенциалами, чем сталь (Fe).

Все металлы, как известно из общей химии, располагаются в ряд напряжений, в котором любой предыдущий может заменить в растворе любой последующий, но не наоборот.

В связи с этим вводится понятие нормального потенциала металла, характеризующее разность потенциалов между этим металлом, погруженным в раствор его соли, и нормальным водородным электродом, условно принятым равным нулю.

Нормальные потенциалы металлов (В) приведены ниже.

К	Ca	Na	Mg	Al	Mn	Zn
-2,92	-2,84	-2,71	-2,38	-1,66	-1,05	-0,76
Fe	Ni	Pb	H ₂	Cu	Ag	Au
-0,44	-0,23	-0,13	0,00	+0,34	+0,80	+1,70

Защита трубопроводов от электрохимической коррозии протекторами осуществляется без подведения внешней электроэнергии. При образовании гальванического элемента, состоящего из двух различных металлов (см. рис. 49, б), анодом будет тот, у которого

ного большой отрицательный потенциал. При замыкании разрывных электродов проводником в цепи такого элемента будет протекать ток. В этом случае анод (протектор) подвергается более интенсивной коррозии, чем до замыкания цепи, а коррозия катода (трубопровода), наоборот, будет значительно меньше или прекратится совсем. Вследствие разности потенциалов между протектором и трубопроводом в цепи возникнет электрический ток, который, притекая на трубопровод, создает на нем большой отрицательный потенциал, чем он имел до подключения протектора.

Протекторная защита чаще всего применяется для трубопроводов большой протяженности, удаленных от источников электропитания.

Сущность катодной защиты состоит в катодной поляризации металлической поверхности трубопровода, соприкасающегося с грунтом. Катодная защита трубопровода осуществляется постоянным током, протекающим из грунта в трубопровод под действием приложенной разности потенциалов «труба — земля».

Схема катодной защиты в плане приведена на рис. 50, б. От положительного полюса источника постоянного тока 1 ток переходит по изолированному проводу 2 к аноду 4, заглубленному в почву вблизи трубопровода 3. С анодов 4, расположенных вдоль трубопровода, ток переходит в почву, течет по ней и через дефекты защитного покрытия, показанные черными точками, поступает на трубопровод 3 и течет к точке дренажа 5, откуда по проводу 2 возвращается на отрицательный полюс источников тока. Поэтому весь участок трубопровода, обслуживаемый станцией катодной защиты, должен иметь хорошую проводимость. С этой целью в местах высоких сопротивлений прохождению тока (задвижки, фланцевые соединения) необходимо устанавливать высокопроводящие прокладки, исключающие образование в этих местах анодных зон.

Катодная защита не только предупреждает возникновение коррозии, но и останавливает начавшуюся. При катодной защите разрушению подвергается железо 4 (служащее анодом), которое со временем можно заменять.

Источниками тока для катодной защиты могут быть генератор переменного тока или сеть переменного тока с селеновыми или кремлевыми выпрямителями. Расход электроэнергии при катодной защите небольшой (единицы киловатт), но по мере износа покрытия расход электроэнергии возрастает.

Одна катодная станция в зависимости от сопротивления защитного покрытия может защищать участок трубопровода от 5 до 20 км.

Борьба с коррозией внутренней поверхности трубопроводов

Для предохранения трубопроводов от внутренней коррозии применяют различные лаки, эпоксидные смолы, цинко-силикатные покрытия и ингибиторы.

Среди противокоррозионных средств в настоящее время, бесспорно, первое место принадлежит ингибиторам коррозии, способным создавать барьер между коррозионной средой и металлом. Несмотря на то, что эффективность защиты ингибиторами зависит от множества факторов, применение их технически и экономически оправдано как при углекислотной и сероводородной коррозии, так и при любых других видах внутреннего коррозионного разрушения промышленного оборудования. Следует обратить внимание на то, что необходимо тщательно подбирать ингибиторы для конкретных условий эксплуатации оборудования на промысле. От этого в значительной мере зависят эффективность и экономичность защиты.

Эффективность ингибитора зависит также и от способа его ввода в скважины и сборную систему.

В промышленных условиях скорость коррозии определяют обычно по образцам, вводимым в поток газонефтеводяной смеси, по следующей формуле:

$$K = \frac{m_1 - m_2}{\tau S},$$

где K — скорость коррозии, $\text{г/см}^2 \cdot \text{ч}$; m_1 и m_2 — масса образца стали до опыта и после него, г ; τ — продолжительность опыта, ч ; S — поверхность образца стали, см^2 .

Эффективность действия ингибитора определяют по формуле

$$z = \frac{\rho_1 - \rho_2}{K} 100\%$$

или коэффициентом торможения

$$\alpha = \frac{\rho_2}{K},$$

где ρ_1 и ρ_2 — скорость коррозии без ингибитора и с ингибитором.

В настоящее время синтезировано и внедрено много ингибиторов для различных условий нефтяной и газовой промышленности, самые эффективные (до 92—98%) из них — ингибиторы И-1А и ИКСГ-1, эффективность их защитного действия в среднем составляет 92—98%.

Для защиты оборудования от коррозионного разрушения ингибиторы можно закачивать также в пласт в количестве, не превышающем 0,018 мас. % от дебита скважины. Продолжительность эффекта составляет около 20 дней.

Вспросам сепарации нефти от газа как у нас, так и за рубежом посвящено много работ.

Во всех работах рассмотрены технологические расчеты, связанные с работой сепараторов, а также конструктивное совершенствование как отдельных узлов, так и аппаратов в целом. Однако такая методика, связывающая природу междисциплинарных направлений в этой области науки, в работах не освещена.

1. МЕХАНИЗМ ВЫДЕЛЕНИЯ ГАЗОВОЙ ФАЗЫ ОТ НЕФТИ (ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОЕ И КОНТАКТНОЕ РАЗГАЗИРОВАНИЕ)

Изменение давления и температуры нефти при ее движении как по стволу скважины, так и по системе промысловых трубопроводов сопровождается сложными процессами испарения и конденсации многокомпонентных углеводородных систем. При снижении, например, давления происходит процесс разгазирования (испарения) нефти, в результате чего понижается температура газонефтяной смеси. Количественная оценка процесса разгазирования нефти может быть сделана как теоретически, так и экспериментально. Изучение процесса разгазирования нефти в лабораторных условиях обычно проводят в бомбе РVT двумя способами: 1) контактным, или однократным, и 2) дифференциальным, или постепенным (многократным).

Контактным называется такой процесс разгазирования нефти, при котором суммарный состав смеси (газ + нефть) во время процесса остается постоянным. Образующийся в бомбе РVT газ все время находится в контакте с нефтью, из которой он выделился.

При дифференциальном разгазировании нефти суммарный состав фаз непрерывно изменяется, так как образующийся газ выводится из системы по мере его выделения. В результате этого при дифференциальном разгазировании нефть обогащается высококипящими компонентами, а с газом отводится наиболее легкая часть этой нефти. Поэтому при дифференциальном разгазировании нефти количество газа всегда получается меньше (кривая 2), чем при контактном (кривая 1) (рис. 51).

Так, например, одноступенчатую сепарацию приближенно можно рассматривать как контактный процесс разгазирования, а многоступенчатую — как дифференциальный. В соответствии с этим при одинаковых температурах и конечных давлениях сепарации количество и состав газа, выделяющегося из нефти при

одноступенчатой сепарации, не совпадают с суммарным количеством и составом газа, выделившегося при многоступенчатой сепарации.

Экспериментальные данные показывают, что при дифференциальном разгазировании, в результате сохранения в жидкой фазе бутанов и пентанов, выход нефти увеличивается до 5% (по весу) по сравнению с контактным разгазированием.

Расчеты разгазирования нефти в сепараторах при небольших давлениях (0,4—0,9 МПа) с достаточной для практических целей точностью можно производить по известному закону Рауля —

Дальтона

$$p y_i = x_i p_i, \quad (VI.1)$$

гласящему, что парциальное давление i -го компонента в паровой фазе ($p y_i$) равно парциальному давлению того же компонента в жидкой фазе ($x_i p_i$),



Рис. 51. Разгазирование нефти в бомбе РУФ
1 — контактное разгазирование; 2 — дифференциальное разгазирование

где p — общее давление смеси; p_i — давление насыщенного пара i -го компонента над жидкостью в чистом виде; y_i и x_i — мольные концентрации i -го углеводорода соответственно в газовой и жидкой фазах в долях единицы.

Из уравнения (VI.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, вызванного изменением температуры или давления, начинается перераспределение углеводородов между фазами, которое продолжается до тех пор, пока снова не восстановится равновесное состояние данной системы.

Таким образом, по уравнению (VI.1), зная температуру и давление смеси 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 — мольная концентрация компонентов, доли единицы. 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

$$p = \overbrace{p_1 + p_2 + \dots + p_n}^{\text{Дальтона}} = \overbrace{x_1 p_1 + x_2 p_2 + \dots + x_n p_n}^{\text{Рауля}}$$

$$P = \sum x_i p_i. \quad (\text{VI.2})$$

Данное уравнение называют обычно уравнением начала контактного (однократного) разгазирования. Оно характеризует давление, когда из нефти при данной температуре выделяются газобразные компоненты.

Из уравнения Рауля—Дальтона следует, что если известно общее давление смеси P , то по уравнению (VI.1) можно найти концентрацию всех компонентов, находящихся в равновесном состоянии в паровой фазе

$$y_i = \frac{x_i p_i}{P}, \quad (\text{VI.3})$$

при этом состав паровой фазы считается известным, т. е.

$$y_1 + y_2 + \dots + y_n = 1.$$

В то же время, если известен состав паровой фазы, то состав жидкости, контактирующей с газом, находят из выражений

$$\left. \begin{aligned} x_1 &= \frac{y_1 P}{p_1} \\ x_2 &= \frac{y_2 P}{p_2} \\ &\dots \\ x_n &= \frac{y_n P}{p_n} \end{aligned} \right\} \quad (\text{VI.4})$$

Итак,

складывая концентрации в жидкой фазе, получим

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = 1 = P \left(\frac{y_1}{p_1} + \frac{y_2}{p_2} + \dots + \frac{y_n}{p_n} \right). \quad (\text{VI.5})$$

Отсюда, если известен состав газовой (паровой) фазы, то общее давление смеси будет

$$P = \frac{1}{\frac{y_1}{p_1} + \frac{y_2}{p_2} + \dots + \frac{y_n}{p_n}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{y_i}{p_i}}. \quad (\text{VI.6})$$

Определив общее давление паров по данной формуле, концентрацию компонентов в жидкой фазе можно рассчитать из выражений (VI.4).

Уравнение (VI.6) обычно называют уравнением конца однократного разгазирования (испарения), или уравнением начала обратной конденсации.

Оно характеризует величину общего давления насыщенных паров смеси при данной температуре.

Уравнения равновесия (VI.1), начала однократного разгазирования (VI.2), а также конца однократного разгазирования (VI.6) описывают поведение лишь простых углеводородных систем при сравнительно низких давлениях (0,4—0,9 МПа).

Для давлений в системе выше указанных используют так называемые константы равновесия или коэффициенты распределения.

Константы фазового равновесия

Константа равновесия характеризуется отношением мольной доли i -го компонента в газовой фазе y_i к мольной доле того же компонента x_i в жидкой фазе при данной температуре и давлении, т. е.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = f(P, t). \quad (VI.7)$$

Уравнения равновесия (VI.3) и (VI.7) для двухфазной многокомпонентной углеводородной системы можно записать в следующем виде:

$$\left. \begin{aligned} K_i &= \frac{p_i}{P} = \frac{y_i}{x_i} \\ \sum_{i=1}^{i=n} \frac{y_i}{K_i} &= \sum_{i=1}^{i=n} x_i K_i = 1 \end{aligned} \right\} \quad (VI.8)$$

Из выражения (VI.8) следует, что если $K_i > 1$, то данный компонент будет иметь более высокую концентрацию в паровой фазе, чем в жидкой, а при $K_i < 1$ — наоборот, концентрация этого компонента в жидкой фазе будет больше, чем в газовой.

Для количественной оценки распределения углеводородов между жидкой и паровой фазами при данной температуре и давлении обычно принимается 100 молей углеводородной смеси. Обозначив через z_i процентное содержание каждого углеводорода в смеси, и через L и V число молей соответственно жидкой и паровой фаз, можем записать

$$L + V = 100 \quad (VI.9)$$

$$\sum_{i=1}^{i=n} z_i = 100 \quad (VI.10)$$

Уравнение материального баланса для каждого компонента смеси будет иметь вид

$$z_i = Lx_i + Vy_i \quad (VI.11)$$

Подставляя в данное уравнение значения величины из формулы (VI.7) $y_i = K_i x_i$ или $x_i = y_i / K_i$, а также учитывая, что $V = 100 - L$ или $L = 100 - V$, и исключая из (VI.11) сначала члены, относящиеся к паровой фазе, а затем члены, относящиеся к жидкой фазе, получим следующие два уравнения:

$$z_i = (100 - V) \frac{y_i}{K_i} + Vy_i, \quad (VI.12)$$

$$z_i = Lx_i + (100 - L) x_i K_i. \quad (VI.13)$$

Решая эти уравнения относительно x_i и y_i , получим уравнения концентраций в жидкой и паровой фазах:

$$x_i = \frac{z_i}{100K_i + (1 - K_i)L}, \quad (\text{VI.14})$$

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{100}{K_i} + \left(1 - \frac{1}{K_i}\right)V}. \quad (\text{VI.15})$$

Учитывая, что x_i и y_i обозначают мольные концентрации углеводородов в жидкой и паровой фазах в долях единицы, можем написать:

$$\sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} x_i = \sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} y_i = \sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} z_i = 1.$$

Иногда для облегчения решения задачи распределения i -ых компонентов в газовой и жидкой фазах при изменении температуры и давления в сепараторе уравнения (VI.14) и (VI.15) для одного компонента представляют в следующем виде:

$$\sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} x_i = \sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} \frac{z_i}{K_i + L(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{VI.14a})$$

$$\sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} y_i = \sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{VI.15a})$$

Используя уравнения (VI.14a) или (VI.15a), количество жидкой фазы L или паровой фазы $V = 1 - L$ могут быть определены методом итерации (последовательных приближений), при этом одновременно получают также и значения концентрации компонентов в жидкой x_i и паровой y_i фазах.

Последовательность в расчетах по уравнениям (VI.14a) или (VI.15a) такова:

1) задаются мольным или массовым составом смеси углеводородов;

2) затем выбирают графики или таблицы по определению констант равновесия. Например, берут «Атлас констант равновесия углеводородов» Американской ассоциации природного газа (NAGAA);

3) после чего по данным графикам, а также известной температуре и давлению смеси определяют величины K_i для каждого компонента в отдельности;

4) затем задаются произвольной величиной газовой фазы или жидкой L ($V + L = 1$) в пределах 0,45—0,55 и, решая одну из систем уравнений (VI.14a) или (VI.15a), находят $\left[\sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} x_i \right]$ или

$$\left[\sum_{i=1}^{i_{\text{max}}} y_i \right];$$

5) если в результате расчета $\left[\sum_{i=1}^{i=n} x_i = 1 \right]$ или $\left[\sum_{i=1}^{i=n} y_i = 1, \right]$ то задача решена правильно и принятые произвольные величины V или L верны; если же $\left[\sum_{i=1}^n x_i \neq 1 \right]$ или $\left[\sum_{i=1}^n y_i \neq 1 \right]$, то принятые произвольные значения V или L неверны, тогда принимают другие произвольные значения этих величин и расчет повторяют.

В заключение следует отметить, что в связи с большой трудоемкостью расчеты изотерм конденсации многокомпонентных углеводородных систем обычно проводят с применением электронно-вычислительных машин.

С примерами решения задач по распределению углеводородных компонентов в газовой и жидкой фазах при ручном счете можно познакомиться в работах [3, 6], а с решениями этих же задач на ЭВМ — в работе ¹.

§ 2. НАЗНАЧЕНИЕ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ СЕПАРАТОРОВ РАЗЛИЧНЫХ ТИПОВ

Назначение сепараторов. В различных сепараторах нефть от газа и воды отделяют для: 1) получения нефтяного газа, используемого как химическое сырье или как топливо; 2) уменьшения перемешивания нефтегазового потока и снижения тем самым гидравлических сопротивлений, а также возможности образования нефтяных эмульсий; 3) разложения образовавшейся пены; 4) отделения воды от нефти при добыче нестойких эмульсий; 5) уменьшения пульсации давления при транспортировании нефтегазоводяной смеси по сборным коллекторам, проложенным до ДНС или УПН (см. рис. 5, 5, 6, 23).

В нефтяных сепараторах любого типа различают четыре секции (рис. 52).

I. Основная сепарационная секция, служащая для отделения нефти от газа. На работу сепарационной секции большое влияние оказывает конструктивное оформление ввода продукции скважин (радиальное, тангенциальное, использование различного рода насадок — диспергаторов, турбулизирующих ввод газожидкостной смеси).

II. Осадительная секция, в которой происходит дополнительное выделение пузырьков газа, увеличенных нефтью из сепарационной секции. Для более интенсивного выделения окклюзированных пузырьков газа из нефти последнюю направляют тонким слоем по наклонным плоскостям, увеличивая тем самым длину пути движения нефти и эффективность ее сепарации. Наклонные плоскости рекомендуется изготовлять с небольшим порогом, способствующим выделению газа из нефти.

¹ Степанова Г. С., Выборнов Н. М., Выборнова Я. И. Расчет фазовых равновесий углеводородных смесей. М., Недра, 1969.

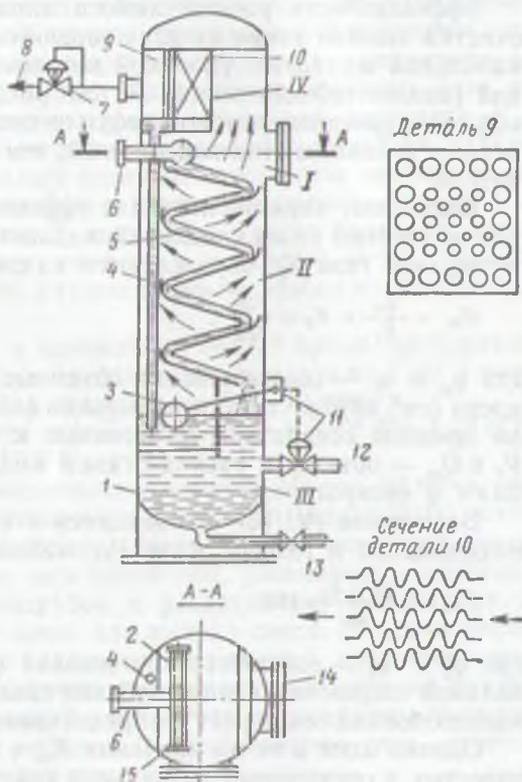
III. Секция сбора нефти (внизу сепаратора) предназначена как для сбора, так и для вывода нефти из сепаратора. Нефть может находиться здесь или в однофазном состоянии, или в смеси с газом — в зависимости от эффективности работы сепарационной и осадительной секций, а также от вязкости нефти и времени пребывания ее в сепараторе.

IV. Каплеуловительная секция, расположенная в верхней части сепаратора или вынесенная за пределы его (см. рис. 55, 4) и служащая для улавливания мельчайших капелек жидкости, уносимых потоком газа в газопровод.

Таким образом, работа сепараторов любого типа характеризуется тремя показателями:

Рис. 52. Вертикальный сепаратор:

1 — корпус; 2 — раздаточный коллектор; 3 — поплавок; 4 — дренажная труба; 5 — наклонные плоскости; 6 — ввод газожидкостной смеси; 7 — регулятор давления «до себя»; 8 — выход газа; 9 — перегородка для выравнивания скорости газа; 10 — жалюзийный каплеуловитель; 11 — регулятор уровня; 12 — сброс нефти; 13 — сброс грязи; 14 — люк; 15 — заглушки



степенью разгазирования нефти или усадкой ее;
 степенью очистки газа, поступающего в газопровод, от капелек нефти;

степенью очистки нефти, поступающей в нефтепровод, от пузырьков газа.

Степень разгазирования нефти в сепараторе может характеризоваться следующими двумя показателями:

$$\mathcal{E}_n = \frac{G_{n1} - G_{n2}}{G_{n1}} 100, \quad \mathcal{E}_r = \frac{G_{r2} - G_{r1}}{G_{r2}} 100,$$

где G_{n1} и G_{n2} — соответственно массовые расходы нефти до и после сепаратора; G_{r1} и G_{r2} — соответственно массовые расходы газа после сепаратора и до него.

Следовательно, в каждой ступени сепарационной установки при снижении давления количество нефти уменьшается, т. е.

происходит разгазирование ее и соответственно возрастает количество суммарного газа.

При этом для любых условий работы сепарационной установки в герметизированной системе нефтегазосбора имеет место следующий баланс: $\mathcal{E}_n + \mathcal{E}_r = \text{const}$.

Эффективность работы любого типа сепаратора по степени очистки зависит также от двух основных показателей: количества капельной жидкости, уносимой потоком газа из каплеуловительной (каплеотбойной) секции *IV* (см. рис. 52, 10), и число пузырьков газа, уносимых потоком нефти из секции сбора нефти *III*. Чем меньше величины этих показателей, тем эффективнее работа сепаратора.

Величины, характеризующие эффективность работы сепараторов по степени уноса капельной жидкости $K_{ж}$ и акклюдируемых пузырьков газа K_r , определяются из следующих отношений:

$$K_{ж} = \frac{q_{ж}}{V_r} \text{ и } K_r = \frac{q_r}{Q_{ж}}, \quad (\text{VI.16})$$

где $q_{ж}$ и q_r — соответственно объемные расходы капельной жидкости ($\text{см}^3/1000 \text{ м}^3$ газа) и пузырьков ($\text{л}/1 \text{ м}^3$ жидкости), уносимые за пределы сепаратора (отнесенные к условиям в сепараторе); V_r и $Q_{ж}$ — объемные расходы газа и жидкости, отнесенные к условиям в сепараторе.

Выражение (VI.16) относящееся к капельной жидкости ($K_{ж}$), находящейся в газовой фазе V_r , можно представить еще так:

$$K_{ж} = \frac{q_n - q_k}{q_n} 100. \quad (\text{VI.16a})$$

где q_n и q_k — соответственно весовая (масс.) концентрация капельной жидкости в единице объема газа, находящейся до и после каплеотбойной секции (*IV*), определяемая с помощью отбора проб.

Однако одни и те же значения $K_{ж}$ и K_r можно получить, как известно, в сепараторах различного конструктивного оформления, так, например, в сепараторах большого объема без специальных отбойных приспособлений и в сепараторах, скажем, гидроциклонных, масса которых небольшая, а это значит и с различными технико-экономическими показателями. Поэтому, пользуясь только показателями $K_{ж}$ и K_r , не учитывая расхода металла, идущего на изготовление сепараторов и их конструктивного оформления, не представляется возможным сделать окончательный вывод о техническом совершенстве того или иного сепаратора.

Технически совершенным будет тот сепаратор, который при прочих равных условиях обеспечивает более высокую степень очистки газа и жидкости и, кроме того, имеет большую производительность с минимально необходимыми затратами металла на его изготовление. Эффективная очистка газа от капельной жидкости и жидкости от пузырьков газа происходит в таких сепараторах, как правило, при больших значениях скоростей движения газа и жид-

кости по сечению сепаратора, т. е. при большой производительности.

Степень технического совершенства сепаратора характеризуется тремя показателями: 1) минимальным диаметром капель жидкости, задерживаемых в сепараторе; 2) максимально допустимой величиной средней скорости газового потока в свободном сечении или каплеуловительной секции сепаратора и 3) временем пребывания жидкости (нефти или нефтяной эмульсии) в сепараторе, за которое происходит допустимое разделение свободного газа от жидкости. Значение удельного уноса капельной жидкости $K_{ж}$, согласно работам [6, 16], не должно превышать 50 см^3 на 1000 м^3 газа, в то время как удельный унос свободного газа потоком жидкости в сепараторе рекомендуется принимать равным $K_r < 200 \text{ л}$ на 1 м^3 жидкости. Величина K_r зависит от многих факторов, главными из которых являются: вязкость и плотность нефти, способность нефти к вспениванию, а также время задержки жидкости в сепараторе.

Для невспенивающих и маловязких нефтей время пребывания их в сепараторе рекомендуется принимать равным от 2 до 3 мин, для вспенивающих и вязких нефтей — от 5 до 20 мин.

Маловязкими считаются нефти с вязкостью $5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (5 сП), а вязкими — свыше $1,5 \cdot 10^{-2} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (15 сП).

Конструктивные особенности сепараторов. На рис. 52 показаны общий вид и разрез сепаратора с жалюзийной насадкой 10, который работает следующим образом. Нефтегазовая смесь под давлением на устьях скважин или давлением, развиваемым насосами ДНС, поступает через патрубок к раздаточному коллектору 2, имеющему по всей длине щель для выхода смеси. Из щели нефтегазовая смесь попадает на наклонные плоскости 5, увеличивающие путь движения нефти и облегчающие тем самым выделение окклюдированных пузырьков газа. В верхней части сепаратора установлена каплеуловительная насадка 10 жалюзийного типа, сечение которой показано на том же рисунке.

Основной поток газа вместе с мельчайшими частицами нефти, не успевшими выпасть под действием силы тяжести, встречает на своем пути жалюзийную насадку 10, в которой происходят «захват» (прилипание) капелек жидкости и дополнительное высаживание их из газа; при этом образуется пленка, стекающая по дренажной трубке 4 в секцию сбора нефти 111, из которой по трубе 12 она выводится из сепаратора.

На рис. 53 показана блочная автоматизированная и герметизированная сепарационная установка заводского изготовления с предварительным сбросом воды (БАС-1-100), разработанной Октябрьским филиалом ВНИИКАнефтегаз¹.

¹ Сепарационные аппараты с предварительным сбросом воды, работающие под давлением 0,6 МПа, устанавливаются в основном на ДНС (см. рис. 5, 5) обеспечивающей транспортирование выделившегося газа из нефти до ГПЗ под собственным давлением, а пластовой воды — до КНС.

Основное назначение предварительного сброса воды сводится к тому, чтобы по возможности предотвратить попадание ее в сепараторы-деэмульсаторы (нагреватели) (см. рис. 81, 12) и сэкономить топливо на нагрев этой воды.

БАС работает следующим образом. Нефть, газ и пластовая вода по сборному коллектору 2 поступают через распределитель потока 1 в сепарационный отсек 11, где происходит разделение нефти, газа и воды. Для интенсификации указанного разделения к сборному коллектору 2 подключается дозирующий насос 3, подающий ПАВ. Водоотделительный отсек 8 от сепарационного отсека 11 отделен перегородкой 9. Совместное течение нефтяной

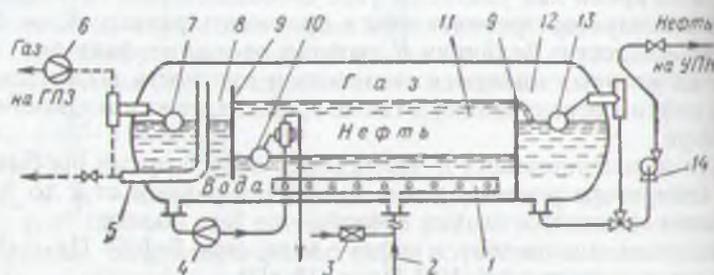


Рис. 53. Блочная автоматизированная сепарационная установка с предварительным сбросом пластовой сточной воды БАС-1-100:

1 — распределитель потока; 2 — сборный коллектор, по которому подается нефтяная эмульсия; 3 — дозирующий насос подачи ПАВ; 4 — расходомер воды; 5 — газовая линия; 6 — расходомер газа; 7 и 13 — регуляторы уровня жидкости; 8 — водоотделительный отсек; 9 — левая перегородка; 10 — межфазный уровнемер; 11 — сепарационный отсек; 12 — нефтяной отсек; 14 — насос

эмульсии, растворенного газа и воды с ПАВ в сепарационном отсеке 11 создает благоприятные условия для разрушения этой эмульсии (см. рис. 78, а).

Обезвоженная (до 3%) нефть через перегородку 9 поступает в нефтяной отсек 12, а из него на прием насоса 14, который подает ее на УПН.

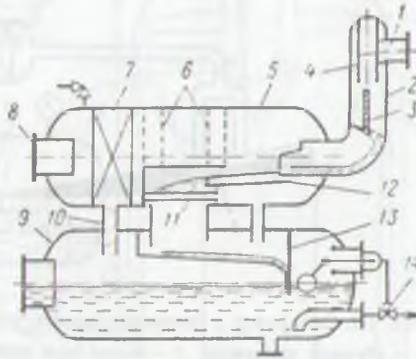
Отделившаяся от нефти вода в сепарационном отсеке 11 через расходомер воды 4 сбрасывается за пределы БАС в резервуар-отстойник с гидрофобным фильтром (см. рис. 102), где она очищается окончательно и подается в систему ППД. Если разделение нефти от воды, осуществляемое в БАС или в другом аппарате подобного типа, не требует дополнительной очистки последней, то эта вода под собственным давлением транспортируется до КНС для закачки ее в нагнетательные скважины. Уровень воды и нефти в БАС поддерживается в определенных пределах с помощью межфазного уровнемера 10 или регулятором прямого действия типа РУР-1. Необходимый перепад давления в газовом отсеке 8 поддерживается регулятором уровня 7, который воздействует на заслонку установленную на газоотводной линии. Количество газа, выходящего из БАС, измеряют расходомером газа 6 типа АГАТ-1.

На рис. 54 приведен общий вид гидроциклонного двухъемкостного сепаратора, разработанного в институте Гипростокнефть. Сепараторы этого типа довольно широко применяют на нефтяных месторождениях Советского Союза. Принцип работы их заключается в следующем.

Нефтегазовая смесь сначала поступает в гидроциклонную головку 2, в которой за счет центробежной силы происходят разделение газа от нефти и их раздельное движение как в самой головке, так и в верхней емкости 5. Нефть по сливной полке 12 самотеком направляется на уголковые разбрызгиватели 11, а затем на сливную полку и стекает с успокоителя уровня. Как только уровень

Рис. 54. Гидроциклонный двухъемкостной сепаратор:

1 — тангенциальный ввод газонефтяной смеси; 2 — головка гидроциклона; 3 — отбойный козырек газа; 4 — направляющий патрубок; 5 — верхняя емкость сепаратора; 6 — перфорированные сетки для улавливания капельной жидкости; 7 — жалюзийная насадка; 8 — отвод газа; 9 — нижняя емкость гидроциклона; 10 — дренажная трубка; 11 — уголковые разбрызгиватели; 12 — направляющая полка; 13 — перегородка; 14 — исполнительный механизм



нефти достигнет определенной величины, сработает поплавковый регулятор уровня, приоткрыв исполнительный механизм 14 на нефтяной линии.

Газ проходит в верхней емкости 5 две зоны, где очищается от капельной жидкости и направляется в газовую линию через отвод 8.

Гидроциклонными сепараторами оборудованы также все «Спутники-А» и «Спутники-Б», после которых газ направляется снова в сборный коллектор, перемешивается с нефтью (см. рис. 16, 23) и транспортируется с ней до первой ступени сепарации, установленной на ДНС или УПН.

За последнее время сотрудниками Ленингорского ЦНИПра совместно с сотрудниками ТатНИПИнефть был разработан и внедрен высококоэффициентный гравитационный сепаратор с предварительным отделением нефти от газа, впоследствии усовершенствованный ВНИИСПТнефтью и СибНИИнефтью (рис. 55).

В этом сепараторе нефтегазовая смесь подводится к корпусу сепаратора по наклонному трубопроводу, наклон которого к горизонту может колебаться в пределах 3—4°. К нему приварена вертикально расположенная газоотводная вилка 2, подсоединенная с каплеуловительной секцией 3, имеющей жалюзийные насадки 4.

Сущность работы очень проста.

В результате падения давления, возникающего при совместном движении нефти и газа по сборным коллекторам (протяженностью от 2 до 8 км), в них происходит медленная, но практически равновесная сепарация нефти и газа, которые в наклонном трубопроводе еще больше разделяются и раздельно вводятся: нефть по продолжению трубопровода в корпус сепаратора, а газ по вилке газопровода 2 в каплеуловительную секцию 3.

Не успевшие скоалесцировать (соединиться) в крупные агрегаты и не попавшие в газоотводную вилку пузырьки газа вместе с нефтью направляются в плоский диффузор 11, в котором посте-

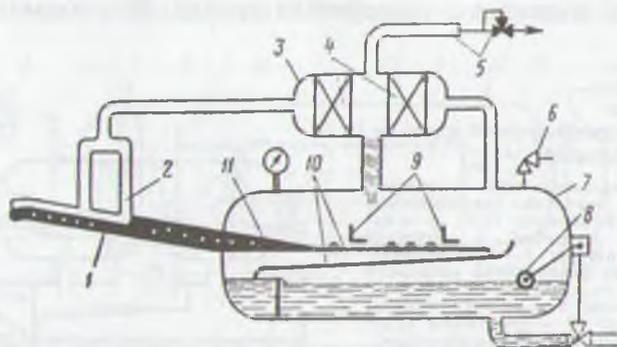


Рис. 55. Сепаратор с предварительным отбором газа и жалюзийными насадками:

1 — сборный коллектор; 2 — вилка для предварительного отбора газа; 3 — каплеуловитель (сепаратор газа); 4 — жалюзийные насадки; 5 — газопровод с регулятором давления «до себя»; 6 — предохранительный клапан; 7 — корпус сепаратора; 8 — поплавок; 9 — пеногасители; 10 — наклонные полки; 11 — диффузор

пенно происходит снижение скорости нефтегазового потока. Из диффузора нефтегазовый поток попадает с малой скоростью на наклонные полки 10, где происходит интенсивное отделение оставшихся пузырьков газа от нефти. Основной поток газа, как отмечалось выше, отделяется от нефти до сепаратора при помощи газоотводной вилки 2 и направляется в каплеуловительную секцию 3 для высаживания из газа капелек нефти, задерживаемых жалюзийной насадкой 4.

Таким образом, существенным преимуществом данного сепаратора является предварительное отделение нефти от газа с последующим вводом их по отдельным каналам в корпус сепаратора и каплеуловительную секцию 3. Такой способ ввода продукции скважин в сепаратор позволяет значительно снизить перемешивание нефтегазовой смеси и ускорить отделение нефти от газа.

Верхний и нижний уровни жидкости в сепараторе поддерживаются поплавком 8.

На рис. 56 приведена схема турбосепаратора¹, в котором эффективно улавливается капельная жидкость из потока газа при

¹ Иванов В. И. Турбосепаратор для сепарации природного газа. — Машини и нефтяное оборудование, 1975, № 1.

больших расходах последнего. Принцип работы его следующий: сжатый газ, пройдя диффузор 2, поступает в направляющий аппарат 3, представляющий собой лопаточный завихритель, получает вкрутку, в результате чего появляется окружная составляющая скорости потока. Возникающие при этом центробежные силы пере-мещают капли в направлении наружного конического обода 4

Рис. 56. Турбосепаратор:

1 — корпус; 2 — диффузор; 3 — направляющий аппарат; 4 — конический обод; 5 — лопатки (крыльчатка); 6 — ось; 7 и 8 — подшипники качения; 9 — спрямляющий аппарат; 10 — патрубок

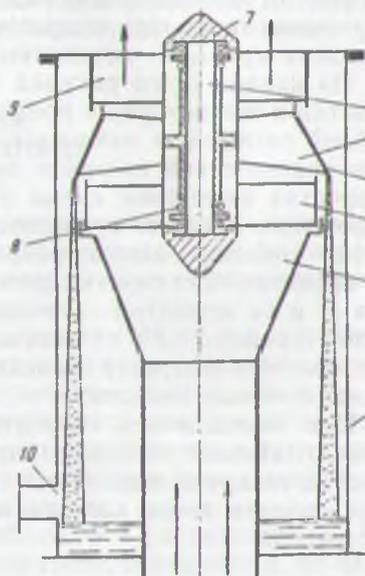
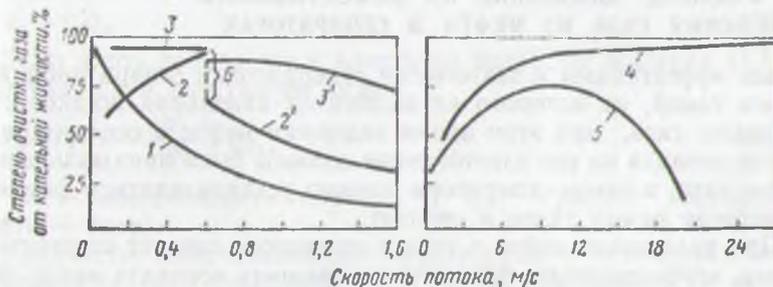


Рис. 57. Зависимость степени очистки газа от капельной жидкости в различных сепараторах от скорости потока газа:

1 — гравитационный сепаратор; 2 — сепаратор с жалюзийной насадкой; 3 — сепаратор с предварительным отбором газа и с жалюзийной насадкой; 4 — турбосепаратор; 5 — гидроциклонный сепаратор; 6 — срыв пленки в жалюзи; 2' и 3' — работа жалюзийных сепараторов при повышенных скоростях потока газа



с лопатками 5, спрофилированными по дуге окружности в радиальной плоскости. Под действием окружной составляющей скорости потока лопатки 5 на оси 6 и обод 4 приводятся во вращение. Жидкость отводится через зазор, а затем через патрубок 10 за пределы турбосепаратора. Турбосепаратор прошел промышленные испытания и показал хорошие результаты (см. рис. 57, б, 4).

Описанный турбосепаратор особенно эффективно работает на газовых и газоконденсатных месторождениях, где требуется в основном отделять капельную жидкость из потока газа. Турбосепа-

ратор по своей массе приблизительно в 60 раз меньше гравитационного сепаратора.

Существуют другие конструкции сепараторов для разделения нефти от газа.

Таким образом, эффективность работы сепараторов характеризуется степенью очистки газа от капельной жидкости и жидкости (нефти) от акклюдированных пузырьков газа. Характеристики различных типов сепараторов по одному из этих параметров представлена кривыми, показанными на рис. 57.

Из кривых этого рисунка видно, что самая высокая степень очистки в сепараторах с предварительным отбором газа, с жалюзийной насадкой и наклонными полками (рис. 57 кривая 3—3') при сравнительно широком диапазоне скоростей. При больших скоростях очищаемой среды (газа) от капелек жидкости весьма эффективно работает турбосепаратор (рис. 57 кривая 4), который может отбивать взвесь размером 10 мкм. На третьем месте по эффективности очистки стоит гидроциклонный сепаратор (кривая 5) и на четвертом — сепаратор с жалюзи, но без наклонных полок (кривая 2—2') и, наконец, самым неэффективным сепаратором является сепаратор гравитационного типа (кривая 1) без полок и жалюзийных насадок.

При определенной скорости газового потока в сепараторах с жалюзийными насадками происходит резкое падение степени очистки газа, что объясняется срывом пленки жидкости с жалюзи, образованием вновь капелек жидкости и уносом их за пределы сепаратора.

§ 3. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ВЫДЕЛЕНИЯ ГАЗА ИЗ НЕФТИ В СЕПАРАТОРАХ

Самым эффективным и технически совершенным сепаратором является такой, из которого не выносятся капельная жидкость и пузырьки газа, при этом время задержки нефти в сепараторе и расход металла на его изготовление должны быть минимальными. Кроме того, в таком сепараторе должно устанавливаться фазовое равновесие между газом и нефтью.

При разделении нефти и газа в сепараторе следует стремиться к тому, чтобы создать большую поверхность контакта между фазами и не допускать чрезмерного уноса капельной жидкости и акклюдированных пузырьков газа из сепаратора. Увеличение поверхности контакта между нефтью и газом существенно сокращает время для достижения равновесного состояния системы при данных температуре и давлении.

Поэтому эффективное выделение газа из нефти в сепараторе может быть только при мелкодисперсном состоянии нефтегазовой смеси, которое обеспечивается, как правило, или насадками форсуночного типа, или специальными диспергаторами. В данном случае в объеме сепаратора образуется мелкодисперсная нефтегазовая

емь, состоящая в основном из капелек нефти размером от 1 до 10 мм. Размер капелек нефти в сепараторах — это функция отношения $\sigma/\Delta\rho$, где σ — межфазное натяжение, а $\Delta\rho$ — разность плотностей фаз. При большом отношении образуются крупные капли и, следовательно, уменьшается поверхность раздела фаз, что приводит к ухудшению массопередачи.

Капельки такого размера успешно улавливаются в каплеуловительной секции, в качестве которой может быть установлен турбосепаратор (см. рис. 56).

§ 4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЛИЧЕСТВА ГАЗА, ВЫДЕЛЯЕМОГО ИЗ НЕФТИ В СЕПАРАТОРАХ, ПО КОЭФФИЦИЕНТУ РАСТВОРИМОСТИ

Состав и число фаз (газа и нефти), которые выделяются в сепараторе, можно регулировать изменением давления и температуры. Методика расчета состава фаз углеводородной системы приведена в § 1 данной главы.

В данном параграфе приведена методика расчета количества выделяемого из нефти газа на различных ступенях сепараторов с использованием коэффициента растворимости газа в нефти.

Многоступенчатую сепарацию применяют, как известно, для задержания в нефти тяжелых углеводородов (бутанов и пентанов). Чем больше ступеней сепарации, тем больше выход нефти по сравнению с однократным разгазированием.

Суммарное количество газа (свободного и растворенного) V_0 , поступающего в первую ступень сепаратора, определится по формуле

$$V_0 = \Gamma_0 Q_n. \quad (\text{VI.17})$$

Если нефть добывается с пластовой водой, то формула (VI.17) представится в следующем виде:

$$V_0 = \Gamma_0 \left(1 - \frac{W}{100}\right) Q_{ж1}, \quad (\text{VI.18})$$

где W — обводненность нефти, %; $Q_{ж1}$ — расход жидкости (нефть + вода).

Количество газа, оставшегося в растворенном состоянии в нефти на первой ступени сепарации V_{p1} , с учетом обводненности нефти, будет

$$V_{p1} = \alpha_1 \rho_1 Q_{ж1} \left(1 - \frac{W}{100}\right). \quad (\text{VI.19})$$

Количество выделившегося из нефти¹ газа на первой ступени

$$V_1 = V_0 - V_{p1} = \Gamma_0 \left(1 - \frac{W}{100}\right) Q_{ж1} - \alpha_1 \rho_1 Q_{ж1} \left(1 - \frac{W}{100}\right). \quad (\text{VI.20})$$

¹ Количество газа, выделяемое из воды, вследствие его малости здесь не учитывается.

Количество газа, выделившееся на второй ступени сепарации определится как разность величин растворенного газа на первой и второй ступенях или разностью давлений на этих ступенях,

$$V_2 = V_{r_1} - V_{r_2} = \alpha_1 \rho_1 Q_{ж1} \left(1 - \frac{W}{100}\right) - \alpha_2 \rho_2 Q_{ж2} \left(1 - \frac{W}{100}\right),$$

(VI)

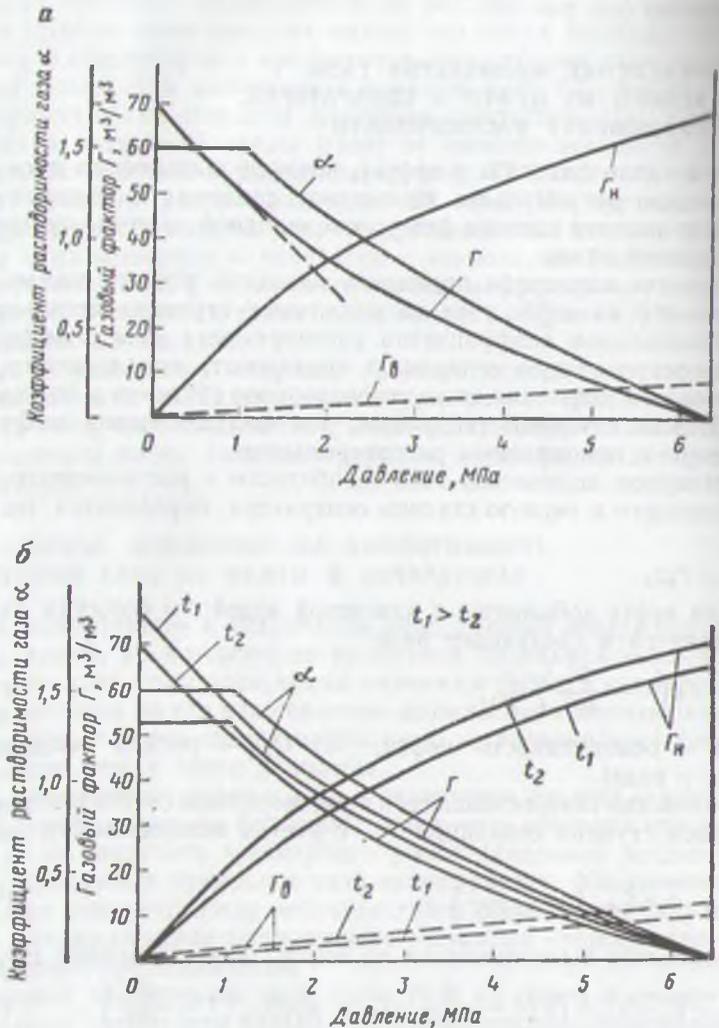


Рис. 58. Ориентировочные коэффициенты растворимости газа α в нефти и воде, газовый фактор Γ при постоянной температуре и различном давлении в сепараторе (а) и при $t_1 > t_2$ (б)

По данной схеме расчета для последующих ступеней имеем

$$V_n = V_{n-1} - V_n = \alpha_{n-1} p_{n-1} Q_{ж_{n-1}} \left(1 - \frac{W}{100}\right) - \alpha_n p_n Q_{ж_n} \left(1 - \frac{W}{100}\right). \quad (\text{VI.21a})$$

В формулах (VI.17), (VI.19), (VI.20) и (VI.21a) обозначены: γ — газовый фактор, приведенный к нормальным условиям, м³/м³; V_n — количество растворенного и свободного газа в нефти перед n -й ступенью сепаратора, м³/сут; $V_{p_1}, V_{p_2}, \dots, V_{p_n}$ — количество растворенного газа на различных ступенях, м³/сут; p_1, p_2, \dots, p_n — давление на различных ступенях, Па; V_1, V_2, \dots, V_n — количество газа, выделяемое из нефти соответственно при давлениях p_1, p_2, \dots, p_n (в 1, 2, ..., n ступенях), м³/сут; $Q_{ж_1}, Q_{ж_2}, \dots, Q_{ж_n}$ — соответственно количество жидкости до первой ступени сепарации, а также количество жидкости на 1, 2, ..., n ступенях сепарации, м³/сут; $\alpha_1, \alpha_2, \dots, \alpha_n$ — коэффициенты растворимости газа в нефти при условиях сепарации [м·с²/кг; м³/(м³·кгс/см²)].

Примерные кривые растворимости газа в нефти Γ_n и воде Γ_w , а также газовый фактор Γ и коэффициент растворимости газа α при различных давлениях в сепараторе и постоянной температуре показаны на рис. 58, а, а на рис. 58, б даны те же примерные кривые в зависимости от изменения температуры и давления. Кривые зависимости обычно получают в лабораторных условиях при разгазировании проб нефти в бомбах PVT.

Приближенно средний коэффициент растворимости газа в нефти можно определить по формуле $\alpha_{\text{ср}} = \Gamma_0 / p_{\text{нас}}$, а более точно $\alpha_{\text{ср}} = \Gamma_n / p$, где $p_{\text{нас}}$ — давление насыщения нефти, Па; Γ_n — количество растворенного газа в нефти; p — текущее давление, Па.

§ 5. РАСЧЕТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ПО ГАЗУ И НЕФТИ ГОРИЗОНТАЛЬНЫХ И ВЕРТИКАЛЬНЫХ ГРАВИТАЦИОННЫХ СЕПАРАТОРОВ

Гравитационные сепараторы, в которых осаждение капелек жидкости в потоке газа происходит за счет силы тяжести, а подъем окклюдированных пузырьков газа — на основании закона Архимеда, работают с весьма низким коэффициентом полезного действия (см. рис. 57, 1).

Пропускную способность гравитационных сепараторов обычно определяют в зависимости от допустимой скорости движения газа, которую определяют из условий равновесия сил, действующих на частицу, и силы сопротивления среды, возникающей при движении этой частицы.

При расчете гравитационных сепараторов по газу принимают следующие допущения: 1) частица (твердая или жидкая) имеет форму шара; 2) движение газа в сепараторе установившееся, т. е.

такое, когда в любой точке сепаратора независимо от скорости газа остается постоянной, но по абсолютному значению может быть разной; 3) движение частички свободное, т. е. на нее не оказывают действия другие частицы; 4) скорость оседания частицы постоянная, т. е. сила сопротивления газовой среды становится равной массе частицы.

Исходя из принятых допущений, рассмотрим силы, действующие на частицу, осаждающуюся в газовой среде, и установим закон ее движения.

Шарообразная частица диаметром d , объемом $\pi d^3/6$ и плотностью $\rho_ч$ подвергается в газе, имеющем плотность ρ_r , действию силы тяжести

$$F = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_ч - \rho_r) g, \quad (VI.22)$$

где g — ускорение силы тяжести, m/s^2 .

Силу сопротивления газа R при свободном оседании частицы можно представить в виде

$$R = \zeta \frac{\rho_r v_ч^2}{2} f, \quad (VI.23)$$

где ζ — коэффициент сопротивления среды, являющийся функцией критерия Рейнольдса; ρ_r — плотность газа, kg/m^3 ; $v_ч$ — линейная скорость частицы, m/s ; f — миделево сечение частицы, т. е. в нашем случае $f = \pi d^2/4$.

Учитывая четвертое допущение, т. е. при равномерном движении частицы сила сопротивления газовой среды становится равной действию силы тяжести, можем записать следующее равенство: ($R = F$):

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_ч - \rho_r) g = \zeta \frac{\rho_r v_ч^2}{2} \frac{\pi d^2}{4}. \quad (VI.24)$$

Коэффициент сопротивления ζ определяют из уравнения

$$\zeta = \frac{4}{3} d \left(\frac{\rho_ч - \rho_r}{v_ч^2 \rho_r} \right) g. \quad (VI.25)$$

Для ламинарного движения частиц коэффициент сопротивления получается теоретически ($Re = 1$):

$$\zeta = \frac{24}{Re} = \frac{24 \nu_r}{v_ч d}, \quad (VI.26)$$

где $\nu_r = \mu_r / \rho_r$ — кинематическая вязкость газа, m^2/s .

Если подставить данное выражение в уравнение (VI.25), то скорость оседания шарообразной частицы в газовой среде определится по формуле Стокса

$$v_ч = \frac{d^2 (\rho_ч - \rho_r) g}{18 \mu_r}. \quad (VI.27)$$

Здесь μ_r — динамическая вязкость газа, кг·м·с; d — диаметр частицы, м; ρ_q — плотность частицы, кг·м³.

При значениях числа Рейнольдса от 2 до 500 зависимость коэффициента сопротивления ξ представляется эмпирическим уравнением

$$\xi = 18,5 \text{Re}^{-0,6}. \quad (\text{VI.28})$$

Подставляя данное уравнение в формулу (VI.25) и решая ее относительно скорости осаждения v_q , получим формулу Аллена:

$$v_q = \frac{0,152d^{1,14} (\rho_q - \rho_r)^{0,71} g^{0,29}}{\mu_r^{0,43} \rho_q^{0,29}}. \quad (\text{VI.29})$$

При значениях числа Рейнольдса > 500 коэффициент сопротивления ξ для шарообразной частицы становится постоянным и равным 0,44. Подставляя это значение в формулу (VI.25), получим уравнение Ньютона—Риттингера:

$$v_q = 1,75 \sqrt{\frac{gd(\rho_q - \rho_r)}{\rho_r}}. \quad (\text{VI.30})$$

Уравнение VI.24 можно представить также в следующем виде:

$$R = \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_r v_q^2}{2} = \frac{\pi}{8} v_q^2 d^2 \rho_r = \psi v_q^2 d^2 \rho_r, \quad (\text{VI.31})$$

где ψ — коэффициент сопротивления среды,

$$\psi = \frac{R}{v_q^2 d^2 \rho_r}. \quad (\text{VI.32})$$

Величина ψ представляет собой критерий Эйлера:

$$\text{Eu} = \frac{\Delta p}{v^2 \rho}, \quad (\text{VI.33})$$

который зависит, в свою очередь, от критерия Рейнольдса Re и безразмерного отношения l/d , т. е. $\text{Eu} = f(\text{Re}, l/d)$.

При движении шарообразных частиц зависимость $\psi = f(\text{Re})$ может быть представлена следующими уравнениями:

Характер движения:	Критерий Рейнольдса	Коэффициент сопротивления
ламинарный (уравнение Стокса)	$\text{Re} < 2$	$\psi = \frac{3\pi}{\text{Re}}$
промежуточный (уравнение Аллена)	$\text{Re} = 2 \div 500$	$\psi = \frac{7,27}{\text{Re}}$
турбулентный (уравнение Ньютона)	$\text{Re} > 500$	$\psi = 0,175$

Для осаждения твердых частиц из жидкости или всплытия пузырьков газа необходимо, чтобы действующая сила F (сила тяжести, центробежная сила) была равна или больше силы сопротивления среды $R \approx$, т. е. $F \geq R$.

Скорость осаждения может быть определена помимо формул (VI.27), (VI.29), (VI.30) также из уравнения (VI.32) при замене в нем R на F . Тогда

$$v_{\text{ч}} = \frac{1}{d} \sqrt{\frac{F}{\psi \rho_r}}. \quad (\text{VI.34})$$

Коэффициент сопротивления ψ , как было показано выше, зависит от критерия Re , в который входит искомая скорость осаждения $v_{\text{ч}}$ ($Re = \frac{v_{\text{ч}} d}{\nu_r}$). Поэтому уравнение (VI.34) можно решать только подбором. Принимая произвольно величину Re , определяют ψ и по формуле (VI.34) находят $v_{\text{ч}}$, после чего рассчитывают действительное значение Re . Расчет повторяют до совпадения расчетной величины Re с предварительно принятой.

Расчет можно упростить, если исключить искомую скорость из выражения (VI.31), умножив обе его части на ρ_r / μ_r^2 . Тогда, заменяя R на F , получим

$$\frac{F \rho_r}{\mu_r^2} = \psi \frac{v_{\text{ч}}^2 d^2 \rho_r^2}{\mu_r^2} = \psi Re^2. \quad (\text{VI.35})$$

Подставив в (VI.35) вместо ρ его значение из формулы (VI.23), получим:

$$\psi Re^2 = \frac{\pi d^3 (\rho_{\text{г}} - \rho_r) g \rho_r}{6 \mu_r^2} = \frac{\pi}{6} A_{\text{г}}, \quad (\text{VI.36})$$

где $A_{\text{г}}$ — критерий Архимеда

$$A_{\text{г}} = \frac{d^3 (\rho_r - \rho_{\text{г}}) g \rho_r}{\mu_r^2}. \quad (\text{VI.37})$$

Подставляя в уравнение (VI.36) значения ψ , полученные по формулам Стокса, Аллена или Ньютона, и решая полученные выражения относительно Re , найдем:

$$\text{при } Re < 2 \text{ или } A_{\text{г}} < 36 \quad Re = 0,056 A_{\text{г}} \quad (\text{VI.38})$$

$$\begin{aligned} \text{при } Re = 2500 \text{ или } A_{\text{г}} = 36 + 83 \cdot 10^3 \\ Re = 0,152 A_{\text{г}}^{0,71} \end{aligned} \quad (\text{VI.39})$$

$$\begin{aligned} \text{при } Re > 500 \text{ или } A_{\text{г}} > 83 \cdot 10^3 \\ Re = 1,75 A_{\text{г}}^{0,5} \end{aligned} \quad (\text{VI.40})$$

Определив критерий Re по одной из приведенных формул (в зависимости от величины $A_{\text{г}}$), можно легко найти скорость осаждения частицы:

$$v_r = \frac{\mu_r Re}{d \rho_r}. \quad (\text{VI.41})$$

Скорость осаждения нешарообразных частиц меньше, чем шарообразных, и ее обычно определяют экспериментальным путем.

Обычно за величину допустимой скорости движения газа в гравитационном сепараторе принимают скорость «витания» частицы, которая определяется по формуле (VI.41).

По приведенным формулам могут быть определены скорости «витания» капель в газовом пространстве сепаратора в зависимости от их диаметра и давления газа, значение которого в неявном виде входит в значение плотности газа.

Таким образом, зная скорость «витания» частицы и полагая, что допустимая скорость движения газа равна скорости «витания» частицы, можно определить пропускную способность V ($\text{м}^3/\text{сут}$) вертикального гравитационного сепаратора по формуле

$$V = 86\,400 \frac{p_1}{p_0} \frac{T_0}{T_1} \frac{1}{z} \frac{\pi D^2}{4} v_{\text{ч}} \quad (\text{VI.42})$$

или

$$V = 67\,824 \frac{p_1}{p_0} \frac{T_0}{T_1} \frac{D^2}{z} v_{\text{ч}}, \quad (\text{VI.43})$$

где p_1 и p_0 — соответственно рабочее давление в сепараторе и давление при нормальных условиях, Па; T_0 и T_1 — абсолютные температуры, К ($T_0 = 273^\circ$ и $T_1 = 273^\circ + t$); D — диаметр сепаратора, м; z — коэффициент сжимаемости газа; $v_{\text{ч}}$ — скорость осаждения частиц, определяемая по формуле (VI.41), м/с.

Однако использование приведенных формул для практических расчетов гравитационных сепараторов по скорости «витания» частиц обычно осложняется тем, что возникает необходимость обоснования выбора минимального диаметра частиц, которые должны оседать в сепараторе. Это обоснование должно базироваться на изучении дисперсного состава капельной взвеси, поступающей с потоком газа и образующейся в гравитационном сепараторе. При этом выбор минимального диаметра частиц обычно связывают с уносом капельной взвеси из сепаратора (рис. 57, 1), который не должен превышать допустимых норм.

При определении пропускной способности гравитационных сепараторов при выборе оптимальных скоростей газа исходят из практических данных. Практикой установлено, например, что существует некоторая оптимальная скорость газа, при которой эффективность сепарации составляет 75—85%. Дальнейшее уменьшение скорости газа в гравитационных сепараторах не создает для частиц размером 100 мкм заметного увеличения эффективности сепарации, но вместе с тем приводит к необходимости существенно увеличивать площадь сепараторов, а следовательно, и их массу. Практика эксплуатации гравитационных сепараторов показала, что оптимальной скоростью газа $v_{\text{ч}}$ является 0,1 м/с при давлении 5,87 МПа (60 кгс/см²). Учитывая это обстоятельство, можно построить график зависимости потока газа в гравитационном сепараторе от величины давления, используя для этого следующую зависимость:

$$v_{\text{опт}} = v_0 \sqrt{\frac{p_1}{p_2}}. \quad (\text{VI.44})$$

Результаты расчета по формуле (VI.44) (при $p_1 = 6,0$ МПа и $v_0 = 0,1$ м/с) приведены в виде кривой на рис. 57, 1.

Таким образом, пропускную способность гравитационного сепаратора при известной оптимальной скорости газа $v_{\text{опт}}$ определяют по формуле (VI.42), заменяя в ней скорости $v_{\text{ч}}$ на $v_{\text{опт}}$. Кроме

того, если известен диаметр капелек, находящихся в газовом потоке, давление в сепараторе и режим движения их в этом потоке, скорость осаждения можно рассчитывать также по формулам (VI.27), (VI.29), (VI.30).

Расчет горизонтального сепаратора на пропускную способность по жидкости

Как указывалось, пропускную способность сепараторов определяют по двум показателям: по количеству газа, прошедшего через них, и по количеству поступающей в них нефти. Контроль пропускной способности сепараторов по нефти вызван необходимостью существенного уменьшения или сведения к нулю количества пузырьков газа, увлекаемых из сепараторов нефтью. Количество увлекаемых пузырьков газа зависит от трех факторов: 1) вязкости нефти; 2) давления в сепараторе и 3) скорости подъема уровня нефти в сепараторе, иными словами, от времени пребывания этой нефти в сепараторе. При одновременном увеличении вязкости нефти, поступающей в сепаратор, скорости ее подъема и давления в сепараторе, число уносимых нефтью пузырьков газа из сепаратора будет увеличиваться.

Особенно важен контроль за количеством уносимого газа нефтью на последней ступени сепарации, из которой нефть поступает в товарные резервуары (см. рис. 80, 29). В этом случае большое количество уносимого нефтью газа может повлечь к излишней загазованности территории товарного парка, к возможному отравлению людей (при наличии H_2S) и возникновению пожарной опасности.

Для контроля за количеством газа, уносимого из сепаратора нефтью, обычно применяется метод сопоставления газовых факторов, получающихся при разгазировании в лабораторных условиях пробы нефти, прошедшей через сепаратор, и глубинной пробы при одинаковых температуре и давлении. Например, если в пробе нефти, прошедшей сепаратор, газовый фактор оказался больше, чем при разгазировании глубинной пробы при одних и тех же условиях, то это указывает на унос газовых пузырьков нефтью. Если же газовые факторы оказываются равными, следовательно, и пузырьки газа не уносятся жидкостью.

Всплывание пузырьков газа из нефти в сепараторе в основном происходит за счет разницы в плотностях этих фаз и определяется формулой Стокса (VI.27).

Для гравитационных сепараторов необходимым условием эффективного отделения нефти от газа в секции сбора нефти является следующее соотношение: $v_n < v_r$, где v_n — скорость подъема уровня нефти в пределах секции сбора, м/с; v_r — скорость всплывания окклюдируемых пузырьков газа в нефти, м/с.

При этом соотношении пропускная способность по нефти для вертикальных и горизонтальных сепараторов будет определяться формулами:

1) для вертикальных сепараторов

$$v_n = \frac{Q_n}{86\,400S} \leq v_r = \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)g}{18\mu_n}, \quad (\text{VI.45})$$

или

$$Q_n \leq 86\,400S \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)g}{18\mu_n} \quad (\text{VI.46})$$

после подстановки в данную формулу значения $S = \pi D^2/4$ и замены g получим

$$Q_n < 36\,650D^2 \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)}{\mu_n}. \quad (\text{VI.47})$$

2) для горизонтальных сепараторов

$$Q_n < 47\,000S \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)}{\mu_n}, \quad (\text{VI.48})$$

где S — площадь зеркала нефти, являющаяся функцией уровня нефти в сепараторе, м^2 ; μ_n — динамическая вязкость нефти, $\text{кг}/\text{м}\cdot\text{с}$; d — диаметр окклюдированных пузырьков газа, м ; ρ_n и ρ_r — плотность нефти и газа в условиях сепаратора, $\text{кг}/\text{м}^3$.

В сепараторах, имеющих развитые поверхности, по которым тонким слоем движется газированная нефть (см. рис. 52 и 55), эффективность сепарации увеличивается, а для нефтей с малой вязкостью унос пузырьков газа может быть равен нулю.

Для расчета пропускной способности горизонтальных сепараторов по нефти (без специально установленных плоскостей, увеличивающих эффективность сепарации) необходимо знать площадь зеркала нефти S , пределы изменения которой поддерживаются регулятором уровня жидкости. Кроме того, необходимо знать истинную скорость подъема уровня нефти v_y , которая подобно площади зеркала S может изменяться в широких пределах.

Закон изменения параметров S и v_y , а также площади сегмента сепаратора f , определяющего уровень жидкости в сепараторе, приведен на рис. 59.

Однако при расчете горизонтальных сепараторов важно знать также средневзвешенную скорость подъема уровня жидкости v_y , которая не должна превышать скорости подъема пузырьков газа допустимых размеров (1—2 мм)¹, чтобы избежать уноса их с нефтью за пределы аппарата.

Средневзвешенная скорость подъема уровня зеркала жидкости в горизонтальном сепараторе определяется из выражения (см. рис. 59).

$$\bar{v}_y = \frac{1}{b-a} \int_a^b v_y dy.$$

¹ Размер пузырьков газа влияет на точность измерения дебитов нефти в «Спутниках-А» и «Б». Поэтому необходимо стремиться к тому, чтобы размер пузырьков был минимальным.

где a и b — пределы интегрирования, определяемые допустимым изменением высоты зеркала жидкости в сепараторе (см. рис. 59).

Взяв начало координат в центре поперечного сечения сепаратора (точка O), последнее выражение можем записать в следующем виде (см. рис. 59):

$$\bar{v}_y = \frac{1}{b-a} \int_{-a}^b v_y dy. \quad (VI.40)$$

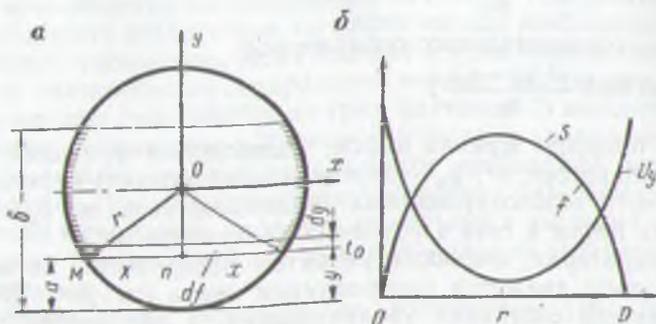


Рис. 59. Расчетная схема гравитационных сепараторов:

a — схема расчета горизонтального гравитационного сепаратора; b — изменение истинной скорости подъема уровня жидкости v_y , площади зеркала жидкости S и площади сегмента f в горизонтальном сепараторе

В подынтегральном выражении стоит значение истинной скорости подъема уровня жидкости v_y , которая находится следующим образом.

Положим, что в сепаратор поступает постоянное количество нефти q (m^3/c), которая при каком-то времени t_0 занимает уровень a . За время dt уровень в сепараторе увеличивается на величину dy . Тогда согласно приведенной на рис. 60, a схеме можно записать равенство

$$q dt = 2x(y) l dy, \quad (VI.49a)$$

где l — длина сепаратора.

Разделив обе части уравнения (VI.49, a) на dt , получим

$$q = 2x(y) l \frac{dy}{dt} = 2x(y) l v_y.$$

откуда

$$v_y = \frac{q}{2x(y) l}. \quad (VI.50)$$

Подставляя в подынтегральное выражение (VI.49) вместо истинной скорости v_y ее значение из (VI.50), получим

$$\bar{v}_y = \frac{q}{2l(b-a)} \int_{-a}^b \frac{dy}{x(y)}, \quad (\text{VI.51})$$

но так как

$$x^2 + y^2 = r^2,$$

откуда

$$x = \sqrt{r^2 - y^2},$$

то выражение (VI.51) записывается в виде

$$\bar{v}_y = \frac{q}{2l(b-a)} \int_{-a}^b \frac{dy}{\sqrt{r^2 - y^2}} = \frac{q}{2l(b-a)} \left[\arcsin \frac{y}{r} \right]_{-a}^b. \quad (\text{VI.52})$$

Подставляя известные величины (b , a) в данное уравнение, можно определить средневзвешенную скорость подъема уровня жидкости, которая, как говорилось выше, не должна превышать скорости всплывания пузырьков газа.

Теперь определим положение уровня в сепараторе, для чего выделим двумя горизонтальными линиями, находящимися на расстоянии dy , элементарную полоску площадью df и начало отсчета совместим с нижней образующей сепаратора. Тогда

$$df = 2x dy. \quad (\text{VI.53})$$

Из прямоугольного треугольника OMn имеем

$$x^2 + (r - y)^2 = r^2,$$

откуда

$$x = \sqrt{2ry - y^2}.$$

Подставляя последнее выражение в (VI.53), получим

$$df = 2\sqrt{2ry - y^2} dy.$$

Площадь полного сегмента найдем, взяв интеграл от последнего выражения:

$$f = 2 \int_0^{y=r} \sqrt{2ry - y^2} dy = 2 \int_0^{y=2r} \sqrt{r^2 - (y-r)^2} dy. \quad (\text{VI.53a})$$

Это табличный интеграл, который равен

$$\frac{y-r}{2} \sqrt{r^2 - (y-r)^2} + \frac{r^2}{2} \arcsin \frac{y-r}{r}.$$

Подставляя последнее выражение в (VI.53a), получим

$$f = 2 \left[\frac{y-r}{2} \sqrt{r^2 - (y-r)^2} + \frac{r^2}{2} \arcsin \frac{y-r}{r} \right]_0^{2r}. \quad (\text{VI.54})$$

Подстановка пределов интегрирования дает площадь круга, т. е. $s_0 = \pi r^2$.

Площадь зеркала жидкости S в сепараторе определяется умножением длины хорды сегмента ($2x$) на длину сепаратора l .

Разделив обе части выражения (VI.54) на площадь поперечного сечения сепаратора $s_0 = \pi r^2$ и обозначив отношение площади сегмента f и s_0 через n , получим

$$n = \frac{f}{s_0} = \frac{f}{\pi r^2} = \frac{1}{\pi} \left[\left(\frac{y}{r} - r \right) \sqrt{1 - \left(\frac{y}{r} - 1 \right)^2} + \arcsin \left(\frac{y}{r} - 1 \right) \right]. \quad (\text{VI.55})$$

При неполном заполнении сепаратора объем нефти в нем зависит от высоты уровня y . Чтобы найти этот объем, вычисляют отношение $y/2r$. По табл. 4, составленной согласно формуле (VI.55), определяют коэффициент n , зависящий от отношения $y/2r$. Этот коэффициент характеризует также отношение объема V , соответствующего уровню y , к объему всего сепаратора V_0 , поэтому $V = V_0 n$.

ТАБЛИЦА 4

$y/2r$	n	$y/2r$	n	$y/2r$	n
0,01	0,0017	0,06	0,0245	0,20	0,1524
0,02	0,0048	0,07	0,0308	0,30	0,2523
0,03	0,0087	0,08	0,0375	0,40	0,3735
0,04	0,0134	0,09	0,0446	0,50	0,5000
0,05	0,0187	0,10	0,0520	0,60	0,6265

Время наполнения горизонтального сепаратора определяют по формуле

$$lf = q\tau, \quad (\text{VI.55a})$$

откуда

$$\tau = \frac{lf}{q} = \frac{l}{q} \left[y - r \sqrt{r^2 - (y - r)^2} - r^2 \arcsin \frac{y - r}{r} \right] \frac{2r}{r}. \quad (\text{VI.56})$$

При расчете пропускной способности по жидкости горизонтального сепаратора приходится определять число Рейнольдса по формуле

$$Re = \frac{v d_3}{\nu}, \quad (\text{VI.57})$$

где d_3 — эквивалентный диаметр, определяемый через гидравлический радиус R_r :

$$d_3 = 4R_r = \frac{4S}{\Pi}, \quad (\text{VI.58})$$

где S — площадь зеркала жидкости в сепараторе, m^2 ; Π — смоченный периметр, m , определяемый из формулы (VI.53а).

Скорость «витания» частиц жидкости в газовом потоке сепараторов, определяемая по формуле (VI.41), или всплывание пузырька газа и нефти, имеет неустановившийся характер. Дифференциальное уравнение неустановившегося одномерного движения капли (пузырька) в сопротивляющейся среде (газе, нефти) при малых значениях Re имеет вид:

$$m \frac{dv}{dt} = F(t) - \frac{2}{3} \pi r^3 \frac{dv}{dt} - 6\pi \nu r v - 6r^2 \sqrt{\pi \nu r} - \int_0^t \frac{dv}{dt} \frac{dx}{\sqrt{t-x}}. \quad (VI.59)$$

Первый член в правой части уравнения представляет собой действующую на частицу внешнюю силу, зависящую от времени. Третий член выражает сопротивление среды движению частицы, а второй и четвертый — ту часть сопротивления, которая связана с затратой энергии частицы на приведение в движение самой среды. При этом влияние второго члена сводится к кажущемуся увеличению массы частицы на половину массы вытесненной ею среды. Интегральный член незначительно уменьшает ускорение частиц и является функцией соотношения плотностей частиц и среды.

При решении уравнения (VI.59) вторым и последним членами, как правило, пренебрегают и представляют его в таком виде:

$$\frac{dy}{dt} + \frac{v}{\tau} - g = 0,$$

где $\tau = \frac{m}{6\pi \nu r}$ — время релаксации частицы, т. е. то время, за которое частица приобретает постоянную скорость оседания в сопротивляющейся среде под действием силы тяжести.

В уравнении (VI.59) обозначены:

v — скорость частицы; ρ — плотность дисперсионной среды; r — радиус частицы дисперсной фазы; ν — кинематическая вязкость дисперсионной среды; x — путь, пройденный частицей дисперсной фазы под действием внешней силы F .

Расчет гидроциклонных сепараторов

В гидроциклонном сепараторе (см. рис. 54) обычно рассчитываются сепарационная емкость и гидроциклонная головка.

В основу расчета сепарационной емкости положена формула (VI.42), в которой скорость «витания» частиц $v_{\text{в}}$ определяется так:

1) для сепараторов без каплеуловительных насадок по формулам (VI.27), (VI.29) или (VI.30);

2) для сепараторов с каплеуловительными насадками и установившегося режима

$$V = 86 \cdot 400 c_{\text{н}} S \varphi \frac{\rho}{\rho_0} \frac{T_0}{T} \frac{1}{z}.$$

В данной формуле v_n является критической скоростью набегания газа на каплеуловительную насадку и определяется так:

$$v_{кр} = \frac{0,6 \sqrt{g^2 \sigma (\rho_n - \rho_r)}}{\sqrt{\rho_r}},$$

где σ — поверхностное натяжение системы нефть—газ, Н/м; ρ_n и ρ_r — плотность нефти и газа соответственно, кг/м³; φ — живое сечение каплеуловительной насадки, м²/м² (обычно колеблется от 0,75 до 0,8); g — ускорение свободного падения, м²/с².

В качестве каплеуловительных насадок чаще всего применяются жалюзи, схема которых приведена на рис. 52.

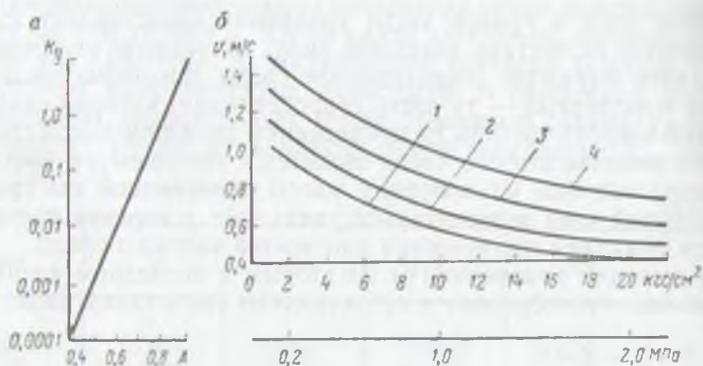


Рис. 60. К расчету жалюзийных насадок:

a — зависимость коэффициента уноса капельной жидкости k_y от параметра A ; *б* — зависимость скорости потока газа в жалюзи от давления при различных коэффициентах уноса k_y : 1 — 0,001; 2 — 0,01; 3 — 0,1; 4 — 1,0

Расчет жалюзийных насадок сводится обычно к определению скорости (см. рис. 57, 2 и 3) набегания потока газа на жалюзи, при которой происходит еще интенсивное прилипание капелек жидкости к пластинам. При этом скорость набегания потока не должна превышать определенного предела, выше которого образующаяся жидкостная пленка на пластинах вновь могла бы разрушаться и превращаться в капельки жидкости, уносимые потоком газа за пределы жалюзи (рис. 57, 6). Кризисное явление разрушения жидкостной пленки в жалюзи принято называть **в т о р и ч н ы м у н о с о м**.

Расчет жалюзийной насадки выполняется с помощью приведенного на рис. 60, *a* графика [16], на котором дана зависимость коэффициента уноса жидкости k_y от параметра A , характеризующего в основном физико-химические свойства нефтегазового потока.

$$k_y = \frac{q_{ж}}{q_{ж} + q_{г}}, \quad A = \frac{v_r \sqrt{\rho_r}}{\sqrt{g^2 \sigma (\rho_{ж} - \rho_r)}},$$

где q_r — массовый расход капельной жидкости, уносимой из сепаратора; $q_{ж}$ — массовый расход газа, отнесенный к условиям в сепараторе; g — ускорение свободного падения; v_r — скорость набегания газового потока на жалюзи, м/с; σ — поверхностное натяжение системы нефть—газ, Н/м; $\rho_{ж}$ и ρ_r — соответственно плотности жидкости и газа, кг/м³.

На рис. 60, б дан график зависимости скорости газового потока между пластинами жалюзи от давления для различных коэффициентов уноса капельной жидкости. Как видно из кривых рисунка, индукционная насадка при незначительных коэффициентах уноса ($A_v = 0,001$) может работать эффективно довольно при широких скоростях потока газа (0,4 ÷ 1,0 м/с) в зависимости от изменения давления в сепараторе.

6. СЕПАРАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ И РЕЖИМЫ ИХ РАБОТЫ

Сепарационные установки, особенно для больших месторождений, монтируют из нескольких однотипных сепараторов, рассчитанных на большую производительность и работающих параллельно.

Равномерное распределение продукции скважин по параллельно работающим сепараторам для эффективного отделения

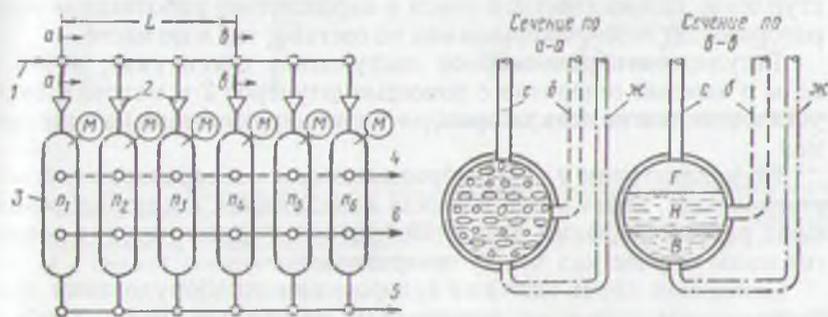


Рис. 61. Сепарационная установка с параллельно работающими сепараторами (старая):

1 — сборный коллектор; 2 — штуцеры; 3 — сепараторы; 4, 5 и 6 — соответственно коллектора сброса для воды, газа и нефти

нефти от газа и воды имеет большое научное и особенно практическое значение.

Между тем в промысловых условиях часто плохо работают сепарационные установки, что обусловлено в основном неравномерной загрузкой отдельных сепараторов как по газу, так и по жидкости.

На рис. 61 приведена схема сепарационной установки с параллельно работающими сепараторами, исключительно часто приме-

няемая в промысловых условиях¹. Работает эта схема следующим образом. Нефтегазовая смесь по сборному коллектору *I*, пройдя через штуцеры *2*, попадает в параллельно работающие сепараторы n_1, n_2, \dots, n_n , которые считаются равномерно загруженными как по газу, так и по жидкости. На самом деле этого не происходит, поскольку массовый расход в коллекторе *I* с постоянным диаметром от сепаратора к сепаратору меняется, а следовательно, изменяются (уменьшаются) и гидравлические сопротивления в подводящих трубопроводах. Механизм движения потока в сборном коллекторе *I* условно показан в двух сечениях *a—a* и *b—b*, находящихся на расстоянии *L* друг от друга. Если в сечении *a—a* сильно перемешанный (турбулизированный) поток, то в сечении *b—b*, за счет отбора жидкости в сепараторы и резкого снижения скоростей, поток — расслоенный (ламинарный). Поэтому в первый сепаратор n_1 будут поступать все три фазы (газ, нефть, и вода), а в следующие сепараторы — один газ, одна нефть, одна вода, или вода с нефтью — все зависит от того, как присоединены отводящие от коллектора *I* трубопроводы *с, б, ж*. Если к коллектору-распределителю присоединяются трубопроводы согласно рис. 61, *с*, тогда через штуцер *2* четвертого по ходу потока сепаратор в основном будет поступать газ, через штуцер шестого — нефть с водой или чистая вода. Если выполнить подсоединение трубопроводов к коллектору согласно схеме, приведенной на рис. 61, то все равно поступление газожидкостной смеси в параллельно работающие сепараторы будет неравномерным как по составу, так и по массе.

Регулировать равномерное поступление смеси газа, нефти и воды в каждый сепаратор с помощью штуцеров *2* и манометров *м*, установленных на сепараторах, — задача практически не выполнимая.

По коллекторам *4, 5* и *6* сбрасываются из сепараторов соответственно вода, нефть и газ, в точках подключения к которым возникают разные давления вследствие разных гидравлических сопротивлений на участках между сепараторами.

Описанная схема монтажа сепарационного оборудования приводит к значительному перерасходу контрольно-измерительных приборов, исполнительных механизмов, задвижек и т. д., а самое главное — она не может обеспечить равномерной загрузки по газу и жидкости всех параллельно работающих сепараторов².

Сепарационное оборудование работает на пульсирующем режиме, создаваемом благодаря неравномерному поступлению в сепараторы жидкости и газа.

Сепарационные установки (рис. 62, *а, б*) с параллельно работающими сепараторами для средней и высокой вязкости нефти имеют небольшие газовые факторы ($\sim 40 \text{ м}^3 \text{ т}$) и лишены отмеченных недостатков.

¹ Такую же схему монтажа применяют для герметизированных отстойников.

² Лутошкин Г. С. О рациональном монтаже сепарационных установок при высоких дебитах нефти, газа и воды. НХ, № 2, 1977.

На рисунках показаны распределения нефтегазовых смесей по сепараторам. Как видно из рисунков, распределение газожидкостных смесей по сепараторам происходит равномерно за счет равных гидравлических сопротивлений, возникающих в подводящих и отводящих трубопроводах.

Нефтегазовая смесь по наклонному сборному коллектору 1 поступает в сепараторы с предварительным отбором газа. Предварительно выделившийся газ поступает в каплеотбойник *к* с жалюзийными насадками и выходит по газопроводам *А*, а вязкая нефть

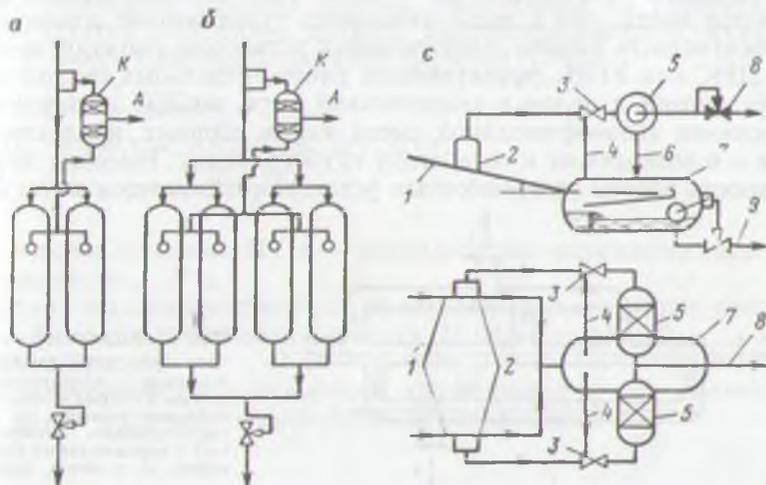


Рис. 62. Сепарационная установка с параллельно работающими сепараторами (новая):

а — для двух сепараторов со средней вязкостью нефти. *К* — каплеуловитель с жалюзийной насадкой; *А* — газопроводы; *б* — для четырех сепараторов с высокой вязкостью нефти; *с* — с одним сепаратором для маловязкой нефти. 1 — наклонный раздаточный коллектор; 2 — вилка для предварительного отбора газа; 3 — эжектор; 4 — газопровод; 5 — каплеуловитель с жалюзийной насадкой; 6 — дренажная линия; 7 — корпус сепаратора; 8 — сборный газопровод, 9 — нефтепровод

подается в сепараторы, где происходит ее окончательное разгазирование.

Дополнительно выделившийся из вязкой нефти в сепараторах газ подается также в каплеотбойник *к* с жалюзийной насадкой и также поступает в газопровод *А*, транспортирующий этот газ потребителю. Дегазированную нефть сбрасывают в общий коллектор через регулятор давления «до себя» или штуцер.

Схема сепарационной установки для маловязкой нефти с большим газовым фактором ($\sim 100 \text{ м}^3/\text{т}$) дана на рис. 62, *с*. Работает эта установка, как и предыдущая, однако в ней имеются некоторые особенности. Установка имеет: 1) меньшее число сепараторов в связи с низкой вязкостью нефти и быстрым ее разгазированием; 2) подсос дополнительного выделившегося в сепараторе газа с помощью эжектора 3 и газовой линии 4. Если число сборных

коллекторов будет четыре, то обвязку сепарационной установки проводят по схеме 62, с, а если таких коллекторов будет три и пять, то следует устанавливать регулирующие приспособления (задвижки), способствующие выравниванию поступления газожидкостной смеси по отдельным сепараторам.

§ 7. ВЛИЯНИЕ РАБОТЫ СБОРНОГО КОЛЛЕКТОРА НА ПРОЦЕСС СЕПАРАЦИИ

Сборные коллекторы, по которым одновременно транспортируются нефть, газ и вода, оказывают существенное влияние на эффективность работы сепарационных установок, смонтированных на ДНС или УПН. Эффективность работы отдельных сепараторов и установки в целом в значительной мере зависит от характера движения газонефтеводяной смеси как в сборных коллекторах, так и в подводящих к сепаратору трубопроводах. Высокая эффективность работы сепарационных установок достигается в том слу-

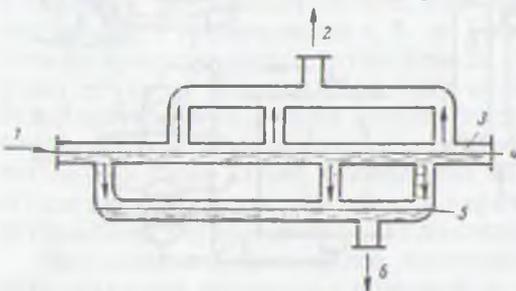


Рис. 63. Коллектор—гаситель пульсаций давления: 1 — ввод пульсирующего потока; 2 — выход газа; 3 — буферная емкость; 4, 5 — соответственно минимальный и максимальный уровни нефти; 6 — выход нефти

чае, когда в подводящих сборных коллекторах (см. рис. 62, с, 1) структура потока — расслоенная, пузырьковая или кольцевая, при которых отсутствует пульсация давления, и сепарационные установки смонтированы по схеме, приведенной на рис. 62, с.

Сепарационные установки обычно работают плохо, если они смонтированы по схеме, приведенной на рис. 61, или если в подводящих сборных коллекторах (см. рис. 62, с) структура потока пробковая или пробково-диспергированная.

В связи с изменением режима работы отдельных скважин, подключаемых к сборным коллекторам, практически бывает трудно получить структуру потока, лишенную пульсаций давления, перед сепарационной установкой.

Поэтому в настоящее время на многих месторождениях (и особенно на крупных) в конце сборного коллектора рекомендуется применять специальные аппараты — гасители пульсаций давления. Одна из таких конструкций аппарата, сглаживающих пульсации давления в сепарационных установках и установках подготовки нефти, приведена на рис. 63, разработана в Грозненском нефтяном институте [1]. Аппарат очень прост по конструкции и работает следующим образом. Пульсирующий нефтегазовый поток

зводится в коллектор-гаситель с левой стороны. В коллекторе-гасителе пульсаций давления имеется по три отвода как для жидкости, так и для газа. По мере движения пульсирующего потока жидкость по отводам перетекает в нижнюю часть, а газ устремляется в верхнюю. Благодаря тому, что газ и жидкость в коллекторе пульсации перетекают по патрубкам в виде струй, происходит как бы демпфирование потока, т. е. сглаживание пульсации давления.

На основании опытных данных, полученных на промыслах, рекомендуется определять диаметр коллектора-гасителя пульсаций по следующей приближенной формуле [1]:

$$D \geq 0,01 \sqrt[2,5]{Q_{ж} k_y},$$

где $Q_{ж}$ — расход жидкости, м³/сутки;

$$k_y = 1 + 2 \cdot 10^{-4} \left(\frac{pD}{\sigma} \right)^{0,5},$$

p — рабочее давление, Па, σ — поверхностное натяжение системы газ-жидкость, Н/м.

Длину коллектора-гасителя пульсации рекомендуется принимать: 20 м для производительности 10 000 т/сут и 50 м — для 20 000 т/сут.

Коллектор-гаситель пульсаций, кроме своего прямого назначения, может являться первой ступенью сепарации.

ОБРАЗОВАНИЕ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ, КЛАССИФИКАЦИЯ ИХ И ФИЗИКО- ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА

Образованию (эмульгированию) и разрушению нефтяных эмульсий, как и вопросам сепарации нефти и газа, посвящено в технической литературе большое число работ. Среди этих работ заслуживают упоминания некоторые учебники и монографии Ребиндера П. А. и сотр.¹, Воюцкого С. С. [12], Левченко Н. Д. и сотр. [18], Логинова В. И. [5], Тронева В. П. [7], Андриасова и сотр. [11], Медведева В. Ф. [19], Аванисяна В. Г. и др., из зарубежных работ².

§ 1. НЕФТЯНЫЕ ЭМУЛЬСИИ И УСЛОВИЯ ИХ ОБРАЗОВАНИЯ ПРИ ДОБЫЧЕ И ТРАНСПОРТИРОВАНИИ НЕФТИ НА ПРОМЫСЛАХ

Эмульсией в широком понимании обычно называют дисперсную систему, состоящую из двух взаимнонерастворимых или малорастворимых жидкостей, одна из которых распределена в другой в виде капель диаметром около 0,1 мкм.

Ребиндер П. А. и сотр. к эмульсиям относят также жидкости с равномерно распределенными в них свободными пузырьками газа.

Под нефтяными эмульсиями будем понимать мелкодисперсную механическую смесь нефти и воды, образование которых может происходить в призабойной зоне скважины, в стволе скважины и в поверхностном оборудовании.

Образование и стойкость нефтяных эмульсий в основном определяются скоростью движения нефтеводяной смеси, относительной величиной содержания фаз, физико-химическими свойствами этих фаз и температурным режимом.

Эмульгирование нефти вначале происходит на границе раздела фаз, и с ростом скорости потока объем эмульсии увеличивается. Нестойкие нефтяные эмульсии образуются со слабощелочными водами, т. е. с водами, у которых водородный показатель $pH = 8$ и в нефти не содержится асфальтенов, смол и других стабилизаторов эмульсии. При остановке движения такие эмульсии быстро расслаиваются на нефть и воду.

¹ Современные представления об устойчивости, образовании и разрушении эмульсий и методы их исследования. Вступительная статья в книге В. Клейтона «Эмульсия». М., Изд-во иностранной литературы, 1950.

² Becher P. Emulsions: Theory and Practice. New-York, 1965.

Образование эмульсий происходит не в пластовых условиях, а в призабойной зоне или в скважине, причем интенсивность образования их в глубиннонасосных, компрессорных и фонтанных скважинах неодинакова.

При добыче нефти глубинными насосами основными факторами, способствующими эмульгированию нефти, являются: число ходов в минуту и длина хода плунжера, размеры приемных и выкидных цилиндров, наличие газа в насосе, глубина погружения насоса, эффективность работы насоса.

В фонтанных скважинах, дающих вместе с нефтью воду, происходит сильное перемешивание жидкости вследствие снижения давления и интенсивного выделения газа из нефти. Поэтому в фонтанных скважинах часто образуются стойкие эмульсии.

Причины появления эмульсий в компрессорных скважинах те же, что и в фонтанных скважинах, однако эмульсии, образующиеся при применении газлифта и особенно эрлифта, обладают крайне высокой стойкостью, что объясняется окислением нафтеновых кислот, которые являются эффективными эмульгаторами.

На эмульгирование нефти существенное влияние оказывает парафин, который отлагается на стенках трубопроводов, уменьшает сечения их, в результате чего возрастают скорости потока, усиливающие диспергирование воды в нефти. Однако при дроблении крупных капель воды на более мелкие в процессе образования эмульсий существенную роль играет не суммарная поверхность капель, а удельная поверхность их $S_{уд}$, определяемая из выражения

$$S_{уд} = \frac{S}{V} = \frac{\sum \text{поверхность капель воды}}{\sum \text{объем этих капель}} = \frac{\pi d^2}{\frac{\pi d^3}{6}} = \frac{6}{d} = \frac{3}{r} \quad (\text{VII.1})$$

и представленная кривой на рис. 64, а, где d и r — диаметр и радиус капль воды (нефти).

Таким образом, увеличение удельной поверхности капель сопровождается затратой определенной силы, которая концентрируется на поверхности раздела фаз в виде свободной поверхностной энергии. Свободная поверхностная энергия единицы площади на границе жидкость—жидкость называется поверхностным, или межфазным, натяжением, которое может измеряться или в единицах энергии на единицу площади (эрг/см²), или в единицах силы на единицу длины (Н/м).

Покажем образование новой поверхности для изотермического процесса. Пусть имеется капля воды с поверхностью S (рис. 64, б). Работа образования новой поверхности (A) будет равна σdS и должна затрачиваться в плоскости $I-I$, касательной к поверхности, т. е.

$$A = \sigma ds.$$

Если поверхность $S = 1 \text{ см}^2$, то $A = \sigma$. Следовательно, A — это изотермическая и обратимая работа, необходимая для создания 1 см^2 новой поверхности раздела.

Следовательно, работу A , затрачиваемую на образование новой поверхности ds , можно рассматривать как направленную против силы f , действующей в плоскости $I'I'$ в сторону сокращения поверхности. Если при таком рассмотрении линия периметра, ограничивающего поверхность s длиной l , переместится на расстояние dx , то работа, направленная против силы fl , будет равна $fl \, dx$ (f — сила, приходящаяся на единицу длины). Из сравнения двух выражений работы видно, что

$$\sigma \, ds = fl \, dx, \quad (\text{VII 4})$$

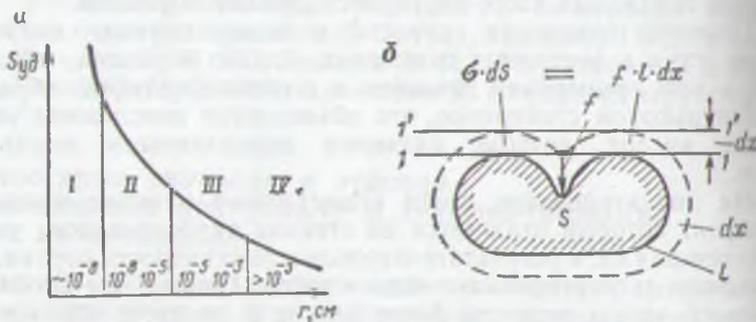


Рис. 64. Дисперсность эмульсий:

a — зависимость удельной поверхности дисперсной фазы от размера капель. I, II, III, IV системы соответственно молекулярно-дисперсные, коллоидные, микрогетерогенные и грубодисперсные (эмульсии);
b — характер образования новой поверхности S в эмульсии под действием силы f

т. е. свободная энергия единицы поверхности численно равна тангенциальной силе в дин, приходящейся на 1 см длины контура, ограничивающего поверхность раздела. Очевидно, что оба способа выражения должны быть эквивалентны в отношении размерности. Энергия единицы поверхности выражается в эрг/см², т. е. дин·см/см·см. Сокращая, находим: дин/см или Дж/м² = Н·м/м² = Н/м, т. е. размерность силы на единицу длины.

При любом способе выражения величина σ определяется работой, произведенной против силы молекулярного взаимодействия. Поэтому жидкости с более интенсивным полем молекулярных сил, т. е. более полярные, характеризуются высокими значениями σ . Так, для сильно полярной жидкости — воды $\sigma = 72,5 \text{ эрг/см}^2$ ($72,5 \cdot 10^{-3} \text{ Дж/м}^2$ или Н/м) при 20°C , для слабо полярного гексана $\sigma = 18,4 \text{ эрг/см}^2$ или $18,4 \cdot 10^{-3} \text{ Дж/м}^2$.

Установлено, что на границе двух жидкостей величина поверхностного натяжения всегда меньше, чем наибольшее из поверхностных натяжений этих жидкостей на границе с воздухом; поверхностное натяжение уменьшается с ростом температуры вследствие

ослабления сил молекулярного притяжения, обусловленного увеличением среднего расстояния между молекулами.

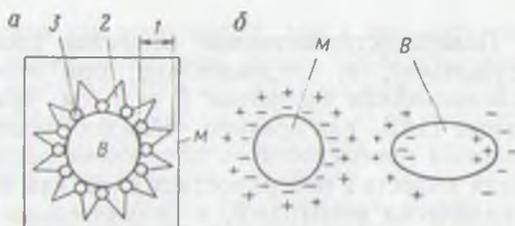
Известно также, что чем больше взаиморастворимы жидкости, тем меньше поверхностное натяжение.

РОЛЬ ЕСТЕСТВЕННЫХ ЭМУЛЬГАТОРОВ, ПОВЕРХНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ (ПАВ) В ОБРАЗОВАНИИ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Вещества, понижающие поверхностное натяжение системы жидкость—жидкость или жидкость—газ, называются поверхностно-активными. Они адсорбируются поверхностным слоем, т. е. концентрируются в поверхностном слое в большей концентрации, чем в основном объеме раствора (например, капельке воды или капельке нефти, рис. 65, а). Понижение поверхностного натяжения растворов обусловлено тем, что притяжение растворенных молекул

рис. 65. «Старение» нефтяной эмульсии (а) и происхождение двойного электрического заряда (б).

а — схема «старения» и образования «бронии» нефтяной эмульсии; 1 — толщина «бронии»; 2, 3 — эмульгирующие вещества (естественные ПАВ); В и М — соответственно капля воды и нефти; б — схема строения ионного слоя неполярной (М) и полярной (В) фазы эмульсии



поверхностно-активного вещества к молекулам растворителя меньше, чем взаимное притяжение самих молекул растворителя. При таком соотношении молекулярных сил молекулы растворенного вещества (т. е. ПАВ) выталкиваются из объема на поверхность раздела (капли), т. е. происходит адсорбция, что вызывает понижение свободной поверхностной энергии или поверхностного натяжения. С увеличением концентрации ПАВ в растворе адсорбционный слой уплотняется, что сопровождается понижением поверхностного натяжения.

В нефти и в пластовой воде, поднимаемых на поверхность, всегда содержатся растворенные вещества, которые способствуют образованию и стойкости нефтяных эмульсий. Вещества, содержащиеся в нефти (асфальтены, нафтены, смолы, парафин) и пластовой воде (соли, кислоты) и оказывающие существенное влияние на образование и стойкость эмульсий, называются эмульгаторами (естественными ПАВ).

Естественные эмульгаторы (ПАВ) могут быть как ионогенные, т. е. диссоциированные в водных растворах на ионы, несущие электрические заряды (рис. 65, б), и неионогенные — не диссоциированные в водных растворах на ионы.

В нефтях могут содержаться также кислород, в виде нафтеновых и жирных кислот, эфиров; сера в виде асфальтосмолистых веществ и азот. Молекулы этих

соединений обладают значительной полярностью и способны концентрироваться на поверхностях раздела вода—нефть.

Наибольшее влияние на поверхностные свойства эмульсий оказывают нафтеновые кислоты и асфальтосмолистые вещества.

Натриевые соли нафтеновых кислот плохо растворимы в нефтях, но хорошо растворимы в воде, обладают большой поверхностной активностью и существенно снижают поверхностное натяжение воды на границе с нефтью.

К группе асфальтосмолистых веществ нефти относятся асфальтены, которые нерастворимы в воде, но хорошо растворимы в нефтях, содержат ароматику (бензол, толуол) и смолы.

Асфальтены высокомолекулярны, молекулярная масса их достигает нескольких тысяч единиц.

Щелочная вода легко образует эмульсии с нефтью, содержащей нафтеновые кислоты. Однако адсорбционный слой, образуемый нафтеновыми кислотами, непрочен, и вследствие этого образующиеся эмульсии агрегативно неустойчивы.

При образовании эмульсий в нефтях, содержащих асфальтены, на поверхности капелек воды (см. рис. 66, а) возникает прочный адсорбционный слой, придающий этим эмульсиям высокую степень агрегативной устойчивости. Таким образом, наличие асфальтенов в нефтях является показателем крайне высокой устойчивости их эмульсий.

Поверхностно-активные вещества способны адсорбироваться (сгущаться), и, следовательно, при этом должна происходить положительная адсорбция $\Gamma > 0$ (см. уравнение VIII.1). Естественные ПАВ, как правило, обладают поверхностным натяжением, меньшим поверхностного натяжения растворителя (иначе накопления веществ в поверхностном слое, как принято говорить, термодинамически невыгодно), и сравнительно малой растворимостью. В результате накопления на поверхности раствора молекул этих веществ, слабо взаимодействующих друг с другом, межмолекулярное взаимодействие в поверхностном слое уменьшается и поверхностное натяжение понижается [12, 18].

Кроме того, имеются вещества, которые, наоборот, не понижают, а повышают поверхностное натяжение, и поэтому они называются *нактивными* веществами. Эти вещества с поверхности жидкости переходят в объем, в результате чего происходит отрицательная адсорбция, т. е. $\Gamma < 0$. Поверхностно-инактивные вещества обладают большими, чем у растворителя, растворимостью и поверхностным натяжением (иначе они самопроизвольно накапливались бы в поверхностном слое).

К поверхностно-инактивным веществам относятся в основном кислоты и соли.

Характерной особенностью строения молекул большинства ПАВ является их *дифильность*, т. е. строение молекулы, состоящей из двух частей — полярной группы и неполярного углеводородного радикала.

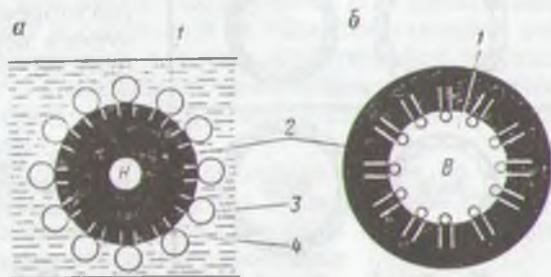
Полярная группа ПАВ, обладающая значительным дипольным моментом, имеет большое сродство с водой (рис. 66, а). Гидрофобный углеводородный радикал, наоборот, имеет большое сродство с углеводородными жидкостями, и в частности с нефтью (см. рис. 66, б).

Устойчивость эмульсий типа В/М, стабилизированных непоионными ПАВ, объясняется, согласно рис. 67, следующим образом.

Дифильные молекулы эмульгатора на этом рисунке ориентированы на межфазной границе так, что углеводородные участки направлены в дисперсионную среду, а полярные гидратированные группы в воду — дисперсную фазу.

Рис. 66. Образование эмульсии прямого (первого) типа (а) и обратного (второго) типа (б):

1 — водная фаза; 2 — нефтяная фаза; 3 — полярная часть молекул; 4 — неполярная часть молекул



Эмульгирующее действие как ионогенных, так и неионогенных естественных ПАВ тем эффективнее, чем лучше сбалансированы полярные и неполярные части молекул эмульгатора между обеими фазами эмульсии. Это означает, что дифильная молекула хорошего эмульгатора обладает сродством как с полярными, так и с неполярными средами. Только при этом условии молекулы эмульгатора не будут растворяться преимущественно в какой-нибудь одной из фаз и будут находиться на межфазной поверхности. Так, эмульгаторы, в молекуле которых действие полярной части преобладает

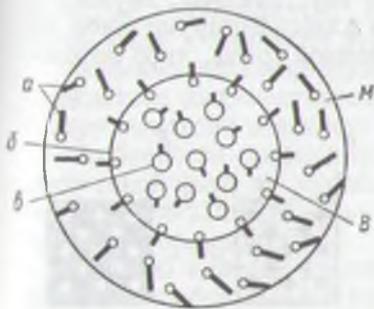


Рис. 67. Поведение различно сбалансированных дифильных молекул эмульгатора:

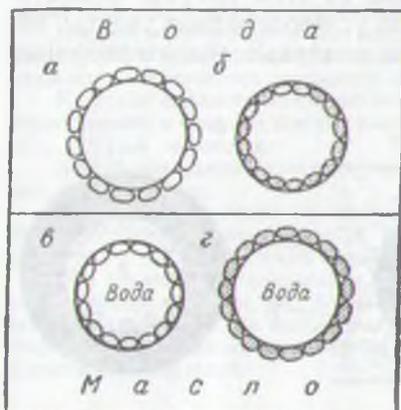
а — молекулы с преобладанием неполярной части; б — хорошо сбалансированные молекулы; в — молекулы с преобладанием полярной части

над неполярной и которые лучше растворяются в воде, образуют эмульсии первого рода (см. рис. 66, а), и наоборот — эмульгаторы, у которых действие неполярной группы молекулы преобладает над полярной, способствуют образованию эмульсии второго рода (см. рис. 66, б).

В добываемой нефти и воде могут содержаться также твердые вещества (мелкодисперсные глина, гипс, гидрат окиси железа $Fe(OH)_3$, песок, кварц и т. д.), способные смачиваться как полярной (водой), так и неполярной (нефтью) жидкостями.

Отсюда следует, что если твердый эмульгатор лучше смачивается водой, то со стороны водной фазы образуется «броня». При этом получается весьма устойчивая эмульсия типа М В

(рис. 68, а). Если же твердый эмульгатор лучше смачивается неполярным углеводородом (нефтью), то образуется эмульсия типа В/М (рис. 68, г).



Если частицы твердого эмульгатора находятся у межфазной поверхности с внутренней стороны капелек, то образуются неустойчивые эмульсии (рис. 68, б, в) [12].

Рис. 68. Расположение частиц твердого эмульгатора на межфазной поверхности при образовании капелек эмульсии:

а, в — гидрофильный эмульгатор; б, г — гидрофобный эмульгатор

§ 3. КЛАССИФИКАЦИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ ПО ТИПАМ И ДИСПЕРСНОСТИ

В эмульсиях вообще и в нефтяных в частности принято различать две фазы — внутреннюю и внешнюю.

Лиофобные¹, т. е. термодинамически неустойчивые, эмульсии, к которым относятся нефтяные, обычно классифицируют либо по полярности дисперсной фазы и дисперсионной среды, либо по концентрации дисперсной фазы в системе.

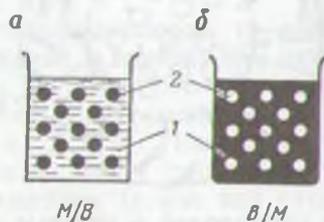


Рис. 69. Нефтяные эмульсии:

а — нефтесодинные (первого рода, прямые) М/В; б — водонефтяные (второго рода, обратные) — В/М; 1 — дисперсионная среда (сплошная, внешняя); 2 — дисперсная фаза (разобшенная, внутренняя)

Согласно первой классификации, различают эмульсии: неполярной жидкости (нефти) в полярной воде (см. рис. 69, а) — эмульсии первого рода, или прямые (М/В), а эмульсии полярной жидкости в неполярной (рис. 69, б) — эмульсии второго рода, или обратные (В/М).

Жидкость, в которой содержатся мелкие капельки другой жидкости, называют дисперсионной средой (внешней, неразрывной, сплошной) (см. рис. 69, 1),

¹ Лиофильные эмульсии термодинамически устойчивые, самопроизвольно образующиеся, которые в промышленных условиях не встречаются.

и капельки жидкости, размещенные в дисперсионной среде, — дисперсной фазой (внутренней, разобщенной) (см. рис. 69, 2).

Тип эмульсии легко установить определением свойств ее дисперсионной среды.

В эмульсиях М/В внешней фазой является вода, и поэтому они смешиваются с водой в любых отношениях и обладают высокой электропроводностью, в то время как эмульсии В М смешиваются только с углеводородной жидкостью и не обладают заметной электропроводностью. Установлено, что тип образующейся эмульсии в основном зависит от соотношения объемов нефти и воды; дисперсионной средой (внешней) обычно стремится стать та жидкость, объем которой больше.

Часто нефтяные эмульсии классифицируют также по концентрации дисперсной фазы (см. рис. 69, 2) в дисперсионной среде (1), и в связи с этим они подразделяются на три типа: на разбавленные, концентрированные и высококонцентрированные.

К разбавленным эмульсиям относят системы жидкость—жидкость, содержащие до 0,2. объем. % дисперсной фазы; к концентрированным эмульсиям — с содержанием дисперсной фазы до 74 объем. %; к высококонцентрированным — с содержанием дисперсной фазы свыше, чем 74 объем. %.

Особенности разбавленных эмульсий: 1) незначительный диаметр капелек дисперсной фазы (10^{-5} см); 2) на капельках этих эмульсий имеются электрические заряды; 3) капельки, как правило, не сталкиваются, так как вероятность их столкновения очень мала и эмульсии эти весьма стойкие.

Особенности концентрированных эмульсий: 1) капельки могут осаждаться (седиментировать); 2) в зависимости от свойств эмульгатора эмульсии эти могут быть весьма устойчивыми.

Особенности высококонцентрированных эмульсий: 1) капельки дисперсной фазы не способны к седиментации; 2) вследствие большой концентрации капельки дисперсной фазы в процессе движения могут деформироваться.

Размеры капелек дисперсной фазы в эмульсиях могут быть самыми разнообразными и колебаться в пределах от 0,1 до 100 мкм (от 10^{-5} до 10^{-2} см).

Дисперсные системы, состоящие из капелек одного и того же диаметра, называются монодисперсными, а дисперсные системы, состоящие из капель различного диаметра, — полидисперсными. Нефтяные эмульсии относятся, как правило, к полидисперсным системам, т. е. к системам, содержащим частицы самых разных размеров. Если капельки дисперсной фазы не видны в микроскоп, то такие системы называются ультрамикрогетерогенными, если же видны — микрогетерогенными. Нефтяные эмульсии относятся к микрогетерогенным системам, а коллоидные растворы — к ультрамикрогетерогенным.

§ 4. ОСНОВНЫЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Основные физико-химические свойства нефтяных эмульсий следующие: 1) дисперсность; 2) вязкость; 3) плотность; 4) электрические свойства; 5) устойчивость (стабильность).

1. *Дисперсность эмульсии.* Дисперсность эмульсии — это степень раздробленности дисперсной фазы (см. рис. 69) в дисперсионной среде.

Дисперсность, определяющая свойства эмульсии, характеризуется тремя величинами: 1) диаметром капелек d ; 2) обратной величиной диаметра капельки $D = 1/d$, называемой обычно дисперсностью; 3) удельной межфазной поверхностью, т. е. отношением суммарной поверхности капелек к общему их объему. Все эти величины взаимосвязаны и выражаются общей формулой (VII.1) $S_{уд} = 6'd = 3/r$.

Из формулы (VII.1) видно, что удельная поверхность обратно пропорциональна размерам частиц и чем меньше эти частицы, тем больше удельная поверхность.

Кривая $S_{уд} = f(r)$ (см. рис. 64, а) имеет вид гиперболы, левая часть ее характеризует коллоидные растворы, а правая часть — эмульсии или грубодисперсные системы.

Дисперсность эмульсий можно определять различными методами [12]. Наиболее простой и надежный — седиментационный метод¹, основанный на зависимости скорости оседания частиц от их величины. Седиментационный метод определения дисперсности эмульсий использует формулы Стокса (VI.27).

Основными параметрами, определяющими степень дисперсности эмульсии или размер капелек воды в нефти, являются скорость потока, величина поверхностного натяжения на границе раздела фаз, а также частота и амплитуда пульсаций (масштаб пульсаций). Критические размеры капель, которые могут существовать в потоке при данном термодинамическом режиме, определяются большим числом факторов и в первом приближении описываются следующим уравнением Колмогорова А. Н.:

$$d_{кр} = 4,82 \sqrt[5]{\frac{L^3 \sigma^2}{\rho^2 k \rho}}, \quad (\text{VII.3})$$

где σ — поверхностное натяжение системы нефть—газ; k — коэффициент, учитывающий вязкость воды и нефти; ρ — плотность дисперсионной среды (внешней); L — масштаб пульсаций; v — скорость потока.

Исключительно быстро растет степень дисперсности эмульсии после штуцера, который устанавливают обычно перед сепаратором.

2. *Вязкость эмульсий.* При течении водонефтяных эмульсий в турбулентном режиме принято различать и учитывать две вяз-

¹ Фигуровский Н. А. Седиментометрический анализ. М., Изд. АН СССР, 1948.

ности: 1) вязкость, обусловленную пульсациями давления дисперсионной среды (нефти) и дисперсной фазы (воды); 2) динамическую вязкость.

Динамическая вязкость нефтяных эмульсий неаддитивное свойство, т. е.

$$\mu_3 = \mu_n + \mu_w, \quad (VII.4)$$

где μ_n и μ_w — абсолютные вязкости нефти и воды.

Динамическая вязкость эмульсии зависит от следующих основных факторов: 1) вязкости самой нефти; 2) температуры, при которой получается эмульсия; 3) количества содержащейся воды и нефти; 4) степени дисперсности или диаметра капель дисперсной фазы в дисперсионной среде (для эмульсии типа В/М).

У нефтяных эмульсий, как и у парафинистых нефтей, не подчиняющихся закону Ньютона, вязкость μ , изменяется в зависи-

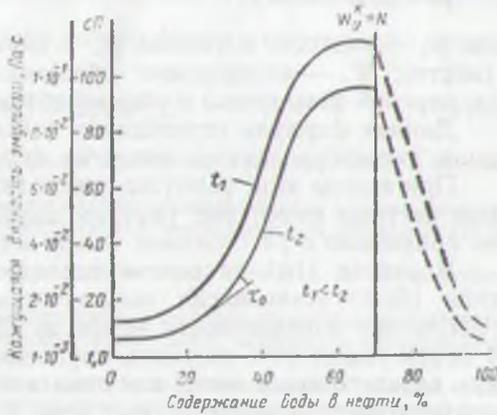


Рис. 70. Зависимость кажущейся вязкости эмульсии от процентного содержания воды в нефти и исходной температуры смешения

мости от градиента скорости (см. рис. 36, а, 3). В этом случае вязкость μ^* называют кажущейся вязкостью (рис. 70). Анализ кривых показывает, что кажущаяся вязкость нефтяных эмульсий в значительной мере зависит от содержания воды в нефти. Увеличение содержания воды в нефтяной эмульсии до определенного предела приводит к увеличению кажущейся вязкости эмульсии, а следовательно, и к соответствующему увеличению энергетических затрат на перекачку такой эмульсии. Это обстоятельство всегда нужно учитывать при проектировании систем нефтегазоводосбора и дожимных насосных станций.

Основной причиной аномальной вязкости эмульсии, с точки зрения акад. П. А. Ребиндера, является механизм деформации и дробления крупных капель воды на более мелкие (см. рис. 64, б). Для дробления крупных капель на более мелкие необходимо затратить определенные усилия, связанные с вытягиванием этих капель в цилиндрики, имеющие критические параметры:

$$L > 2\pi r, \quad (VII.5)$$

где L и r — длина и радиус цилиндрика.

Затрачиваемая при этом работа расходуется на увеличение поверхностной энергии системы в связи с возрастанием суммарной поверхности цилиндров.

Кроме того, рост кажущейся вязкости левой ветви рис. 70 связан с тем, что внешней фазой здесь является нефть, которая, контактируя с холодными стенками трубы, сильно повышает свою вязкость независимо от содержания в ней воды.

Изучением вязкости дисперсных систем, и в частности эмульсий, занимались многие исследователи, которые предложили несколько уравнений для расчета вязкости систем с различным содержанием диспергированного вещества.

А. Эйнштейн предложил следующую формулу:

$$\mu_3 = \mu_n (1 + 2,5W_v), \quad (\text{VII.6})$$

где μ_3 — вязкость эмульсии; μ_n — вязкость дисперсионной среды (нефти); W_v — коэффициент обводненности — отношение объема дисперсной фазы (воды) к общему объему системы (воды + нефти).

Данная формула справедлива только при низких концентрациях диспергированного вещества (воды).

При выводе этой формулы предполагалось, что диспергированные частицы имеют вид упругих шариков, диаметр которых мал по сравнению с расстоянием между ними.

В работе [18] на основе исследований эмульсий обратного типа (В/М) установлена возможность использования формулы (VII.6) при обводненности нефти до 15%. При содержании воды в нефти свыше 20% вязкость эмульсии резко возрастает. Максимум вязкости имеет место, как показано на рис. 70, при определенной критической концентрации воды $W_{\text{кр}}$, характерной для данного месторождения. При дальнейшем увеличении $W_{\text{кр}}$ вязкость эмульсии резко уменьшается. Критическое значение коэффициента обводнения $W_{\text{кр}}$, при котором вязкость эмульсии начинает снижаться, называется точкой инверсии (И).

В точке инверсии И происходит обращение фаз, в результате чего дисперсная фаза (вода) становится дисперсионной средой (внешней, сплошной), а дисперсионная среда (нефть) — дисперсной фазой (разобщенной), т. е. В/М → М/В.

Инверсия нефтяных эмульсий происходит обычно при введении в эмульсию в процессе ее транспортирования поверхностно-активных веществ (ПАВ), являющихся стабилизаторами эмульсий противоположного типа.

Однако инверсия нефтяных эмульсий может происходить и без введения в них ПАВ, а только вследствие увеличения процентного содержания воды в эмульсии, как показано на рис. 70.

Обращение фаз нефтяных эмульсий имеет исключительно большое практическое значение. Эмульсия типа М/В, имеющая внешней фазой воду, транспортируется при меньших энергетических затратах, чем эмульсия типа В/М, имеющая внешней фазой нефть.

но почему при транспортировании эмульсий всегда нужно стремиться к тому, чтобы внешней фазой являлась вода, а не нефть (при условии, конечно, что трубопроводы защищены от коррозии).

Критическое значение коэффициента обводненности $W_{\text{кр}}$ для нефти разных месторождений может колебаться в пределах 0,5—0,9, но в большинстве случаев оно равно 0,71. Такое разнообразие значений $W_{\text{кр}}$ объясняется различием физико-химических свойств компонентов эмульсии и в первую очередь концентрацией водной фазы и присутствием в этой эмульсии различных эмульгаторов.

Поскольку формула (VII.6) для определения кажущейся вязкости эмульсии применима только для небольшой обводненности нефти, то разными учеными и исследователями и в разное время делались попытки получения такой универсальной формулы.

Одной из таких формул является формула Монсона, полученная на калифорнийских нефтях:

$$\mu_s = \mu_n (1 + 2,5W_v + 2,19W_v^2 + 27,45W_v^3). \quad (\text{VII.7})$$

Эта формула, как указывает сам автор, пригодна для эмульсий, в которых $W_v < 0,5$.

В формуле (VII.7) не учитывается влияние размеров капель воды на величину вязкости эмульсии, что противоречит выводам, вытекающим из формулы (VII.5), сделанным П. А. Ребиндером.

Формула (VII.7) получена автором для эмульсий типа В/М, без учета газовой фазы.

Однако в современных герметизированных системах сбора транспортируются не водонефтяные эмульсии, а водонефтегазовые смеси, кажущаяся вязкость которых очень сложна для изучения.

Так, например, Собочинский и Хантингтон, исследовавшие течение смеси воздух—вода—газойль по горизонтальному пластмассовому трубопроводу диаметром 75 мм, изменение вязкостных свойств трехфазных смесей учитывали в виде отношений $\mu_t/\mu_{ж}$, а расчет вязкости жидкой фазы вели по формуле приведенной вязкости

$$\mu_{ж} = \frac{G_n}{G_{ж}} \mu_n + \frac{G_n}{G_{ж}} \mu_{лн}, \quad (\text{VII.8})$$

где μ_t , μ_n , μ_n , $\mu_{ж}$ — динамическая вязкость соответственно газа, воды, нефти и жидкости; G_n , G_n , $G_{ж}$ — массовые расходы воды, нефти и жидкости соответственно.

Большая экспериментальная работа по изучению основных параметров нефтегазоводяных смесей, и в частности вязкости этих смесей, была проведена А. Н. Бочаровым в промышленных условиях под руководством Р. С. Андриасова [11]. Исследования проводили с горизонтальными трубами диаметрами 76,2, 101,6 и 152,4 мм и длиной 70 м каждая.

Расходы нефти, газа и воды изменялись в широких пределах.

Истинное газосодержание трехфазных потоков ϕ определялось с помощью мгновенных отсечек экспериментального участка трубопровода и измерения в нем оставшихся количеств газа, нефти и воды.

При обработке экспериментальных данных авторы использовали формулы, учитывающие условия опытов и кинематики потока трехфазных смесей.

1) Расходное газосодержание β рассчитывали по формуле (IV.34а).

2) Количество воды в нефти определяли отстоем с добавкой в эмульсию демульгатора. Коэффициент обводненности W_v определялся из отношения

$$W_v = \frac{V_n}{V_{ж}} = \frac{V_n}{V_n + V_n}.$$

3) Истинное газосодержание φ получали по результатам измерения среднего уровня жидкости в трубопроводе после отсечек:

$$\varphi = 1 - \frac{S_{ж}}{S},$$

где $S_{ж}$ и S — площадь сечения жидкости и трубопровода соответственно.

4) Истинные концентрации фаз в газоводонефтяной смеси при известных φ и W_v определялись из соотношений

$$\varphi_v = (1 - \varphi) W_v,$$

$$\varphi_n = 1 - (\varphi - \varphi_v),$$

$$\varphi_n = (1 - \varphi) (1 - W_v).$$

5) Истинные скорости фаз и скорости смеси находились из известных соотношений

$$v_g = \frac{V_g}{S\varphi}, \quad v_v = \frac{V_v}{S\varphi_v}, \quad v_n = \frac{V_n}{S\varphi_n}, \quad v_c = \frac{V_c}{S},$$

где V_g , V_n , V_v и V_c — приведенные к рабочим условиям объемные расходы газа, нефти, воды и смеси соответственно; v_g , v_v , v_n и v_c — истинные скорости газа, воды, нефти и смеси соответственно.

6) Плотность газа в трубопроводе определяли по формуле (IV.91).

7) Плотность жидкости и газоводонефтяной смеси

$$\rho_{ж} = \rho_v \varphi_v + \rho_n \varphi_n = \rho_v W_v + \rho_n (1 - W_v),$$

$$\rho_c = \rho_g \varphi + \rho_v (1 - \varphi) + \rho_n (1 - \varphi) (1 - W_v),$$

где ρ_g , ρ_v и ρ_n — плотность газа, воды и нефти в отсеченном участке трубопровода.

8) Расход жидких фаз рассчитывается по формулам:
объемный

$$V_n = V_{ж} W_v, \quad V_n = V_{ж} (1 - W_v),$$

массовый

$$G_v = V_{ж} W_v \rho_v; \quad G_n = V_{ж} (1 - W_v) \rho_n,$$

$$G_{ж} = V_{ж} [(\rho_v - \rho_n) W_v + \rho_n].$$

9) Массовый расход газа

$$G_g = V_g \rho_g.$$

10) Связь между массовыми расходами воды, нефти и коэффициентом обводненности W_v записывается так:

$$\frac{G_n}{G_n} = \frac{W_v}{1 - W_v} \frac{\rho_v}{\rho_n}.$$

11) Массовый коэффициент обводненности согласно ГОСТ 2477—65 записывается так:

$$W'_v = \frac{V_n \rho_n}{G} = \frac{G_n}{G_{ж}},$$

где V_v — объем отстоявшейся из эмульсии воды; G — навеска нефтепродукта, г.

В результате обработки опытных данных, полученных для условий эксперимента (обводненность нефти $W'_v \leq 0.77$ и $t = 20^\circ \text{C}$), авторы рекомендуют пользоваться для определения вязкости эмульсии следующей формулой:

$$\sqrt[3]{\frac{\eta}{v_c}} = 2,34e^{1,9411 \cdot S_{ж}^{-0,1}} - 0,558\beta, \quad (\text{VII.9})$$

где $S_{ж}$ — условный градиент скорости жидкости, определяемый из графика [11, стр. 42].

Авторы указывают, что формула (VII.9) для определения вязкости нефтегазоподяной смеси дает максимальное отклонение от экспериментальных данных всего лишь $\pm 2\%$ при $\beta \leq 0,8$ и $\pm 8\%$ при $0,8 \leq \beta \leq 0,93$.

3. *Плотность эмульсий.* Плотность эмульсии определяют, зная плотность нефти и пластовой воды, образующих эмульсию, и их объемное или процентное содержание. Плотность эмульсии можно подсчитать по следующим формулам:

$$\rho_3 = \frac{V_n \rho_n + Q_v \rho_v}{V_n + Q_v},$$

$$\rho_3 = \rho_n (1 - \varphi) + \rho_v \varphi, \quad (\text{VII.10})$$

$$\rho_3 = \frac{1}{\frac{0,01q}{\rho_v} + \frac{1 - 0,01q}{\rho_n}},$$

где V_n и Q_v — соответственно расход нефти и воды, м^3 ; ρ_3 , ρ_n , ρ_v — плотность эмульсии, нефти и воды соответственно; q — содержание воды и растворенных солей в эмульсии, массовые проценты; φ — объемная доля дисперсной среды $\varphi = Q_v / (V_n + Q_v)$.

Величина q определяется из следующего соотношения:

$$q = \frac{q_0}{1 - 0,01x},$$

где q_0 — содержание чистой воды в эмульсии; x — содержание растворенных солей в воде, %.

4. *Электрические свойства эмульсии.* Нефть и вода в чистом виде — хорошие диэлектрики. Проводимость нефти колеблется от 10^{-10} до 10^{-15} ($\text{Ом} \cdot \text{см}$) $^{-1}$, а воды — от 10^{-7} до 10^{-8} ($\text{Ом} \cdot \text{см}$) $^{-1}$. Однако даже при незначительном содержании в воде растворенных солей или кислот электропроводимость ее увеличивается в десятки раз. Поэтому электропроводимость нефтяной эмульсии обуславливается не только количеством содержащейся воды и степенью ее дисперсности, но и количеством растворенных в этой воде солей и кислот. Экспериментально установлено, что в нефтяных эмульсиях, помещенных в электрическом поле, капельки воды располагаются вдоль его силовых линий, что приводит к резкому увеличению электропроводимости этих эмульсий. Явление это объясняется тем, что капельки воды имеют приблизительно в 40 раз большую диэлектрическую проницаемость, чем капельки нефти ($\epsilon = 2$).

Свойство капелек воды располагаться в эмульсиях вдоль силовых линий электрического поля и послужило основной причиной использования этого метода для разрушения нефтяных эмульсий.

5. *Устойчивость нефтяных эмульсий и их старение.* Самым важным показателем для нефтяных эмульсий является их устойчивость (стабильность), т. е. способность в течение определенного времени не разрушаться и не разделяться на нефть и воду.

Устойчивость эмульсии определяется временем ее существования и выражается очень простой формулой $\tau = H v$, где H — вы-

сота столба эмульсии, см; v — средняя линейная скорость рас-
слоения эмульсии, см/с.

Мерой устойчивости эмульсии может служить изменение ее плотности за определенный промежуток времени в определенном слое или количество выделившейся воды при отстае (см. рис. 72).

На устойчивость нефтяных эмульсий большое влияние оказывают: 1) дисперсность системы; 2) физико-химические свойства эмульгаторов, образующих на поверхности раздела фаз адсорбционные защитные оболочки; 3) наличие на глобулах дисперсной фазы двойного электрического заряда; 4) температура смешивающихся жидкостей; 5) величина pH эмульгированной пластовой воды.

Кратко остановимся на этих факторах.

1. По дисперсности нефтяные эмульсии подразделяются на мелкодисперсные с размером капель воды от 0,2 до 20 мк; средней дисперсности, с водяными капельками размером от 20 до 50 мк; грубодисперсные — с каплями воды размером от 50 до 300 мк. В нефтяных эмульсиях практически содержатся водяные капли, соответствующие всем трем видам. Такие эмульсии называются полидисперсными.

Чем выше дисперсность эмульсии, тем она устойчивее при всех прочих равных условиях. Однако вследствие огромного увеличения поверхности раздела между двумя жидкостями система, полученная диспергированием, приобретает большой запас свободной поверхностной энергии A , определяемой формулой (VII.2), и становится термодинамически неустойчивой:

$$A = \sigma S,$$

где σ — свободная энергия единицы поверхности; S — суммарная площадь поверхности раздела.

Такая система будет стремиться самопроизвольно перейти в устойчивое состояние, уменьшая запас свободной поверхностной энергии A , что, в свою очередь, может осуществляться двояко: за счет уменьшения или площади S или поверхностного натяжения σ в результате введения в эмульсию ПАВ.

2. На устойчивость эмульсий большое влияние оказывают стабилизирующие вещества, называемые эмульгаторами, образующие на поверхности капель адсорбционные защитные оболочки («брони»), которые препятствуют слиянию этих капель (см. рис. 65, а).

3. Устойчивость нефтяных эмульсий в большой степени зависит также от электрического заряда на поверхности частиц (глобул). Образующийся двойной электрический слой защищает частицы эмульсии от слипания подобно адсорбционным оболочкам. Происхождение двойного электрического заряда на границе раздела фаз можно объяснить следующим образом. В гомогенной (однородной) фазе при равновесных условиях электрический по-

конвал любого компонента имеет постоянную величину во всем объеме.

Водная фаза нефтяной эмульсии — это хороший электролит, диссоциированный на положительные H^+ и отрицательные OH^- ионы.

На границе раздела фаз (нефти и воды) ионы эти адсорбируются. При адсорбции ионов существенным образом сказывается природа адсорбента, т. е. веществ, растворенных в воде и нефти, которые являются естественными ПАВ. Ионы, способные поляризоваться, адсорбируются только на поверхностях, состоящих из полярных молекул. Микроучастки поверхности капельки полярной воды, имеющие определенный заряд, адсорбируют (сгущают) противоположно заряженные ионы (рис. 65, б). При этом ионы электролита, имеющие противоположный знак, не адсорбируются, но под действием сил электростатического притяжения остаются вблизи адсорбированных ионов, образуя с ними на поверхности адсорбента двойной электрический слой. Строение этого слоя условно показано на рис. 65, б. Частицы, имеющие на своей поверхности одинаковые заряды, взаимно отталкиваются.

4. Устойчивость нефтяных эмульсий зависит от температуры: при повышении температуры устойчивость эмульсии понижается, так как механическая прочность адсорбционных оболочек, особенно содержащих парафин и церезин, снижается до нуля, в результате капли сливаются и эмульсия разрушается; при понижении же температуры таких эмульсий механическая прочность адсорбционных оболочек повышается, что влечет за собой и соответствующее повышение стойкости эмульсий.

5. Величина рН пластовой воды также оказывает существенное влияние на стойкость нефтяных эмульсий, так как сказывается на упругих свойствах поверхностных слоев, причем степень воздействия его на различные нефти неодинакова. С увеличением величины рН снижаются реологические свойства поверхностных слоев на границе нефть—вода, что влечет расслоение эмульсии. Увеличение рН обычно достигается введением в эмульсию щелочи, способствующей снижению механической прочности бронированных оболочек и, как следствие, разложению эмульсии на нефть и воду.

Адсорбция диспергированных особенно твердых эмульгаторов на водонефтяной поверхности и утолщение межфазного бронированного слоя на этой поверхности всегда протекает во времени, поэтому эмульсия В/М со временем становится более устойчивой, т. е. происходит ее старение. В начальный период старение происходит весьма интенсивно, затем постепенно замедляется и часто уже через сутки прекращается. Следует отметить, что свежие эмульсии разрушаются значительно легче и быстрее.

РАЗРУШЕНИЕ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ ОБРАТНОГО ТИПА ВОДА—МАСЛО

§ 1. РОЛЬ ДЕЭМУЛЬГАТОРОВ В РАЗРУШЕНИИ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ ТИПА ВОДА—МАСЛО

В настоящее время существует несколько методов деэмульгирования (разрушения) нефтяных эмульсий типа В/М. Основные — следующие: 1) путевая (внутритрубная) деэмульсация за счет подачи искусственных более эффективных ПАВ, чем естественные ПАВ; 2) гравитационное разделение (отстой); 3) центрифугирование; 4) фильтрация через твердые поверхности (гидрофильные и гидрофобные); 5) термохимическое воздействие (тепло + химреагенты); 6) электрогидрирование; 7) барбатиrowание через слои воды или комбинации перечисленных методов.

Из всех перечисленных методов самым эффективным на сегодня является применение искусственно синтезированных поверхностно-активных веществ (ПАВ), используемых в качестве деэмульгаторов.

Для системы вода—газ характерной особенностью поверхностного слоя является его избыточная потенциальная энергия. В результате этого молекулы поверхностного слоя втягиваются в жидкую среду.

Равновесие наступает тогда, когда поверхность станет наименьшей из возможных при данном объеме и при действующих внешних силах.

Избыточная потенциальная энергия единицы поверхности σ называется свободной поверхностной энергией жидкости.

Она связана с полной поверхностной энергией W соотношением Гиббса—Гельмгольца

$$\sigma = W - TS = W + T \frac{d\sigma}{dT}, \quad (VIII.1)$$

где T — абсолютная температура, К; S — скрытая теплота образования поверхности, равная $d\sigma/dT$.

Для воды при 20°C $\sigma = 72,5 \text{ эрг/см}^2$ и $d\sigma/dT = -0,15$. Отсюда по формуле (VIII.1) получим $W = 72,5 - 0,15 \cdot 293 = 116,4 \text{ эрг/см}^2$.

Для интерпретации явлений адсорбции ПАВ на границе жидкость—газ или жидкость—жидкость обычно определяют зависимость между избытком или недостатком адсорбированного вещества в поверхностном слое Γ , концентрацией ПАВ в растворе c и поверхностным натяжением σ на этой границе.

Эта зависимость для разбавленных растворов ПАВ дается известным уравнением адсорбции Гиббса, полученным им в 1876 г.:

$$\Gamma = -\frac{c}{RT} \frac{d\sigma}{dc}, \quad (\text{VIII.2})$$

где R — универсальная газовая постоянная, Дж/(кмоль·К); c — концентрация ПАВ в растворе, %; σ — поверхностное натяжение системы жидкость—газ или жидкость—жидкость, Н/м или Дж/м² (эрг/см²); $d\sigma/dc$ — величина, характеризующая способность понижать поверхностное натяжение раствора и называемая поверхностной активностью.

В честь Гиббса величину $d\sigma/dc$ обозначают через G и называют Гиббсом, размерность G — эрг·см/моль или Дж·м/кмоль.

Уравнение (VIII.2) будет иметь следующую простую форму:

$$\Gamma = \frac{Gc}{RT}, \quad (\text{VIII.2a})$$

или

$$G = -\frac{d\sigma}{dc} = RT \frac{\Gamma}{c}. \quad (\text{VIII.3})$$

Анализируя уравнение Гиббса (VIII.2), можно сделать три важных вывода:

1) если поверхностное натяжение увеличивается с концентрацией c , т. е. если $\frac{d\sigma}{dc} > 0$, $\Gamma < 0$, иначе говоря, концентрация растворенного вещества (ПАВ) в поверхностном слое меньше, чем в объеме раствора. Такое состояние системы называется отрицательной адсорбцией;

2) если поверхностное натяжение системы σ уменьшается с увеличением концентрации c , т. е. если $\frac{d\sigma}{dc} < 0$, то $\Gamma > 0$ и концентрация ПАВ в поверхностном слое больше, чем во всем объеме. Такое состояние системы называется положительной адсорбцией;

3) если σ не зависит от c , то концентрация растворенного вещества в поверхностном слое и в объеме раствора одинакова. Такое состояние системы называется равновесным.

Зависимость количества адсорбированного вещества (ПАВ) от равновесного давления (или концентрации) при постоянной температуре, т. е. графики $a = f(p)$ или $a = f(c)$ при $T = \text{const}$, называются изотермами адсорбции.

Схематически вид обычных изотерм адсорбции Γ и изотерм поверхностного натяжения σ изображен на рис. 71, они построены на основании анализа уравнения Гиббса.

Из этого рисунка видно, что величина поверхностной активности G (VIII.3) очень быстро изменяется в зависимости от кон-

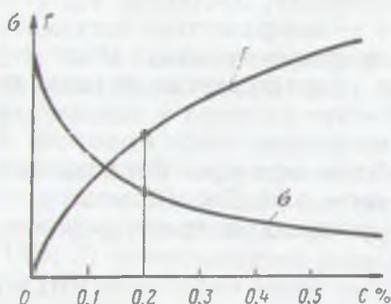
центрации с ПАВ в растворе. В начале поверхностное натяжение падает быстро, а по мере заполнения поверхностного слоя адсорбируемыми молекулами изменение σ с увеличением концентрации ПАВ происходит все медленнее и медленнее и практически прекращается, когда адсорбция достигает равновесного состояния,

т. е. полного насыщения поверхностного слоя ПАВ.

Поэтому поверхностную активность ПАВ обычно оценивают величиной

$$G_a = - \left(\frac{d\sigma}{dc} \right)_{c \rightarrow 0}, \quad (\text{VIII.4})$$

Рис. 71. Построение изотермы адсорбции (Γ) по изотерме поверхностного натяжения (σ) по формуле (VIII.3)



т. е. начальным значением поверхностной активности при концентрации ПАВ, стремящейся к нулю.

Разрушения нефтяных эмульсий как первого, так и второго рода можно достичь введением в систему искусственно полученного поверхностно-активного вещества (деэмульгатора), вытесняющего из адсорбционного слоя эмульгатор (естественный ПАВ) (см. рис. 65, а.2), но неспособного стабилизировать вновь эмульсию любого типа.

Для успешного разрушения стабилизированной эмульсии деэмульгатор по эффективности всегда должен быть намного выше, чем эмульгатор.

Чем эффективнее деэмульгатор, тем меньше его требуется для разрушения стабилизированной эмульсии.

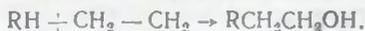
§ 2. КЛАССИФИКАЦИЯ ДЕЭМУЛЬГАТОРОВ И ИХ ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА

Деэмульгаторы — вещества, понижающие поверхностное натяжение, — применяют для разрушения эмульсии. Они делятся на две группы: ионогенные (образующие ионы в водных растворах) и неионогенные (не образующие ионов в водных растворах).

Представителем первой группы является малоэффективный деэмульгатор НЧК (нейтрализованный черный контакт).

Ионогенный деэмульгатор НЧК ввиду его малоэффективного действия на разрушение эмульсии с производства снят.

Неионогенные деэмульгаторы, не образующие ионов в водных растворах, получают присоединением окиси этилена CH_2OCH_2 к органическим веществам с подвижным атомом водорода:



Деэмульгирующую способность неионогенных соединений можно легко регулировать, изменяя число молекул, присоединяемых к окиси этилена. При удлинении углеводородной цепи растворимость неионогенного вещества в воде увеличивается. Неионогенным веществам можно придать также и гидрофобные свойства добавкой окиси пропилена. В зависимости от соотношения гидрофобной и гидрофильной частей молекулы можно увеличить или уменьшить сродство деэмульгатора с водой или с нефтью (см. рис. 66, а, б), а также изменить его поверхностную активность. В настоящее время синтезировано большое число неионогенных деэмульгаторов как у нас, так и за рубежом. Основными представителями этой группы деэмульгаторов являются: дипроксамин-157, проксамин-385, проксанол-305, пентамин-67, АНП-2 и др. Из зарубежных деэмульгаторов сравнительно широкое распространение у нас получили дисолван 4411, дисолван 4400 и сипарол, выпускаемые в ФРГ. Испытаны в промысловых условиях поверхностно-активные вещества США (оксайд-А) и Японии (Х-2647).

Неионогенные деэмульгаторы могут быть водорастворимые и нефтерастворимые. Они имеют некоторые преимущества перед ионогенными (например, НЧК):

1) незначительный удельный расход — для дипроксамина-157 и дисолвана 4411 40—50 г/т эмульсии при температуре эмульсии 60—70° С; обводненность нефти получается около 1%;

2) хорошо растворяясь в воде, они не реагируют с солями и кислотами, содержащимися в пластовой воде и нефти, и не дают осадков в трубах и аппаратах;

3) неионогенные деэмульгаторы применяются исключительно для разрушения эмульсий В/М, и они не образуют при этом эмульсии Н/В; (ионогенные деэмульгаторы могут превращать эмульсию В/Н в эмульсию М/В, а это способствует увеличению содержания нефти в канализационной воде, что крайне нежелательно);

4) стоимость неионогенных ПАВ в 4—6 раз выше стоимости НЧК, а расход их в сотни раз меньше.

Неионогенные деэмульгаторы впервые были получены у нас в НИОПИК (Научно-исследовательском институте органических полупродуктов и красителей). Над синтезом неионогенных деэмульгаторов продолжает работать ряд научно-исследовательских организаций. Ими получено сравнительно большое число неионогенных ПАВ, не уступающих мировым образцам по действию на эмульсии.

§ 3. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ДЕЭМУЛЬГАТОРАМ

Деэмульгаторы, применяемые для разрушения нефтяных эмульсий типа В/М, должны удовлетворять основным требованиям:

1) быть эффективными. Эффективность деэмульгаторов характеризуется их расходом, качеством подготовленной нефти (содер-

жанием в ней остаточных хлористых солей, воды и механических примесей), а также минимальной температурой нагрева эмульсии и продолжительностью отстоя нефти;

2) иметь большую поверхностную активность, чтобы вытеснить с границы раздела нефть—вода полярные компоненты слоя адсорбированного из нефти;

3) хорошо растворяться в одной из фаз эмульсии (нефти или воде), т. е., иными словами, быть нефтерастворимыми или водорастворимыми;

4) быть способными изменять смачивание поверхности твердых компонентов слоя — «бронирующих» эмульгаторов и обеспечивать переход их полностью в одну из фаз эмульсии (см. рис. 68, а, в);

5) максимально понижать на границе раздела нефти и воды прочность структурно-механических адсорбционных слоев (см. рис. 65, а, 3) и не допускать стабилизации эмульсий как прямой, так и обратного типа. Вытесняя с поверхностного слоя капли воды, природные эмульгирующие вещества, деэмульгатор образует гидрофильный адсорбционный слой, в результате чего капельки воды при столкновении коалесцируют (сливаются) в более крупные капли и оседают в дренаж;

6) максимальное снижение межфазного натяжения на границе фаз нефть—вода должно обеспечиваться при малых расходах деэмульгатора, т. е. деэмульгатор должен быть более поверхностно активен, чем эмульгатор;

7) не коагулировать в пластовых водах, т. е. водорастворимый или нефтерастворимый деэмульгатор должен быть истинным раствором, являющимся вполне устойчивым (стабильным), а не таким, из которого сравнительно легко бы выделялся (коагулировал) деэмульгатор под влиянием незначительных внешних воздействий (температуры, давления, химического состава пластовых вод);

8) не вызывать коррозии труб и оборудования;

9) деэмульгаторы должны быть дешевыми, транспортабельными, не изменять своих свойств от изменения температуры, не ухудшать качества нефти и обладать определенной универсальностью, т. е. эффективно разрушать эмульсии различных по физическим свойствам нефтей и вод.

Для наиболее успешного разрушения и прекращения старения нефтяных эмульсий деэмульгаторы следует давать на забой скважин и осуществлять внутрискважинную деэмульсацию.

При подаче деэмульгаторов на забой скважин обычно происходит инверсия эмульсии, т. е. эмульсия типа В/М превращается в эмульсию типа М/В, в которой внешней фазой является вода с небольшой вязкостью, равной 1 сП, существенно снижающая потери давления от трения (см. рис. 70), препятствующая отложению кристаллов парафина.

Теоретически деэмульгатор может быть эффективным только для одной эмульсии, имеющей вполне определенное соотношение

разных фаз, определенную степень их дисперсности, а также оптимальное содержание и состав эмульгатора.

По химическим свойствам неионогенные деэмульгаторы полностью удовлетворяют большинству требований, так как они не вступают в реакцию с солями и кислотами, содержащимися в обессоленной нефти. Но поверхностно-активные вещества, обладающие хорошими моющими свойствами, смывают со стенок труб и оборудования нефтяные пленки и обнажают поверхность металла, которая под действием пластовой воды может интенсивно корродировать.

Поэтому задача сводится к тому, чтобы синтезировать такой деэмульгатор, который не только разрушал бы эмульсии, но и защищал металл от коррозии.

1.4. МЕТОДЫ ИСПЫТАНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ДЕЭМУЛЬГАТОРОВ

Оценка эффективности деэмульсационной способности деэмульгаторов или поверхностной активности их — актуальная проблема.

При оценке эффективности деэмульсационной способности ПАВ наиболее важными параметрами являются: 1) расход деэмульгатора на 1 т эмульсии; 2) время отстоя эмульсии (в отстойниках); 3) количество оставшейся воды и солей в нефти после отстоя; 4) температура отстоя нефтяной эмульсии и влияние ее на скорость разрушения эмульсии.

Еще недостаточно хорошо развиты методы контроля некоторых параметров нефтяных эмульсий непосредственно на промыслах. Нет точных приборов и установок для определения плотности и вязкости эмульсии в потоке, а также содержания остаточной воды и солей в нефти, прошедшей установку подготовки нефти (УПН).

Все методы лабораторного определения эффективности деэмульгаторов нефтяных эмульсий разбиваются на две группы: дифференциальные и интегральные.

При дифференциальном методе анализируют каждую капельку эмульсии (воды, нефти) и получают полную характеристику распределения капель по размерам.

Недостаток дифференциального метода — это необходимость анализа каждой капли, что увеличивает длительность эксперимента.

При интегральном методе анализируют совокупность капель и получают средние показатели, характеризующие систему в целом. Этот метод не дает возможности получить распределение по размерам капель эмульсии, что, естественно, является его недостатком.

К интегральным методам относятся измерения среднего размера капель дисперсной фазы эмульсии по светорассеянию, а также акустический метод [12].

Эффективность деэмульгаторов обычно определяют седиментационным анализом, сущность которого сводится к следующему.

В стабилизированную нефтяную эмульсию добавляют деэмульгатор и тщательно перемешивают. Затем капельки воды (нефти), потерявшие эмульсионную «корону», начинают двигаться вниз (вверх), в зависимости от их размера и вязкости дисперсионной среды скорость этого движения будет разной.

Наиболее простыми по выполнению следует считать седиментационные измерения с помощью гидродинамических упругих весов Фигуревского.

Скорость оседания (всплывания) капелек воды, (нефти) рассчитывают для ламинарного движения по известной формуле Стокса

$$v = \frac{2r^2}{9\mu_{II}} (\rho_{II} - \rho_{II}) g. \quad (\text{VIII.5})$$

Из данной формулы можно определить радиус капельки, зная скорость ее оседания (всплывания) и значения величин μ_{II} , ρ_{II} , ρ_{II} :

$$r = \sqrt{\frac{9\mu_{II} \cdot v}{2(\rho_{II} - \rho_{II}) g}}. \quad (\text{VIII.6})$$

Для монодисперсных эмульсий скорость оседания частиц одинакова и отстой происходит равномерно (высота слоя воды H пропорциональна времени оседания τ). Тогда скорость оседания (всплывания) будет

$$v = \frac{H}{\tau}, \quad (\text{VIII.7})$$

а радиус капельки

$$r = k \sqrt{\frac{H}{\tau}}, \quad (\text{VIII.8})$$

где

$$k = \sqrt{\frac{9\mu_{II}}{2(\rho_{II} - \rho_{II}) g}}.$$

Скорость седиментации монодисперсной эмульсии можно определить, наблюдая за оседанием одной из капелек в микроскоп.

При отстаивании полидисперсной системы, какой обычно является нефтяная эмульсия, граница воды оказывается размытой, так как частицы, имеющие разные диаметры, проходят за одно и то же время различные пути.

Поэтому седиментационный анализ полидисперсных эмульсий сводится к определению скорости накопления высоты столба воды.

Способы установления зависимости между массой выделившегося столба воды m и временем оседания капелек τ , графически изображаемые так называемой кривой седиментации, из которой получают необходимые данные для характеристики полидисперсной системы, подробно рассматриваются в специальных руководствах¹.

¹ О. Н. Григоров и др. Руководство к практическим работам по коллоидной химии. М. — Л. Химия, 1964.

Здесь же отметим лишь, что при вычислении размера капелек водкости, пользуясь кривой седиментации, характеризующей содержание полидисперсных капель различного размера, применяют два метода: графический и аналитический.

По дифференциальным кривым распределения (рис. 72) можно судить как об эффективности воздействия того или иного деэмульгатора на нефтяную эмульсию, так и о конструктивных особенностях отстойных аппаратов.

На оси ординат рис. 72 откладывают функцию распределения ($\Delta m/\Delta r$), т. е. изменение массы капель воды от их радиуса, а по оси абсцисс нанесены значения эквивалентных радиусов, вычисленных по формулам (VIII.7) и (VIII.8).

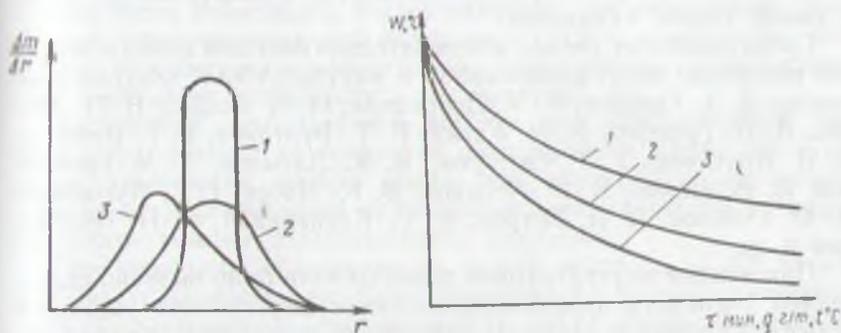


Рис. 72. Типичные кривые распределения капель воды в эмульсии:

1 — эмульсия, приближающаяся к монодисперсной; 2 — полидисперсная эмульсия; 3 — эмульсия, содержащая преимущественно мелкие частицы (максимум сдвинут влево)

Рис. 73. Зависимость обводненности нефти (W) от времени отстоя (τ), количества деэмульгатора (q) и температуры (t °C) при разных деэмульгаторах (1, 2, 3)

Анализируя кривые, можно видеть, что чем меньше интервал радиусов кривой распределения и выше ее максимум, тем нефтяная эмульсия ближе к монодисперсной (кривая 1). При более растянутой кривой и меньшем максимуме дисперсная фаза эмульсии более полидисперсна (кривые 2 и 3).

В промышленных лабораториях эффективность деэмульгаторов определяют обычно на идентичных образцах эмульсий, приготовленных из безводной нефти и пластовой воды одного и того же месторождения при одинаковых времени отстоя, температуре и количестве деэмульгатора (рис. 73).

Из рисунка видно, что при отстое эмульсии за одно и то же время деэмульгатор № 3 оказался наиболее эффективным.

Стойкость или стабильность эмульсий к разрушению ее деэмульгаторами оценивают по степени обезвоживания нефти, определяемой по следующей формуле:

$$E = \frac{W_n - W_k}{W_n} 100, \quad (\text{VIII.9})$$

где E — степень обезвоживания, %; $W_{н}$ и $W_{к}$ — соответственно содержание воды в эмульсии начальное (до отстоя) и конечное (после отстоя), доли единицы или %.

§ 5. ВНУТРИТРУБНАЯ ДЕЭМУЛЬСАЦИЯ НЕФТИ

Внутритрубная (путевая) деэмульсация нефти широкое распространение получила совсем недавно в связи с появлением большого количества эффективных деэмульгаторов (дипроксамин-157, сепарол, дипропан-4411, 4440 и др.). До появления внутритрубной деэмульсации в нашей стране сравнительно широко применяли внутрискважинную деэмульсацию нефти, которая увеличивает производительность фонтанных и компрессорных лифтов и разрушает эмульсии в самом стволе скважины.

Среди советских ученых исключительно большой вклад в успешное внедрение внутрискважинной и внутритрубной деэмульсации внесли Н. А. Голубев, Р. М. Дворецкая, И. М. Асадов, В. П. Тронов, В. И. Грайфер, Я. М. Каган, Р. Т. Булгаков, Г. Г. Вахитов, А. И. Арутюнов, У. Г. Саттаров, В. Х. Латыпов, Г. М. Панченков, В. В. Панко, В. И. Логинов, В. К. Цабек, Г. С. Лутовкин, Б. Ф. Губанов, А. А. Петров, К. С. Каспарьянц, Г. Н. Позднисhev и др.

Применение внутритрубной деэмульсации было вызвано стремлением увеличить производительность существующих установок подготовки нефти и улучшить качество ее подготовки, а также повысить пропускную способность системы промышленного сбора.

Сущность внутритрубной деэмульсации как процесса разрушения нефтяной эмульсии в самом трубопроводе базируется на следующем положении. В поток нефтяной эмульсии вводят деэмульгатор, который, перемешиваясь при движении с эмульсией, разрушает ее.

На первый взгляд кажется все очень просто и понятно, особенно после того как мы узнали, что собой представляют деэмульгаторы, и изучили требования, предъявляемые к ним. Однако процесс разрушения эмульсий в самом трубопроводе, несмотря на кажущуюся простоту, весьма сложен.

Так, например, введением водорастворимых ПАВ в эмульсию типа В/М она разрушается при интенсивном перемешивании потока, в то время как разрушение этих же эмульсий при введении нефтерастворимых ПАВ происходит при других физических явлениях (диффузии, конвекции), не требующих интенсивного перемешивания.

Эффективность внутритрубной деэмульсии зависит от многих факторов: 1) эффективность или поверхностная активность самого деэмульгатора; 2) интенсивность и длительность перемешивания эмульсии с ПАВ; 3) количество содержащейся воды в эмульсии и ее дисперсность (раздробленность); 4) температура транспортируемой по системе сбора эмульсии и темп ее паде-

5) физико-химические свойства транспортируемой нефти и воды и особенно вязкость сплошной фазы — дисперсионной среды.

Остановимся подробно лишь на факторах, которые играют основную роль в разрушении стабильных нефтяных эмульсий — интенсивность и длительность перемешивания эмульсии с ПАВ, а также температурные условия их транспортирования по трубопроводам.

Интенсивность перемешивания нефтяной эмульсии с ПАВ зависит, как известно, от режима движения в трубопроводе, т. е. от критерия Рейнольдса ($Re = vD/\nu$; где v — скорость эмульсии, м/с, D — диаметр трубопровода; μ ; ν — кинематическая вязкость эмульсии, м²/с). Чем больше скорость эмульсии, тем больше числа Рейнольдса, а следовательно, тем интенсивнее происходит перемешивание этой эмульсии с ПАВ и, казалось бы, это должно способствовать эффективному разрушению. Однако практика показывает, что не всегда так бывает [5, 7].

Достижение максимального эффекта при внутритрубной деэмульсации зависит не только от обводненности нефти, но и от физико-химических свойств самих фаз, образующих эмульсию, а также от эффективности применяемого деэмульгатора и температурного режима обрабатываемой эмульсии.

При небольшой обводненности легкой нефти ($\rho_n = 800 \text{ кг/м}^3$) (2—3%) устойчивость эмульсии повышается, поэтому интенсивность и длительность перемешивания таких эмульсий должна быть увеличенной. В данном случае целесообразно придерживаться такого режима движения, при котором числа Рейнольдса колебались бы в пределах 6000—10 000 при расходе эффективного ПАВ 20 г/т и времени перемешивания 40—60 мин.

При обводненности легкой нефти до 50% эмульсии могут быть разной устойчивости, зависящей в основном от дисперсности капель воды (см. рис. 6б, а): при больших числах Рейнольдса ($Re = 2 \cdot 10^4$ — $3 \cdot 10^4$) дисперсность внутренней фазы и устойчивость эмульсии повышаются; при числах Рейнольдса $3 \cdot 10^3$ — $4 \cdot 10^3$ эмульсии получаются грубодисперсными и практически нестабильными, если к тому же в эти эмульсии подается незначительное количество (15—20 г/т) эффективного ПАВ. Продолжительность перемешивания грубодисперсных эмульсий с ПАВ не должна превышать 30 мин.

При обводненности легкой нефти свыше 50% с интенсивностью перемешивания вплоть до $Re = 4 \cdot 10^4$ и подаче в эмульсию эффективного ПАВ происходит, как правило, инверсия эмульсии $W/M \rightarrow M/W$, резко падает вязкость эмульсии (см. рис. 70) и существенно сокращаются в связи с этим энергетические затраты на ее транспортирование по трубопроводам.

Для тяжелой нефти ($\rho_n = 0,88 \text{ т/м}^3$ и выше) все указанные цифры по расходу ПАВ и времени перемешивания в среднем увеличиваются на 20—25%.

Приведенная технология транспортирования различных типов эмульсий и места введения ПАВ для эффективного разрушения эмульсии в самом трубопроводе в каждом конкретном случае должны быть скорректированы.

Температура транспортируемой по системе сбора эмульсии и темп ее падения оказывают большое влияние на образование и стабильность нефтяной эмульсии. Сохранение температуры эмульсии, выходящей из скважины, или повышение ее тем или иным способом в начале сборной системы приводит к уменьшению структурно-механической прочности межфазных «оболочек», переходящих на капельках дисперсной фазы и, как следствие этого, способствует (при введении незначительного количества (10—12 г/т) ПАВ) быстрому разрушению такой эмульсии в самой сборной системе.

Однако практически сохранять температуру эмульсии или повышать ее в начале сборной системы экономически, как правило, бывает невыгодно, поскольку в этом случае требуется прокладка теплоизолированной сборной системы или установка на этой системе различного типа генераторов тепла (печи).

Темп падения температуры эмульсии при движении ее по сборной системе особенно может сказаться на месторождениях Крайнего Севера (Уса, Русское), где вязкость нефти довольно высока (150 сП) и транспортирование такой нефти будет сопряжено с большими энергетическими затратами. В этих условиях, когда окружающая температура воздуха в течение 8—10 месяцев колеблется в пределах от -20 до -40°C , теплоизоляция сборной системы обязательна и особенно тех ее участков, где скорости движения эмульсии низкие (0,5—1,0 м/с).

Таким образом, подводя итоги, можно сказать, что для получения максимального эффекта от внутритрубной деэмульсации необходимо учитывать прежде всего климатические условия месторождения, физико-химические свойства нефти и пластовой воды, режимы движения эмульсионных потоков, обводненности нефти и поверхностную активность деэмульгатора.

Деэмульгатор целесообразнее всего вводить в межтрубное пространство скважины, в результате чего изменяется структура газожидкостного потока, которая из грубодисперсной переходит в мелкодисперсную (сотовую или пенную, см. рис. 27, 7 и 2), получаются быстро разрушающиеся, нестойкие эмульсии при подъеме их на поверхность.

Характерной особенностью сотовой или пенной структуры является то, что относительная скорость газовой фазы в газожидкостном потоке практически становится равной нулю, а это значит, что такой подъемник работает с максимальной эффективностью.

Впервые это было установлено Н. М. Асадовым в сороковых годах, а затем подтверждено в 1952 г. Однако подача деэмульгатора в межтрубное пространство скважины сопряжена с необ-

возможностью установки на каждом устье скважины дозирующего насоса или проводки специальных линий для подачи деэмульгатора от сборных пунктов нефти, что, как известно, экономически не всегда бывает оправдано. Поэтому очень часто деэмульгатор для разрушения или предупреждения образования стойких эмульсий вводят или на групповых установках, где устанавливают «Спутники» (см. рис. 5, 3), или в сборный коллектор, транспортирующий нефтяную эмульсию от ДНС на УПН.

Теперь необходимо раскрыть физико-химическую сущность процессов, протекающих при внутритрубной деэмульсации.

Установлено, что нефтерастворимые ПАВ для эмульсии типа В.М. являются наиболее эффективными.

Деэмульгаторы можно вводить в эмульсию как в концентрированном, так и разбавленном виде, причем разбавленные деэмульгаторы более эффективны.

Разрушение эмульсии типа В.М. с помощью деэмульгаторов условно можно разбить на три стадии: 1) распределение деэмульгатора по всему объему нефтяной (сплошной) фазы; 2) проникновение реагента в защитные слои на каплях воды («броня») и их разрушение; 3) сближение и коалесценция капель воды и осаждение их на счет гравитационных сил.

Следовательно, эффективность того или иного способа разрушения нефтяной эмульсии следует оценивать по тому, насколько успешно он обеспечивает протекание всех ступеней процесса.

Введенный в том или ином виде деэмульгатор, разбавленный или концентрированный, должен быть равномерно распределен в объеме внешней фазы — нефти. Поэтому нефтерастворимый деэмульгатор распределяется в виде молекул по всему объему нефтяной фазы за счет диффузии, конвекции и броуновского движения, и необходимость в энергичном перемешивании отпадает.

Если водорастворимый деэмульгатор подают в нефтяную эмульсию обратного типа, то, в этом случае деэмульгатор должен быть тонко диспергирован в нефтяной фазе энергичным перемешиванием, в результате чего образуются две эмульсии: нефти с капельками воды, содержащими деэмульгатор, и нефти с капельками пластовой воды, имеющими на своих поверхностях защитные оболочки, подлежащие разрушению.

Разрушение оболочек, защищающих капельки пластовой воды от слияния и осаждения, наступит в тот момент, когда с капелек воды, содержащих деэмульгатор, он тем или иным способом перейдет на эти оболочки.

Переход деэмульгатора из нефтяной фазы на поверхностные слои происходит в основном при соприкосновении капель воды, содержащих деэмульгатор, с каплями пластовой воды, т. е. за счет интенсивной турбулизации потока.

В этом случае незначительное количество деэмульгатора, попавшего на «броню» капелек воды, разрушает «броню», и капельки

воды коалесцируют (укрупняются) и высаждаются в дренаж. При этом очень важно, чтобы незначительное количество (20–50 г на 1 т эмульсии) деэмульгатора могло бы равномерно распределиться на «бронях» всех капелек воды, число которых зависит от обводненности нефти, турбулентности потока и физико-химических свойств как эмульгаторов, так и нефти и воды.

На рис. 74 схематично показано перемешивание нефтяной эмульсии с водорастворимыми ПАВ.

На рис. 74, а — схема потока нефтяной эмульсии и ввода в этот поток ПАВ при слабой турбулентности. На рис. 75, б — поток эмульсии с ПАВ развитой турбулентности. Рис. 74, в —

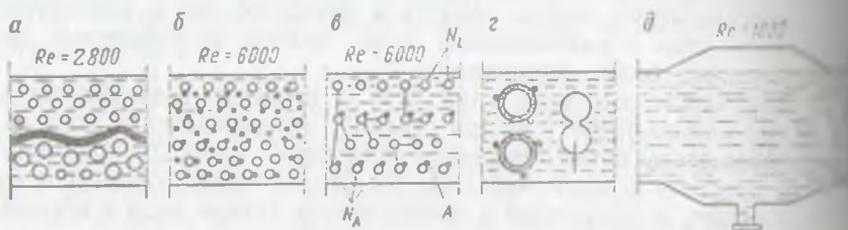


Рис. 74. Движение нефтяной эмульсии с ПАВ по сборному коллектору

взаимодействие капелек, содержащих реагент *A* или не содержащих его при перемешивании. На рис. 74, г — схема распределения мизерных капелек эффективного ПАВ, прилипших к защитным оболочкам дисперсной фазы, и момент их разрушения. На рис. 74, д — расширительная камера, в которой происходит значительное снижение скорости фаз разрушенной эмульсии и вывод пластовой воды за пределы камеры. В качестве расширительной камеры может также служить каплеобразователь, изображенный на рис. 81.

Из приведенных схем (см. рис. 74) видно, что основной процесс разрушения эмульсии при внутритрубной деэмульсации обуславливается интенсивностью перемешивания раствора ПАВ со сплошной фазой (дисперсионной средой) и прилипанием капелек ПАВ к «бронированным» поверхностям дисперсной фазы, в результате чего эти «бронни» разрушаются, происходит слияние капелек воды и высаждение их в дренаж (рис. 74, г).

Броуновское движение и диффузионные явления при разрушении водонефтяных эмульсий с помощью водорастворимых ПАВ в данном случае не играют существенной роли.

Таким образом, неотъемлемым условием эффективного разрушения эмульсий с помощью водорастворимых ПАВ является диспергирование двух жидких фаз: пластовой воды и водного раствора поверхностно-активного вещества. И чем тоньше дисперсия, тем больше межфазная поверхность и, следовательно, тем быстрее протекает массопередача. Однако на практике нельзя упускать

основу, что по окончании массопередачи фазы должны быть снова разделены, причем чем тоньше дисперсия, тем труднее затем разделить фазы. Поэтому при определении оптимальной степени размешивания всегда нужно учитывать не только требование эффективности массопередачи, но и необходимость быстрого разделения фаз.

В связи с этим возникает задача определения оптимальной частоты коалесценции капель раствора ПАВ с каплями дисперсной фазы для вывода последней в дренаж.

Предположим, что частота коалесценции постоянна и равна θ . Кроме того, условимся считать, что дисперсная фаза (вода) состоит из капель одинакового размера с полным количеством их в системе, равным N . Определим долю общего числа капель, коалесцирующих в единицу времени. Положим, что число капель, содержащих реагент A (т. е. ПАВ), есть N_A (см. рис. 74, θ). Тогда число капель, содержащих вещество A и коалесцирующих в единицу времени, равно θN_A . Такие капли могут коалесцировать с другими каплями, содержащими реагент A или не содержащими его (инертные капли N_I) (см. рис. 74, θ). Из общего числа капель, содержащих реагент A и коалесцирующих в единицу времени, доля N_I/N представляет собой вероятность коалесценции инертных капель в единицу времени. Поэтому число капель, содержащих реагент A и коалесцирующих с инертными каплями в единицу времени, есть $\theta N_A N_I/N$.

В каждый момент капля, содержащая реагент A , коалесцирует с инертной каплей, а образующаяся капля распадается, т. е. общее число капель, содержащих реагент A , возрастает на единицу. Поэтому скорость смешения капель дисперсной фазы будет

$$\frac{dN_A}{dt} = \frac{\theta N_A N_I}{N} = \frac{\theta N_A (N - N_A)}{N}. \quad (\text{VIII.10})$$

Уравнение (VIII.10) после интегрирования в пределах $t = 0$, $N_A = N_A^0$ и $t = \infty$, $N_A = N$ дает

$$\frac{N_A}{N} = \left[1 + \frac{e^{\theta t}}{x} \right]^{-1}, \quad (\text{VIII.11})$$

где

$$x = \frac{N_A}{N - N_A^0}.$$

Уравнение (VIII.11) дает соотношение между числом капель, содержащих реагент A , временем и частотой коалесценции.

Из формулы (VIII.11) видно, что если $N_A^0/N = 1$, т. е. все капли дисперсной фазы (воды) N будут иметь на своих «бронях» капельки раствора ПАВ, то разрушение эмульсий может быть успешным.

После того как эмульсия в трубопроводе разрушилась и произошло разделение фаз на нефть и воду, последнюю необходимо также выводить из сборной системы. Для этого на сборном коллекторе целесообразно предусматривать установку расширительной камеры, в которой скорость потока снижалась бы в 5—6 раз, в результате чего можно достичь эффективного разделения фаз (рис. 74, *д*). Отделившаяся от нефти вода в этой камере под собственным давлением подается в отстойники, а затем с помощью насоса транспортируется на КНС для закачки ее в нагнетательные или поглощающие скважины.

§ 6. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ НЕУСТОЙЧИВЫЕ ЭМУЛЬСИИ ПРИ ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМЕ ТЕЧЕНИЯ

Транспортирование по трубопроводам неустойчивых эмульсий обратного типа было всесторонне исследовано в лабораторных условиях в Грозненском нефтяном институте и описано в работе В. Ф. Медведева [19].

Неустойчивые эмульсии, как и устойчивые, подразделяются на разбавленные, концентрированные и высококонцентрированные (плотные). В плотных неустойчивых эмульсиях капельки воды разделены тонкими пленками нефти, и при транспортировании такой системы происходит деформация капелек воды, на что требуется дополнительное напряжение сдвига τ_0 . Было установлено, что объемная доля дисперсной фазы W_v плотной монодисперсной эмульсии изменяется в пределах от 0,524 до 0,741. При меньшем содержании дисперсной фазы капельки воды будут находиться на большем расстоянии друг от друга и при транспортировании не будут деформироваться. При содержании дисперсной фазы $> 0,741$ происходит инверсия фаз.

В работе [19] напряжение сдвига τ_0 рекомендуется рассчитывать по формуле

$$\tau_0 = (0,195W_v - 0,102) \frac{\sigma}{d} \text{ при } 0,524 \leq W_v \leq 0,741 (A),$$

где σ — поверхностное натяжение; d — диаметр капелек воды.

Средний диаметр капелек воды нестойких эмульсий зависит от поверхностного натяжения σ , средней скорости течения v , диаметра трубопровода D , объемной концентрации дисперсной фазы W_v и от физических свойств дисперсионной среды.

На основании обработки экспериментальных данных [19] и их анализа средний диаметр капелек воды определяют по эмпирической формуле

$$d = \frac{1,4\sigma^{0,6}D^{0,4}}{[(1 - W_v)(1 - 0,863W_vM^{0,15})]^{0,4}\rho_c^{0,6}\nu^{1,2}},$$

где $M = \frac{\mu_d^5 \nu^3}{D\rho_d \sigma^4}$ — безразмерный параметр; ρ_d и μ_d — плотность и динамическая вязкость дисперсионной среды соответственно.

Реологическое уравнение неустойчивых эмульсий записывается в следующем виде

$$\tau = \begin{cases} \mu_0 \dot{\epsilon} & \text{для концентрации } 0 < W_v < 0,524, \\ \tau_0 + \mu_0 \dot{\epsilon} & \text{для концентрации } 0,524 \leq W_v \leq 0,741, \end{cases}$$

где τ — напряжение сдвига; $\dot{\epsilon}$ — градиент скорости сдвига; μ_0 — динамическая вязкость эмульсии, определяемая по формуле Бринкмана

$$\mu_0 = \mu_d (1 - W_v)^{-2,5},$$

Различие гидродинамических параметров неустойчивых и устойчивых эмульсий проявляется в эффекте гашения турбулентных пульсаций дисперсионной среды на поверхности капель дисперсионной фазы.

При движении в трубопроводе устойчивых эмульсий размер капель воды обычно меньше, чем амплитуда их пульсации. Эти капельки переносятся потоком, не изменяя по существу вязкого характера его. Поэтому такие капли воды увеличивают динамическую вязкость потока.

Размер капелек воды неустойчивой эмульсии, образуемой турбулентным режимом движения, превышает амплитуду пульсации в дисперсионной среде, что приводит к некоторому гашению турбулентности.

С учетом этого эффекта коэффициент гидравлического сопротивления при турбулентном течении неустойчивых эмульсий предлагается определять по следующей эмпирической формуле [19]¹:

$$\lambda_2 = \frac{0,3164}{(1 + 1,125 W_c)^2} Re_2^{0,25}, \quad (B)$$

где Re_2 — число Рейнольдса для эмульсии, определяемое из выражения

$$Re_2 = \frac{vD\rho_2}{\mu_2 \left(1 + \frac{\delta H}{6}\right)},$$

здесь $H = \frac{\tau_0 D}{\mu_2 v}$ — критерий Ильюшина; δ — величина, зависящая от концентрации эмульсии, определяется так:

$$\delta = \begin{cases} 0, & \text{при } 0 < W_c < 0,524 \\ 1, & \text{при } 0,524 \leq W_c \leq 0,741. \end{cases}$$

Расчеты коэффициента гидравлического сопротивления неустойчивых эмульсий λ_2 по формуле (B) выполняются при том условии, если $2320 < Re_2 < 10^5$ и $Re_2 \left(\frac{d}{D}\right)^2 \frac{\rho_2}{\rho_1} \geq 2$, где ρ_2 — плотность дисперсионной фазы; d и D — диаметры капле дисперсионной фазы и трубопровода соответственно.

Если $Re_2 \left(\frac{d}{D}\right)^2 \frac{\rho_2}{\rho_1} < 2$, то эффект гашения турбулентности не проявляется и множитель $(1 + 1,125 W_c)$ в формуле (B) учитывать не следует.

Обводненную нефть на поздней стадии разработки месторождения часто собирают с помощью двух сборных коллекторов (см. рис. 8, 4).

Поскольку на одном месторождении степень обводненности скважин может сильно отличаться, то, переключая скважины на «Спутниках», можно обеспечить различную обводненность нефти в нефтесборных коллекторах, регулируя тем самым не только режим внутритрубной деэмульсации нефти, но и величину гидравлических потерь.

Опытами [19] установлено, что чем больше содержание дисперсионной фазы в эмульсии, тем сильнее проявляется эффект гашения турбулентности и тем меньше турбулентная вязкость. Однако с увеличением содержания дисперсионной фазы возрастает динамическая вязкость. Поэтому содержание дисперсионной фазы, при которой потери давления будут минимальными, считается оптимальным.

Для определения оптимального содержания дисперсионной фазы необходимо в уравнении Дарси-Вейсбаха (IV.3) подставить вместо λ коэффициент гидравлического сопротивления эмульсии λ_2 из выражения (B), приняв при этом $\delta = 0$.

При $\delta = 0$ область минимальных потерь давления не может находиться в области плотных эмульсий.

¹ Формула неполностью моделирует реальные процессы, происходящие при внутритрубной деэмульсации, так как не учитывает влияние газовой фазы.

Для значений $0,6 < \frac{\rho_1}{\rho_2} < 1,4$, охватывающих все условия нефтепромысловой практики, значение оптимального содержания дисперсной фазы W_0 определяется по формуле

$$W_0 = 0,68 - 0,4 \frac{\rho_1}{\rho_2}.$$

Таким образом, при транспортировании неустойчивых эмульсий по трубопроводам важное значение имеет определение так называемой выгодной области содержания воды и нефти, при которой потери давления при течении эмульсии не превышали бы потерь давления при течении «чистой» нефти с одной и той же скоростью.

§ 7. ПЕРЕДВИЖНЫЕ ДЕЭМУЛЬСАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

В настоящее время в связи с бурным развитием нефтяной промышленности особенно в северных районах нашей страны большое внимание исследовательские институты стали уделять предварительному получению данных на установках, моделирующих реальные процессы по системам сбора, разрушению нефтяных

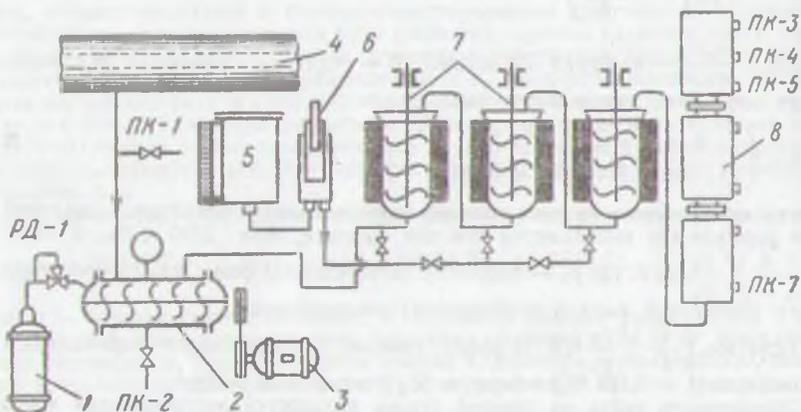


Рис. 75. Пилотная установка для изучения процессов внутритрубой деэмульсации нефти:

1 — баллон со сжатым газом; 2 — деэмульгатор; 3 — электромотор; 4 — сборный коллектор; 5 — емкость для измерения количества ПАВ; 6 — дозатор реагента (ПАВ); 7 — смесители; 8 — отстойники

эмульсий в этих системах, оптимальным режимам работы сепарационных установок, установок подготовки нефти и воды. На основании этих данных проектные институты разрабатывают и внедряют проекты обустройства, которые обеспечивают необходимую кондицию нефти, газа и воды с минимальными издержками средств и материалов.

Так, например, в настоящее время широко применяют пилотные установки по внутритрубой деэмульсации, моделирующие реальные процессы. Схема одной из таких установок приведена на рис. 75 [15].

Установка работает следующим образом.

Нефть из сборного трубопровода перетекает в эмульсатор 2, который заполнен пластовой водой до предела, зависящего от необходимой обводненности нефти. Эмульсия заданной дисперсности готовится мешалкой, вращение которой регулируется электромотором 3. Сжатым газом из баллона эмульсия выдавливается в смеситель 7. Объем эмульсии, поступающей непрерывно в установку, регулируется редуктором РД-1. Производительность установки 2 л/ч. ПАВ вводят в смесители дозатором 6 из мерной емкости. В смесителях эмульсию подогревают до заданной температуры и перемешивают с реагентом при различных режимах. После этого эмульсия проходит через водяную подушку в отстойники, соединенные последовательно. В них

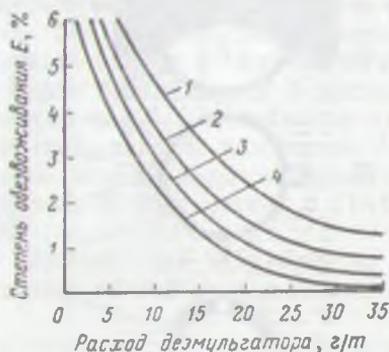


Рис. 76. Зависимость степени обезвоживания нефти E от расхода дезэмульгатора при температуре, °C:

1 — 20; 2 — 30; 3 — 40; 4 — 50

вода и нефть разделяются. Обезвоженную нефть отбирают из краников ПК-3, 4, 5. Нагревают эмульсии и поддерживают температуру в смесителях 6 и отстойниках 8 электроподогревом или горячей водой, циркулирующей в рубашках подогрева. Отделившаяся вода от нефти в отстойниках 8 сбрасывается через кран ПК-6.

Так проводят эксперимент при изучении эмульсии с необводненной нефтью. При обводненной нефти на месторождении эмульсатор 2 выполняет роль приемной камеры естественной эмульсии, дисперсность которой также можно менять при изменении числа оборотов электромотора 3.

Описанные выше исследования обычно сводятся к получению зависимости остаточной воды E от расхода реагента при различной температуре обработки водонефтяных эмульсий (рис. 76). По этим кривым определяют значения температур и объем дезэмульгатора, обеспечивающие получение товарной нефти заданной кондиции на УПН. Эти данные закладываются в реальные проекты обустройства.

§ 8. ДЕЭМУЛЬСАЦИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ ЗА СЧЕТ ВЫДЕЛЯЮЩЕГОСЯ ИЗ НЕФТИ ГАЗА (БАРБОТАЖ)

Эффект разрушения нефтяных эмульсий при барботаже газа впервые был обнаружен Н. С. Марининым при изучении работы сепарационных установок, затем он был развит и углублен в трудах В. П. Тронова [7].

Сущность этого метода деэмульсации сводится к следующему. При движении эмульсии по нефтесборным системам, а также в оборудовании установок подготовки нефти и воды происходит постепенное снижение давления, приводящее к непрерывному зарождению, коалесценции, а затем расширению пузырьков газа, выделяющихся из нефти. Схема развития описанного процесса

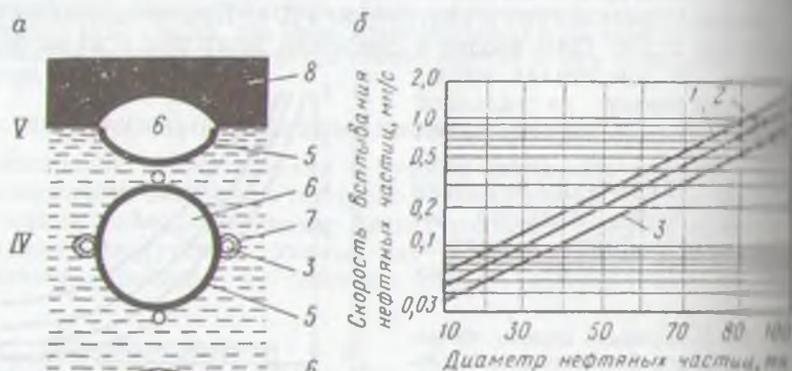


Рис. 77. Подъем дисперсной фазы (нефти) в дисперсионной среде (пластовой сточной воде).

a — механизм разрушения нефтяной эмульсии за счет выделяющегося из нефти газа (по ботажу):

1 — водяная подушка; 2 — капли нефти; 3 — капельки воды; 4 — пузырьки газа; 5 — пленка нефти; 6 — пузырь газа; 7 — образующаяся на капельках воды; 8 — слой нефти. I — момент выхода капли нефти из отверстий раздаточного коллектора; II — коалесценция газовых пузырьков, увеличение их объема и соответственное увеличение капли нефти; III — образование за счет коалесценции пузыря 6 и вырождение капли нефти 2 в каплю нефти 5; IV — вытеснение пузырем 4 капелек воды 3 за пределы нефтяной пленки; V — момент внедрения газового пузыря в слой нефти 8.

b — зависимость скорости всплывания нефтяных капель от их диаметра без учета влияния капелек воды и акклидированных пузырьков газа при пластности нефти, $\tau_{0,1} = 0,735$; 2 — 0,566, 3 — 0,937

приведена на рис. 77, *a*, где показан подъем капельки нефти 2, выходящей, например, из отверстий распределительного коллектора, через водяную «подушку» 1 (см. рис. 100, *a*).

Как видно из схемы рисунка 77, *a*, зарождающиеся в капле нефти (дисперсионной — сплошной среде) пузырьки газа могут иметь различные расположение и форму, которые зависят в основном от темпа падения давления и температуры в системе, количества растворенного газа в нефти и степени ее переохлаждения. При снижении давления расширяющиеся пузырьки газа 4 и капли

Капли 2 начинают сближаться друг с другом и коалесцировать, постепенно увеличивая объем этой капли нефти.

Капельки воды, заключенные в капле нефти, в объеме практически не изменяются, поскольку газа в них содержится ничтожно мало.

На рис. 77 условно показано пять положений (I, II и т. д.) занимающейся через водяную «подушку» нефтяной капли. Положение I — это момент отрыва нефтяной капли от отверстия распределительного коллектора. В положении II показано расширение пузырьков газа 4 и за счет этого увеличение объема этой капли нефти 2. Положение III — это полное слияние пузырьков газа 4 и образование единого пузыря 6. Как видно из рисунка, в этом положении капля нефти превращается в пленку нефти 5, в которой находятся капельки воды 3, отесняемые пузырьками газа 6 все ближе к водяной «подушке». В положении IV наступает момент полного вытеснения капелек воды за пределы нефтяной пленки 5 и контакт «броней» 7 этих капелек с ПАВ, находящимися в водяной подушке.

В результате контакта ПАВ с «броней» она разрушается, и капельки воды, соединяясь с основной массой воды, выпадают в дренаж.

Далее нефтяная пленка вместе с пузырем газа поднимается за счет сил гравитации вверх и входит в контакт с основной массой нефти 8.

В положении V показан момент вхождения пузыря 6 в слой нефти 8 и слияние нефтяной пленки 5 с основной массой нефти.

Может возникнуть вопрос, насколько реальна описанная выше картина движения капли нефти через водяную «подушку».

В реальных условиях на границе трех фаз вода—газ—нефть всегда имеет место неравенство

$$\sigma_{\text{в-г}} > \sigma_{\text{н-г}} + \sigma_{\text{н-в}}, \quad (\text{VIII.12})$$

т. е. поверхностное натяжение системы вода—газ всегда больше поверхностного натяжения системы нефть—газ и нефть—вода. Вода на границе с воздухом имеет поверхностное натяжение (при $t = 20^\circ \text{C}$ и $p = 760$ мм рт. ст.), равное 72,5 дин/см; нефть—газ — около 27 дин/см, а нефть—вода — около 30 дин/см.

Таким образом, на основании приведенного выше неравенства можно заключить, что газовые пузырьки в трехфазной системе вода—газ—нефть могут контактировать только с нефтью, а не с водой, ибо система вода—газ с энергетической точки зрения невыгодна.

II ГРАВИТАЦИОННОЕ РАЗДЕЛЕНИЕ НЕФТИ И ВОДЫ (ХОЛОДНЫЙ ОТСТОЙ)

Разрушенную нефтяную эмульсию при подаче в нее эффективного деэмульгатора в затрубное пространство скважины или в начальный сборный коллектор обычно направляют на территории

ДНС или УПН в сепараторы, в которых происходит одновременное разделение нефти, газа и воды (см. рис. 53).

Если разрушение нефтяной эмульсии при внутритрубной деэмульсации проходит недостаточно эффективно, о чем можно судить по продолжительности отстоя (седиментации) и количеству оставшейся воды и солей в нефти, то применять какие-либо другие методы, способствующие более глубокому обезвоживанию и обессоливанию данной нефти, как правило, бывает экономически невыгодным.

Такая нефть обычно после сепараторов направляется в сырые резервуары, где она отстаивается без подогрева, а затем сдается товарно-транспортным управлениям для перекачки на нефтеперерабатывающим заводам.

На нефтеперерабатывающем заводе поступившую с промысла нефть дополнительно подвергают обработке на электродегидраторах в одну или две ступени и доводят содержание солей в нефти до 5—10 мг/л или менее.

Как при холодном гравитационном разделении эмульсии, так и при любых других методах основными показателями, характеризующими эффективность процесса, являются время отстоя эмульсии, температура этой эмульсии, количество подаваемого деэмульгатора и остаточное содержание воды и солей в нефти после отстоя. Если указанные величины малы, время отстоя $t = 2,5—4$ ч, температура отстоя $t = 30—40^\circ\text{C}$, расход деэмульгатора $q = 20—30$ г/т, обводненность нефти $E = 0,2—1,0\%$, количество солей $x = 50—1000$ мг/л, то холодный отстой нефти считается эффективным. В случае, если какой-либо из перечисленных параметров значительно превышает указанные средние нормы, то решается вопрос о выборе более эффективного метода подготовки нефти, чем холодный отстой и внутритрубная деэмульсация. К таким методам подготовки относят термохимическую деэмульсацию или дополняют ее обработкой нефти в электрическом поле, которые рассматриваются в § 10 и 11 данной главы.

Время отстоя τ или седиментацию монодисперсной эмульсии рассчитывают по формуле Стокса

$$\tau = \frac{H}{v}, \quad \text{где } v = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2) g}{18\mu_2},$$

v — скорость седиментации, м/с; d — диаметр частицы, м; ρ_1 и ρ_2 — плотность соответственно дисперсной и непрерывной (сплошной) фаз, кг/м³; μ_2 — динамическая вязкость непрерывной (дисперсионной) фазы, Па·с.

Данную формулу можно применять в предположении, что капельки эмульсии (дисперсной фазы) ведут себя, как твердые шарики. Для реальной эмульсии рекомендуется формула

$$v = \frac{2r^2 (\rho_1 - \rho_2) g}{3\mu_2} \frac{\mu_1 + \mu_2}{3\mu_1 + 2\mu_2}, \quad (\text{VIII.13})$$

где μ_1 — вязкость дисперсной фазы, Па·с; r — радиус час-

тицы, м.
Скорость седиментации полидисперсной эмульсии выражается уравнением

$$\sum \frac{4}{3V} \pi r_i^3 n_i v_i, \quad (\text{VIII.14})$$

$$\sum \frac{8\pi}{27\mu_1 V} \pi r_i^5 (\rho_1 - \rho_2), \quad (\text{VIII.15})$$

где V — объем эмульсии; r_i — радиус i -й частицы; n_i — число частиц i -го размера; v_i — скорость седиментации i -й частицы.

На рис. 77, б показана зависимость скорости всплывания отдельных капель от их диаметра (при $\rho_0 = 1$ и $t = 20^\circ \text{C}$) без учета влияния на них капелек воды и окклюдированных пузырьков газа.

4.10. РАЗРУШЕНИЕ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ В ЦЕНТРИФУГАХ

Метод разрушения нефтяных эмульсий в центрифугах как прямого, так и обратного типа пока не нашел широкого промышленного применения, однако он является эффективным.

Разделение нефтяных эмульсий в центрифугах характеризуется центробежным критерием Фруда, представляющем отношение центробежной силы $F_{ц}$ к силе тяжести F_T :

$$Fr_{ц} = \frac{F_{ц}}{F_T} = \frac{m v_0^2}{r mg} = \frac{v_0^2}{rg}. \quad (\text{VIII.17})$$

На частицу m (капельку воды), находящуюся в центробежном поле, действуют следующие четыре силы (см. рис. 78):

1) центробежная

$$F_{ц} = \frac{m v_0^2}{r}, \quad (\text{VIII.18})$$

где m — масса капельки воды, равна $\frac{\pi d^3}{6} \rho_0$; v_0 — окружная скорость капельки, м/с; r — радиус, по которому вращается капля m вокруг оси центрифуги;

2) сила сопротивления среды F_c , вызываемая движением капли от оси центрифуги к периферии и направленная в противоположную сторону движения капли.

Если режим движения капли m в центробежном поле принять ламинарным с числом Рейнольдса, не превышающим двух, то сила сопротивления F_c определится из формулы (VI.23)

$$F_c = \zeta \frac{v_0^2 \rho_0}{2} s, \quad (\text{VIII.19})$$

где s — площадь сечения частицы, принимается равной $\pi d^2/4$.

Для ламинарного движения частицы коэффициент сопротивления получается теоретически:

$$\zeta = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu_{II}}{v_B d\rho_B} \quad (\text{VIII.18})$$

Тогда, подставляя данное выражение в формулу (VIII.19), получим

$$F_c = \frac{24\mu_{II}}{v_B d\rho_{II}} \frac{\rho_B v_B^2}{2} \frac{\pi d^2}{4} = 3\pi d\mu_{II} \frac{dr}{d\tau}, \quad (\text{VIII.20})$$

где $\frac{dr}{d\tau}$ — скорость движения частицы воды от оси к периферии, равна v ;

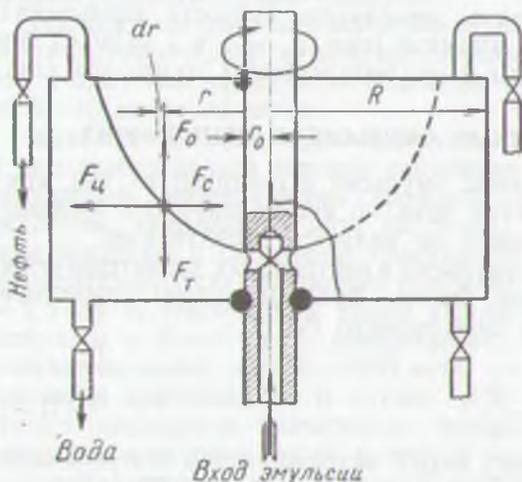


Рис. 78. Схема и расчеты центрифуги для разделения нефти от воды

3) сила тяжести частицы mF_T , направленная вертикально вниз:

$$F_T = m_T g, \quad (\text{VIII.21})$$

4) архимедова сила частицы mF_a , направленная вертикально вверх и равная

$$F_a = m_a g. \quad (\text{VIII.22})$$

Последние две силы — F_T и F_a — по сравнению с первыми двумя силами в центробежном поле составляют небольшую величину, и ими можно пренебречь.

Тогда будем иметь $F_a = F_c$, т. е. центробежная сила приравнивается силе сопротивления течению капельки воды от оси центрифуги к периферии.

Приведем формулу (VIII.17) к следующему виду и приравняем ее силе сопротивления F_c , представленную выражением (VIII.21)

$$\frac{m v^2}{r} = \frac{\pi d^3}{6} \rho_B \frac{\omega^2 r^2}{r} = 3\pi d\mu_{II} \frac{dr}{d\tau}, \quad (\text{VIII.23})$$

где $v_p = \omega r$; ω — угловая скорость в 1.с, равная πn 30. Деляя выражения в выражении (VIII.24) и разделяя переменные, можно представить его в следующем виде:

$$\int dt = \frac{18\mu_n}{d^3\omega^2\rho_n} \int_{r_0}^R \frac{dr}{r}. \quad (\text{VIII.25})$$

После интегрирования получим:

$$t = \frac{18\mu_n}{d^3\omega^2\rho_n} \ln \frac{R}{r_0}. \quad (\text{VIII.26})$$

Предельный размер частицы воды, осаждающейся в центрифуге, по Стоксу определяют из выражения (VIII.26)

$$d_{пр} = \sqrt{\frac{18\mu_n}{\tau\omega^2\rho_n} \ln \frac{R}{r_0}}. \quad (\text{VIII.27})$$

Все частицы, имеющие размер выше $d_{пр}$, должны осаждаться в центрифуге.

При решении задач разрушения эмульсии в центрифугах обычно задаются диаметром капелек воды, которые должны удаляться из нефти, и определяют необходимое время нахождения эмульсии в центрифуге t .

II. ФИЛЬТРАЦИЯ ЭМУЛЬСИИ ЧЕРЕЗ ТВЕРДЫЕ ГИДРОФИЛЬНЫЕ ПОВЕРХНОСТИ

Нестойкие и средней стойкости нефтяные эмульсии (В.М) обычно разрушаются при прохождении через фильтрующий слой, которым может служить гравий, битое стекло, полимерные марки, древесные и металлические стружки.

Демумльсация нефтей при помощи твердых поверхностей основана на явлении селективного смачивания, сущность которого та же, что и явлений, сопровождающих адсорбцию. Если взаимодействие молекул жидкости с молекулами твердого вещества сильнее, чем между собою, то жидкость растекается по поверхности, и смачивает ее. Растекание происходит до тех пор, пока жидкость не покроет всю поверхность твердого тела. Такой случай называется полным смачиванием (рис. 79, а).

Если молекулы жидкости взаимодействуют между собой значительно сильнее, чем с молекулами твердого вещества, то растекание в этом случае не только не произойдет, а наоборот, жидкость соберется на поверхности в каплю почти сферической формы (рис. 79, б). Между этими крайними случаями возможны промежуточные случаи неполного смачивания, когда капля образует с поверхностью твердого тела определенный равновесный угол, называемый краевым углом или углом смачивания (рис. 79, в).

Смачивание жидкостью поверхности твердого тела можно объяснить как результат действия сил поверхностного натяжения.

Рассмотрим пример неполного смачивания, изображенный на рис. 79, *г*.

Окружность капли в данном случае является границей взаимодействия трех сред — жидкости 1, воздуха 2 и твердого тела 3. Эти среды взаимодействуют между собой через силы поверхностного натяжения. Обозначим векторами: силу, действующую на границе жидкость—воздух, через σ_{1-2} ; силу, действующую на границе воздух—твердое тело, через σ_{2-3} и силу, действующую на границе жидкость—твердое тело, через σ_{1-3} .

При образовании равновесного краевого угла θ все три силы должны уравновесить друг друга.

Силы σ_{1-3} и σ_{2-3} действуют в плоскости поверхности твердого тела. Сила же σ_{1-2} направлена к поверхности под углом θ . Однако

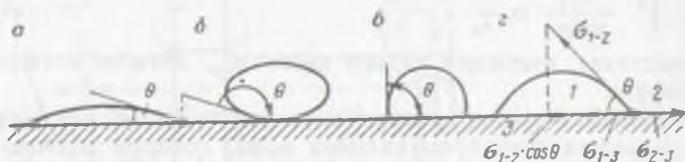


Рис. 79. Различные случаи смачивания жидкостью твердой поверхности (*a* — $\theta < 90^\circ$; *b* — $\theta > 90^\circ$; *г* — $\theta = 90^\circ$) и зависимость между краевым углом (θ) и поверхностными натяжениями σ_{1-2} ; σ_{2-3} и σ_{1-3} (Γ):

1 — жидкость; 2 — воздух; 3 — твердая поверхность

если точка приложения трех сил может только передвигаться по поверхности, то вместо силы σ_{1-2} следует взять ее проекцию на плоскость, т. е. $\sigma_{1-2} \cos \theta$. Тогда условие равновесия сил выразится уравнением

$$\sigma_{2-3} = \sigma_{1-3} + \sigma_{1-2} \cos \theta. \quad (\text{VIII.28})$$

Отсюда

$$\cos \theta = \frac{\sigma_{2-3} - \sigma_{1-3}}{\sigma_{1-2}}. \quad (\text{VIII.29})$$

Величину $\cos \theta$, характеризующую способность жидкости смачивать поверхность, принято называть смачиванием. Угол смачивания θ откладывается всегда со стороны жидкости. Избирательное смачивание было исследовано академиком П. П. Ребиндером и сотр.

На основании выражения (VIII.29) можно установить три случая:

- 1) когда краевой угол $\theta < 90^\circ$, а $\cos \theta > 0$, то твердая поверхность называется гидрофильной (рис. 79, *a*);
- 2) когда краевой угол $\theta > 90^\circ$, а $\cos \theta < 0$, то твердая поверхность называется гидрофобной (рис. 79, *б*);
- 3) когда краевой угол $\theta = 90^\circ$, а $\cos \theta = 0$, то избирательное смачивание отсутствует (рис. 79, *г*).

Жидкость тем лучше смачивает твердое тело, чем меньше взаимодействие между ее молекулами. Неполлярные жидкости (нефть) с малым поверхностным натяжением (20—30 эрг/см²) обычно хорошо смачивают твердую поверхность. Вода с поверхностным натяжением (72,5 дин/см при 20°С) смачивает лишь некоторые тела (стекло, кварц).

Фильтрующее твердое вещество для разрушения эмульсий должно удовлетворять основным требованиям:

1) иметь хорошую смачиваемость, благодаря которой происходит сцепление глобул воды с фильтрующим веществом и разрыв межфазных пленок эмульсии, способствующий коалесценции капель воды;

2) быть достаточно прочным, обеспечивая длительную эксплуатацию без замены.

Конструктивно фильтры выполняют обычно в виде колонн, размеры их зависят от объема прокачиваемой эмульсии, вязкости ее и скорости движения.

Деэмульсацию нефтей фильтрацией как самостоятельный процесс почти не применяют, однако в сочетании с термохимическими методами она может найти применение для подготовки некоторых нефтей.

§ 12. ТЕРМОХИМИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ (ОБЕЗВОЖИВАНИЕ И ОБЕССОЛИВАНИЕ)

Назначение установок подготовки нефти (УПН)

Добываемая из скважины нефть, как правило, имеет в своем составе пластовую воду (в свободном или эмульгированном состоянии), содержащую различные минеральные соли — хлористый натрий NaCl, хлористый кальций CaCl₂, хлористый магний MgCl₂ и т. д. и зачастую механические примеси. В состав нефтей входят также различные газы органического (метан CH₄, этан C₂H₆, пропан C₃H₈, бутан C₄H₁₀) и неорганического (сероводород H₂S, углекислый газ CO₂ и гелий He) происхождения.

Содержание в нефти воды и водных растворов минеральных солей приводит к увеличению расходов на ее транспорт, кроме того, вызывает образование стойких нефтяных эмульсий и создает затруднения при переработке нефти на НПЗ вследствие усиленного развития коррозии оборудования. Вот почему нефти, добываемые из скважин вместе с пластовой водой, подвергают обезвоживанию и обессоливанию непосредственно на месторождениях и на НПЗ.

На товарную нефть, сдаваемую промыслами, утвержден ГОСТ 9965—76, согласно которому регламентируются следующие показатели примесей в нефти (табл. 5).

Товарная нефть, поступившая на НПЗ, снова подвергается очистке от воды (до 0,1 мг/л) и солей 3—5 мг/л и ниже.

ТАБЛИЦА

Показатели	Норма для группы		
	I	II	III
Содержание:			
воды, вес. %	0,5	1,0	1,0
хлористых солей, мг. л	100	300	1 800
механических примесей, вес. %	0,05	0,05	0,05
Давление насыщенных паров в пункте сдачи, Па (мм рт. ст.)	66 650 (500)	66 650 (500)	66 650 (500)

Практикой установлено, что существующие методы деэмульсации нефти без подогрева и поверхностно-активных веществ в большинстве случаев малоэффективны и особенно это касается тяжелых, парафино-смолистых и вязких нефтей. Поэтому около 80% всей добываемой обводненной нефти проходит обработку на термохимических установках, имеющих следующие преимущества:

- 1) сравнительно быстрый монтаж установки, состоящей из блочного полностью автоматизированного оборудования, изготавливаемого в заводских условиях; 2) низкая чувствительность режима работы установки к широкому изменению содержания воды в нефти; 3) возможность изменять деэмульгаторы и режимы работы установки по мере изменения характеристики эмульсии; 4) возможность полной ликвидации потерь легких фракций нефти; 5) сокращение обслуживающего персонала на УПН за счет автоматизации процессов.

Для подготовки вязких и тяжелых нефтей получают широкое распространение внутритрубная деэмульсация и термохимические установки, в которых одновременно происходят обезвоживание, обессоливание и сепарация нефти и газа.

Блочное оборудование термохимической установки, выпускаемое заводами, поставляется на промыслы с полной автоматизацией и монтируется на месте в течение 15—20 дней.

Разработана и внедрена серия блочного автоматизированного оборудования термохимических установок заводского изготовления: нагреватели-деэмульсаторы УДО-2М, УДО-3, СП-1000, «Тайфун», БН-5,4, ПТБ-10, ДГ-6300, НН-6,3 и др.; отстойники ОГ-80, ОГ-200, ОГ-200С; аппараты по предварительному сбору пластовой воды БАС-1, УПС, сепарационные установки и автоматизированные установки по измерению в потоке качества и количества товарной нефти типа «Рубин-2м».

На большинстве месторождений Советского Союза построено и действует много различных установок по обезвоживанию и обессоливанию нефти, работающих в различных климатических условиях с различными физико-химическими свойствами флюидов и, что самое главное, укомплектованных различным оборудова-

нием заводского изготовления. Описание принципа действия этих установок можно найти в литературе [3, 7, 17], а теорию разрушения нефтяных эмульсий с применением ПАВ — в работах [1, 5, 7, 18].

Ниже приведена лишь одна из возможных принципиальных схем установок по обезвоживанию и обессоливанию нефти, име-

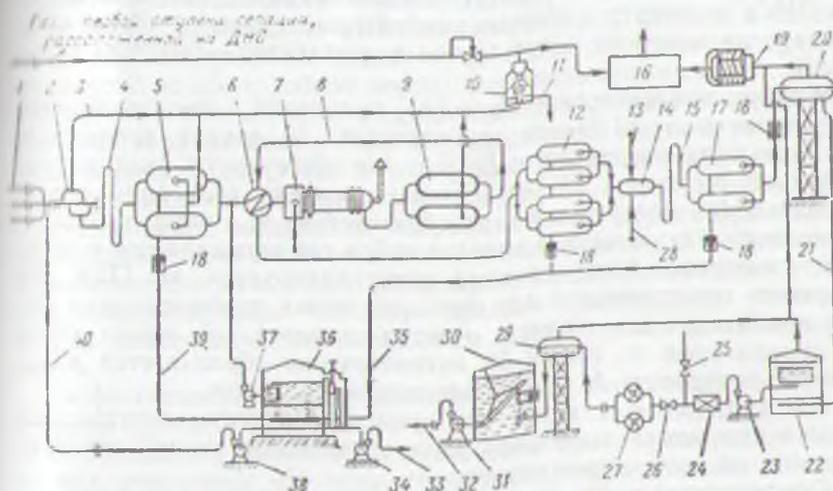


Рис. 80. Установка подготовки нефти (УПН) и воды (УПВ):

1 — сборные коллекторы с месторождения; 2 — коллектор — гаситель пульсаций; 3 — сборный газопровод; 4 — каплеобразователь; 5 — теплообменники; 6 — теплообменники; 7 — блок нагрева БН 5.4 (печь); 8 — трубопровод с горячей нефте-водной смесью; 9 — теплоизолированные сепараторы; 10 — турбосепаратор; 11 — сброс уловленной из газа нефти; 12 — герметизированные отстойники по обезвоживанию нефти; 13 — линия подачи ПАВ дозировочным насосом; 14 — смеситель; 15 — каплеобразователь; 16 — газоперерабатывающий завод; 17 — отстойники по обессоливанию нефти; 18 — регулируемый штуцер; 19 — винтовой насос-компрессор; 20 — концевые сепараторы; 21 — самотечная линия товарной нефти; 22 — резервуар товарной нефти; 23 — подпорный насос; 24 — автоматизированная установка «Рубий-2м» по измерению качества и количества товарной нефти; 25 и 26 — автоматически закрывающиеся и открывающиеся краны; 27 — расходомеры товарной нефти «Норд»; 28 — линия подачи пресной горячей воды; 29 — сепаратор товарного пара; 30 — парк товарных резервуаров; 31 — головная насосная станция; 32 — магистральный нефтепровод; 33 — водовод на КНС; 34 — насос для подачи пластовой сточной воды на КНС; 35 — водовод для сброса пластовой сточной воды из отстойников; 36 — резервуар-отстойник по подготовке сточной пластовой воды с гидрофильным фильтром; 37 — насос для откачки нефти; 38 — насос для подачи пластовой сточной воды, содержащей ПАВ; 39 — водовод для сброса пластовой сточной воды из аппарата по предварительному сбросу воды; 40 — линия подачи сточной пластовой воды, содержащей ПАВ

ющая оборудование в основном заводского изготовления, обеспечивающего высокую степень очистки нефти и воды с минимальными потерями легких фракций углеводородов. Схема такой установки приведена на рис. 80.

Вначале рассмотрим случай сбора продукции скважин без внутритрубной деэмульсации нефти в сборных коллекторах 1, расположенных на месторождении с обводненностью нефти до 40%. Пусть транспортируется нефть средней плотности ($\rho_n = 0,83-0,85 \text{ т.м}^3$) и средней вязкости (10—15 сП).

Данная установка рассчитана на использование ее с дожимными насосными станциями (ДНС), смонтированными на месте рождения большой площади. На этих ДНС осуществляется первая ступень сепарации нефти и газа и предварительный сброс пластовой воды. Установка работает следующим образом.

Обводненная нефть в виде эмульсии с частично растворенным в ней газом после первой ступени сепарации, расположенной на ДНС, поступает в сборные коллекторы, а затем в общий коллектор, из которого направляется в коллектор—гаситель пульсаций.

Перед коллектором—гасителем пульсаций, расположенным на территории УПН, по трубопроводу 40 вводят дренажную горячую воду, содержащую ПАВ и способствующую разрушению нефтяной эмульсии. Из коллектора—гасителя пульсаций обводненная нефть поступает в каплеобразователь 4, а затем в сепараторы второй ступени 5, а выделившийся газ направляется в сборный газопровод, по которому транспортируется на ГПЗ. Из сборного газопровода 3 газ проходит через турбосепаратор 10, где происходит его «тонкая» очистка от капельной взвеси. Вода из сепараторов по линии 39 автоматически сбрасывается в резервуар-отстойник 36 с гидрофильным фильтром.

Следует иметь в виду, что коллектор—гаситель пульсаций чаще всего может выполнять роль сепараторов второй ступени, и тогда их не устанавливают.

Обводненную нефть (воды 6—8%) из сепараторов через регулируемый штуцер (исполнительный механизм) направляют в теплообменники 6, в которых происходит предварительный нагрев нефтеводяной смеси горячей смесью, прошедшей блок нагрева 7 и теплоизолированные сепараторы 9.

Сепараторы служат для отделения по возможности всей газовой фазы, образующейся в блоке нагрева 7, и интенсификации отделения воды от нефти в отстойниках 12. Сепараторы 9 не устанавливают, если в блоках нагрева или в любой другой печи давление такое, что газовая фаза в них (после нагрева нефти) не образуется и не снижает тем самым эффективности разделения нефти и воды в отстойниках 12.

Таким образом, в оборудовании 2, 4, 5, 6, 7, 9, 12, 14, 15 и 17 поддерживается постоянное давление, не превышающее в последнем аппарате 0,2 МПа.

Разрушенная в основном в блоке нагрева эмульсия, пройдя сепараторы 9, равномерно поступает в герметизированные отстойники 12, где происходит окончательное отделение нефти от воды. Вода из отстойников автоматически сбрасывается в резервуар-отстойник 36, а нефть направляется в смеситель 14.

В отстойниках 12 практически получается обезвоженная нефть, содержащая воды не более 1%.

На этой стадии процесс обезвоживания нефти заканчивается.

При отделении нефти от минерализованной пластовой воды, естественно, происходит также одновременно и обессоливание этой нефти. Однако в обезвоженной нефти до указанных пределов (~1%) содержится еще много солей (2000—3000 мг/л), которые следует удалить, чтобы существенно снизить коррозионное разрушение оборудования промысловых установок и оборудования нефтеперерабатывающих заводов. Поэтому в обезвоженную горячую нефть, прошедшую отстойники 12 и поступающую в смеситель 14, одновременно подается по линии 28 пресная горячая вода (от 2 до 5% к добыче нефти) для обессоливания нефти. ПАВ подают по линии 13 для предупреждения образования эмульсии. Пресная горячая вода с ПАВ и обезвоженная нефть бурно перемешиваются в смесителе и поступают в каплеобразователь 15 для предварительного разделения нефти от воды, а затем для окончательного разделения направляются в герметизированные и теплоизолированные отстойники обессоливания 17. Основное назначение смесителя 14 и каплеобразователя 15 — создать условия, способствующие «захвату» каплями пресной воды соленых капель пластовой воды, оставшихся в нефти после ее обезвоживания.

Эффективность такого «захвата» прежде всего зависит от состояния бронирующих оболочек на каплях пластовой воды и может оказаться довольно высокой, когда бронирующие оболочки на них разрушены. Поэтому, естественно, эффективность обессоливания нефти во многом зависит от того, как эффективно протекало ее обезвоживание. Если, например, считать, что при обезвоживании нефти на всех каплях пластовой воды бронирующие оболочки за счет подачи ПАВ и нагрева были разрушены, то обессоливание такой нефти, при соответствующем режиме перемешивания и концентрации капель пресной воды, должно быть глубоким (5—10 мг/л). Вместе с тем содержание воды в обессоленной нефти может находиться на том же уровне (0,1—1%), а иногда даже выше.

Из отстойников обессоливания кондиционная нефть под собственным давлением через регулируемый штуцер 18 направляется в концевые сепараторы 20, в которых специальными компрессорами 19 поддерживается небольшой вакуум. Из концевых сепараторов кондиционная нефть (обезвоженная и обессоленная) самотеком поступает в буферные емкости 22 (два резервуара), из которых забирается подпорным насосом 23 и прогоняется через автоматизированную установку «Рубин-2м» (см. рис. 105), предназначенную для измерения количества и качества товарной нефти. Если по содержанию воды и солей нефть окажется некондиционной, то «Рубин-2м» автоматически закрывает кран 26 и открывает кран 25 и подает эту нефть в технологические резервуары некондиционной нефти с газоуравнительной обвязкой, из которых она поступает снова в печи БН-5,4, 7, где доводится до нужной кондиции (ГОСТ 9965—76).

После этого товарная нефть измеряется расходомером 27 и поступает по нефтепроводу в сепаратор 29, а затем в резервуары товарного парка 30, расположенного, как правило, на значительном расстоянии от УПН. Для предотвращения загазованности территории товарного парка и вследствие этого возможной взрывоопасной ситуации перед поступлением нефти в резервуары 30 устанавливается сепаратор 29, в котором газовое пространство соединено газопроводом с приемами компрессоров станции. Из сепаратора 29 нефть самотеком поступает в товарные резервуары 30, оборудованные системой улавливания легких фракций, затем забирается из них насосами 31 и подается в магистральный нефтепровод 32, транспортирующий эту нефть на НПЗ.

Пластовая вода, отделившаяся от нефти в герметизированных отстойниках горизонтального типа 12, а также в подобных отстойниках, предназначенных для обессоливания нефти 17, сбрасывается по водяной линии 35 через регулируемые штуцеры 18 в тот же резервуар-отстойник с гидрофильным фильтром (см. рис. 100). Из резервуара-отстойника 36 часть воды насосом 38 подается по водоводу 40 в начало сборного коллектора, а большая часть ее насосом 34 нагнетается на КНС.

Небольшое количество нефти, отделившейся от воды в резервуаре-отстойнике 36, время от времени насосом 37 нагнетается по нефтепроводу перед теплообменниками 6.

Расположение оборудования, приведенное на рис. 80, в зависимости от конкретных месторождений и физико-химических свойств добываемых нефти, воды и газа может изменяться. Так, например, если в сборных коллекторах 1 происходит внутритрубная деэмульсация, кроме того нефть легкая ($\rho_n = 800 \text{ кг/м}^3$) и маловязкая ($\mu_n = (2 - 5) \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$) (2—5 сП), то необходимость в установке каплеобразователя 4 и теплообменника 6, естественно, отпадает и установка значительно упрощается.

Наоборот, если осуществляются сбор и подготовка тяжелой ($\rho_n = 0,88 - 0,94 \text{ т/м}^3$) и вязкой нефти ($\mu_n = 25 - 50 \text{ сП}$), то установка подготовки нефти, приведенная на рис. 80, существенно может усложниться дополнительным монтажом электродегидраторов (см. рис. 84), не показанных на схеме, размещаемых после отстойников.

Для некоторых месторождений, имеющих среднюю плотность нефти и нестабильные эмульсии (Самотлор и др.), каплеобразователи и теплообменные аппараты не устанавливаются.

При работе смесителей 14, сепараторов-деэмульсаторов 7 часто приходится смешивать два вида жидкостей с разными температурами нагрева (например, пресную воду для обессоливания и обезвоженную нефть, содержащую соли). Средняя температура смеси жидкостей в данном случае определится из следующей формулы:

$$c_1 G_1 (t_{cp} - t_1) = c_2 G_2 (t_{cp} - t_2), \quad (\text{VIII.30})$$

где c_1 и c_2 — удельная теплоемкость жидкостей (для воды $c_1 = 4,19$ кДж/кг·°С, для нефти $c_2 = 1,9$ кДж/кг·°С (при 15°С); G_1 и G_2 — масса соответственно воды и нефти, кг; t_1 и t_2 — температура воды и нефти, °С.

Из формулы (VIII.30) можно определить среднюю температуру смеси жидкостей:

$$t_{\text{ср}} = \frac{c_1 G_1 t_1 - c_2 G_2 t_2}{c_1 G_2 - c_2 G_2}. \quad (\text{VIII.31})$$

Каплеобразователи

Для доведения ПАВ до капелек пластовой воды и разрушения «броннирующих» оболочек на их поверхности ранее широко применяли различные смесители, клапаны, задвижки и насадки, неэффективность которых можно объяснить следующими двумя причинами: недостаточной продолжительностью процесса перемешивания (доли секунды) и чрезмерным дроблением водяных капелек (1—2 мкм).

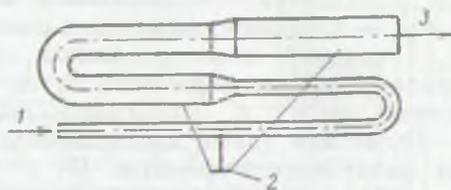


Рис. 81. Каплеобразователь

1 — вход нестабильной эмульсии; 2 — колена каплеобразователя; 3 — выход расслоенного потока нефти и воды

В настоящее время вместо указанных смесительных устройств стали применять каплеобразователи.

На рис. 81 приведен общий вид линейного каплеобразователя, широко испытанного в промысловых условиях объединения Татарнефть и показавшего хорошие результаты по укрупнению (коалесценции) водяных капелек, потерявших «броню». Линейный каплеобразователь изготовляют из обрезков труб разного диаметра и располагают на опорах в горизонтальной плоскости. Диаметры отрезков труб увеличиваются от секции к секции в направлении движения обрабатываемой эмульсии.

Первая секция — массообменная и предназначена для разрушения «броннирующих» оболочек на каплях пластовой воды и укрупнения их за счет турбулентности потока; вторая секция — для коалесценции каплей воды до более крупных размеров при снижении турбулентности потока и третья — для возможности расслоения потока на нефть и воду за счет гравитационных сил.

Очень важным вопросом для науки и практики является определение основных размеров каплеобразователя — диаметров и длин отдельных секций.

В работе [7], исходя из условий равенства расстояний между каплями воды, размещенных в эмульсии, рекомендуется приори-

мать следующие расчетные значения диаметров капель воды в нефти, обрабатываемой в массообменной секции:

Обводненность, %	1	5	10	15	20	30
Диаметр капль, мкм	5	10	22	27	36	68

Эти значения учитывают при определении диаметра и длины массообменной секции каплеобразователя.

В работе [7] для определения диаметров и длин отдельных секций каплеобразователя расчетным способом приведена серия графиков и номограмм, облегчающих и ускоряющих эти расчеты. Кроме того, приведены также эмпирические формулы, по которым построены эти номограммы.

Так, например, диаметр массообменной секции определяют по эмпирической формуле

$$D = \left\{ \frac{43,3\sigma^{1,5} \left[1 + 0,7 \left(\frac{\mu_n u}{\sigma} \right)^{0,7} \right]}{d_{cp} u^{2,5} \mu_n^{0,5} \rho_n} \right\}^{10}, \quad (\text{VIII.32})$$

где σ — поверхность натяжения системы нефть—вода, дин/см; μ_n и μ_n — динамическая вязкость соответственно воды и нефти, Па·с; d_{cp} — средний диаметр капель воды, принимается согласно приведенных выше данных, см; u — средняя объемная скорость потока, см³/с; ρ_n — плотность нефти, г/см³.

Расчетная длина массообменной секции определяется также по эмпирической формуле [7]

$$L = \frac{\ln \left[\left(\frac{W - W_{po}}{W_{po}} \right); \left(\frac{W - W_p}{W_p} \right) \right]}{\frac{k}{d_{cp}} \sqrt{W \left(\frac{\pi D v}{4Q} \right)^{0,25}}} + 20D, \quad (\text{VIII.33})$$

где W — обводненность нефти, %; W_{po} — количество введенного раствора ПАВ, %; W_p — количество в нефти воды, обогащенной ПАВ в результате массообменных процессов в первой секции (обычно принимается 0,999), k — константа эффективности столкновений; d_{cp} — осредненный диаметр капль, см; v — кинематическая вязкость нефти, Ст; Q — расход обрабатываемой нефти, см³/с.

В работе [7] приведены эмпирические формулы для определения диаметра и длины коалесцирующей секции и секции расслоения, которых мы здесь не приводим.

Общая длина каплеобразователя зависит от многих факторов и может достигать в некоторых случаях 300 м.

Принципиальная схема блока нагрева БН-5,4 нефтяной эмульсии, разработанного конструкторским бюро объединения Саратовнефтегаз, приведена на рис. 82. Блок нагрева БН-5,4 предназначен для интенсивного нагрева и перемешивания эмульсии с ПАВ, в результате чего происходит эффективное обезвоживание

обессоливание нефти. Кроме того, он может быть не использован для подогрева высоковязких парафинистых нефтей для нормального транспортирования их по трубопроводам.

Блок нагрева состоит из четырех (а не из двух, как показано на рисунке) последовательно соединенных (по два) между собой огневого подогревателей, блока контрольно-измерительных приборов КИП, блока управления и сигнализации (БУС) и щитового

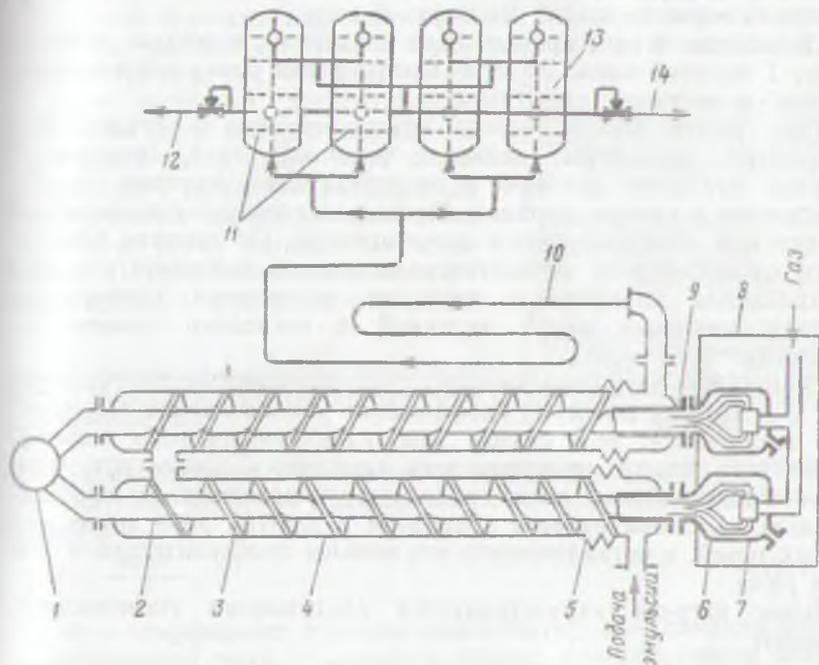


Рис. 82. Блок нагрева БН-5,4 нефтяной эмульсии с отстойниками и каплеобразователем:

1 — дымовая труба; 2 — жаровая труба; 3 — винтовая спираль; 4 — корпус огневого подогревателя; 5 — пластинчатый компенсатор; 6 — камера сгорания; 7 — горелки турбинного типа; 8 — щитовое укрытие; 9 — обмуровка огнеупорная; 10 — каплеобразователь; 11 — раздаточный коллектор для равномерного распределения жидкости по сечению; 12 — коллектор сброса воды с ПАВ; 13 — отстойники теплоизолированные; 14 — коллектор товарной нефти

укрытия. Огневого подогревателя состоит из корпуса жаровой трубы, винтовой спирали, линзового компенсатора, камеры сгорания и газовых горелок турбинного типа.

Блок нагрева работает следующим образом. Нефтяная эмульсия после теплообменников (см. рис. 80) подается в межтрубное пространство теплоизолированного огневого подогревателя (между корпусом 4 и жаровой трубой 2 (см. рис. 82), где происходит нагревание движущейся эмульсии через стенку трубы горячими газами, получаемыми в камере сгорания 6. Для увеличения пути движения, времени контакта нефти через стенку с горячими га-

зани движение нефтяной эмульсии в межтрубном пространстве направлено по винтовой линии 3 с большой скоростью, благодаря чему возрастает эффективность теплоотдачи от горячих газов к жидкости. Нагретая в первом огневом подогревателе эмульсия подается во второй подогреватель, из которого поступает снизу в кантеобразователь 10, а затем в герметизированные отстойники 13, где при низких скоростях потока ($<0,008$ м.с) происходит разделение эмульсии на нефть и воду.

Дымоходы всех жаровых труб соединены в общую дымовую трубу 1 высотой около 20 м. Вся автоматика блока нагрева помещается в щитовом укрытии 8.

При работе блока нагрева контролируются и регулируются следующие параметры: давление топочного газа, температура нагрева эмульсии, давление в подогревателях, наличие пламени запальника в камере сгорания. Предельные значения температуры и давления контролируются дистанционно. По технике безопасности предусмотрена автоматическая отсечка топочного газа при прекращении циркуляции эмульсии, повышении температуры нагрева эмульсии сверх заданной и погасании пламени запальника.

Описанный блок нагрева имеет следующие преимущества перед другими типами печей: 1) коэффициент использования топочного газа выше 20%; 2) в случае неполадок или прогара жаровой трубы весь корпус подогревателя заменяется новым при остановке блока нагрева на непродолжительное время; 3) производительность блока нагрева в среднем в два-три раза выше, чем других печей, а металлоемкость его меньше приблизительно в полтора раза.

Блок нагрева характеризуется следующими техническими данными:

Производительность по эмульсии при 30%-ной обводненности, м ³ /сут:	
При нагреве до, °С:	
55	5000
65	4000
80	3000
Номинальная тепловая мощность, млн. ккал/ч	5,4
Рабочее давление, МПа	0,588
Расход топливного газа при номинальной теплопроизводительности, м ³ .ч	830
Масса одного блока, кг	8860

Во избежании прогара жаровой трубы в месте контакта холодной эмульсии с горячими газами, выходящими из топки, в жаровой трубе делается раструб большего диаметра, чем сама жаровая труба, а внутренняя часть этого раструба обмуровывается огнупором 9 на длину от 1,5 до 2 м.

Имеется много других типов подогревателей (печей) эмульсий, которые отличаются некоторыми конструктивными элементами.

4. И. ЭЛЕКТРОДЕГИДРАТОРЫ

Нефтяные эмульсии типа В.М. разрушаются в электрическом поле, что можно объяснить следующим образом.

Если безводную и обессоленную нефть налить между двумя плоскими параллельными электродами, находящимися под высоким напряжением, то возникает однородное электрическое поле, силовые линии которого параллельны друг другу (рис. 83, а). При замене безводной нефти эмульсией В.М. расположение силовых линий совершенно меняется и однородность электрического поля нарушается (см. рис. 83, б, в). В результате индукции диспергированные капли воды поляризуются и вытягиваются вдоль линий поля с образованием в вершинах капель воды электрических зарядов, противоположных по знаку зарядам на электродах. Под действием основного и дополнительного электрических полей

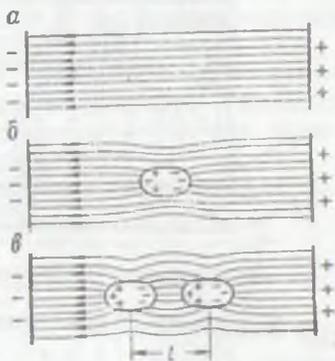


Рис. 83. Расположение полярных капель воды (б, в) в неполярной нефти (а), помещенных в электрическое поле

происходит сначала упорядоченное движение, а затем столкновение капель воды, обусловленное силами, определяемыми по формуле

$$F = \frac{k\epsilon^2 r^4}{l^2}, \quad (\text{VIII.34})$$

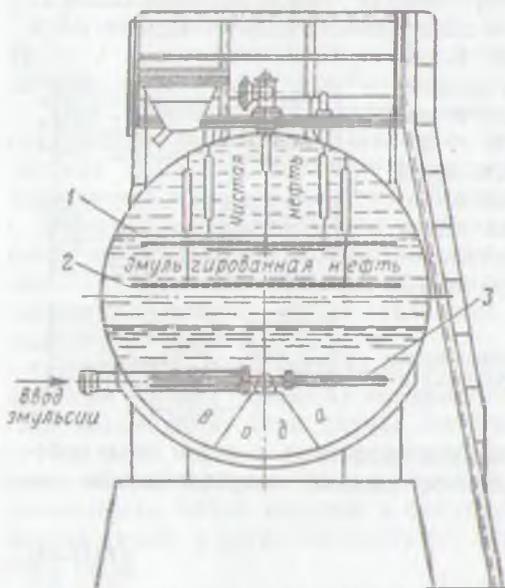
где k — коэффициент пропорциональности; ϵ — напряженность электрического поля; r — радиус капли; l — расстояние между центрами капель.

Из приведенной формулы видно, что если расстояние между каплями незначительно, а размеры капель сравнительно велики, то сила притяжения становится настолько большой, что адсорбированные на поверхности капель воды «бронированные» оболочки, отделяющие их от нефти, сдавливаются и разрушаются, в результате чего происходит коалесценция капель воды.

Эффективность разрушения эмульсий в поле переменного тока значительно выше, чем в поле постоянного тока. В поле переменного тока происходит циклическое изменение движения тока и напряженности поля, в результате чего капли воды изменяют направление своего движения синхронно основному полю и поэтому все время находятся в состоянии колебания. Под воздействием сил электрического поля форма капель постоянно меняется, и капли воды испытывают непрерывную деформацию, что способствует разрушению адсорбированных оболочек на каплях воды и их слиянию.

Деэмульсационные установки с использованием электрического поля строятся в основном на переменном токе промышленной частоты (50 Гц).

Электродегидраторы применяют для глубокого обессоливания средних и тяжелых нефтей. Для этого такие нефти в специальных смесителях интенсивно перемешивают с пресной горячей водой и эту смесь через маточник, а затем водяную «подушку» вводят в межэлектродное пространство электродегидратора.



Электродегидраторы устанавливают после блочных печей нагрева БН-5,4 (или других нагревателей) и после отстойников (см. рис. 80, 17).

Опыт работы отечественных и зарубежных электрообессоливающих установок (ЭЛОУ) показал, что наиболее эффективными и экономичными являются горизонтальные электродегидраторы.

Рис. 84. Электродегидратор типа ЭДГ-160 с вводом эмульсии под водяную подушку:

1 и 2 — электроды; 3 — раздаточный коллектор (маточник)

В настоящее время разработаны две конструкции типовых горизонтальных электродегидраторов: ЭДГ-160 и ЭДГ-160/3, отличающихся лишь количеством электродов. Первый электродегидратор, представленный на рис. 84, имеет два электрода. Второй электродегидратор имеет три электрода. Как в первом, так и во втором аппарате электроды подвешены горизонтально друг над другом, имеют форму прямоугольных рам, занимающих все продольное сечение электродегидратора.

Эмульсия подается в электродегидратор через маточник 3, обеспечивающий равномерное поступление ее по всему горизонтальному сечению аппарата. В горизонтальных электродегидраторах нефтяная эмульсия проходит через три зоны обработки. В первой зоне эмульсия проходит слой отстоявшейся воды, уровень которой поддерживается автоматически на 20—30 см выше маточника. В этой зоне нефтяная эмульсия подвергается водной промывке, в результате которой она теряет основную массу пластовой воды. Затем эмульсию, поднимающуюся в вертикальном направлении с небольшой скоростью, последовательно обрабаты-

ниют сначала в зоне электрическим полем слабой напряженности между уровнем отстоявшейся воды и нижним электродом 2, и затем в зоне сильной напряженности между обоими электродами 2 и 1.

Равномерность поступления эмульсии по всему горизонтальному сечению аппарата при движении потока вертикально вверх и ступенчатое повышение напряженности электрического поля между электродами 2 и 1 от нуля до максимальной величины позволяют в данном электродегидраторе эффективно обрабатывать нефтяную эмульсию любой обводненности. При этом не создается опасности замыкания электродов и достигается высокая степень обезвоживания и обессоливания нефти.

Электродегидраторы 2ЭГ-160/3 рассчитаны на разрушение эмульсий и обессоливание нефти, содержащей парафин. Эмульсии в этих аппаратах вводят через распределительные головки, помещенные между нижним и средним электродами.

Электродегидраторы имеют следующую техническую характеристику:

Рабочее давление, МПа	1,0 (10 кгс/см ²)
Температура эмульсий, °С	110
Диаметр аппарата, м	3,4
Длина аппарата, м	16,4
Объем аппарата, м ³	160
Пропускная способность, м ³ /ч	160—225
Напряжение на электродах, В	11 500—16 500

В настоящее время для обессоливания тяжелых и особенно высокопарафинистых нефтей широкое применение находят за рубежом электростатические дегидраторы. Особенное распространение эти аппараты получают там, где отсутствует пресная вода, добавляемая при обессоливании к нефти.

Сущность работы электростатических дегидраторов очень проста и сводится к созданию тем или иным способом статического заряда под высоким напряжением на электродах-диэлектриках, помещенных в обводненную нефть, или пузырьках газа, поднимающихся в этой нефти.

Статические заряды диэлектриков и пузырьков газа взаимодействуют с полярными каплями воды, в результате чего последние коалесцируют между собой и выпадают в дренаж на дно сосуда.

ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ О ТЕПЛОПЕРЕДАЧЕ И РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННОЙ АППАРАТУРЫ С ЦЕЛЬЮ РАЗРУШЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Нагревание эмульсии в различного рода печах и теплообменных аппаратах имеет свою специфику и в ряде случаев трудно поддается расчету.

§ 1. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ

Передача теплоты от одного тела к другому может осуществляться тогда, когда температура в различных точках тела или системы будет различной.

Количество переносимой теплоты в единицу времени (ч) называется **тепловым потоком** Q и выражается в Дж/ч или в ккал/ч . Тепловой поток через единицу площади сечения или поверхности S (м^2) называется **удельным тепловым потоком**, или **тепловой нагрузкой** сечения или поверхности нагрева:

$$q = \frac{Q}{S} [\text{Дж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})] \text{ или } [\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})]. \quad (\text{IX.1})$$

Различают три вида теплообмена — теплопроводность, конвекция и излучение.

Теплопроводностью называется процесс распространения теплоты при колебательном движении частиц и их взаимном соприкосновении без относительного перемещения.

Конвекция — распространение теплоты переносом жидкими или газообразными частицами, т. е. частицами, перемещающимися относительно друг друга.

Процесс распространения тепла электромагнитных колебаний, вызываемых лучистой энергией, называется **тепловым излучением**, или **лучеиспусканием**.

Рассмотрим эти процессы теплообмена.

Теплопроводность

В 1822 г. Ж. Фурье установил закон теплопроводности, согласно которому количество теплоты Q_0 , проходящей через изотермическую поверхность S за время τ , выражается формулой

$$Q_0 = -\lambda \frac{dt}{dn} S \tau, \quad (\text{IX.2})$$

где $\frac{dt}{dn}$ — производная температуры по нормали или градиент температуры (перепад температуры), $^{\circ}\text{С.м}$. Величина $\frac{dt}{dn}$ в на-

направлении убывания температуры отрицательна. Знак минус в уравнении (IX.2) показывает противоположность направлений векторов теплового потока Q_n и температурного градиента $\frac{dt}{dn}$.

Формулу (IX.2) можно представить в следующем виде, приняв $\tau = 1$:

$$q = \frac{Q_n}{S} = -\lambda \frac{dt}{dn}, \quad (\text{IX.3})$$

откуда определяется коэффициент λ :

$$\lambda = \left| \frac{q}{\text{grad } t} \right| [\text{Дж}/(\text{с} \cdot \text{м} \cdot ^\circ\text{C})] \text{ или } [\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C})]. \quad (\text{IX.4})$$

Коэффициент теплопроводности λ численно равен количеству тепла, проходящего в единицу времени через единицу поверхности при температурном градиенте, равном единице.

Коэффициент теплопроводности является важной физической константой, характеризующей способность вещества проводить теплоту при непосредственном контакте частиц. Величина λ зависит от природы вещества, его структуры и температуры. Наибольшим коэффициентом теплопроводности обладают металлы, наименьшим — газы.

Для чистых металлов величина λ изменяется в пределах от 10 до 500 Вт/м·°C. Неметаллические материалы имеют значительно меньший коэффициент теплопроводности λ — от 0,025 до 3 Вт/м·°C.

Газы плохо проводят теплоту ($\lambda = 0,006—0,6$). Коэффициент λ для газов с ростом температуры увеличивается.

Уравнение Фурье для нестационарного режима передачи теплоты в неподвижном, например, слое жидкости описывается дифференциальным уравнением следующего вида:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = a \nabla^2 t, \quad (\text{IX.5})$$

где x, y, z — пространственные коэффициенты; $a = \lambda / \rho c$ — коэффициент, характеризующий скорость изменения температуры, называется коэффициентом температуропроводности, м²/с; c — удельная теплоемкость, Дж/кг·°C; ρ — плотность, кг/м³; $\nabla^2 t$ — оператор Лапласа.

Из уравнения (IX.5) следует, что изменение температуры во времени $dt/d\tau$ пропорционально коэффициенту температуропроводности a . Следовательно, скорость изменения температуры в любой точке будет тем больше, чем больше коэффициент a , т. е. он характеризует теплоинерционные свойства материала.

Для одномерных процессов уравнение (IX.5) упрощается и принимает вид

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}. \quad (\text{IX.5a})$$

В случае передачи тепла при стационарном режиме, т. е. когда параметры не зависят от времени, уравнение (IX.5) примет вид

$$a \nabla^2 t = 0. \quad (\text{IX.6})$$

Плоская стенка

Если принять, что тепло распространяется вдоль оси x , перпендикулярной поверхностям плоских стенок, то отчет следует начинать вдоль этой оси от одной поверхности к другой (см. рис. 85, а).

Уравнение (IX.3) для стенки, перпендикулярной оси x , можно записать так

$$dt = -\frac{q}{\lambda} dx,$$

в результате интегрирования его будем иметь

$$t = -\frac{q}{\lambda} x + C.$$

Постоянная интегрирования C определяется из условий $x = 0$; $t = t_1$, куда $C = t_1$ (см. рис. 85, а).

Так как при $x = \delta$; $t = t_2$, то

$$t_2 = -\frac{q}{\lambda} \delta + t_1. \quad (IX.7)$$

Из уравнения (IX.7) определяют значение удельного теплового потока:

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_1 - t_2) = \frac{\lambda}{\delta} \Delta t. \quad (IX.8)$$

Отношение $\frac{\lambda}{\delta}$ [Вт/(см²·°C)] называется тепловой проводимостью стенки, а обратная величина $\frac{\delta}{\lambda}$ [(м²·°C)/Вт] — тепловым, или термическим, сопротивлением стенки.

С учетом формул (IX.1) и (IX.8) можно записать:

$$Q = -\frac{\lambda}{\delta} S \Delta t. \quad (IX.9)$$

Для расчета теплопроводности через многослойную плоскую стенку используют уравнение

$$\Delta t = \sum_{i=1}^{i=n} \Delta t_i,$$

где Δt — общий перепад температур, °C; Δt_i — температурный перепад в i -м слое; n — число слоев (стенок).

Учитывая уравнение (IX.9), для стационарного режима многослойной стенки можно записать:

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} S \Delta t_1 = \frac{\lambda_2}{\delta_2} S \Delta t_2 = \dots = \frac{\lambda_n}{\delta_n} S \Delta t_n = KS \Delta t, \quad (IX.10)$$

где $K = \frac{\lambda}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}}$ — коэффициент теплопередачи за счет теплопроводности, Вт/м²·°C.

Суммарное термическое сопротивление многослойной стенки определяется выражением

$$\frac{1}{K} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}. \quad (IX.11)$$

Цилиндрическая стенка

Количество теплоты, передаваемое через цилиндрическую стенку (рис. 85, б), можно определить из формулы (IX.2), подставляя вместо S значение поверхности трубы, т. е.

$$Q = -\lambda S \frac{dt}{dr} = -2\pi r l \lambda \frac{dt}{dr}.$$

Представим данное уравнение в следующем виде:

$$dt = -\frac{Q dr}{2\pi \lambda l r}.$$

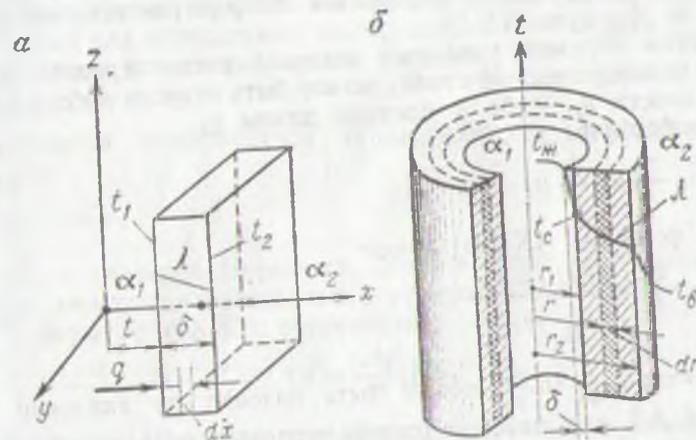


Рис. 85. Теплопроводность (λ) и теплопередача (а) через плоскую (а) и цилиндрическую (б) стенки

После интегрирования этого уравнения получим:

$$t = -\frac{Q}{2\pi l \lambda} \ln r + C.$$

Подставляя в последнее уравнение граничные значения переменных (см. рис. 85, б), при $r = r_1$, $t = t_1$ и при $r = r_2$, $t = t_2$ получим:

$$t_1 = -\frac{Q}{2\pi l \lambda} \ln r_1 + C \quad \text{и} \quad t_2 = -\frac{Q}{2\pi l \lambda} \ln r_2 + C.$$

После вычитания из первого выражения второго и замены радиусов трубы на диаметры получим

$$Q = \frac{2\pi l \lambda}{\ln \frac{d_2}{d_1}} (t_1 - t_2). \quad (IX.12)$$

Последнюю формулу можно представить так:

$$Q = \frac{\pi l}{\frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} (t_1 - t_2). \quad (\text{IX.11})$$

По данной формуле получают расчетное количество теплоты, переданное в час через стенку трубы.

Формула (IX.12) справедлива и в том случае, когда $l < h_1$, т. е. когда тепловой поток направлен от наружной поверхности к внутренней.

Если $\frac{d_2}{d_1} < 2$, т. е. труба тонкостенная, то кривизна стенки слабо влияет на величину теплового потока. Для этого случая тепловой поток можно определять по формуле плоской стенки, т. е. по формуле (IX.9).

Таким образом, удельный тепловой поток передачи теплоты через цилиндрическую стенку может быть отнесен либо к единице поверхности q_s , либо к единице длины q_l .

Из формулы (IX.9) имеем

$$q_s = \frac{Q}{S} = \frac{\lambda}{\delta} (t_1 - t_2). \quad (\text{IX.13})$$

Из формулы (IX.12a) имеем

$$q_l = \frac{Q}{l} = \frac{\pi (t_1 - t_2)}{\frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}}. \quad (\text{IX.13a})$$

Величина $\frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$ может быть названа по аналогии с величиной δ/λ для плоской стенки тепловым сопротивлением цилиндрической стенки.

Конвективный теплообмен

При конвективном теплообмене процесс передачи тепла от жидкости или газа твердой стенке носит сложный характер и зависит прежде всего от режима движения этих флюидов. Основной перепад температуры при турбулентном режиме движения происходит в пограничном слое жидкости. Это означает, что термическое сопротивление δ/λ пограничного слоя среды играет решающую роль в процессе теплоотдачи (рис. 85, б). Поэтому увеличение степени турбулентности, приводящее к уменьшению толщины пограничного слоя δ , способствует более интенсивной теплоотдаче. В этом случае процесс теплоотдачи рассчитывают по формуле Ньютона

$$Q = \alpha S (t_{ж} - t_{ст}), \quad (\text{IX.14})$$

согласно которой количество переданной теплоты пропорционально поверхности теплообмена S и разности температур между основной массой жидкости $t_{ж}$ и стенкой $t_{ст}$. Интенсивность про-

ища здесь определяется коэффициентом теплоотдачи через сопряженное α_c , Вт/(м²·°С).

Исследованиями установлено, что коэффициент теплоотдачи α_c зависит от ряда факторов: средней скорости потока, размеров и формы аппарата, физических свойств жидкости, температуры жидкости $t_{ж}$ и температуры стенки $t_{ст}$.

В уравнении (IX.14) $t_{ж} > t_{ст}$. Если $t_{ст} > t_{ж}$, то эти два члена следует поменять местами, чтобы сохранить Q положительным.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи α_c , которые зависят от многих факторов, влияющих на конвективный перенос тепла, используют критериальные уравнения. Эти уравнения выводят на основании теории подобия или размерности. Общий вид такого уравнения для определения коэффициента теплоотдачи от жидкости к стенке для стационарных условий

$$Nu = f(Re, Pr, Gr). \quad (IX.15)$$

Величина коэффициента теплоотдачи α_c определяется по формуле

$$\alpha_c = Nu \frac{\lambda}{d}, \quad (IX.16)$$

где Nu — критерий Нуссельта, характеризующий процесс теплообмена между теплоносителем и стенкой (см.рис. 85, $t_{ж}$ и $t_{ст}$).

В формуле (IX.15) обозначены

$$Re = \frac{v \cdot d}{\nu}; \quad Pr = \frac{\mu c}{\lambda}; \quad Gr = \frac{d^3 g}{\nu^2} \beta \Delta t.$$

Критерий Прайдтля характеризует отношение вязкостных и температуропроводных свойств теплоносителя, а критерий Грасгофа — отношение сил молекулярного трения и подъемной силы, обусловленной различием плотностей в отдельных точках неизотермического потока.

В приведенных выражениях v — скорость жидкости, м/с; d — диаметр трубы, м; ν — кинематическая вязкость жидкости, м²/с; μ — динамическая вязкость, Па·с (кг/м·с); g — ускорение силы тяжести, м/с²; β — коэффициент объемного расширения, 1/°С; c — удельная теплоемкость, Дж/(кг·°С) или (во внесистемных единицах) ккал/(кг·°С); ρ — плотность жидкости, кг/м³; λ — коэффициент теплопроводности, Вт/м·°С.

Обработка опытного материала позволила М. А. Михееву и И. М. Михеевой¹ получить для определения критерия Нуссельта следующие формулы:

1) для ламинарного течения любой жидкости

$$Nu = 0,15 Re_{ж}^{0,32} Pr_{ж}^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (IX.17)$$

¹ М. А. Михеев, И. М. Михеева, Краткий курс теплопередачи. М. Госэнергоиздат, 1961.

2) для турбулентного режима ($Re > 10^4$)

$$Nu = 0,021 Re_{ж}^{0,8} Pr_{ж}^{0,43} \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (IX.16)$$

В уравнениях (IX.17) и (IX.18) критерии Прандтля $Pr_{ж}$ и $Pr_{ст}$ характеризуют отношение вязкостных (μ) и температуропроводных (λ) свойств теплоносителя в «ядре» течения жидкости и в пристенном ламинарном слое. При сильно развитой турбулентности, когда пристенный ламинарный слой исчезает (вырождается), отношение этих критериев принимается равным единице.

Для трубопроводов, транспортирующих сухие газы, $Pr_{ж}/Pr_{ст} = 1$, и поэтому все приведенные расчетные формулы упрощаются,

Совместная передача тепла конвекцией и излучением (лучеиспусканием)

Согласно закону Стефана—Больцмана, количество тепла Q , излучаемого в единицу времени, пропорционально поверхности излучающего тела S и четвертой степени его абсолютной температуры T . Для технических расчетов этот закон можно записать так:

$$Q = cS \left(\frac{T}{100} \right)^4,$$

где c — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом лучеиспускания.

Если Q выражено в Вт, а S в m^2 , то размерность коэффициента лучеиспускания

$$|c| = \left[\frac{Q}{ST^4} \right] = \left| \frac{Вт}{m^2 K^4} \right|.$$

Наибольшее значение коэффициент лучеиспускания имеет абсолютно черное тело:

$$c_s = 5,68 \text{ Вт}/(m^2 \cdot K^4).$$

Для других тел коэффициент лучеиспускания можно выразить через коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела:

$$c_s = 5,68 \varepsilon,$$

где величина ε , называемая степенью черноты тела, представляет собой отношение коэффициента лучеиспускания данного тела к коэффициенту лучеиспускания абсолютно черного тела.

Передача тепла излучением обычно сопровождается передачей тепла конвекцией.

Пусть от стенки с абсолютной температурой $T_{ст}$ тепло передается к среде с абсолютной температурой T (соответствующие температуры ($^{\circ}C$) будут $t_{ст}$ и t).

Теплота, передаваемая конвекцией, по аналогии с (IX.14) составит

$$Q_k = \alpha_k S (t_{ст} - t),$$

а теплота, передаваемая лучеиспусканием,

$$Q_l = \varepsilon c_s S \left[\left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right].$$

Общее количество передаваемой теплоты

$$Q = Q_K + Q_L = \alpha_K S (t_{CT} - t) + \epsilon c_s S \left[\left(\frac{T_{CT}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right]$$

или

$$Q = \left[\alpha_K + \epsilon c_s \frac{\left(\frac{T_{CT}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4}{t_{CT} - t} \right] S (t_{CT} - t). \quad (IX.19)$$

Второй член выражения, заключенного в квадратные скобки,

$$\alpha_L = \epsilon c_s \frac{\left(\frac{T_{CT}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4}{t_{CT} - t}$$

называется коэффициентом теплоотдачи при лучеиспускании.

Таким образом,

$$Q = (\alpha_K + \alpha_L) S (t_{CT} - t) = \alpha S (t_{CT} - t). \quad (IX.20)$$

Как видно из формулы (IX.20), при совместной передаче теплоты конвекцией и лучеиспусканием можно пользоваться обычными формулами для передачи тепла конвекцией, подставляя значение общего коэффициента α .

Таким образом, мы рассмотрели отдельно перенос теплоты при теплопроводности, конвекции и излучении. В теплообменниках, например, два первых процесса протекают одновременно и действуют совместно. Поэтому количественной характеристикой этого совместного процесса принято считать коэффициент теплопередачи K .

Коэффициент теплопередачи K определяется количеством теплоты, передаваемой через единицу поверхности в час от одной жидкости к другой при разности температур между ними в один градус. Коэффициент теплопередачи K для плоской многослойной стенки при установившемся режиме теплового потока определяется по следующей формуле (см. рис. 85, а):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}. \quad (IX.21)$$

Коэффициент теплопередачи через цилиндрическую стенку определяется по формуле (см. рис. 85, б)

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}, \quad (IX.22)$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от горячей жидкости к стенке трубы, Вт/(м²·°С); α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нагреваемой жидкости или во внешнюю среду, Вт/(м²·°С); d_1 и d_2 — внутренний и наружный диаметры трубопровода, м; λ — коэффициент теплопроводности, Вт/(м·°С).

Для многослойной цилиндрической стенки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^{i=n} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{i+1}}} \quad (IX.22)$$

Расчетная формула теплопередачи для стационарного режима имеет следующий вид:

$$Q = KS(t_1 - t_2). \quad (IX.23)$$

При проектировании новых теплообменных аппаратов могут быть поставлены три следующие задачи: 1) определение поверхности нагрева S , необходимой для передачи заданного количества теплоты Q от горячего теплоносителя к холодному; 2) расчет количества теплоты Q , передаваемого через известную поверхность нагрева S , и 3) нахождение конечных температур теплоносителей, если известны величины S и Q .

Во всех расчетах основными являются уравнение (IX.23) и уравнение теплового баланса:

$$Q = M_1 c_1 (T_n - T_k) = M_2 c_2 (t_k - t_n), \quad (IX.24)$$

где Q — количество теплоты, Дж/с; M_1 и M_2 — массовые расходы горячего и холодного теплоносителей, кг/с; T_n и T_k , а также t_n и t_k — начальные и конечные температуры горячего и холодного теплоносителей; c_1 и c_2 — удельные теплоемкости теплоносителей, Дж/(кг·°C).

Обозначим $M_1 c_1 = W_1$ и $M_2 c_2 = W_2$, где W носит название водяного эквивалента теплоносителя. Тогда уравнение (IX.24) примет вид:

$$Q = W_1 (T_n - T_k) = W_2 (t_n - t_k) = W_1 \Delta T_1 = W_2 \Delta t_2. \quad (IX.24a)$$

Из уравнения (IX.24a) вытекает соотношение

$$\frac{\Delta T_1}{\Delta t_2} = \frac{W_2}{W_1},$$

откуда следует, что отношение изменения температуры теплоносителей обратно пропорционально их водяным эквивалентам.

При течении жидкостей в теплообменнике температура их изменяется: горячая жидкость охлаждается, а холодная нагревается. Характер изменения температуры жидкости, движущейся вдоль поверхности нагрева, зависит от схемы ее движения. В теплообменных аппаратах применяют три схемы движения жидкостей: 1) прямоточная — когда горячая и холодная жидкости протекают параллельно в одном направлении; 2) противоточная — когда горячая и холодная жидкости протекают в противоположных направлениях; 3) перекрестная — когда жидкости протекают в перекрестном направлении. На рис. 86 приведена схема теплообменника типа «труба в трубе» и распределения температуры при прямотоке (а) и противотоке (б) по соответствующим длинам

или сечениям. Из рисунка видно, что движущая сила процесса, т. е. разность температур между потоками, в общем случае является переменной величиной. Рассматривая кривые изменения температур при прямотоке, можно прийти к выводу, что нельзя нагреть выходящий холодный теплоноситель температурой t_n выше температуры выходящего горячего теплоносителя T_k , т. е. $t_n < T_k$, что обуславливается термическим сопротивлением стенок теплообменника. При противотоке же конечная температура холодного теплоносителя t_k может быть выше конечной температуры горячего теплоносителя T_k .

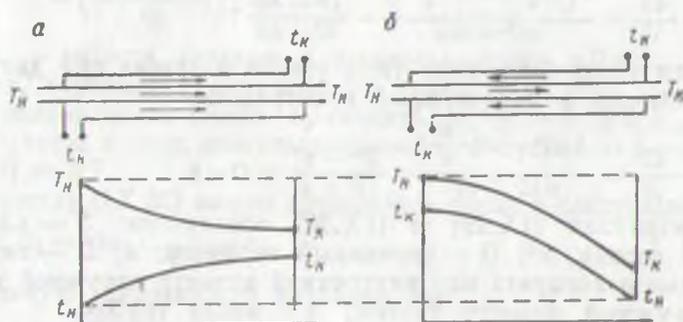


Рис. 86. Характер изменения температур теплоносителей при прямотоке (а) и противотоке (б)

При прямотоке и противотоке температурный напор определяют по среднелогарифмической или среднеарифметической разности температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T_n - t_n) - (T_k - t_k)}{\ln \frac{T_n - t_n}{T_k - t_k}} \quad \text{для прямотока,} \quad (\text{IX.25})$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T_n - t_k) - (T_k - t_n)}{\ln \frac{T_n - t_k}{T_k - t_n}} \quad \text{для противотока,} \quad (\text{IX.26})$$

По указанным формулам получаются совпадающие результаты. Поэтому для противотока и прямотока вместо формул (IX.25) и (IX.26) можно написать одну:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,303 \lg \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (\text{IX.27})$$

где $\Delta t_{\text{б}}$ и $\Delta t_{\text{м}}$ — разность температур между потоками; $\Delta t_{\text{б}}$ — большая разность, $\Delta t_{\text{м}}$ — меньшая разность.

Если соотношение $\Delta t_{\text{б}}/\Delta t_{\text{м}} > 2$, то определяется среднелогарифмическая температура по формуле (IX.27), если соотношение

$\Delta t_{\text{ср}} / \Delta t_{\text{м}} < 2$, то определяется среднеарифметическая температура по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{с}} + \Delta t_{\text{м}}}{2}. \quad (\text{IX.28})$$

При расчетах теплообменной аппаратуры приходится пользоваться эквивалентным диаметром, который определяется из следующих формул:

а) для кожухотрубчатых теплообменников

$$d_3 = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4 \left(\frac{\pi D^2}{4} - n \frac{\pi d^2}{4} \right)}{\pi D - n \pi d} = \frac{D^2 - nd^2}{D - nd}; \quad (\text{IX.29})$$

б) для теплообменников типа «труба в трубе» при движении теплоносителя в межтрубном пространстве

$$d_3 = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4(D^2 - d^2) \frac{\pi}{4}}{\pi(D + d)} = \frac{D^2 - d^2}{D + d} = D - d. \quad (\text{IX.30})$$

В формулах (IX.29) и (IX.30) обозначены: S — площадь сечения потока, м^2 ; Π — смоченный периметр, м ; D — внутренний диаметр аппарата или внутренний диаметр наружной трубы; d — наружный диаметр трубок; n — число трубок.

При установившемся процессе количество теплоты, передаваемое от горячего теплоносителя к стенке Q_1 , через стенку $Q_{\text{ст}}$ и от стенки к холодному теплоносителю Q_2 , должно быть одинаковым:

$$Q_1 = Q_{\text{ст}} = Q_2 = Q, \quad (\text{IX.31})$$

т. е. должно подчиняться уравнению теплового баланса (IX.24).

Уравнение теплового баланса теплообменника, через который протекают нефтяная эмульсия и безводная горячая нефть, имеет следующий вид:

$$G_1 c_1 (t_2 - t_3) = G_2 c_2 (t_x - t_1) + G_3 c_3 (t_x - t_1), \quad (\text{IX.32})$$

где G_1 и G_2 — количество поступающей в теплообменник соответственно безводной (горячей) и холодной обводненной нефти, кг/ч ; G_3 — количество поступающей в теплообменник пластовой воды с холодной нефтью, кг/ч ; c_1 и c_2 — удельная теплоемкость соответственно горячей и холодной нефти, $\text{Дж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$; c_3 — удельная теплоемкость пластовой воды, $\text{Дж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$; t_1 — температура эмульсии при входе в теплообменник, $^\circ\text{C}$; t_2 — температура безводной (горячей) нефти при входе в теплообменник, $^\circ\text{C}$; t_3 — температура, до которой охлаждается безводная горячая нефть при выходе из теплообменника, $^\circ\text{C}$; t_x — температура эмульсии, до которой она нагревается в теплообменнике (обычно неизвестная), $^\circ\text{C}$.

Если рассчитывается блочный нагреватель, например БН-5,4 (см. рис. 82, 4), в котором сжигается газ, то формула (IX.32) принимает следующий вид:

$$Q = G_2 c_2 (t_x - t_1) + G_3 c_3 (t_x - t_1),$$

где Q — расход тепла, необходимый для нагрева эмульсии, Дж/с или кВт.

Расход топлива (газа) определяется так:

$$G = \frac{Q}{Q_p \eta},$$

где Q_p — тепло, выделяемое при сгорании 1 кг газа, ккал/кг; η — к. п. д. нагревательного устройства (деэмульсатора), определяемый из формулы

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_{yx} - q_{окр}}{Q_p} \right),$$

где q_{yx} — теплота, теряемая с дымовыми газами, кДж/кг; $q_{окр}$ — теплота, теряемая в окружающую среду, кДж/кг.

Ориентировочно можно принимать $q_{yx}/Q_p = 0,25$ и $q_{окр}/Q_p = 0,05$, тогда к. п. д. деэмульсационной печи будет $\eta = 1 - (0,25 + 0,05) = 0,7$.

Формулу (IX.32) можно представить также в следующем виде:

$$G_1 c_1 (t_2 - t_3) = G_3 c_3 (t_x - t_1), \quad (IX.32a)$$

а удельную теплоемкость эмульсии так:

$$c_3 = c_n + \frac{W_n}{100} (c_b - c_n),$$

где W_n — содержание воды в эмульсии, %; c_b и c_n — соответственно удельная теплоемкость воды и нефти, Дж/кг·°С; G_3 — массовый расход эмульсии, кг/ч.

Большие затруднения встречаются при определении полного коэффициента теплопередачи K по формулам (IX.22) и (IX.22 а), когда приходится рассчитывать тепловой режим нефтепроводов.

Полный коэффициент теплопередачи K от нефти в окружающую среду впервые был исследован при ламинарном режиме В. Г. Шуховым, предложившим принимать его равным $3,49 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$ ($3,0 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$), затем Форхгеймером и Данфорсом. Форхгеймер, например, считал, что K зависит от физических свойств грунта, окружающего трубопровод, а Данфорс — от критерия Рейнольдса. Форхгеймер и Данфорс были не совсем правы, поскольку полный коэффициент теплопередачи K является функцией внутреннего α_1 и внешнего α_2 коэффициентов теплоотдачи, а также термического сопротивления противокоррозионной изоляции и отложения парафина и грязи на внутренней поверхности трубопровода. Коэффициент α_1 определяется тепловым и гидравлическим режимами потока нефти (см. рис. 85, б), α_2 — внешними условиями: теплофизическими свойствами грунтов, глубиной заложения труб в грунт и т. д. Как правило, $\alpha_1 > \alpha_2$, поэтому коэффициент теплопередачи K в большей степени зависит от α_2 . Исключения представляют лишь трубопроводы, проложенные на поверхности грунта или в воде. Надежных данных о величине коэффициента теплопередачи K пока не имеется.

Экспериментально установлено, что внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 (от нефти к стенке трубопровода) при турбулентном потоке имеет значительно большую величину, чем при ламинарном режиме движения. Поэтому, исходя из теплового режима, перекачку нефтей, особенно парафинистых, целесообразно осуществлять при ламинарном режиме, чтобы уменьшить их остывание в пути.

Внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 при ламинарном течении жидкости определяется по формулам (IX.16) и (IX.17). Для турбулентного режима движения нефти коэффициент α_1 определяют по формулам (IX.16) и (IX.18).

Для определения внешнего коэффициента теплоотдачи α_2 (от поверхности трубопровода в окружающую среду) рекомендуется пользоваться достаточно хорошо подтвержденной экспериментально формулой Форхгеймера—Власова

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \left[\frac{2h}{D_n} + \sqrt{\left(\frac{2h}{D_n}\right)^2 - 1} \right]}, \quad (IX.33)$$

где $\lambda_{гр}$ — коэффициент теплопроводности грунта; h — глубина заложения трубопровода в грунт (до оси); D_n — наружный диаметр трубопровода.

При $2h/D_n > 2$ можно рассчитывать α_2 с точностью до 1% по формуле вида

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \frac{4h}{D_n}}. \quad (IX.34)$$

Формулы (IX.33) и (IX.34) дают хорошие результаты при сравнительно больших заглублениях нефтепроводов: $h/D_n > 3 - 4$. При малых заглублениях в указанные формулы необходимо вводить поправки на тепловое сопротивление на границе грунт—воздух, а при наличии снега — и на тепловое сопротивление снежного покрова.

Уточненная формула с поправками Аронса—Кутателадзе имеет вид

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \left[4 \left(\frac{h}{D_n} + \frac{1}{Nu} \right) \right]}, \quad (IX.35)$$

где Nu определяют по формуле (IX.16), в которой λ — коэффициент теплопроводности воздуха, принимается равным 0,021·1,163·0,144 Вт·(м·°С)⁻¹ (0,021 ккал/м·ч·°С).

§ 2. РАСЧЕТ ТЕПЛОБМЕННИКОВ ПРИ НАГРЕВАНИИ В НИХ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

При проектировании оборудования для обезвоживающих и обессоливающих установок чаще всего приходится рассчитывать: 1) необходимое количество теплоты для нагрева нефтяных эмульсий; 2) гидравлические потери при движении этой эмульсии; 3) расход электроэнергии и 4) поверхность теплообменной аппаратуры.

Наибольшую сложность и трудность в этих расчетах представляет определение необходимого количества теплоты для подогрева нефтяной эмульсии и размера поверхности теплообменной аппаратуры. Трудности и сложности таких расчетов вызваны тем, что потоки теплоносителей, как правило, бывают не однофазные (нефть или вода), а многофазные (нефть движется вместе с водой и очень часто с газом).

При движении нефтяных эмульсий с ПАВ в теплообменных аппаратах может происходить инверсия эмульсии, в результате чего нарушается тепловой режим данного конкретного аппарата.

В самом деле, если при входе в теплообменный аппарат подавали эмульсию типа В.М, а по середине его за счет подогрева и перемешивания с ПАВ произошла инверсия этой эмульсии, то, естественно, тепловой режим данного аппарата должен быть иным,

чем определенный расчетом. В последнем случае потребность в количестве теплоты для нагрева эмульсии до одной и той же температуры уменьшается приблизительно в два раза, поскольку удельная теплоемкость воды больше теплоемкости нефти во столько же раз.

Кроме того, самую большую сложность для расчета теплообменного аппарата и опасность его эксплуатации представляет тот случай, когда по этому аппарату транспортируется жидкость вместе с газом. Такие аппараты практически не поддаются расчету, и эксплуатация их часто приводит к аварийному состоянию в связи со сравнительно быстрым прогаром жаровых труб (см. рис. 82, 2). В топке таких аппаратов температура сгоревших газов достигает почти 1300°C , и если наружная сторона жаровой трубы омывается или контактирует с газом,

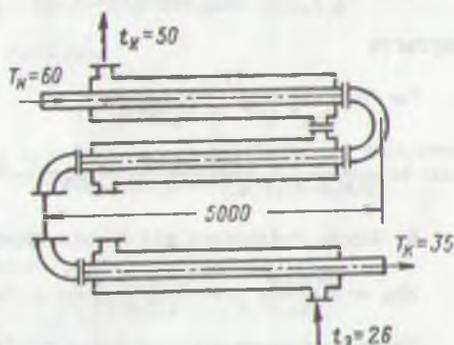


Рис. 87. К расчету теплообменника типа «труба в трубе»

а не с жидкостью, то, естественно, труба эта быстро выйдет из строя, т. е. произойдет прогорание трубы.

Пример. Определить поверхность нагрева и число секций теплообменника типа «труба в трубе» при следующих условиях: 1) греющая обезвоженная и обессоленная нефть движется по внутренней стальной трубе ($\lambda_{ст} = 45 \text{ Вт/м}\cdot^{\circ}\text{C}$) диаметром $d_2/d_1 = 55/50 \text{ мм}$ и имеет температуру на входе $T_n = 60^{\circ}\text{C}$, на выходе $T_k = 35^{\circ}\text{C}$; 2) расход обезвоженной и обессоленной нефти плотностью $\rho_n = 800 \text{ кг/м}^3$, $Q_n = 6000 \text{ кг/ч}$; 3) нагреваемая эмульсия движется противотоком по кольцевому пространству и нагревается до температуры $t_k = 50^{\circ}\text{C}$ при неизвестной температуре эмульсии на входе (рис. 87), внутренний диаметр внешней трубы теплообменника 100 мм , внешний — 110 мм ; 4) расход нагреваемой эмульсии при условии 3%-ного обводнения нефти равен 6180 кг/ч ; 5) длина одной секции теплообменника $l = 5 \text{ м}$; 6) теплоемкость нефти по длине теплообменника принимаем средней арифметическую $c_n = 2,0 \text{ кДж/кг}\cdot^{\circ}\text{C}$; 7) теплоемкость пластовой воды плотностью $\rho_w = 1020 \text{ кг/м}^3$ по длине теплообменника также принимаем средней арифметической $c_w = 4,2 \text{ кДж/кг}\cdot^{\circ}\text{C}$; 8) динамическая вязкость нефти при средней температуре в теплообменнике $\mu_n = 1,5 \text{ сП}$ ($1,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$). Теплообменник теплоизолирован, и потерями теплоты через внешнюю поверхность пренебрегаем.

Решение. 1) Определяем плотность нефтяной эмульсии при обводненности нефти 3%:

$$\rho_{эм} = \frac{m_n + m_w}{V_{эм}} = \frac{\rho_n V_n + \rho_w V_w}{V_{эм}} = \frac{800 \cdot 0,97 + 1020 \cdot 0,03}{1 \text{ м}^3} = 806,6 \text{ кг/м}^3.$$

2) Определяем массовый процент содержания воды в эмульсии. В эмульсии с $\rho_{эм} = 806,6 \text{ кг/м}^3$ содержится $(1020 \cdot 0,03)$ 30,6 кг пластовой воды.

3) Количество переданной теплоты определится из уравнения теплового баланса (IX.32):

$$G_1 c_1 (t_3 - t_2) = G_2 c_2 (t_1 - t_x) + G_3 c_3 (t_1 - t_x),$$

подставляя в которое известные данные, определим температуру эмульсии на входе в теплообменник:

$$\frac{6000}{3600} 2 (60 - 35) = \frac{6000}{3600} 2 (50 - t_x) + \frac{180}{3600} 4,2 (50 - t_x);$$

$$t_x = 26^\circ \text{C}.$$

4) Кинематическая вязкость эмульсии при средней температуре в теплообменнике (38°C) $\nu_{эм} = 22,5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

5) Скорость движения теплоносителей (нефти)

$$v_n = \frac{Q_n}{S \cdot \rho_n} = \frac{6000}{3600 \cdot 800 \cdot 0,05^2 \cdot 0,785} = 1,06 \text{ м/с}.$$

эмульсии

$$v_{эм} = \frac{4V_{эм}}{\rho_{эм} \pi (D^2 - d_2^2) 3600} = \frac{4 \cdot 6180}{806,6 \cdot 3,14 (0,1^2 - 0,055^2) 3600} = 0,423 \text{ м/с}.$$

6) Числа Рейнольдса для потока греющей нефти

$$Re_n = \frac{v_n d_1 \rho_n}{\mu_n} = \frac{1,06 \cdot 0,05 \cdot 800}{1,5 \cdot 10^{-3}} = 2,81 \cdot 10^4$$

Режим движения греющей нефти турбулентный, и расчет числа Нуссельта и коэффициента теплоотдачи производим соответственно по формулам (IX.18) и (IX.16).

При средней температуре в теплообменнике греющей нефти

$$t_n = \frac{T_n - T_k}{2} = \frac{60 + 35}{2} = 47,5^\circ \text{C}.$$

Вязкость нефти, Па·с	1,5 · 10 ⁻³
Теплопроводность, Вт/м·°С (из-за отсутствия данных принимаем для трансформаторного масла (см. табл. 14)	0,1085
Удельная теплосмкость, Дж/кг·°С	2000

Критерий Прандтля для ядра нефти

$$Pr_n = \frac{1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 2000}{0,1085} = 27,7.$$

Учитывая сильную турбулентность потока ($Re = 2,81 \cdot 10^4$), критерий Прандтля для пристенного ламинарного слоя можно принять равным критерию для ядра нефти, т. е. $Pr_{ст} = 27,7 = Pr_n$.

Тогда последний член в правой части формулы (IX.18) будет равен единице, и, подставляя в формулы известные данные, получим

$$Nu_n = 0,021 (2,81 \cdot 10^4) (27,7)^{0,43} = 2440.$$

Коэффициент теплоотдачи от греющей нефти к стенке трубы

$$\alpha_1 = Nu_n \frac{\lambda}{d_1} = 2440 \frac{0,1085}{5,0 \cdot 10^{-2}} = 5250 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{°С}.$$

7) Число Рейнольдса для потока нагреваемой эмульсии

$$Re_{эм} = \frac{v_{эм} \cdot d_2}{\nu_{эм}} = \frac{0,423 (D - d_2)}{22,5 \cdot 10^{-6}} = \frac{0,423 (0,1 - 0,055)}{22,5 \cdot 10^{-6}} = 843$$

Режим движения нагреваемой эмульсии ламинарный, и расчет критерия Нуссельта и коэффициента теплоотдачи производим соответственно по формулам (IX.17) и (IX.16).

При средней температуре эмульсии в теплообменнике

$$t_{\text{эм}} = \frac{t_{\text{н}} + t_{\text{к}}}{2} = \frac{26 + 50}{2} = 38^{\circ}\text{C}.$$

$$\begin{aligned} \text{Вязкость эмульсии, Па}\cdot\text{с} \dots\dots\dots \mu_{\text{эм}} &= \rho_{\text{эм}} \nu_{\text{эм}} = \\ &= 806,6 \cdot 22,5 \cdot 10^{-6} = \\ &= 1,82 \cdot 10^{-2} \\ \text{Теплопроводность, Вт/м}\cdot^{\circ}\text{C} \dots\dots\dots \lambda_{\text{эм}} &= 0,109 \\ \text{Удельная теплоемкость, Дж/кг}\cdot^{\circ}\text{C} \dots\dots\dots c_{\text{эм}} &= 2000 \end{aligned}$$

Критерий Прандтля для ядра эмульсии

$$Pr_{\text{эм}} = \frac{1,82 \cdot 10^{-2} \cdot 2000}{0,109} = 3,34.$$

Принимая во внимание наличие изоляции, можно приближенно положить $t_{\text{ст}} = t_{\text{эм}}$, и, следовательно, $Pr_{\text{ст}} = Pr_{\text{эм}}$, тогда формула (IX.17) запишется так:

$$Nu_{\text{эм}} = 0,15 Re_{\text{эм}}^{0,33} Pr_{\text{эм}}^{0,43} Gr_{\text{эм}}^{0,1}.$$

Критерий Гросгофа для эмульсии

$$Gr_{\text{эм}} = \frac{gd_1^3 \beta \Delta t}{\nu^2} = \frac{9,81 (10 \cdot 10^{-2})^3 7,5 \cdot 10^{-4} (50 - 26)}{(22,5 \cdot 10^{-6})^2} = 8,64 \cdot 10^3.$$

Подставляя данные в последнюю формулу, получим:

$$Nu_{\text{эм}} = 0,15 (843)^{0,33} \cdot (3,34)^{0,43} (8,64 \cdot 10^3)^{0,1} = 38,3.$$

Коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки трубы к нагреваемой эмульсии α_1 определяется по формуле (IX.30)

$$\alpha_1 = Nu \frac{\lambda_{\text{эм}}}{d_1} = 38,3 \frac{0,109}{D-d} = 38,3 \frac{0,109}{4,5 \cdot 10^{-2}} = 89 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C)}.$$

Учитывая, что $\frac{d_2}{d_1} < 2$, коэффициент теплопередачи K определяется по формуле для плоской стенки (IX.21):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{5250} + \frac{2,5 \cdot 10^{-2}}{45} + \frac{1}{89}} = 83,5.$$

Ввиду того что в рассматриваемом случае

$$\frac{T_{\text{н}} - T_{\text{к}}}{T_{\text{к}} - t_{\text{н}}} = \frac{60 - 35}{50 - 26} < 2,$$

температурный напор Δt с достаточной для практических целей точностью можно определить по средней арифметической разности температур:

$$\Delta t = t_{\text{н}} - t_{\text{эм}} = 47,5 - 38 = 9,5^{\circ}\text{C}.$$

Плотность теплового потока

$$q = K \Delta t = 83,5 \cdot 9,5 = 790.$$

Поверхность нагрева

$$S = \frac{Q}{q} = \frac{83,6}{0,79} = 106.$$

Число секций

$$n = \frac{S}{\pi d_2 l} = \frac{106}{3,14 \cdot 11 \cdot 10^{-2} \cdot 5} = 62.$$

1) Гидравлические сопротивления теплообменника определяют по формуле Дарси—Вейсбаха с учетом местных сопротивлений, вызываемых в отводах при переходе из одной секции в другую:

$$H = \left(\lambda \frac{l}{d_1} + \sum_{i=1}^{i=n} \zeta_i \right) \frac{v^2}{2g} = \left(\frac{0,3164}{1} \frac{62 \cdot 5}{2,81 \cdot 10^3} + \sum_1^{68} 0,483^* \right) \times \\ \times \frac{1,06^2}{2 \cdot 9,81} = 103,5^{**} \text{ м,}$$

где $\sum_1^{68} 0,483 \cdot 68$ — суммарный коэффициент местных и гидравлических сопротивлений в 68 отводах.

2) Гидравлические сопротивления в теплообменнике для эмульсии, текущей в межтрубном пространстве:

$$H = \left(\frac{64}{843} \frac{62,5}{(0,1 - 0,055) \cdot 10^{-2}} + \sum_1^{68} 0,573 \right) \frac{0,423^2}{2 \cdot 9,81} = 47,5 \text{ м.}$$

* Для отвода диаметром 50 мм, радиусом закругления $r_0 = 150$ мм и для $Re = 28\ 100$ коэффициент $\zeta = 0,483$.

** Потери на гидравлические сопротивления в теплообменнике «труба в трубе» получились слишком большие, поэтому диаметры труб его следует увеличить или установить кожухотрубчатый теплообменник.

ГЛАВА X
РАСЧЕТ ОТСТОЙНЫХ АППАРАТОВ
НА ПРОПУСКНУЮ СПОСОБНОСТЬ
ПО ЖИДКОСТИ

Для разделения нефти и воды на УПН¹ применяют закрытые и открытые отстойники. Закрытые — обычно входят в состав герметизированных установок, а открытые резервуары-отстойники используют на старых, а также на вступивших на завершающую стадию разработки месторождениях (см. рис. 110, б).

Конструкция отстойников должна обеспечивать равномерность выхода струй жидкости из распределителя потока (маточника) по всему сечению аппаратов.

**§ 1. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ЯВЛЕНИЯ, СОПРОВОЖДАЮЩИЕ
РАЗДЕЛЕНИЕ НЕФТИ И ВОДЫ
В ОТСТОЙНЫХ АППАРАТАХ**

Процесс коалесценции капель, схематично показанный на рис. 88, весьма сложен, и первые детальные исследования его относились к изучению единичных капель на плоской поверхности раздела двух жидких фаз.

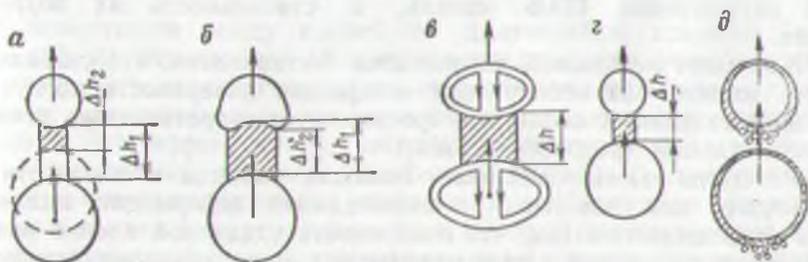


Рис. 88. Влияние различных факторов на коалесценцию капель в отстойных аппаратах

На основании многочисленных исследований по коалесценции капель, обобщенных в работе¹, принято считать, что процесс коалесценции проходит 5 последовательных стадий (см. рис. 88): 1) приближение капли к капле или к поверхности, приводящее к деформации этих капель; 2) затухание колебаний капли на

¹ К. Хансон. Последние достижения в области жидкостной экстракции. М., Химия, 1974.

поверхности; 3) образование пленки сплошной фазы между каплей и слоем скоалесцированной дисперсной фазы; 4) утончение пленки (см. рис. 88, а, Δh_2), ее разрыв и удаление остатков пленки, т. е. иными словами, начало собственно коалесценции, и 5) перенос содержимого капли в объемную фазу, т. е. слияние капель.

Основные показатели, влияющие на коалесценцию капель, следующие: 1) размер капель; 2) высота падения (подъема) капель; 3) кривизна межфазной поверхности капель; 4) разность плотностей фаз; 5) отношение вязкостей фаз; 6) межфазное натяжение; 7) температура; 8) вибрация; 9) электрическое поле; 10) наличие двойного электрического слоя на каплях; 11) присутствие третьего компонента (ПАВ).

Размер капли. Время коалесценции уменьшается с увеличением размера капель. Это объясняется тем, что большие капли быстрее осаждаются (поднимаются) из-за разности плотностей нефти и воды, в связи с чем уменьшается время утончения межфазных пленок (Δh), образованных сплошной средой и подлежащих удалению (см. рис. 88, а, Δh_2).

Высота падения (подъема) капель. Влияние высоты падения (подъема) капель разными исследователями объясняется по-разному. Одни считают, что капли могут приобретать электростатический заряд в процессе движения через сплошную фазу. Величина этого заряда возрастает с расстоянием, что приводит к увеличению сопротивления на стадии утончения пленки. Другие считают, что капли при движении через сплошную фазу загрязняются малыми количествами естественных ПАВ и стабильность капель повышается. Чем больше высота падения, тем значительно загрязнение ПАВ капель, и стабильность их возрастает.

Кривизна межфазной поверхности. Установлено, что стабильность капель возрастает, если межфазная поверхность вогнута по направлению к капле, что соответствует сопротивлению утончению пленки (рис. 88, б, Δh_1).

Разность плотностей фаз. Большая разница в плотностях приводит, как известно, к значительной деформации капли. Они сплющиваются так, что поверхность удаляемой пленки возрастает, в то же время гидростатические силы, обуславливающие утончение пленки, увеличиваются непропорционально. Эти противоположные эффекты стремятся компенсировать друг друга (рис. 88, в).

Отношение вязкостей фаз. Увеличение вязкости сплошной фазы относительно вязкости капель повышает сопротивление процессу удаления пленки сплошной фазы, а следовательно, замедляет разделение фаз.

Межфазное натяжение. Высокое межфазное натяжение препятствует деформации капель, и площадь удаляемой пленки уменьшается, в связи с чем время коалесценции также должно уменьшаться (рис. 88, г).

Температура. С увеличением температуры уменьшаются вязкость и плотность дисперсии, а следовательно, и время коалесценции капель.

Влияние вибрации. Существуют противоречивые взгляды на роль вибрации в процессах коалесценции. Одни считают, что вибрация содействует стабилизации удаляемой пленки, т. е. замедляет коалесценцию. Другие, наоборот, считают, что вибрация существенно ускоряет процесс коалесценции капель.

Электрическое поле. Установлено, что сила превышает силу тяжести электродами постоянного тока сила превышает силу тяжести в несколько сот раз и капли, помещенные в это поле, быстро коалесцируют. Коалесценция капель воды, когда сплошной фазой является углеводородная жидкость, происходит практически мгновенно (см. рис. 83, в).

Наличие двойного электрического слоя. Установлено, что скорость коалесценции капель, содержащих электролиты, ниже скорости чистых капель. Это происходит благодаря образованию двойного электрического слоя

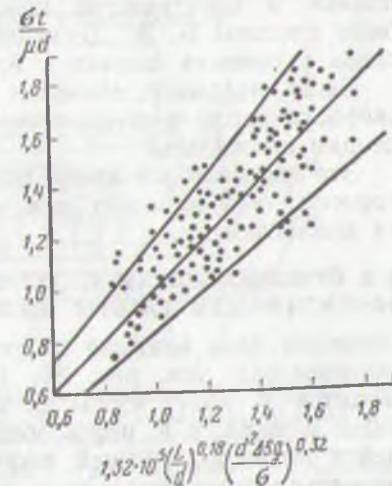


Рис. 89. Корреляция времени коалесценции с физическими свойствами дисперсной системы

на поверхности между каплей и удаляющейся пленкой (см. рис. 65, б). Эти двойные слои стремятся замедлить отвод пленки в результате возникновения сил отталкивания одноименных зарядов, находящихся на поверхностях и в движущейся жидкости пленки. Этот эффект иногда называют электрической вязкостью.

Присутствие третьего компонента (ПАВ). В присутствии твердых частиц коалесценция усиливается, особенно если они взвешены в каплях дисперсной фазы (рис. 88, д). При этом твердые частицы образуют мостики, проходящие через пленку, подлежащую удалению, и тем самым ускоряют ее разрыв. Присутствие естественных ПАВ на поверхности капель обычно замедляет коалесценцию вследствие увеличения поверхностной вязкости и прочности пленок. Кроме того, они способствуют сплющиванию капель и тем самым увеличению площади пленки, подлежащей удалению.

Известно очень мало работ, в которых установлена зависимость времени коалесценции капель от физических свойств системы. Одна из таких зависимостей приведена на рис. 89, она построена по формуле вида:

$$\frac{\sigma t}{\mu d} = 1,32 \cdot 10^5 \left(\frac{L}{d}\right)^{0,18} \left(\frac{d^2 \Delta \rho g}{\sigma}\right)^{0,32}, \quad (\text{IX.1})$$

где σ — межфазное натяжение системы нефть—вода, Н/м; μ — динамическая вязкость сплошной фазы, Па·с; τ — время утончения и разрыва пленки, с; $\Delta\rho$ — разность плотностей фаз, кг/м³; d — диаметр капли, м; g — ускорение силы тяжести, м/с²; L — высота падения (подъема) капле, м.

В настоящее время установлено, что время коалесценции капле в основном определяется процессом утончения пленки (рис. 88, Δh_2) сплошной среды, так как после того, как пленка разорвана, коалесценция протекает практически мгновенно.

Первые сравнительно точные измерения скорости утончения пленки в пространстве между искривленными поверхностями были сделаны Б. В. Дерягиным и сотруд. [12], установившими связь утончения пленки с временем коалесценции капле.

Было, например, показано, что хотя при увеличении градиента скорости капле и соударялись, тем не менее вероятность коалесценции снижалась.

Это означало, что время контакта между каплями было меньше времени, необходимого для утончения пленки и последующей их коалесценции.

§ 2. ПРИСПОСОБЛЕНИЯ И УСТРОЙСТВА ДЛЯ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ОТСТОЙНЫХ АППАРАТОВ

Основная цель монтажа на установках подготовки нефти герметизированных (см. рис. 80, 12 и 17) и открытых отстойников сводится к тому, чтобы осуществить качественное разделение нефти и воды, т. е. нефть обезводить и обессолить, а в отделившейся воде, подлежащей закачке снова в пласт, не должно содержаться эмульгированных капелек нефти и мехпримесей.

Для нефтей тяжелых и вязких, трудно поддающихся разделению в отстойниках, после них обычно устанавливают электродегидраторы, из которых нефть выходит обезвоженной и обессоленной.

Доминирующим при разделении нефти и воды в отстойниках является гидродинамический эффект, обусловленный гравитационными силами, т. е. разностью плотностей фаз и скоростью потока.

В отстойники, как правило, поступает разрушенная нефтяная эмульсия, но не отдельными потоками нефти и воды, как может представиться, а в виде их смеси, прошедшей каплеобразователь (см. рис. 82, 10). Указанная смесь по стояку, 12 (рис. 90) поступает в распределительный коллектор 3 и в отводы с отверстиями, из которых она должна выходить равномерными струями по всему сечению отстойника.

При выходе струй из распределительного коллектора и отводов режим движения их должен быть ламинарным, чтобы предотвратить возможное образование стойких эмульсий в объеме самого отстойника.

При выходе смеси нефти с водой из распределительного коллектора и отводов происходит подъем капле нефти к верхней

образующей отстойника, а вода оседает в дренаж и по перфорированной трубе 2 перетекает в секцию отстойного аппарата. С помощью межфазного поплавка 7 и исполнительного механизма 6 вода сбрасывается за пределы отстойника.

При подъеме капелек нефти через водяную «подушку» 14 на границе раздела фаз образуется, как правило, эмульсионный слой 13, который постепенно растет по высоте и трудно поддается разрушению при воздействии на него даже ПАВ. Увеличение по высоте эмульсионного слоя часто является основной причиной нечеткой работы межфазного поплавкового механизма и повышенного попадания капелек нефти в сточную воду.

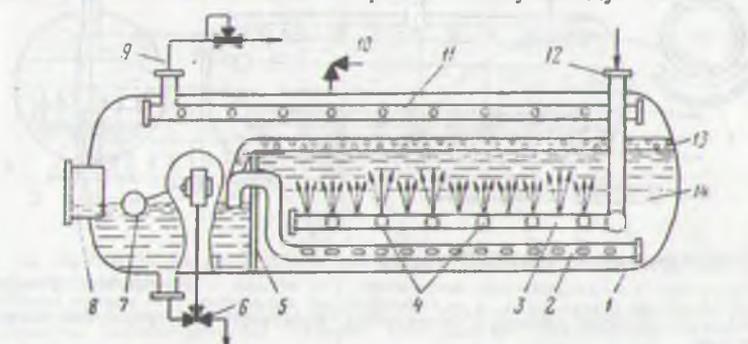


Рис. 90. Отстойник с распределительным коллектором типа ОГ-200:

1 — корпус отстойника; 2 — перфорированная труба для подачи воды из правой секции в левую; 3 — распределительный коллектор с отверстиями для подачи разрушенной эмульсии; 4 — отводы с отверстиями; 5 — перегородка; 6 — исполнительный механизм; 7 — межфазный уровень (поплавок); 8 — люк-лаз; 9 — нефтяная линия; 10 — предохранительный клапан; 11 — перфорированный сборный коллектор для нефти; 12 — стенок для подачи разрушенной эмульсии; 13 — эмульсионный слой; 14 — водяная «подушка»

Скопившаяся в верхней части отстойника чистая нефть по перфорированному сборному коллектору 11 и нефтяной линии 9 выводится за пределы отстойника в конечной сепаратор (см. рис. 80, 20). Описанный отстойник, широко применяемый на промыслах, в 1977 г. был подвергнут исследованиям на пропускную способность бригадой сотрудников из ВНИИСПТнефть и других организаций.

Скорости струй, выходящих из отверстий раздаточного коллектора и отводов, измеряли с помощью введения в жидкость изотопов с непрерывной регистрацией излучений специальными датчиками, установленными на отдельных узлах отстойника.

Исследования показали большую неравномерность скоростей жидкостных струй по длине раздаточного коллектора.

Интенсификация разделения нефти и воды в отстойниках сводится в основном к сокращению времени отстоя, а следовательно, к увеличению производительности этих аппаратов.

Отстойник, разработанный во ВНИИСПТнефть, приведен на рис. 91, он более эффективен, чем отстойник, приведенный на рис. 90.

Отстойник работает следующим образом.

Нефтяная эмульсия, предварительно разрушенная в печи и прошедшая каплеобразователь, поступает в виде смеси в коллектор 1, а затем в раздаточный коллектор 2 и отводы 3 (маточники), имеющие по длине нижней образующей равномерно расположенные отверстия 9. Суммарная площадь отверстий в 10 раз больше площади сечения коллектора. Это сделано для того, чтобы скорость водонефтяной смеси, выходящей из отверстий, была бы меньше скорости в коллекторе.

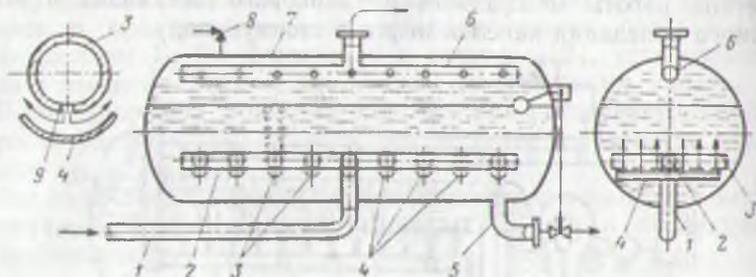


Рис. 91. Отстойник ВНИИСПТнефть

1 — коллектор; 2 — раздаточный коллектор; 3 — отводы с отверстиями; 4 — желоб; 5 — патрубок для отвода воды; 6 — нефтесборный коллектор; 7 — корпус отстойника; 8 — предохранительный клапан; 9 — отверстия, равномерно расположенные, но разные по величине

(На рис. 91 схематично показана траектория движения смеси нефти и воды, выходящей из отверстий 9 и растекающейся при ударе о желоб 4 в разные стороны.)

Отделившаяся от капелек нефти и скопившаяся в нижней части отстойника вода сбрасывается через патрубок.

Отстойники описанного типа объемом 200 м³, установленные на опытном участке Нефтеюганского месторождения, показали хорошие результаты: процент остаточной воды в нефти после прохождения ее по отстойнику не превышал 0,2, а производительность его по нефти равнялась 6000 т/сут. Такой же по объему отстойник, приведенный на рис. 90 и работающий в тех же условиях, имел следующие показатели: остаточная вода в нефти доходила до 1%, а производительность по нефти не превышала 3000 т/сут.

§ 3. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНОГО УСТРОЙСТВА В ОТСТОЙНИКАХ

Эффективная работа отстойных аппаратов зависит от равномерного распределения потока жидкости в этих аппаратах, обеспечивающего нормальную удельную нагрузку по всему сечению. Для этого в отстойных аппаратах монтируют специальные распределители потока (часто называемые маточниками, см. рис. 91, 2 и 3). Как видно из рисунков, жидкости из маточников в отстойники подаются по специально рассверленным отверстиям, от пра-

ильного расположения и размера которых зависит эффективность работы этих отстойников.

В настоящее время в распределительных устройствах выходные отверстия расположены по всей длине отвода равномерно и с одинаковыми диаметрами. Однако такое размещение отверстий не всегда обеспечивает равномерное распределение потока по всему сечению аппарата.

Как показали исследования¹, точное решение задач о равномерном распределении потоков в дырчатой трубе очень сложно

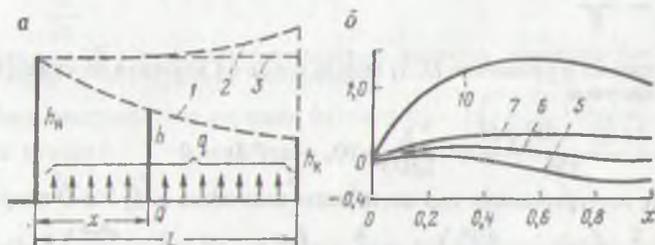


Рис. 92. Иллюстрация графиков к расчету распределительных (дырчатых) коллекторов (маточников).

a — распределительный (дырчатый) коллектор с равномерной раздачей жидкости; *l* — разность пьезометрических напоров для длинного коллектора, т. е. когда $\zeta = \lambda \frac{l}{D} > 6$; 2 — то же, для короткого, когда $\zeta = \lambda \frac{l}{D} < 6$ и 3 — когда $\zeta = \lambda \frac{l}{D} = 6$; *b* — характер изменения пьезометрической линии вдоль короткого дырчатого трубопровода в безразмерных координатах при различных значениях параметра ζ (10, 7, 6, 5)

и громоздко. Поэтому задача решается для дырчатой трубы (отвода) с переменным объемным расходом по сечению и с некоторыми допущениями.

Допущения эти следующие: 1) жидкость вязкая, несжимаемая; 2) скорость истечения жидкости зависит от разности давлений внутри и снаружи трубы, причем предполагается, что жидкость из отверстий вытекает под прямым углом к основному потоку; 3) дырчатая труба горизонтальная, постоянного диаметра.

Исходное дифференциальное уравнение Бернулли запишется так:

$$dh + \frac{2v dv}{g} + \lambda \frac{dx}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} = 0. \quad (X.1)$$

В данном уравнении второй член $\frac{2v dv}{g} = \frac{v dv}{g} + \frac{v dv}{g}$ состоит из двух слагаемых, имеющих различный физический смысл. Одно слагаемое характеризует изменение удельной кинетической энергии потока, а другое — потери энергии, связанные с раздачей (распределением) потока вдоль дырчатой трубы.

При условии равномерной раздачи объемного расхода в сечении, находящемся на расстоянии *x* от начала трубы (см. рис. 92, *a*), будем иметь:

$$Q = Q_n - qx, \quad (X.2)$$

¹ Егоров А. И. Гидравлический расчет трубчатых систем для распределения воды в водопроводных очистных сооружениях. М., Гостройиздат, 1960.

где q — объемный отбор жидкости на единицу длины трубопровода; Q_0 — начальный объемный расход жидкости.

Величина средней скорости в дырчатой трубе (отводе) определяется так

$$v = \frac{Q}{S} = \frac{Q_0 - qx}{S}, \quad (X.3)$$

где S — площадь сечения дырчатого отвода ($S = \frac{\pi D^2}{4}$).

Из формулы (X.3) дифференциал скорости на элементарном участке dx при постоянной площади сечения запишется так:

$$dv = -\frac{q dx}{S} \quad (X.4)$$

Подставляя в уравнение (X.1) вместо v и dv их значения из уравнений (X.3) и (X.4), получим

$$dh - \frac{2(Q_0^2 - qx)q dx}{gS^2} + \frac{\lambda}{2gDS^2} (Q_0 - qx)^2 dx = 0 \quad (X.5)$$

После интегрирования при постоянных величинах q , S , λ и D получаем

$$h - \frac{2}{gS^2} \left(Q_0 qx - \frac{q^2 x^2}{2} \right) + \frac{\lambda}{2gDS^2} \left(Q_0^2 x - Q_0 qx^2 + \frac{q^2 x^3}{3} \right) = C. \quad (X.6)$$

Подставляя в уравнение (X.6) граничные условия из рис. 92, т. е. когда

$$\begin{cases} x = 0, & h = h_0, \\ x = l, & h = h_k \text{ и } Q_0 = ql, \end{cases}$$

получим следующее окончательное уравнение для расчета пьезометрических напоров вдоль дырчатого отвода:

$$h_0 - h_k = \frac{Q_0^2}{2gS^2} \left(\lambda \frac{l}{3D} - 2 \right) = \frac{v_0^2}{2g} \left(\lambda \frac{l}{3D} - 2 \right). \quad (X.7)$$

Полученное уравнение показывает, что в зависимости от соотношения между величинами в скобках знаки разности начального и конечного пьезометрических напоров оказываются различными. Существует классификация дырчатых труб, согласно которой при $\lambda \frac{l}{D} > 6$ — это отвечает длинному трубопроводу, и конечный напор в таких трубопроводах будет меньше начального, т. е. $h_k < h_0$ (см. рис. 92, а, 1). Если же $\lambda \frac{l}{D} \leq 6$, то конечный напор может оказаться больше начального, и такой трубопровод относится к короткому трубопроводу (рис. 92, а, 2).

В случае, если $\lambda \frac{l}{D} \approx 6$, то начальный и конечный напоры в трубопроводе одинаковы (см. рис. 92, а, 3).

Теперь выясним особенности изменения напора вдоль дырчатой трубы при значениях безразмерного параметра $\lambda l/D$, близких к шести, т. е. когда условия движения отвечают короткому трубопроводу.

Обозначим безразмерный параметр $\lambda l/D$ через ξ , а уравнение (X.6) представим в безразмерной форме. Для этого расход Q в сечении, находящемся на расстоянии x от начала дырчатой трубы, заменим величиной

$$Q = qx = Q_0 \frac{x}{l}, \quad (X.8)$$

а постоянную интегрирования в уравнении (X.6) обозначим через h , т. е. $C = h_0$.

Тогда уравнение (X.6) примет такой вид:

$$h_n - h = \frac{\lambda}{2gD} \cdot \frac{Q_n^2}{S^2} \left(x - \frac{x^2}{l} + \frac{x^3}{3l^2} \right) - \left(2 \frac{x}{l} - \frac{x^2}{l^2} \right) \frac{Q_n^2}{\rho S^2}. \quad (\text{X.9})$$

Учитывая, что $\frac{Q_n^2}{S^2} = \lambda \zeta$ и $\lambda \frac{l}{D} = \zeta$ и деля все члены на скоростью напор $\frac{v_n^2}{2g}$, получаем соотношение в безразмерном виде:

$$\chi_h = \frac{h_n - h}{\frac{v_n^2}{2g}} = \zeta \left(\frac{x}{l} - \frac{x^2}{l^2} + \frac{x^3}{3l^2} \right) - 2 \left(2 \frac{x}{l} - \frac{x^2}{l^2} \right). \quad (\text{X.10})$$

Уравнение (X.10) позволяет исследовать характер изменения напора вдоль трубопровода с непрерывной раздачей.

Найдем экстремальное значение функции $\chi_h = f\left(\frac{x}{l}\right)$. Первая производная этой функции

$$\zeta \left(1 - \frac{2x}{l} + \frac{x^2}{l^2} \right) - 4 + 4 \frac{x}{l} = 0.$$

Последнее выражение представим в виде квадратного уравнения:

$$\zeta \left(\frac{x}{l} \right)^2 + (4 - 2\zeta) \frac{x}{l} - (4 - \zeta) = 0,$$

откуда

$$\frac{x}{l} = \frac{\zeta - 2 \pm 2}{\zeta}; \left(\frac{x}{l} \right)_1 = 1; \left(\frac{x}{l} \right)_2 = \frac{\zeta - 4}{\zeta} = 1 - \frac{4}{\zeta}. \quad (\text{X.11})$$

Первый корень $\left(\frac{x}{l} = 1 \text{ при } x = l\right)$ не удовлетворяет требованиям уравнения, второй корень $\frac{x}{l} = 1 - \frac{4}{\zeta}$ дает максимальное значение безразмерного параметра χ_h .

В этом можно убедиться, взяв вторую производную от соотношения (X.10) и подставив вместо дроби $\frac{x}{l}$ ее значение из выражения (X.11):

$$2 \frac{x}{l} \zeta + 4 - 2\zeta = 2\zeta - 8 + 4 - 2\zeta = -4 < 0. \quad (\text{X.12})$$

Максимальное значение χ_h должно соответствовать минимальной величине напора в данном сечении.

Условие (X.12) показывает, что при

$$\zeta = \lambda \frac{l}{D} < 4 \quad (\text{X.13})$$

пъезометрическая линия не имеет экстремума, при $\zeta = 5 - 20$, экстремальная точка пьезометрической линии отвечает сечениям (см. рис. 92, б) $\left(\frac{x}{l}\right) = 0,2 - 0,8$.

В частности, при $h_n = h_k$, когда $\zeta = 6$,

$$\left(\frac{x}{l}\right)_{\text{эк}} = 0,33.$$

По соотношению (X.10) построены кривые (см. рис. 92, б). Анализ кривых этого рисунка показывает, что приблизительно равномерную раздачу жидкости

в коротких дырчатых трубопроводах (при расположении одинаковых отверстий на одинаковых расстояниях) и при турбулентном режиме течения (автомодельный $\lambda = \text{const}$) можно получить только при значении безразмерного параметра

$$\xi = \lambda \frac{l}{D} = 5 - 7.$$

Если этот параметр равен 10, то неравномерность подачи жидкости через дырчатый распределитель достигает значительной величины.

§ 4. ПРЕДУПРЕЖДЕНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ СТОЙКИХ ЭМУЛЬСИЙ В ОТСТОЙНЫХ АППАРАТАХ В ПЕРЕХОДНОЙ ЗОНЕ

При разделении нефти от воды в отстойных аппаратах на границе раздела этих фаз часто образуются стойкие слои эмульсий, трудно поддающиеся разрушению. Образование стойких слоев эмульсий на границе раздела фаз является одной из основных причин нечеткой работы межфазных уловителей (см. рис. 90, 7) и, как

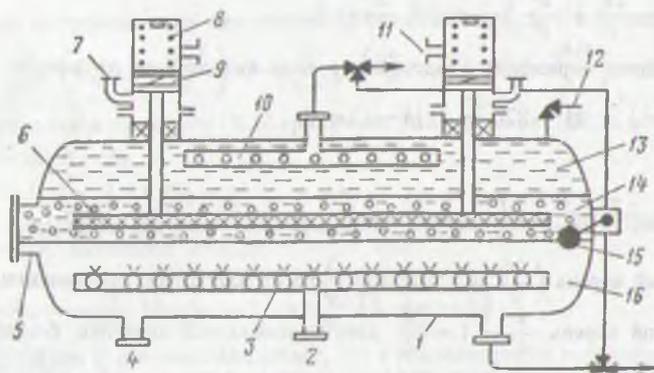


Рис. 93. Отстойник с коалесцирующей сеткой для разрушения межфазного слоя стойкой эмульсии:

1 — корпус отстойника; 2 — патрубок для ввода эмульсии; 3 — раздаточный дырчатый коллектор; 4 — патрубок для сброса воды; 5 — люк; 6 — коалесцирующая сетка; 7 — ввод сжатого газа; 8 — пружина; 9 — поршень; 10 — сборный коллектор для нефти; 11 — сброс газа; 12 — предохранительный клапан; 13 — слой чистой нефти; 14 — слой стойкой эмульсии; 15 — межфазный поплавок; 16 — водяная «подушка»

следствие этого, попадания в пластовые сточные воды большого количества эмульгированной нефти. Для очистки пластовых вод от эмульгированной нефти строят специальные очистные и дорогостоящие сооружения (см. рис. 107 и 108).

Кроме того, для разрушения образовавшихся стойких слоев эмульсий за счет сил гравитации требуется продолжительное время отстоя.

Для предупреждения образования стойких слоев эмульсий и интенсификации работы отстойной аппаратуры закрытого типа целесообразно применять механические или гидродинамические способы воздействия на эти слои.

Отстойник с механическим способом воздействия на стойкий слой эмульсии приведен на рис. 93.

В патрубок 2 вводится смесь нефти с пластовой водой, которая с помощью раздаточного коллектора 3 равномерно по всему сечению отстойника движется через водяную «подушку» 16, вода выпадает в дренаж, а большие капли нефти, содержащие в себе мельчайшие частицы воды, поднимаются вверх. На границе раздела фаз капли нефти коалесцируют, а заключенные в этих каплях нефти частички воды образуют промежуточный слой стойкой эмульсии 14, высота которого может расти со временем.

По мере увеличения высоты этого слоя в отстойнике межфазный поплавок 15 теряет свою «чувствительность», и при сбросе пластовой сточной воды в нее попадает большое количество нефти.

Для предупреждения образования стойкого слоя эмульсии отстойник оборудуется коалесцирующей сеткой 6, которая время от времени может передвигаться вверх и вниз, не давая тем самым образоваться этому слою. Коалесцирующая сетка перемещается вверх и вниз с помощью сжатого воздуха или газа, подающегося в патрубки 7. Поршни 9 поднимаются вверх, увлекая за собой коалесцирующую сетку. В исходное положение коалесцирующая сетка возвращается пружиной 8. Передвижение сетки вверх и вниз способствует разрушению бронирующих оболочек на капельках воды, коалесценции этих капель и выпадению их в дренаж.

§ 1. НАЗНАЧЕНИЕ, КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ

Нефтяные резервуары представляют собой емкости различных размеров, предназначенные для накопления, кратковременного хранения и учета «сырой» и товарной нефти. Группу резервуаров, сосредоточенных в одном месте, принято называть резервуарным парком.

Общий объем товарного резервуарного парка должен быть равен двухсуточной плановой производительности всех эксплуатационных скважин данного месторождения. Отношение двухсуточного объема добываемой нефти V_n к объему установленных резервуаров V_0 называется коэффициентом оборачиваемости резервуаров $K = V_n/V_0$, он характеризует степень использования резервуарного парка. Значение K может колебаться в пределах от 2 до 5.

Увеличение дебитов скважин при постоянном объеме резервуарного парка повышает коэффициент оборачиваемости. При большом резервуарном парке коэффициент оборачиваемости резервуаров мал и потери легких фракций нефти от больших «дыханий» сокращаются. Однако сооружение большого резервуарного парка обходится слишком дорого. Поэтому оптимальный объем резервуарных парков должен определяться с учетом технико-экономических расчетов, и решение этой задачи встречает весьма большие трудности.

При напорной системе нефтесбора на новых месторождениях объем резервуарных парков сокращается и предусматривается возможность транспортирования нефти из насоса в насос.

Нефтяные резервуары строят из несгораемых материалов в наземном, частично заглубленном и подземном исполнениях. Для сбора, хранения и замера объема нефти на нефтяных месторождениях в большинстве случаев сооружают цилиндрические стальные резервуары и реже — бетонные и железобетонные.

Резервуары средней и большой емкости в целях экономии металла изготовляют с переменной толщиной стенки в нижней части резервуара. Стенки вертикальных цилиндрических резервуаров при отсутствии избыточного давления над поверхностью жидкости испытывают давление, распределяющееся по закону треугольника. В этом случае давление в нижней точке резервуара будет $p = H\rho g$. На глубине h давление равно $p = h\rho g$, а толщину стенки определяют из уравнения

$$\delta = \frac{h\rho g D}{2K_2}, \quad (XI.1)$$

где h — высота столба от уровня жидкости до рассматриваемого пояса резервуара, м; ρ — плотность жидкости, кг/м³; D — диаметр резервуара, м; R_2 — допустимое напряжение на растяжение из мартеновскую сталь Ст.3 ($R_2 = 1400 \cdot 9,81 \cdot 10^4$ Па).

Толщину днища резервуара обычно не рассчитывают, поскольку гидростатическое давление, создаваемое столбом жидкости, воспринимается фундаментом, на котором установлен резервуар. Поэтому толщина листовой стали, идущей на изготовление днищ резервуаров, не превышает 5 мм.

При сооружении корпуса резервуара стальные пояса могут располагаться тремя способами: ступенчатым, телескопическим

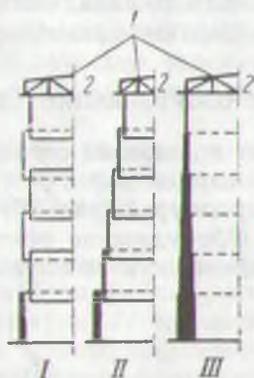


Рис. 94. Расположение поясов стальных резервуаров:

I — ступенчатое, II — телескопическое; III — встык;
1 — крыша резервуара; 2 — ферма

и встык (рис. 94). Крыша резервуара I воспринимает внешнюю нагрузку от снега и вакуума в пределах 245 Па (25 кгс/м²) и внутреннюю нагрузку от избыточного давления в паровом пространстве резервуара (до 200 кгс/м²); обычно крышу изготовляют из листовой стали толщиной не более 2,5 мм. Крыши вертикальных стальных резервуаров строят трех типов: конические, сферические и плоские. На нефтяных месторождениях чаще всего используют резервуары с плоскими крышами, имеющие наименьшее газовое пространство, а следовательно, и обеспечивающие наименьшие потери легких фракций от малых и больших «дыханий» (см. § 3 данной главы). Крыши резервуаров располагаются

ТАБЛИЦА 6

Резервуар	Основные размеры, мм		Общая масса, т
	диаметр	высота	
PBC-100	5 330	5 510	4,98
PBC-200	6 670	6 870	7,51
PBC-300	8 000	6 870	9,93
PBC-400	8 000	8 240	11,05
PBC-700	10 670	8 240	16,87
PBC-1 000	12 000	9 600	21,57
PBC-2 000	14 670	12 320	36,07
PBC-3 000	18 680	12 320	54,54
PBC-5 000	22 680	12 270	78,37
PBC-7 500	28 020	12 270	125,56
PBC-10 000	33 350	12 270	174,44

на стропильных перекрытиях (фермах 2), которые могут опираться как на промежуточные колонны внутри резервуара, так и непосредственно на его стенки.

Стальные резервуары стандартизированы. Размеры их приведены в табл. 6.

Геометрические размеры типовых резервуаров определены по условиям минимального расхода стали при использовании листов стандартных размеров.

§ 2. ОБОРУДОВАНИЕ СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ

Для проведения операций по приему, хранению и отпуску сырья и товарной нефти резервуары оборудуют специальной гарнитурой и арматурой (рис. 95).

Оборудование резервуаров должно обеспечивать правильную и безопасную эксплуатацию резервуаров: 1) наполнение и опорож-

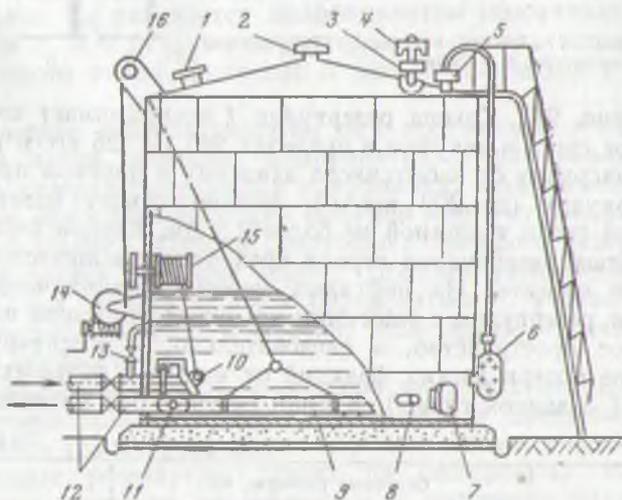


Рис. 95. Расположение оборудования на наземном стальном резервуаре:

1 — световой люк; 2 — вентиляционный патрубок; 3 — огневой предохранитель; 4 — дыхательный клапан; 5 — замерный люк; 6 — указатель уровня (УДУ); 7 — люк-лаз; 8 — сифонный кран; 9 — подъемная труба; 10 — хлопушка; 11 — шарнир подземной трубы; 12 — приемно-раздаточные патрубки; 13 — перепускное устройство; 14 — ледобка; 15 — управление хлопушкой; 16 — роликовый блок

нение резервуаров; 2) замер уровня нефти; 3) отбор проб нефти; 4) зачистку и ремонт резервуаров; 5) отстой нефти и удаление подтоварной воды; 6) поддержание давления в резервуаре в безопасных пределах.

Оборудование нефтяных резервуаров следующее.

Люк-лаз 7, устанавливаемый на нижнем поясе резервуара, предназначен для проникновения людей внутрь резервуара при

ремонте и очистке его от грязи, а также для освещения и проветривания резервуара при проведении этих работ.

Замерный люк 5, который служит для замера в резервуаре уровня нефти и подтоварной воды, а также для отбора проб пробоотборником. Замерный люк устанавливают на патрубке, вваренном вертикально в крышу резервуара. Крышка замерного люка герметично соединяется с корпусом прокладкой и нажимным откидным болтом. Внутри замерного люка расположена направляющая колодка, по которой в резервуар спускают замерную ленту с лотом. Колодку изготавливают из меди или алюминия, чтобы предотвратить искрообразование.

Световой люк 1 устанавливают на крыше резервуара над приемо-раздаточным патрубком. При открытой крышке через него внутрь резервуара проникает свет и проветривается резервуар перед зачисткой или ремонтом.

Приемо-раздаточные патрубки 12 предназначены для присоединения приемных или раздаточных трубопроводов, они размещены снаружи резервуаров, а хлопушка 10 и шарнир 11 подъемной трубы 9 — внутри резервуара. Диаметры приемо-раздаточных патрубков определяются заданной производительностью перекачиваемой нефти и колеблются в пределах 150—700 мм. При выборе диаметра приемо-раздаточного патрубка исходят из скоростей движения жидкости в трубопроводах, принимаемых в пределах 0,5—2,5 м/с.

Хлопушки 10 устанавливают для предотвращения утечек нефти из резервуаров при неисправности задвижек или аварийном состоянии трубопровода. Хлопушки могут быть управляемые и неуправляемые. При наполнении резервуара струя нефти силой давления приподнимает крышку хлопушки, а при остановке перекачки нефти крышка хлопушки под действием собственного веса опускается, закрывая трубу. При откачке нефти из резервуара крышка хлопушки открывается принудительно специальным устройством, состоящим из вращающегося барабана с наматывающимся на него тросом.

Перепускное устройство 13 служит для выравнивания давления нефти с обеих сторон крышки хлопушки. Его устанавливают на всех резервуарах высотой более 6 м.

Подъемную трубу монтируют внутри резервуара; предназначена она для отбора нефти с требуемой высоты.

Дыхательные клапаны (рис. 96) рассчитаны на избыточное давление или вакуум в газовом пространстве резервуара 20·9,81 Па (20 мм вод. ст.). Дыхательный клапан работает следующим образом. При повышении давления внутри резервуара клапан 3 поднимается, и лишний газ выходит в атмосферу, а при понижении давления внутри резервуара открывается клапан 1, и в резервуар поступает воздух. Клапаны 1 и 3 могут быть отрегулированы на определенное давление и подниматься только в том случае, когда давление или разрежение внутри резервуара достигнет

определенной величины. Над клапанами имеются съемные крышки, через которые вынимают клапаны для осмотра и ремонта.

Размер дыхательных клапанов выбирают в зависимости от допускаемой пропускной способности их.

Размер клапана, мм	50	100	150	200	250
Пропускная способность, м ³ /ч	25	72	142	240	304

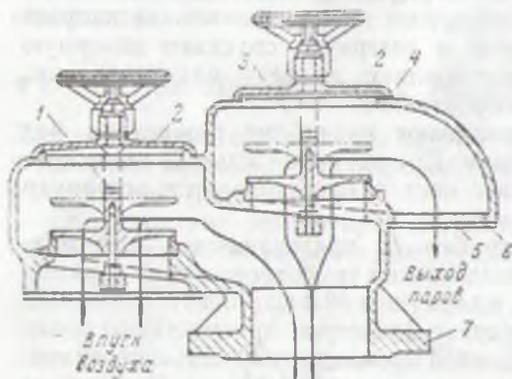


Рис. 96. Дыхательный механический клапан:

1 — клапан вакуума; 2 — крышка клапанная; 3 — клапан избыточного давления; 4 — прокладка; 5 — сетки; 6 — сетки; 7 — фланец для установки клапана на огневый дыхательный аппарат.

Дыхательный клапан является ответственным элементом оборудования резервуара.

Гидравлический предохранительный клапан (рис. 97) предназначен для ограничения избыточного давления или вакуума в газовом пространстве при отказе дыхательного клапана, а также при недостаточном сечении его. Предохранительные клапаны рассчитаны на несколько большее давление и вакуум, чем дыхательный клапан: на избыточное давление 588 Н/м² и разрежение

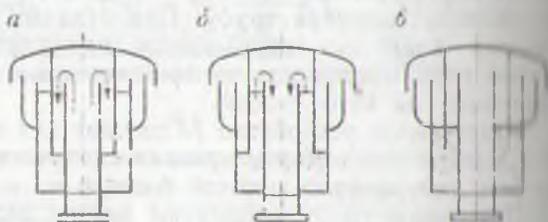


Рис. 97. Работа предохранительного клапана при:

а — избыточном давлении; б — вакууме; в — давлении в резервуаре, равном атмосферному

392 Н/м². Гидравлический предохранительный клапан устанавливают в комплекте с огневым предохранителем. Предохранительный клапан заливают незамерзающими неиспаряющимися маловязкими жидкостями (раствор глицерина, этиленгликоль и др.), образующими гидравлический затвор, через который выходит газ с воздухом или входит («вдох») воздух. На рис. 97, а показан момент, когда давление в газовом пространстве резервуара выше расчетного и газ сбрасывается в атмосферу через предохранительный клапан. На рис. 97, б изображено положение, когда дыхательный

ный клапан не сработал и образовавшийся в газовом пространстве резервуара вакуум стал настолько большим, что поступление воздуха в резервуар происходит через предохранительный клапан. На рис. 97, в показан случай, когда давление в газовом пространстве резервуара и атмосферного воздуха одинаково.

Огневые предохранители устанавливаются на резервуарах в комплекте с дыхательными и предохранительными клапанами и они предназначены для предохранения газового пространства резервуара от проникновения в него пламени через дыхательный или предохранительный клапан.

Принцип действия огневых предохранителей заключается в том, что пламя, попадая в огневой предохранитель, проходит через систему каналов малого сечения и дробится на отдельные мелкие потоки; поверхность соприкосновения пламени с предохранителем увеличивается, возрастает отдача теплоты стенкам каналов, и пламя затухает. Основной деталью огневых предохранителей является спиральная ленточная кассета цилиндрической формы, изготовленная из цветных металлов и помещенная в корпус предохранителя.

Пенокамеры (рис. 98) устанавливаются на верхнем поясе резервуаров.

Пену вводят в резервуары через пенокамеры. Подаваемая под давлением по трубам 1 из пенореактивных установок пена разрывает мембрану 2 из листового свинца, установленную в камере 3 для предотвращения утечки паров нефти, поступает на поверхность нефтепродукта и прекращает горение, изолируя поверхность нефтепродукта от кислорода воздуха.

Для измерения уровня и оперативного учета количества нефти в резервуарах различных типов применяют указатель уровня МДУ (рис. 99). Прибор состоит из поплавка и мерной ленты, помещенной в герметичный кожух, который выполнен из угловых коробок и трубы. При изменении уровня поплавков перемещается по направляющему тросу, а мерная лента наматывается на блок в смотровой коробке прибора. К прибору можно присоединять потенциометрические датчики для передачи показаний уровня в диспетчерский пункт.

Приведенный на рис. 95 общий вид стального резервуара в расположенном на нем оборудованном рекомендуется применять для временного хранения обезвоженной и обессоленной нефти только в товарных парках головных сооружений.

Данный тип резервуара имеет существенные недостатки, если он используется на промыслах в качестве аппарата для предварительного сброса пластовой воды (резервуара-отстойника), буферной емкости или технологического резервуара.

Основная цель таких резервуаров в промысловых условиях сводится к разделению нефти и воды на установках УПН и разделению воды и эмульгированных капелек нефти на установках МПВ с расчетом минимальных потерь легких фракций нефти.

Поэтому резервуары для указанных целей (см. рис. 80, 36), а на значительное большинство на промыслах, должны работать с постоянным уровнем нефти (чтобы исключить большие «дыхания» и оборудоваться специальным распределительным устройством, обеспечивающим равномерность подъема нефтеводяной смеси на всему сечению резервуара.

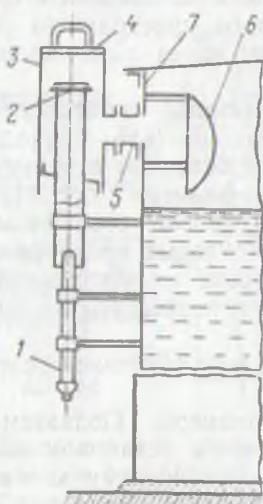


Рис. 98. Пеночамеры:

1 — пенопроводы; 2 — мембрана; 3 — корпус камеры; 4 — крышка корпуса; 5 — пенослив; 6 — направляющий козырек; 7 — верхний пояс резервуара

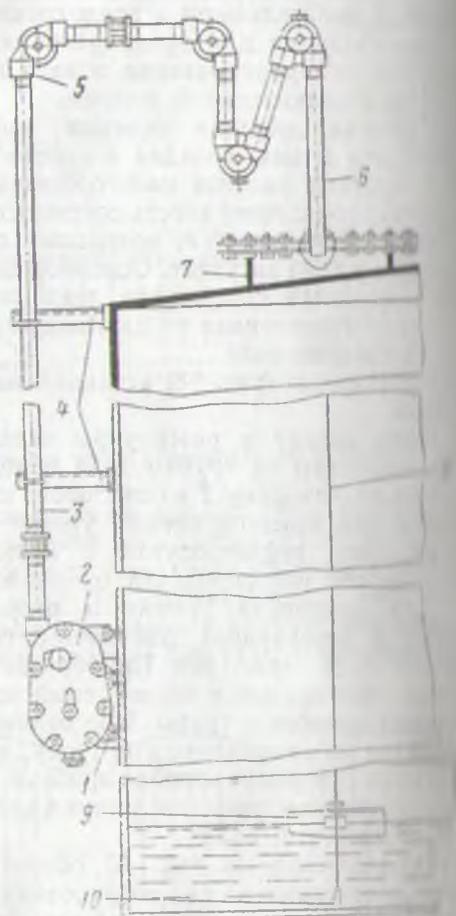


Рис. 99. Указатель уровня с дистанционной передачей типа УДУ:

1 — опора; 2 — указатель уровня с дистанционной приставкой; 3 и 6 — трубы; 4 — кронштейны; 5 — угловые полки; 7 — люк; 8 — направляющий трос; 9 — поплавок; 10 — опора для крепления троса

На месторождениях Татарии, Башкирии широко внедрен резервуар-отстойник с жидкостным гидрофильным фильтром, разработанным в ТатНИПИнефть (рис. 100).

В резервуарах-отстойниках с гидрофильным фильтром обводненную нефть обезвоживают и подвергают первичной очистке пластовую воду, отделившуюся от нефти.

Отстойники с гидрофильным фильтром производят на базе типовых вертикальных резервуаров. Их технические характеристики приведены в табл. 7 [7].

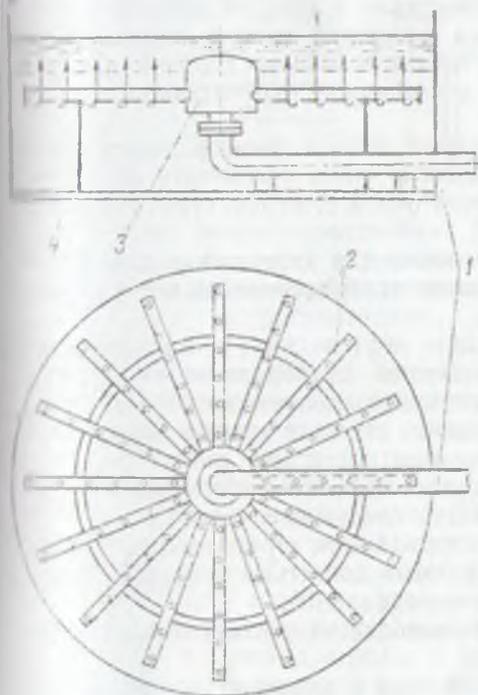
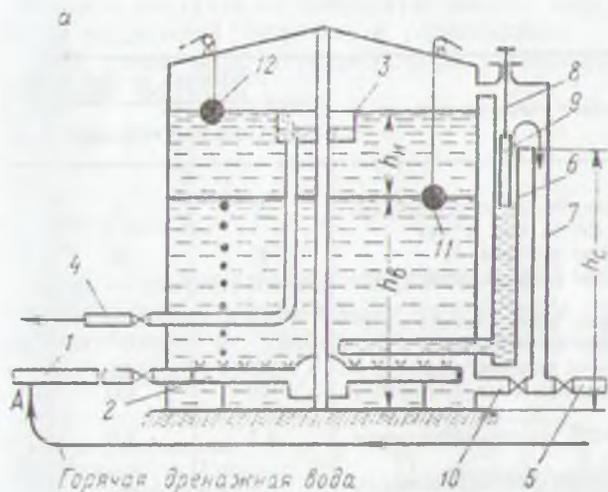


Рис. 100. Резервуар-отстойник.

а — резервуар-отстойник; 1 — подводный трубопровод; 2 — дырчатый источник; 3 — цилиндрическая емкость для сбора и вывода нефти из резервуара; 4 — трубопровод для отвода нефти; 5 — трубопровод для отвода воды; 6 — восходящая труба гидрозатвора; 7 — нисходящая труба гидрозатвора; 8 — шток; 9 — подвижной пструбок; 10 — трубопровод для опорожнения резервуара; 11 — поплавок датчика уровня водонефтяного контакта; 12 — поплавок датчика уровня наполнения резервуара; б — распределительное устройство (маточник); 1 — подводный трубопровод; 2 — лучевые отводы с отверстиями; 3 — общая емкость; 4 — опоры для лучевых отводов

ТАБЛИЦА 1

Техническая характеристика	Отстойник на базе резервуара		
	РВС-1000	РВС-2000	РВС-3000
Производительность на входящей водонефтяной смеси, тыс. м ³ /сут	3	6	11
Содержание воды в нефти, %	40	40	40
Содержание воды в отделившейся нефти, %:			
а) при подаче деэмульгатора в промысловую систему сбора	2	2	2
б) без подачи деэмульгатора	12	12	12
Содержание нефти в отделившейся воде, мг/л	100	100	100
Высота водяного контактного слоя (фильтра), м	4,5	5,0	5,0
Высота наполнения резервуара, м	8,5	10,0	10,0
Температура водонефтяной смеси, °С		Более 20	

Для более эффективного сочетания процессов обезвоживания нефти и очистки отделившейся пластовой воды в сырье до поступления его в резервуар-отстойник добавляют горячую дренажную воду, поступающую из отстойников окончательного обезвоживания.

Место ввода горячей дренажной воды и диаметр подводящего трубопровода должны быть такими, чтобы обеспечить необходимое время перемешивания с достаточной степенью турбулентности потока ($Re \cong 8000$).

Это создает необходимые условия для разрушения значительной части эмульсии в подводящем трубопроводе до поступления ее в резервуар-отстойник.

Подготовленная таким образом нефтеводная смесь поступает под слой дренажной воды, служащей своеобразным «гидрофильным фильтром», где происходят процессы дополнительной деэмульсации нефти и очистка отделившейся от нефти воды, в данном случае — процесс пенной деэмульсации нефти (см. рис. 77, а).

Для достижения наиболее полного эффекта работы резервуара-отстойника необходимо соблюдать следующие условия:

1) водонефтяная смесь в подводящем трубопроводе после добавления дренажной воды должна двигаться в турбулентном режиме с числом Рейнольдса порядка 8000;

2) время движения смеси в подводящем трубопроводе должно быть не менее 15 мин [7];

3) смесь подают под водяной слой с помощью лучевого дымчатого маточника, равномерно расположенного по всему сечению резервуара (см. рис. 100, б).

После наполнения резервуара до проектной высоты $h_p = h_n$ и стабилизации уровня нефтяного слоя регулируют уровень

водонефтяного контакта на требуемую высоту, перемещая (вверх или вниз) подвижной патрубком в гидрозатворе.

Уровень слива воды в гидрозатворе устанавливают, исходя из следующей формулы

$$(h_{н\rho_{н}} + h_{в\rho_{в}})g - h_{гг}g - h_{с}\rho_{в}g,$$

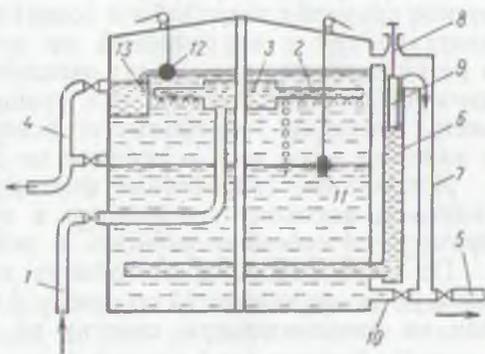
откуда

$$h_{с} = \frac{h_{н\rho_{н}}}{\rho_{в}} + h_{н} - h_{гг},$$

где $\rho_{н}$ и $\rho_{в}$ — соответственно плотность нефти и воды, кг.м⁻³; $h_{гг}$ — гидравлические потери в водосборной трубе и гидрозатворе, м; $h_{с}$ — расстояние от уровня дна резервуара до верхней кромки нисходящей трубы 7 гидрозатвора, м.

Рис. 101. Резервуар-отстойник, разработанный в ТатНИПИнефть, работающий по принципу гидрофобного фильтра:

1 — ввод нефтяной эмульсии; 2 — раздаточный коллектор; 3 — камера для эмульсии; 4 — сброс отстоявшейся нефти; 5 — сброс воды; 6, 7 — сообщающиеся сосуды для вывода воды; 8 — регулирующий шток; 9 — подвижной (местное сопротивление); 10 — патрубок; 11, 12 — поплавки уровнемера; 13 — камера для сбора нефти



Данный резервуар-отстойник работает при постоянном верхнем уровне $h_{н}$ нефти и переменном уровне водонефтяного контакта, который можно регулировать в широких пределах гидравлическими сопротивлениями, создаваемым подвижным патрубком 9.

Так, если подвижной патрубок поднимается вверх, то уменьшаются гидравлические сопротивления и увеличивается уровень воды в резервуаре $h_{в}$, а это значит, что улучшается качество подготавливаемых нефти и воды.

Распределительное устройство, расположенное на расстоянии 0,5 м от дна резервуара (рис. 100, б), состоит из трех элементов: подводящего коллектора 1, лучевых отводов 2, подсоединенных в общей емкости 3, выполненной в виде барабана с эллиптической крышкой. Для создания равномерного распределения эмульсии по площади резервуара и эффективного ее разрушения в водяной «пенушке» в лучевых отводах 2 сверлят отверстия с постепенным увеличением их диаметра от центра к периферии резервуара.

Разработанный ТатНИПИнефть [17] резервуар-отстойник с жидкостным гидрофобным фильтром (рис. 101) монтируют на установках подготовки сточных пластовых вод (см. рис. 109, 17).

Он предназначен для очистки их от капелек эмульгированной нефти и механических примесей, обладающих как гидрофобной, так и гидрофильной поверхностью.

В отстойниках с гидрофобным жидкостным фильтром одновременно протекают два процесса: дождевание воды, содержащей капельки эмульгированной нефти и механические примеси, через слой гидрофобной контактной среды (нефти) и высаживание механических примесей, имеющих гидрофильную поверхность, на дно резервуара.

Воду, содержащую капельки эмульгированной нефти и механические примеси, подают по подводящему трубопроводу в цилиндрическую емкость, из которой по отдельным лучам, имеющим по длине различные отверстия, ее направляют в виде струек в контактную среду (нефть). При этом капельки нефти и механические примеси с гидрофобной поверхностью, находящиеся в воде, контактируют с окружающей их нефтью и сливаются с ней, в результате чего происходит очищение сточной пластовой воды, движущейся вниз за счет сил гравитации. Механические примеси, имеющие гидрофильную поверхность, движутся вместе с каплями воды вниз и оседают на дне резервуара-отстойника.

Жидкостные гидрофобные фильтры практически не чувствительны к высокому содержанию в воде нефти и механических примесей и способны работать в режиме самоочистки.

По мере работы в отстойнике накапливается слой нефти, которую после камеры 13 по отводу 4 подают на нужды промысла или на дополнительную очистку от механических примесей.

§ 3. МЕТОДЫ БОРЬБЫ С ПОТЕРЯМИ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ «ДЫХАНИЯХ» РЕЗЕРВУАРОВ

Основные потери легких фракций нефти из резервуаров бывают при больших и малых «дыханиях».

Процесс опорожнения и наполнения товарного резервуара нефтью, сопровождающийся вначале впуском воздуха в газовое пространство ГП резервуара, а затем выбросом газовой смеси в атмосферу, называется большим «дыханием».

Малые «дыхания» товарного резервуара получаются в результате впуска воздуха и выпуска газовой смеси через дыхательный клапан при изменении температуры и давления в течение суток.

Методы снижения потерь углеводородов при испарении нефти в товарных резервуарах условно можно разбить на три группы: 1) предупреждающие испарение нефти; 2) уменьшающие испарение; 3) сбор продуктов испарения нефти.

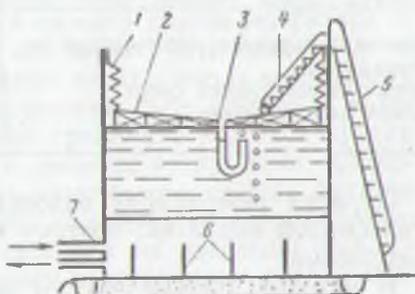
Потери нефти при хранении в негерметизированных резервуарах в большой степени зависят от испаряемости ее. Чем больше в нефти легких фракций, тем больше испаряемость и потери их при прочих равных условиях. Из сказанного следует, что на

последней ступени сепарации необходимо поддерживать высокую температуру, а давление в сепараторе — ниже атмосферного.

В настоящее время для борьбы с потерями нефти, хранящейся в резервуарах, рекомендуется применять плавающие крыши понтоны, в которых газовое пространство сведено к минимуму. Схема резервуара с плавающей крышей показана на рис. 102. Плавающие на поверхности нефти крыши почти полностью устраивают газовое пространство резервуаров и таким образом предотвращают потери легких фракций нефти от малых и больших «дыханий». Плавающие крыши изготавливают из металла и пластмассы. Зазор между стенкой резервуара и плавающей металлической крышей делается до 25 см. Для уплотнения зазора между

Рис. 102. Резервуар с плавающей крышей:

1 — уплотнитель, уплотняющий зазор между корпусом резервуара и плавающей крышей; 2 — плавающая крыша; 3 — шарнирная трубка для спуска ливневых вод; 4 — лестница для осмотра крыши; 5 — лестница для подъема к плавающей крыше; 6 — шарнирная трубка для спуска воды; 7 — ввод нефти в резервуар



крышей и корпусом резервуара и предотвращения утечки легких фракций делаются специальные затворы из цветного металла или из асбестовой ткани, пропитанной бензостойкой резиной. Применение плавающих крыш наиболее эффективно на резервуарах, работающих с большим коэффициентом оборачиваемости.

Ливневые воды с крыши стекают по водостокам с обратным сифоном, представляющим собой короткую вертикально загнутую на конце трубку, погруженную в нефть. Работа обратного сифона основана на том, что вода тяжелее нефти, уровень воды в трубке всегда ниже уровня нефти в резервуаре. Если же атмосферные осадки, стекая по водостоку, переливаются через край, они, пройдя слой нефти, скапливаются на дне резервуара, откуда удаляются обычным способом.

В резервуарах с понтоном кровля стационарная и нет шарнирных труб и водостоков с обратным сифоном, так как стационарная кровля предотвращает попадание на плавающий понтон атмосферных осадков.

Для уменьшения испарения нефти в резервуарах за рубежом особенно широкое распространение получили экраны из пластмассовых полых шариков и пластмассовых пленок. Пластмассовые шарики диаметром 0,01—0,2 мм изготавливают из фенольных, формальдегидных и карбамидных смол, шарики наполнены азотом. Применение экрана из пластмассовых шариков позволяет уменьшить испарение нефти в 5—6 раз.

Защита резервуаров от нагревания солнечными лучами — вторая группа методов защиты от испарения нефти. Для этих резервуары следует покрывать лучеотражающими светлыми красками с высоким коэффициентом отражения. Наиболее распространены теплоотражающими красками являются белые и алюминиевые, причем белые краски значительно эффективнее алюминиевых. В табл. 8 приведены основные показатели работы резервуаров, покрытых различными красками.

ТАБЛИЦА 8

Показатели	Окраска корпуса		
	белая	алюминиевая	черная
Солнечная радиация, поглощенная резервуаром	59	88	100
Потеря газовой смеси	100	170	200
Потеря нефтепродукта	100	180	240

Окраска резервуаров одновременно является защитой и от атмосферной коррозии, поэтому краски должны быть коррозионностойкими.

К методам третьей группы по снижению потерь нефти при хранении ее в резервуарах относится использование газоуравни-

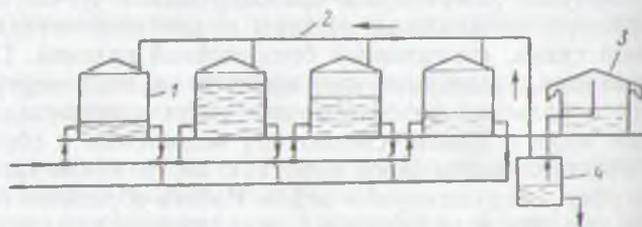


Рис. 103. Обвязка товарных резервуаров для сбора газа при больших и малых «дыханиях»:

1 — резервуары; 2 — наклонный газопровод; 3 — резервуар-компенсатор; 4 — конденсатор

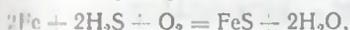
тельной системы, сущность которой сводится к следующему. Газовые пространства резервуаров через систему тонкостенных газопроводов соединяются между собой. Работа резервуаров с такой обвязкой весьма эффективна, когда прием и отпуск нефти из резервуаров проводят одновременно. Тогда газы из заполняемых резервуаров перетекают в опоражнивающиеся, и потери от больших «дыханий» сводятся к нулю. Однако в связи с возможными трудностями осуществления синхронной работы системы резервуаров к ним обычно подключают резервуары-компенсаторы и резервуары с подъемными крышами (рис. 103). Из резервуаров,

работующих несинхронно, лишний газ поступает по наклонному газопроводу (во избежание образования гидравлических и ледяных пробок) сначала в конденсатосборник, а затем в резервуар-компенсатор с подъемной крышей. В этот резервуар поступает избыток газов из газовых пространств резервуаров, когда подача нефти в них превышает отпуск, и, наоборот, из резервуара-компенсатора газ поступает в резервуары, когда отпуск нефти преобладает над поступлением.

§ 1. ЗАЩИТА СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ ОТ КОРРОЗИИ

Стальные резервуары подвержены внешней и внутренней коррозии. Почвенной коррозии подвергается днище резервуара, находящееся в контакте с грунтом, а корпус и крыша резервуара — атмосферной коррозии, которая не бывает интенсивной, и ее с успехом предотвращают нанесением на наружную поверхность различных красок. Эти покрытия должны быть прочны и водонепроницаемы с тем, чтобы вода не проникала под слой краски и не вызывала электрохимического процесса разрушения. Коррозия днищ резервуаров зависит от химического состава грунтов и их влажности. Днища резервуаров защищают от коррозионного разрушения двумя методами: нанесением на внешнюю сторону днища битумной изоляции и созданием изолирующего слоя, а против агрессивного действия грунтовых вод применяют катодную и протекторную защиту (см. § 6 гл. V).

Внутренняя коррозия резервуаров является более интенсивной, особенно в присутствии влажного воздуха и сернистых соединений, содержащихся в некоторых нефтях. В этих условиях быстро выходит из строя крыша резервуара, которая постоянно контактирует с газовой воздушной смесью. Сравнительно быструю коррозию крыш можно объяснить следующим образом. Попадающий в газовое пространство резервуара при больших «дыханиях» влажный атмосферный воздух конденсируется на холодных стенках резервуара (ночью). В образовавшихся каплях растворяется выделившийся из нефти сероводород. Сероводород в присутствии кислорода воздуха образует серную кислоту и сульфиды железа, вызывающие иногда самовозгорание и воспламенение нефтепродуктов:



Для устранения контакта газа и кислорода воздуха с металлом крыши и корпусом резервуара внутреннюю поверхность их покрывают различными металлическими и пластмассовыми покрытиями, стойкими к воздействию нефти и легких углеводородов. Перед нанесением покрытий резервуары тщательно очищают от остатков нефти.

Пластовая вода, осаждающаяся на дне резервуаров, содержит различные соли, являющиеся хорошими электролитами. Металл днища резервуара, как правило, неоднороден по составу, и в присутствии электролита отдельные части листов, обладая разными потенциалами, образуют гальванопары, являющиеся источниками электрохимической коррозии днищ. Интенсивность коррозионного разрушения днищ увеличивается, когда в пластовых водах содержится соль магния $MgCl_2$, которая при гидролизе образует соляную кислоту, существенно ускоряющую процесс разрушения днищ:



Коррозионному разрушению днищ в значительной степени способствует также подогрев нефти и пластовой воды, содержащихся в резервуарах.

Многолетней практикой эксплуатации резервуарных парков установлено, что стоимость применяемых в настоящее время средств защиты днищ от коррозионного разрушения не превышает 2% расходов, затрачиваемых обычно на замену днищ по вымы.

За последнее время для предотвращения коррозии внутренней поверхности стальных резервуаров все шире начинают применять биметаллы. Биметалл представляет обычную углеродистую сталь, на которую наносится тонкий слой (от 0,3 до 2 мм) легированной коррозионностойкой стали (например, ЭЯ-1).

Кроме того, днище резервуаров защищают от коррозии следующими методами:

1) периодическим добавлением в подтоварную воду щелочей, нейтрализующих кислоты;

2) покрытием днища слоем каменноугольного пека толщиной 3—5 см, не растворимого в нефтях и нефтепродуктах; над слоем пека должна поддерживаться постоянной высоты водяная подушка;

3) особенно эффективно применение эпоксидно-этиленовой краски ЭП-755 и краски ХС-717, а также красок, изготовленных на основе фенолформальдегидных смол (ФЛ-723, ФЛ-724-1).

§ 5. РАСЧЕТ ПОТЕРЬ ЛЕГКИХ ФРАКЦИЙ НЕФТИ ПРИ БОЛЬШИХ И МАЛЫХ «ДЫХАНИЯХ» РЕЗЕРВУАРОВ

При негерметизированных системах сбора нефти в резервуарных парках потери легких фракций могут достигать 3% от добычи нефти. Возникает вопрос: от каких параметров зависят потери легких фракций нефти, хранящейся в резервуаре, и как можно их оценить?

Величина потерь легких фракций нефти в резервуаре, имеющем понтона и плавающую крышу, зависит от:

1) плотности, вязкости и температуры нефти;

2) степени очистки нефти от окклюдированного газа на последней ступени сепарации (см. рис. 80, 20) и величины давления на этой ступени;

3) времени хранения нефти и температуры окружающего воздуха;

4) частоты наполнения и опорожнения резервуара (большие «выбросы» резервуара).

Чем ниже плотность и вязкость нефти и выше температура, тем выше ее испаряемость, а следовательно, больше ее потери в резервуаре. Величина потерь нефти значительно возрастает также, если частота наполнения и опорожнения резервуаров увеличивается. Для существенного снижения потерь легких фракций нефти необходимо: 1) чтобы все сырьевые и товарные резервуары имели понтоны или плавающие крыши, при этом газовое пространство (ГП) в них сведется к нулю и практически не будет испаряться нефть; 2) при отсутствии понтонов или плавающих крыш нефть следует стабилизировать перед транспортированием ее в товарные резервуары, т. е. подогреть для извлечения легких фракций, являющихся при нормальных условиях, газами, а сепарацию горячей нефти желателно проводить под вакуумом.

После стабилизации нефти на промысле и полного отбора из нее легких фракций ее можно транспортировать до нефтеперерабатывающих заводов практически без потерь.

Поскольку на промыслах резервуары, как правило, не имеют понтонов и плавающих крыш, а стабилизируют нефть не полностью, то необходимо уметь рассчитывать потери¹.

Массовые потери углеводородов, выбрасываемых в атмосферу из резервуаров, определяют по формуле

$$G = V_0 c \rho_0, \quad (\text{XI.1})$$

где V_0 — объем газовой смеси, вышедшей из резервуара за измеряемый промежуток времени при нормальных условиях, м³; c — средняя концентрация углеводородов в газовой смеси, доли единицы; ρ_0 — плотность вышедших из резервуара углеводородов (газа) при нормальных условиях, кг/м³.

В зависимости от физико-химических свойств нефти концентрация углеводородов по высоте ГП резервуара может быть равномерной и неравномерной.

При наполнении и опорожнении резервуаров с легкой нефтью ($\rho_0 = 800-820$ кг/м³) концентрация углеводородов по высоте газовой смеси практически сохраняется равномерной, но непостоянной во времени, а для тяжелых нефтей ($\rho_0 = 850-920$ кг/м³) — неравномерной и непостоянной. Равномерность концентрации углеводородов по высоте и объему ГП в резервуаре зависит в основном от: 1) интенсивности испарения

¹ Константинов Н. Н. Борьба с потерями от испарения нефти и нефтепродуктов. М., Гостоптехиздат, 1961.

нефти и 2) темпа выделения окклюдированного газа из нее, величина которого значительно выше у легких нефтей, чем у тяжелых.

Средняя концентрация углеводородов в ГП резервуара существенно зависит также от скорости подъема или падения уровня нефти в резервуаре при приемо-сдаточных операциях.

Приведение объема газовой смеси к нормальным условиям в формуле (XI.1) проводят приближенно так:

$$V_0 = \frac{p_p T_0 l}{p_0 T_p z},$$

где p_p и T_p — соответственно давление и абсолютная температура в газовой смеси в пространстве резервуара; p_0 и T_0 — давление и абсолютная температура при нормальных условиях ($p_0 = 760$ мм рт. ст., $T_0 = 273$ К); z — коэффициент сжимаемости газа, здесь можно принимать равным 1.

Средняя концентрация углеводородов в ГП резервуара, входящая в формулу (XI.1) и зависящая от интенсивности и продолжительности испарения нефти τ с площади контакта $S_{н.п}$, определяется из следующего выражения:

$$c = \frac{q S_{н.п} \tau}{V_{г.п}}, \quad (XI.2)$$

где q — интенсивность испарения нефти и выделения из нее окклюдированных пузырьков газа, не успевших отделиться в сепараторе, $\text{м}^3 (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $S_{н.п}$ — площадь поверхности, с которой происходит испарение нефти и выделение пузырьков газа, м^2 ; τ — время, ч (опорожнения, наполнения, хранения); $V_{г.п}$ — объем газовой смеси в пространстве в резервуаре, м^3 .

Из формулы (XI.2) видно, что средняя концентрация углеводородов в ГП резервуара прямо пропорциональна интенсивности испарения нефти, площади контакта ее с газовой смесью и времени контакта τ и обратно пропорциональна объему газовой смеси $V_{г.п}$, т. е. чем больше объем ГП резервуара, тем меньше концентрация углеводородов c при всех прочих равных условиях.

На основании опытных данных среднюю концентрацию углеводородов в ГП резервуара, при расчете потерь нефти, можно принимать в пределах от 0,1 до 0,5.

При опорожнении резервуара интенсивность изменения газовой фазы, согласно формуле (XI.2), можно представить в следующем виде:

$$q_0 = \frac{V_{г.п} c}{S_{н.п} \tau_0} = \frac{(V_{г.п.к} - V_{г.п.к}) p_{г.п} (T_0 + t)}{S_{н.п} \tau_0 760 T_{г.п}}, \quad (XI.3)$$

где q_0 — интенсивность выделения газа и испарения нефти, приведенная к стандартным условиям, $\text{м}^3 (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; c_k — средняя концентрация углеводородов в долях объема ГП соответственно до ($V_{г.п.к}$) и после ($V_{г.п.к}$) опорожнения резервуара; $V_{г.п.к}$

$V_{г.п.к}$ — начальный и конечный объемы ГП резервуара, м³; $p_{г.п}$ — абсолютное давление газовой смеси, мм рт. ст.; $T_{г.п}$ — абсолютная температура газовой смеси, К; T_0 — абсолютная температура, К ($T_0 = 273$ К); t — температура газовой смеси и нефти, °С.

Определение интенсивности выделения газа и испарения нефти при заполнении резервуара проводят также с учетом объема и концентрации углеводородов, вытесненных в атмосферу:

$$q_0 = \frac{(c_k - c_n) V_{г.п.н}}{S_n \tau_a} \cdot \frac{p_{г.п} (273 + t_0)}{760 \cdot T_{г.п}} \quad (XI.4)$$

При хранении нефти в резервуаре интенсивность выделения газа и испарения нефти, вытесняемых в атмосферу, определяется из следующей формулы:

$$q_x = \frac{V_{г.п}}{S_n \tau_x} \left(c_k - c_n + \frac{\Delta V c}{V_{г.п}} \right) \frac{p_{г.п} (273 + t_0)}{760 T_{г.п}} \quad (XI.5)$$

где c — средняя во времени концентрация легких фракций нефти, доли объема ΔV , вытесняемого в атмосферу, из-за превышения давления в ГП над давлением, устанавливаемым дыхательным или предохранительным клапаном.

Массовые потери углеводородов, выбрасываемых в атмосферу из резервуара при заполнении его, могут определяться также из следующей формулы:

$$G = \frac{T_0}{p_0} \left[V_{г.п.н} (1 - c_n) \frac{p_{г.п.н}}{T_{г.п.н}} - V_{г.п.к} (1 - c_k) \frac{p_{г.п.к}}{T_{г.п.к}} \right] \frac{c_{ср}}{1 - c_{ср}} \rho_{ср} \quad (XI.6)$$

где G — потери легких фракций, кг; $V_{г.п.н}$ и $V_{г.п.к}$ — начальный и конечный объемы ГП резервуара, м³; $p_{г.п.н}$; $p_{г.п.к}$ — начальное и конечное давление в ГП резервуара; $c_{ср}$ — средняя концентрация углеводородов; $\rho_{ср}$ — средняя плотность углеводородов в ГП резервуара.

При расчетах потерь легких фракций нефти, выбрасываемых из ГП резервуара при наполнении, опорожнении и хранении, по формулам (XI.3), (XI.4) и (XI.5) возникает большая трудность в определении начальной c_n и конечной c_k концентраций углеводородов, которые, как правило, находятся для разных по физическим свойствам нефтей экспериментально или расчетом с использованием закона Рауля—Дальтона, характеризующего равновесное состояние системы между фазами смесь газов—нефть. Если экспериментальные данные или эмпирические формулы, по которым можно определять эти концентрации, отсутствуют, то для расчетов потерь нефти следует задаваться этими концентрациями, учитывая свойства нефти (плотность, вязкость, скорость падения или подъема уровня нефти при заполнении и опорожнении резервуара).

МЕТОДЫ ИЗМЕРЕНИЯ КОЛИЧЕСТВА И КАЧЕСТВА ТОВАРНОЙ НЕФТИ

Нефть, прошедшую УПН, а иногда и установки по стабилизации, направляют в товарные парки, где вторично измеряют ее объем и передают товарно-транспортным организациям.

§ 1. КАЛИБРОВКА ТОВАРНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ ДЛЯ ИЗМЕРЕНИЯ В НИХ ОБЪЕМА НЕФТИ

Применяются три метода учета товарной нефти: объемный, массовый и объемно-массовый.

Большие количества товарной нефти измеряют преимущественно объемным методом с использованием в качестве мерных емкостей резервуаров, в которые поступает и хранится нефть. Каждый резервуар предварительно калибруют с интервалом в 1 м с тем, чтобы установить зависимость высоты налива (взлива) H от объема V . Результаты калибровки оформляют в виде калибровочной таблицы на каждый резервуар в отдельности.

Резервуары можно калибровать разными способами: 1) для малых резервуаров — наливом в емкость и сливом из нее определенных объемов воды; 2) с помощью объемных счетчиков, пропускающая через них воду при наливе в резервуар и при сливе; 3) обмером и подсчетом объема резервуара, исходя из его фактических размеров. Последний способ составления замерных таблиц наиболее распространен.

Для измерения количества нефти объемным способом измеряют высоту уровня нефти и высоту подтоварной воды, рассчитывают объем нефти при данных высотах уровней по калибровочной таблице резервуара, вносят поправки на температурные изменения.

Емкости резервуара рассчитывают с большой точностью — до четвертого знака десятичных дробей. Длину окружности и высоту резервуаров обмеряют узкой стальной лентой с натяжением ее силой в 8 кгс. Длину и другие размеры измеряют не менее двух раз, и среднее двух измерений принимается для расчета. Разница между двумя измерениями не должна превышать 3 мм для длины < 50 м и 5 мм для длины > 50 м. Обмеры выполняет специальная комиссия и оформляет их актом.

Для стальных вертикальных резервуаров замеряют длину окружности второго пояса, полезную высоту каждого пояса и толщину листов. Остальные размеры определяют аналитически. При определении фактической емкости резервуара и составлении

калибровочной таблицы после вычисления теоретической вместимости необходимо вносить поправку на «вредный объем», т. е. исключать объем колонн, труб и т. д.

Калибровочная таблица — это документ, на основании которого учитывают количество товарной нефти.

1.2. СПОСОБЫ ОТБОРА ПРОБ ИЗ РЕЗЕРВУАРОВ

Количество товарной нефти измеряют в массовых единицах (т) и определяют по замерным таблицам резервуаров, дающих объемную величину (m^3), с последующим пересчетом в единицы массы. Для пересчета объемных количеств товарной нефти в массовые в резервуар спускают пробоотборник и берут пробу, определяют плотности нефти, а затем умножают объем на плотность и получают массу нефти. Однако описанная последовательность операций по определению массового количества нефти в резервуаре будет давать большую ошибку, если не учитывать, что плотность нефти и температура по высоте резервуара

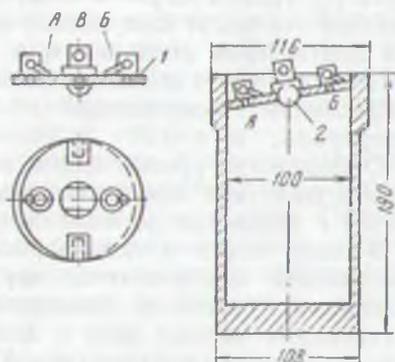


Рис. 104. Пробоотборник для взятия проб нефти из резервуаров

меняются. Поэтому к отбору проб нефти из резервуаров предъявляют высокие требования, чтобы свести ошибки к минимуму.

Отборы проб бывают индивидуальные и средние. Индивидуальная проба характеризует качество нефти в одном данном месте или на определенном заданном уровне.

Средняя проба характеризует среднее качество нефти в одном или нескольких резервуарах. Средняя проба получается смешением нескольких индивидуальных проб. Для более точного определения количества товарной нефти пользуются средними пробами.

Пробу нефти из резервуаров отбирают стандартными пробоотборниками, представляющими собой стальные стаканы с утяжеленным дном для быстрого погружения их в нефть.

Крышка 1 пробоотборника (рис. 104) имеет овальную форму и укрепляется на оси 2 несколько наклонно. Края крышки плотно притерты к внутренним стенкам стакана для предотвращения попадания жидкости с других уровней резервуара в процессе подъема пробоотборника. На крышке имеются два кольца А и Б для крепления к ним пусковых цепей и втулка В для мерной ленты. Закрытый пробоотборник спускают в резервуар через замерный люк на цепи, прикрепленной к кольцу А, до намеченного уровня, который определяют по мерной ленте. Спущенный на заданный

уровень пробоотборник выдерживают в течение 5—7 мин с тем, чтобы температура его была равна температуре нефти. Затем цепь, соединенную с кольцом *A*, ослабляют и пробоотборник удерживают за цепь, соединенную с кольцом *B*; при этом под влиянием массы пробоотборника крышка открывается и жидкость входит в пробоотборник. По прекращении выделения пузырьков воздуха на поверхности нефти ослабляют цепь кольца *B*, крышка пробоотборника закрывается, и его за цепь кольца *A* извлекают на поверхность.

При определении массы нефти в резервуарах вследствие несовершенства измерительных приборов и самого метода замера могут происходить ошибки из-за неточного измерения плотности ρ_n , уровня нефти и подтоварной воды, температуры нефти. Ошибки эти могут получиться вследствие изменения длины мерной ленты из-за отклонения ее температуры от калибровочной, из-за погрешности замерных (калибровочных) таблиц резервуаров, погрешности, возникающей от неравномерной осадки корпусов резервуара, и т. д.

Определение уровня нефти в резервуаре и слоя подтоварной воды в практике называется замером, который должен производиться с точностью до миллиметра.

Уровни нефти и подтоварной воды в резервуарах большой вместимости определяются мерной лентой с миллиметровыми делениями и лотом по специальной методике. Лоты служат для натягивания мерных лент и для определения слоя подтоварной воды посредством прикрепляемой к ним водочувствительной ленты. Для измерения нефти применяют прорезные лоты длиной 300 мм. В качестве водочувствительного состава можно применять канторский клей, подкрашенный чернилами и нанесенный на бумажную ленту.

Объем нефти в резервуаре определяют как разность между полным объемом, занятым нефтью, и объемом подтоварной воды.

Плотность нефти в резервуаре не является постоянной величиной для всей массы жидкости, поэтому приходится определить среднюю плотность всего объема нефти, чтобы найти ее массу.

В верхних слоях резервуара температура нефти, как правило, выше, чем в нижних. Содержание воды в нефти возрастает сверху вниз, а следовательно, и плотность также будет изменяться. Для точного определения средней плотности нефти необходимо правильно отбирать среднюю пробу, точно и одновременно измерять температуру и плотность этой пробы. Все эти операции проводятся согласно ГОСТ 2517—60.

Средняя плотность нефти определяется нефтесенсиметром сразу же после извлечения пробы из резервуара.

Наиболее распространен следующий порядок измерения количества нефти при приемо-сдаточных операциях: 1) измерение температуры пробы сразу же после ее извлечения из резервуара; 2) определение средней плотности нефти и приведение ее к тем-

температуре -20°C ; 3) определение содержания воды в отобранной средней пробе аппаратом Дина—Старка в массовых процентах. После этого измеренный объем обводненной нефти умножают на среднюю плотность ее и получают массу брутто. Из данной массы вычитают массу воды, полученную умножением общей массы «влажной» нефти на массовый процент обводненной нефти, и получают массу нетто.

Ручной способ выполнения приемо-сдаточных операций с товарной нефтью имеет следующие основные недостатки:

1) необходимо иметь сравнительно большой штат операторов и лаборантов по отбору и анализу проб из резервуаров;

2) отбор проб и анализ их проводят через определенные промежутки времени, в которые режим работы установок по обезвоживанию и обессоливанию нефти может измениться, и, естественно, ручной способ выполнения всех операций не может обеспечить надлежащего контроля за качеством сдаваемой нефти;

3) на точность всех операций при ручном способе оказывают влияние субъективные факторы операторов, осуществляющих приемо-сдаточные операции товарной нефти.

Указанные выше серьезные недостатки в приемо-сдаточных операциях товарной нефти послужили основанием для разработки автоматизированных систем сдачи готовой продукции. Октябрьским филиалом ВНИИКАнефтегаз была разработана и внедрена на Туймазинском и других месторождениях автоматизированная установка по непрерывному измерению количества и качества товарной нефти «Рубин-2м».

§ 3. АВТОМАТИЗИРОВАННАЯ УСТАНОВКА ПО ИЗМЕРЕНИЮ КОЛИЧЕСТВА И КАЧЕСТВА ТОВАРНОЙ НЕФТИ

Установка «Рубин-2м» (рис. 105), работает следующим образом.

Из установки подготовки нефти УПН нефть подается в герметизированные резервуары 1, из которых забирается подпорным насосом 2 и прогоняется по автоматическому влагомеру 3 (см. рис. 18) и солемеру 4. Если содержание воды и солей в нефти выше нормы, то зонд влагомера 3 выдает аварийный сигнал в блок местной автоматики БМА, и при помощи гидропривода 8 отсекается 5 перекрывает линию товарной нефти; одновременно отсекается 6 открывает линию некондиционной нефти, которая возвращается по линии 7 на повторную подготовку в УПН. При прекращении поступления аварийного сигнала с влагомера 3 или солемера 4 отсекается 5 открывается, а отсекается 6 закрывается.

Поток товарной нефти проходит фильтр 9, затем радионизотопный плотномер 10, откуда поступает в турбинный расходомер 11, в котором вращается турбинка с угловой скоростью, пропорциональной линейной скорости потока. Вращение турбинки преобразуется в электрические импульсы, поступающие

в БМА — счетное устройство объемного количества товарной нефти. Затем величины объемов товарной нефти автоматически умножаются на показания плотнoмера 10 с учетом температурной поправки, выдаваемой автоматическим термометром 12, и фиксируются на расходомере 11, установленном на лицевой панели блока.

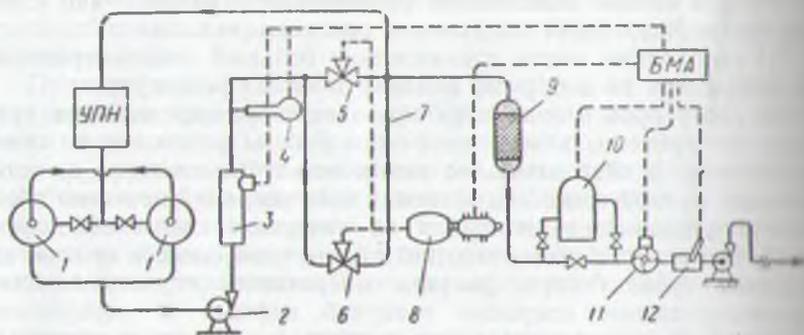


Рис. 105. Автоматизированная установка «Рубин-2м» для измерения в потоке качества и количества товарной нефти

Основные показатели «Рубина-2м» следующие:

Максимальная пропускная способность, т/сут	10 000
Рабочее давление, МПа	2,45
Содержание воды не более, %	10
Содержание солей, мг/л	40
Температура нефти, °С	От +5 до 100
Вязкость нефти, сСт	100
Относительная погрешность измерения количества товарной нефти, вес. %	0,5

§ 4. ЗАРУБЕЖНЫЙ ОПЫТ АВТОМАТИЗИРОВАННОЙ СДАЧИ ТОВАРНОЙ НЕФТИ

В конце пятидесятых и в начале шестидесятых годов в нефтедобывающей промышленности США бурно развиваются и внедряются автоматизированные системы добычи, сбора и подготовки нефти, что позволило не только резко сократить количество наемного труда, но и существенно снизить расходы на технологическое оборудование, оказавшееся излишним при автоматизированной системе сбора и подготовки нефти.

В США автоматический учет и передача товарной нефти впервые были разработаны в Американском нефтяном институте (АНИ) и испытаны в 1955 г. Автоматический метод учета и передачи нефти в трубопровод предусматривает использование непрерывно работающих автоматов по измерению количества и качества нефти. Если нефть не соответствует установленной кон-

ности, автоматические приборы возвращают ее на повторную обработку. Учетными документами для сдачи и приема подготовленной нефти являются данные автоматических регистрирующих приборов. Эти данные отпечатываются электрической машинкой или цифронечатающим устройством на специальном бланке, который является приемо-сдаточным документом для промышленной и трубопроводной компаний. Первые автоматические установки отпечатывали только показания счетчиков, а затем вводились поправки, учитывающие изменение средней плотности нефти, содержания воды и примесей в ней, а также температуру нефти.

Для распространенного метода учета и сдачи продукции промысла характерно наличие большого резервуарного парка, в котором происходит накопление нефти, измерение ее качества и ко-

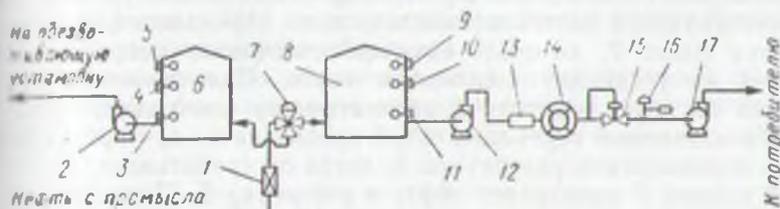


Рис. 106. Автоматизированная установка сдачи товарной нефти типа ЛАКТ.

личества совместно с представителями сдающей и принимающей организаций, оформление приемо-сдаточных документов и откачка принятой ими нефти. Установки для автоматического учета и передачи нефти, получившие широкое распространение в США, позволяют значительно сократить резервуарный парк, обслуживающий персонал, потери от испарения нефти, повысить точность измерений сдаваемой нефти и коэффициент использования насосного оборудования.

В последние годы в США и Канаде получили широкое распространение установки автоматической закрытой перекачки нефти потребителю — установки ЛАКТ. Конструктивно установки ЛАКТ чрезвычайно разнообразны, однако с декабря 1961 г. и использованию стали рекомендовать только стандартные установки этого типа. Наиболее распространенными являются установки с суточной производительностью от 16 до 80 м³ и от 80 до 160 м³.

Установка ЛАКТ большой производительности, разработанная фирмой «Шелл ойл компани», показана на рис. 106. Блок приема и отпуска нефти состоит из двух резервуаров 8 и 6, предназначенных соответственно для кондиционной и некондиционной нефти. Основным элементом замерного блока является принудительный объемный расходомер 14. В зависимости от показаний анализатора качества 1 нефть с установки подготовки может поступать в основной резервуар 8 или в резервуар некондиционной нефти 6. Если

содержание воды и солей в нефти находится в пределах нормы, то анализатор качества подает сигнал на трехходовой двухпозиционный клапан 7, который направляет поток кондиционной нефти в резервуар 8. Как только уровень нефти в резервуаре достигнет поплавкового переключателя 10, включается насос 11, который начинает подавать нефть потребителю через замерный блок, состоящий из фильтра 13, объемного расходомера 14, регулятора давления 15, пробоотборника 16 и насоса внешней откачки 17. При снижении уровня нефти в резервуаре до поплавкового переключателя 11 автоматически отключаются насосы 11 и 17. Если в процессе работы установки анализатор качества 1 выдает сигнал о появлении некондиционной нефти, характеризующейся излишним содержанием воды и солей, то клапан 7 переключает поток нефти в резервуар 6. Как только уровень нефти в резервуаре 6 достигнет поплавкового переключателя 4, включается насос 2, который начинает откачивать некондиционную нефть на установку подготовки нефти. При снижении уровня нефти до переключателя 3 автоматически отключается насос 2.

Поплавковый переключатель 9 предназначен для предупреждения переполнения резервуара 8, когда он срабатывает, трехходовой клапан 7 направляет нефть в резервуар 6. Переключатель 3 предупреждает переполнение резервуара 6 подачей сигнала на блокирующий клапан, установленный на линии поступления нефти на данную установку.

Основными элементами установок ЛАКТ являются насос 11, пробоотборник 15 и объемный или турбинный расходомер с принудительным перемещением 14. Кроме того, в нее входит устройство для определения содержания воды в нефти восточного типа, которое фиксирует отклонение диэлектрической постоянной нефти от стандартного значения, вызванного присутствием в ней воды.

При использовании установок ЛАКТ уменьшаются потери от испарения; повышается точность замера нефти; сокращаются сроки и стоимость хранения нефти в промысловых резервуарных парках; снижаются капиталовложения на обустройство и обслуживание товарных парков; упрощаются вычислительные и учетные операции по сдаче и приему товарной нефти; создается возможность перехода к полностью автоматизированной системе управления промыслом.

По американским данным, расходы на эксплуатацию установки ЛАКТ средней мощности составляют всего лишь 600 долл. в год, причем из этой суммы на техническое обслуживание затрачивается 50%.

Роторные, турбинные расходомеры с принудительным перемещением, используемые в установках ЛАКТ, в идеальных условиях чрезвычайно точны. Однако на их точность влияют вязкость нефти, содержание газа, гидравлические потери на трение. Комбинированное влияние этих факторов на показания приборов в сочетании с различными условиями работы учитываются попра-

точным коэффициентом счетчика. Поскольку физические свойства нефти меняются, то для точных измерений необходима периодическая проверка счетчика. Интервалы между проверками могут составлять от 30 до 90 сут в зависимости от конкретных условий.

Температурная корректировка проводится компенсатором, установленным на приборе. Колебания температуры нефти, которые являются источником ошибок при замерах, могут возникнуть, например, при переключении потока нефти холодного рефрижера на сепаратор с подогревом.

Корректировка не всегда линейна, и в некоторых случаях ошибки в компенсации приводят к большим колебаниям в показаниях приборов.

Отбор пробы при непрерывных замерах должен быть пропорционален расходу. На этом принципе основана работа большинства применяемых пробоотборников.

Пробоотборник, не обеспечивающий отбор истинной средней пробы, может быть причиной крупных ошибок в сдаче товарной нефти.

КАНАЛИЗАЦИЯ ПЛАСТОВЫХ ВОД, ОЧИСТКА ОТ НЕФТИ И МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ПЛАСТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД

В настоящее время как в отечественной, так и в зарубежной практике при разработке нефтяных месторождений с целью интенсификации добычи нефти и увеличения коэффициента нефтеотдачи широко применяют заводнение продуктивных пластов. Многолетний опыт внедрения этого метода показывает его высокую эффективность как на новых, так и на истощенных месторождениях с однородными и неоднородными коллекторами, при малой и повышенной вязкости нефти.

Поддержание давления закачкой воды в пласт в зависимости от размера площади месторождения может осуществляться двумя способами: 1) для сравнительно небольших месторождений — путем закачки воды в нагнетательные скважины, расположенные за контуром нефтеносности, и 2) для больших месторождений — путем «разрезания» рядами нагнетательных скважин на отдельные эксплуатационные площади (внутриконтурное заводнение). Эти способы поддержания пластового давления предъявляют большие требования к методам и качеству подготовки воды к заводнению.

Для поддержания давления в продуктивных горизонтах можно применять как поверхностные (пресные), так и пластовые минерализованные воды, добываемые вместе с нефтью.

§ 1. ПЛАСТОВЫЕ ВОДЫ И ИХ ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА [3, 8, 14]

Воды добываемые вместе с нефтью на поверхность, называются пластовыми. Как известно, по мере разработки нефтяных месторождений количество добываемых вместе с нефтью пластовых вод увеличивается и на конечной стадии разработки может достигать 95—98% (см. рис. 1).

По составу, плотности и физико-химическим свойствам пластовые воды различных месторождений неодинаковы. Для сравнения химического состава и оценки их качества пластовые воды классифицируют по характерным признакам (классификация по Ч. Пальмеру или В. А. Сулину). Классификацию пластовых вод по Ч. Пальмеру широко используют за рубежом, у нас в стране эти воды классифицируются по В. А. Сулину.

Все пластовые воды по Ч. Пальмеру в зависимости от соотношений, содержащихся в них ионов Na^+ , K^+ и Cl^- , SO_4^{2-} , Mg^{2+} разделяются на пять классов, основными из которых являются I класс — щелочные и III класс — жесткие (хлоркальциевые) воды.

Все пластовые воды по классификации В. А. Сулина подразделяются на четыре класса: 1) сульфатнонатриевые; 2) гидрокарбонатнонатриевые; 3) хлормagneйные и 4) хлоркальциевые. В свою очередь, каждый класс разделится еще на три группы вод: гидрокарбонатные, сульфатные и хлоридные, а каждая группа включает три подгруппы: кальциевые, магниевые и натриевые.

Принадлежность пластовых вод к тому или иному типу устанавливается лабораторным анализом соотношения количеств отдельных ионов.

Для оценки химического состава пластовых вод обязательно определяют шесть ионов: Cl^- ; SO_4^{2-} , HCO_3^- , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , а также плотность и водородный показатель воды (рН). Такой анализ называется стандартным, или шестикомпонентным. Иногда дополнительно в пластовых водах определяют содержание следующих ионов: J^- , Br^- , NH_4^+ , CO_3^{2-} , Fe^{2+} , H_2S .

Пластовые воды, добываемые вместе с нефтью и содержащие бром (Br) и йод (J), часто перерабатывают на специальных заводах для получения этих продуктов в чистом виде.

Кроме указанных характеристик пластовых вод важными показателями являются также степень минерализации и содержание растворенных газов.

Под минерализацией пластовых вод понимается суммарное содержание в воде растворенных неорганических солей.

Согласно акад. В. И. Вернадскому, все пластовые воды (и поверхностные в том числе) по величине минерализации разделяются на четыре класса: 1) пресные с минерализацией до 1 г/л (или 1000 мг/л) 2) солоноватые (слабоминерализованные) — от 1 до 10 г/л (1000—10000 мг/л); 3) соленые (минерализованные) — от 10 до 50 г/л (10000—50000 мг/л) и 4) рассолы, минерализация которых выше 50 г/л (50000 мг/л).

Для различных месторождений минерализация пластовых вод изменяется в пределах от 15 до 3000 г/л (15000—300000 мг/л). Минерализация пластовых вод, как правило, растет с глубиной залегания продуктивных горизонтов, из которых вытекает нефть.

С повышением минерализации воды увеличивается ее плотность, которая может достигать в отдельных случаях 1,5 г/см³.

Перскачка высокоминерализованной пластовой воды насосами требует повышенного расхода мощности двигателей, однако вместе с этим для высокоминерализованных вод улучшаются процессы отстаивания нефти от воды, уменьшается набухание глинистых частиц продуктивного пласта и понижается температура замерзания этой воды.

В пластовых водах могут присутствовать следующие газы: азот (N_2), сероводород (H_2S), углекислый газ (CO_2), кислород (O_2), метан (CH_4), этан (C_2H_6) и др. в количестве от 15 до 200 л/м³ воды в зависимости от давления.

Вязкость пластовой воды зависит в основном от температуры и может изменяться в пределах 0,2—2 сП.

В настоящее время вместе с нефтью добывается около 550—600 млн. м³ пластовых вод в год.

§ 2. НЕФТЕПРОМЫСЛОВЫЕ ПЛАСТОВЫЕ СТОЧНЫЕ ВОДЫ, ИХ ДОСТОИНСТВА И НЕДОСТАТКИ ПРИ НАГНЕТАНИИ В ПРОДУКТИВНЫЕ ПЛАСТЫ

Пластовые сточные воды в отличие от пластовых вод содержат, как правило, пресные воды (до 12%), идущие в основном на обезвреживание нефти, и ливневые воды (до 3%). Кроме того, в про-

цессе обезвоживания и обессоливания нефти на УПН к пластовым сточным водам добавляют различные ПАВ.

В настоящее время по всем месторождениям нашей страны объем пластовых сточных вод превышает 800 млн. м³ в год. Использование пластовых сточных вод для поддержания пластового давления способствует охране окружающей среды от загрязнения и значительно сокращает безвозвратные потери вод, забираемых из внешних источников для нужд нефтедобывающей промышленности.

Пластовые сточные воды при использовании их для заводнения обладают преимуществами перед пресными водами.

1) Они имеют более высокую минерализацию и вязкость, кроме того, содержат в себе ПАВ, вследствие чего обладают лучшей нефтемывающей способностью.

По данным Г. А. Бабаляна ¹, коэффициент нефтеотдачи продуктивного пласта при заводнении пластовыми сточными водами на 5—8% больше, чем при использовании пресных вод.

2) При закачке пластовых сточных вод сохраняется проницаемость продуктивных пластов, содержащих глинистые частицы и алевролиты, так как эти породы при контакте с водой, имеющей в своем составе соли, практически не разбухают и не снижают своей проницаемости.

3) Пластовые сточные воды плотностью от 1,1 до 1,2 г/см³ создают на забое нагнетательных скважин более высокое гидростатическое давление, что способствует лучшей приемистости скважин.

4) Закачка сточных пластовых вод в нагнетательные скважины предотвращает загрязнение водоемов (рек, озер), а следовательно, и истребление ценных пород рыб.

5) Температура пластовых сточных вод, как правило, значительно выше температуры вод поверхностных источников (озер, рек, морей), что оказывает благоприятное влияние на приемистость (поглощение) нагнетательных скважин и на процесс нефтевытеснения.

Однако утилизация пластовых сточных вод связана с рядом больших затруднений: 1) необходимость достижения определенной степени очистки этих вод для предотвращения засорения призабойных зон нагнетательных скважин и поддержания высокой и постоянной их приемистости; 2) необходимость строительства сравнительно сложных и дорогих очистных сооружений, занимающих большие площади; 3) защита строительных конструкций, оборудования, трубопроводов и нагнетательных скважин от коррозионного разрушения; 4) большие затруднения, связанные с процессом восстановления приемистости нагнетательных скважин в связи с недопустимостью разлива пластовых вод на поверхность земли.

¹ Бабалян Г. А. Физико-химические процессы в добыче нефти. М., Недра, 1974.

1.3. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ПЛАСТОВЫМ СТОЧНЫМ ВОДАМ, НАГНЕТАЕМЫМ И ПРОДУКТИВНЫЕ ГОРИЗОНТЫ

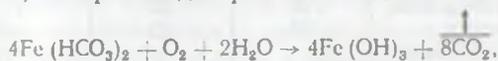
К пластовым сточным водам, подлежащим закачке в продуктивные пласты, предъявляются следующие основные требования: 1) стабильность химического состава закачиваемой воды; 2) повышенная нефтewымывающая способность; 3) вода не должна вызывать быстрого снижения приемистости нагнетательных скважин; 4) не должна быть коррозионно активной; 5) затраты на очистку и подготовку воды должны быть минимальными.

Кратко поясним эти требования.

Стабильность химического состава пластовой сточной воды. Это значит, что в подготовленной для нагнетания воде при хранении и перекачке не должны образовываться твердые взвешенные частицы за счет химических реакций.

Большинство пластовых сточных вод имеет низкую стабильность, что связано со значительным содержанием в них ионов бикарбонатов HCO_3^- и солей закисного железа в форме бикарбоната $\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$.

Если пластовая сточная вода контактирует с кислородом воздуха, то происходит реакция вида



в результате которой образуются осадок гидрата окиси железа, приводящий к снижению приемистости нагнетательных скважин, и весьма коррозионно агрессивный углекислый газ.

Повышенная нефтewымывающая способность. Закачиваемая в пласт вода должна обладать достаточной нефтewымывающей способностью, обеспечивающей при заводнении не менее 60% добычи от балансовых запасов нефти. На увеличение коэффициента нефтеотдачи продуктивных горизонтов при их заводнении существенно влияют ПАВ, которые содержатся в пластовой сточной воде. Вода, содержащая ПАВ, обладает низким поверхностным натяжением на границе с нефтью и значительно эффективнее смачивает породы продуктивных пластов, т. е. она более полно отмывает нефть, удерживаемую на поверхности поровых каналов под действием капиллярных и адгезионных сил (см. рис. 79, а). Значительная часть ПАВ, содержащихся в воде, адсорбируется на поверхности пород, поэтому добавку ПАВ к воде целесообразно применять при внутриконтурном заводнении пластов с небольшим содержанием воды, в результате чего концентрация ПАВ на поверхности капилляров увеличивается, что ведет к повышению нефтеотдачи.

Вода не должна вызывать быстрого снижения приемистости нагнетательных скважин. Для поддержания приемистости нагнетательных скважин на определенном уровне содержание механи-

ческих примесей и количество нефти в пластовой сточной воде, закачиваемой в продуктивные пласты, должно быть строго нормировано для каждого месторождения.

Нормирование примесей в пластовой сточной воде необходимо проводить с учетом геолого-физической характеристики продуктивных горизонтов (в основном проницаемость и трещиноватость), а также расположения нагнетательных скважин на площади месторождения (законтурные или внутриконтурные скважины).

На основании большого опыта закачки пластовых сточных вод на Ромашкинском месторождении в Татарии, Арланском — в Башкирии и на некоторых других месторождениях севера Тюменской области нормирована величина примесей в воде (табл. 9) [14].

ТАБЛИЦА 9

Месторождение	Допустимое содержание в воде, мг/л		
	механических примесей	нефти	железа
Ромашкинское			
пласт проницаемостью 300—500 мД:			
при внутриконтурном заводнении	15	20	1
при законтурном заводнении	15	10	—
пласт проницаемостью 500 мД и выше:			
при внутриконтурном заводнении	25	40	2
при законтурном заводнении	25	15	—
Арланское	25	30—40	—
Западно-Сургутское, пласт проницаемостью 600 мД	20	30	2
Усть-Балыкское, пласт проницаемостью 800 мД	36	50	—

Известно, чем чище пластовая сточная вода, закачиваемая в пласт, тем выше приемистость нагнетательных скважин и тем меньше, при всех прочих равных условиях, необходимое их количество, а следовательно, и меньше расходы, связанные с поддержанием пластового давления.

Однако большая степень очистки пластовых сточных вод связана, прежде всего, со значительным удорожанием строительства очистных сооружений, и, кроме того, она не всегда бывает оправданной. Поэтому к очистке пластовых сточных вод для каждого месторождения следует подходить сугубо индивидуально, и там, где проницаемость продуктивных коллекторов высокая (600—800 мД), нет необходимости в сооружении сложных и дорогостоящих установок.

Степень очистки сточных вод должна быть такой, чтобы сохранялась устойчивая приемистость нагнетательных скважин при невысоком давлении (10 МПа) закачки. Согласно «Правилам разработки нефтяных месторождений и эксплуатации скважин» (1964 г.,

М., Недр), нормы допустимого содержания в закачиваемой воде механических, химических и органических примесей должны устанавливаться ЦНИЛами, ЦНИГРаи НГДУ или научно-исследовательскими институтами на основании лабораторных исследований и опытной закачки воды в скважины. В этих же «Правилах» рекомендуется устанавливать требования к качеству поднетаемой воды той организацией, которая составляет проект разработки данного месторождения.

Для оценки норм качества закачиваемой воды предложены различные критерии. Например, М. Э. Апельдин [8] указывает, что качество воды должно быть таким, чтобы при закачке 500 000 м³ воды давление повышалось на 0,5 МПа.

При закачке пластовых сточных вод в нагнетательные скважины следует учитывать также давление нагнетания вод и совместимость их с пластовыми.

Практика показала, что для многих продуктивных пластов увеличение забойного давления в нагнетательных скважинах на 10÷20% сверх пластового влечет за собой раскрытие трещин и повышение приемистости скважин. На многих площадях Ромашкинского месторождения при повышении давления нагнетания с 10 до 15 МПа (100—150 кгс/см²) приемистость нагнетательных скважин увеличилась в 2—3 раза.

При несовместимости процесс выпадения солей из смеси вод может привести не только к снижению приемистости нагнетательных скважин, но и к значительному осложнению эксплуатации системы сбора и подготовки нефти по причине интенсивного образования и отложения солей. Очень важно учитывать совместимость вод при разработке многопластовых месторождений, где проводится подготовка нефти и воды с различными физико-химическими свойствами.

Коррозия оборудования и трубопроводов при закачке пластовой сточной воды в пласт. Коррозия трубопроводов и оборудования системы заводнения наносит ежегодно огромный материальный ущерб нефтяной промышленности.

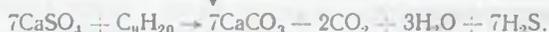
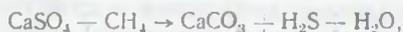
Материальный ущерб от агрессивного действия пластовых сточных вод обуславливается не только потерей металла и авариями, но и снижением приемистости нагнетательных скважин при закачке в них вод с продуктами коррозии.

Углекислый газ (СО₂) в воде усиливает химическую коррозию (см. рис. 38), коррозионная активность СО₂ возрастает с повышением температуры воды. Агрессивность углекислого газа связана с тем, что он понижает рН воды и приводит к разрушению защитных пленок на металле. Отложения окислов железа становятся рыхлыми и легко уносятся потоком воды.

Наличие в пластовой сточной воде сероводорода (Н₂С) резко увеличивает скорость коррозии. Кроме того, согласно современным представлениям, сероводород в нефтяных пластах может образовываться в результате восстановления сульфатов (СаSO₄),

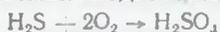
содержащихся в воде. При этом одновременно происходит окисление углеводородов нефти кислородом сульфатов до углекислого газа и воды.

Процессы восстановления сульфатов протекают следующим образом:

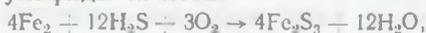


Сероводород реагирует с железом с образованием сернистого железа, которое не образует плотной защитной пленки на металле и не предохраняет его от дальнейшей коррозии.

Сероводород в присутствии кислорода, особенно в открытых системах подготовки воды, образует также серную кислоту



и сульфиды железа



выпадающие в осадок. Поэтому наличие в воде H_2S даже в незначительном количестве может служить причиной интенсивной коррозии и снижения приемистости нагнетательных скважин.

Скорость углекислотной и сероводородной коррозии зависит главным образом от pH среды, а также от температуры и скорости движения воды. Чем выше температура и скорость движения воды, тем выше скорость химической коррозии.

Снизить коррозионную агрессивность воды по отношению к металлам можно: 1) исключением контакта пластовой сточной воды с кислородом воздуха; 2) введением в воду ингибиторов коррозии; 3) изоляцией поверхности труб и оборудования различными материалами; 4) обескислороживанием воды; 5) применением материалов, стойких к коррозии в пластовых водах.

Лабораторные и промышленные исследования [14] показали, что самыми высокими защитными свойствами обладают ингибиторы гексаметафосфат натрия, И-1-А, ИКН-1, ИКБ-2, ИКБ-4 и S-15 (полиэтоксамин). Они снижают скорость коррозии в среднем на 85÷98%.

Металлы подвергаются биокоррозии, вызываемой сульфатопоглощающими и сульфатообразующими бактериями, которые относятся к анаэробным, т. е. способным жить и развиваться при отсутствии свободного кислорода и получать энергию для жизнедеятельности расщеплением органических и неорганических веществ. Однако эти микроорганизмы могут также развиваться и в воде, содержащей растворенный кислород.

Исследования микробиологов показали, что большая часть сероводорода, выделенного этими бактериями, образуется под отложениями, где они закрепились на поверхности металла.

Следует отметить, что в стоках, где имеются бактерии, вызывающие коррозию, отмечаются большие накопления ила и изме-

нения цвета воды до черного. Земляные пруды, открытые резервуары и загрязненный слой фильтров — места, где наиболее благоприятны условия для роста бактерий и загрязнения воды.

Концентрация минеральных солей в пластовой сточной воде более 100 г/л и очистка воды в закрытых системах оказывают подавляющее действие на жизнедеятельность бактерий, вызывающих коррозию металла.

В пластовых сточных водах, закачиваемых в продуктивные пласты, содержание микроорганизмов у нас пока не контролируется и не нормируется.

В США, согласно стандарту P-38 API, допустимое содержание микроорганизмов в воде не превышает 10 000 в 1 см³, а сероводород должен полностью отсутствовать.

Борьба с биохимическими процессами восстановления сульфатов до H₂S при заводнении нефтяных пластов обычно сводится к подавлению жизнедеятельности бактерий в нагнетаемой воде.

Существует несколько способов стерилизации воды. Однако наибольшее распространение в практике получили методы обработки нагнетаемой воды реагентами-бактерицидами и бактериостатами.

К бактерицидам относятся формальдегид и фенолы, которые отравляют и разрушают клетки микроорганизмов. Действие бактериостатов сводится к тому, что вокруг микроорганизмов образуются оболочки из химических соединений, препятствующих нормальному обмену веществ клеток и, следовательно, их размножению. В качестве бактериостатов могут применяться имидазолин, первичные амины, щелочные реагенты и т. д.

Затраты на очистку и подготовку воды должны быть минимальными. Ассигнования, направляемые на создание систем ППД, в общем объеме нефтепромыслового строительства с каждым годом растут и составляли: в 1965 г. — 5,7%, в 1967 г. — 10,7%, в 1970 г. — 14%, в 1975 г. — 18%. Приблизительно третья часть этих ассигнований расходуется на сооружение установок подготовки воды (УПВ), занимающих, как правило, большие площади и требующих больших расходов железобетона и металла.

Для месторождений, где 85% поверхности занято водой (Самотлор и др.), исключительно важной является проблема сокращения площади под УПВ. Опыт показывает [7, 14, 15], что самой эффективной очисткой пластовой сточной воды от капелек нефти и механических примесей является закрытая напорная установка подготовки воды.

5.4. ОТКРЫТЫЕ И ЗАКРЫТЫЕ СИСТЕМЫ СБОРА ПЛАСТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД

Открытые системы. До недавнего времени исключительно широкое распространение имели установки подготовки пластовых сточных вод открытого типа, которые долго еще будут эксплуатироваться на старых площадях месторождений.

На рис. 107 показана схема УПВ, работа которой сводится к следующему. Отделившаяся от нефти вода из отстойников автоматически сбрасывается по водоводу 1 в песколовку 2, где происходит отделение механических примесей. Из песколовки 2 нефтяная эмульсия типа Н В самотеком поступает в нефтеловушки 3, где при снижении скорости воды из последней отделяются капельки нефти, скапливаясь в верхней части нефтеловушки. Сплывшуюся ловушечную нефть время от времени забирают насосом 4 и подают на УПН для доведения ее до кондиции. Из нефтеловушек 3 вода с микронными капельками нефти (70÷80 мкм) самотеком поступает в два параллельно соединенных пруда-

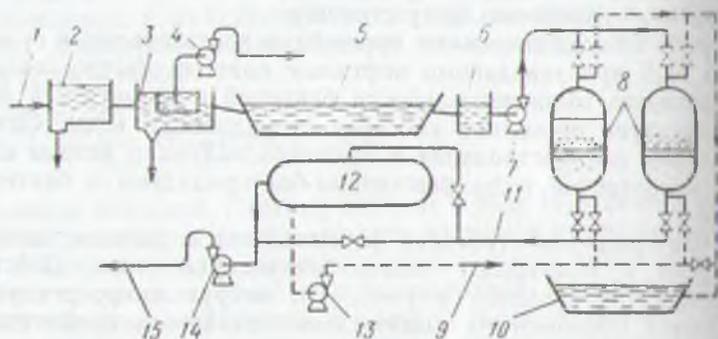


Рис. 107. Установка очистки пластовых сточных вод открытого типа:

1 — водовод с УПН; 2 — песколовка; 3 — нефтеловушки; 4 — насос для нефтеловушечной нефти; 5 — трубы-отстойники; 6 — приемная камера; 7 — насос; 8 — попеременно работающие песчаные фильтры; 9 — водовод для промывки фильтров; 10 — илонакопитель; 11 — водовод чистой воды; 12 — емкость для чистой воды; 13 — насос подачи воды для промывки фильтров; 14 — насос для подачи чистой пластовой сточной воды на КНС; 15 — водовод к КНС

отстойника 5, в которых скорость воды не превышает 0,008 м/с, в результате чего капельки нефти всплывают и скапливаются на поверхности воды. Из прудов-отстойников вода самотеком поступает в приемную камеру 6, из которой забирается насосом 7 и подается на попеременно работающие фильтры 8. После фильтров 8 вода по линии 11 подается в отстойник чистой воды 12. По мере загрязнения фильтра и повышения в нем гидравлического сопротивления его отключают и ставят на промывку. Промывку проводят чистой водой с насосом 13. Грязную воду после промывки фильтров сбрасывают в илонакопитель 10.

Средние показатели качества сточной пластовой воды по ступеням описанной УПВ приведены в табл. 10 [7].

При закачке воды такого качества в пласт с проницаемостью коллектора менее 200 мД проницаемость нагнетательных скважин ежегодно падает на 6÷10%.

Установка очистки пластовых сточных вод имеет недостатки:

1) нефтеловушки и пруды-отстойники сооружают из железобетона

Показатели	Место отбора проб			
	до нефте- ловушек	после неф- теловушек	после вруды- отстойника	после фильтра
Температура, °С	43—53	40—51	23—35	21—23
Н	6,4	6,3	7,5	7,4
Содержание, мг/л:				
нефти	4306	363	27	14
механических при- месей	169	138	53	22
закисного железа	20	18	2	2

тона, и они очень дороги; 2) для установки нужна большая площадь; 3) в процессе разработки нефтяного месторождения производительность этой установки должна постоянно увеличиваться в связи с возрастающей добычей нефти; 4) сточная вода в установке

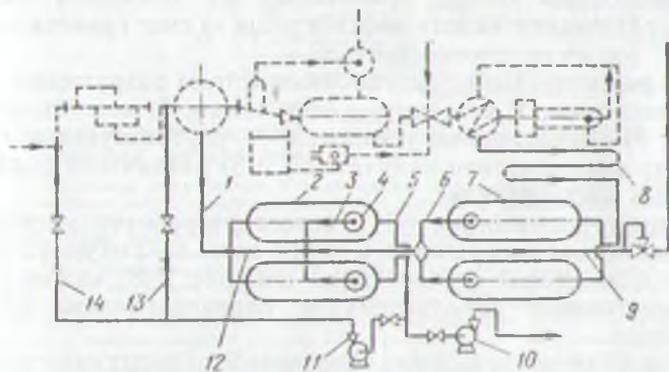


Рис. 108. Установка очистки пластовых сточных вод закрытого типа:

1 — линия предварительного сброса воды; 2 — коалесцирующий фильтр теплоизолированный (см. рис. 110); 3 — выкидная линия для чистой воды; 4 — сборник нефти; 5 — выкидная линия для горячей чистой воды; 6 — выкидная линия для обезсоленной и обезвоженной нефти; 7 — теплоизолированный отстойник ВНИИСПТнефть (см. рис. 91); 8 — каплеобразователь; 9 — линия для выхода обезвоженной и обезсоленной нефти; 10 — насос для подачи горячей пластовой сточной воды, содержащей ПАВ, на КНС; 11 — насос для подачи горячей пластовой воды, содержащей ПАВ, в нефтяную эмульсию; 12 — отвод горячей воды из отстойника ВНИИСПТнефть 7 в коалесцирующий фильтр 2; 13 и 14 — отводы горячей сточной воды, содержащей ПАВ, для предварительного разрушения эмульсии в оборудовании УПН

контактирует с кислородом воздуха, который, растворяясь в ней, способствует коррозии водоводов и насосов, перекачивающих эту воду.

Закрываемые системы. В настоящее время начали применять установки очистки пластовых сточных вод закрытого типа, в которых не происходит контакта воды с воздухом.

На рис. 108 пунктиром показана часть оборудования, относящаяся к установке подготовки нефти (УПН) (см. рис. 80). Жир-

ными линиями в плане показана закрытая установка подготовки пластовой сточной воды (УПВ), которая монтируется на одной площадке с УПН.

Как видно из рисунка, установка очень проста, занимает большую площадь и включает в себя четыре типа оборудования: каплеобразователь 8, отстойники ВНИИСПТнефть 7, коалесцирующие фильтры 2, насосы 10 и 11 для подачи горячей пластовой сточной воды, содержащей ПАВ, соответственно на КНС и в систему УПН с целью разрушения эмульсии.

§ 5. МЕТОДЫ РАЗРУШЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ ПРЯМОГО ТИПА

В открытых системах (см. рис. 107) эмульсии прямого типа образуются из-за плохого отстоя в сепараторах-подогревателях (УДО), ДГ-1600 и др.), отстойниках 12 и 17 (см. рис. 80).

Основным традиционным методом разрушения эмульсий прямого типа как в закрытых, так и в открытых системах является седиментационный метод, основанный на снижении скорости потока и разделении капель нефти и воды за счет гравитационных сил, т. е. разности плотностей их.

Ниже рассмотрены нетрадиционные методы разрушения эмульсий прямого типа: 1) резервуары-отстойники; 2) коалесцирующие фильтры; 3) флотационные установки; 4) ультразвуковые генераторы (гидродинамические излучатели) и 5) различного рода углеводородные растворители.

Резервуары-отстойники. В процессе разработки месторождения и увеличения содержания в нефти воды закрытую установку подготовки пластовой сточной воды (см. рис. 108) можно расширить, смонтировав дополнительные коалесцирующие фильтры и отстойники.

Однако по мере увеличения обводненности продукции скважины расширять УПВ таким образом неэкономично из-за больших затрат металла.

Поэтому на более поздней стадии разработки месторождений, когда скважины сильно обводнены, целесообразно применить установки подготовки нефти другого типа. Общая схема установки подготовки нефти и воды для месторождений, находящихся на поздней стадии разработки, приведена на рис. 109. Как видно из схемы, основным оборудованием являются сепараторы, резервуары-отстойники, печь подогрева и насосы.

Приведенная на схеме установка работает следующим образом.

Обводненная нефть в виде нестойкой эмульсии по сборному коллектору 1 поступает в наклонный трубопровод, в котором происходит предварительное отделение газа от жидкости. Газ идет по вилке в каплеуловитель 3 жалюзийного типа, а жидкость — в сепаратор. Газ через регулятор давления «до себя» 4 под собственным давлением транспортируется на ГПЗ, а обводненная

нефть из сепаратора 2 через исполнительный механизм 5 направляется в резервуар-отстойник 6 с гидрофильным жидкостным фильтром, где происходит предварительное разделение нефти от воды. Нефть с верхней части резервуара-отстойника забирается сырьевым насосом 8 и нагнетается им в блок нагрева 10. Горячая обводненная нефть поступает в теплоизолированный сепаратор 11, в котором отделяется газовая фаза, поступающая через регулятор давления 4 в газопровод, транспортирующий этот газ на ГПЗ. Жидкость через регулируемый штуцер 12 направляется во второй резервуар-отстойник 6а, где происходит окончательное разделение

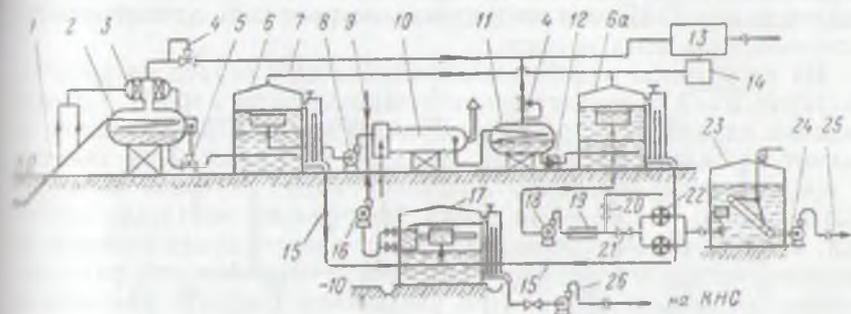


Рис. 109. Установки подготовки нефти (УПН) и воды (УПВ) на поздней стадии разработки нефтяных месторождений:

1 — сборный коллектор с промысла; 2 — сепаратор с предварительным отбором газа; 3 — индуктометр с жалюзийной насадкой; 4 — регулятор давления «до себя»; 5 — исполнительный механизм для сброса жидкости; 6 и 6а — резервуары-отстойники с гидрофильным жидкостным фильтром; 7 — вакуумный газопровод; 8 — сырьевой насос; 9 — дозировка подачи ПАВ; 10 — блок нагрева БН-5,4 (печь); 11 — сепаратор; 12 — регулируемый штуцер; 13 — газоперерабатывающий завод (ГПЗ); 14 — компрессорная станция; 15 — видовой; 16 — насос для собранной нефти; 17 — резервуар-отстойник с гидрофильным жидкостным фильтром; 18 — подпорный насос; 19 — автоматизирующая установка для измерения качества и количества товарной нефти «Рубин-2м»; 20 и 21 — автоматически закрывающиеся и открывающиеся краны; 22 — расходомеры товарной нефти; 23 — резервуары товарного парка; 24 — головная насосная для перекачки товарной нефти; 25 — магистральный нефтепровод; 26 — насос для откачки дренажной воды на КНС.

не нефти и воды, т. е. обезвоживание и обессоливание ее. Если обезвоживание и обессоливание нефти во втором резервуаре-отстойнике 6а происходит недостаточно эффективно, т. е. нефть получается некондиционной, то по линии 9 дозировочным насосом рекомендуется подавать ПАВ.

Кондиционная нефть из резервуара-отстойника 6а забирается подпорным насосом 18 и через автоматизированную установку «Рубин-2м», расходомер нефти 22 подается в товарный парк резервуаров 23, имеющих обвязку для улавливания легких фракций нефти (см. рис. 103). Из резервуаров 23 нефть забирается насосами головной насосной станции 24 и направляется в магистральный нефтепровод 25, транспортирующий эту нефть на НПЗ.

Для сведения потерь легких фракций нефти до минимума газовое пространство резервуаров-отстойников 6 и 6а соединяется с приемом компрессоров, установленных на станции 14.

Пластовая вода из резервуаров-отстойников 6 и 6а обрабатывается по водоводам 15 в резервуар-отстойник 17 с гидрофобным жидкостным фильтром (см. рис. 101), устанавливаемым ниже двух первых для обеспечения необходимого самотека. Очищенная от капелек нефти и мехпримесей кондиционная вода забирается насосом 26 и подается на кустовую насосную станцию для закачки ее в продуктивный пласт.

На поздней стадии разработки нефтяного месторождения, когда нефть сильно обводнена (70÷90%), нефтяные эмульсии (см. рис. 70), образующиеся в системе промышленного сбора, становятся неустойчивыми и сравнительно легко разрушаются при подаче в них ПАВ, пезначительном нагреве или одновременном использовании этих методов.

На разрушение нефтяных эмульсий в этот период разработки месторождений оказывает влияние закачка воды в пласт. Причем закачка пластовой и пресной вод, содержащих ПАВ, по-разному влияет на темпы разрушения нефтяных эмульсий. При закачке в продуктивные горизонты пластовой воды, имеющей высокую плотность ($\rho_e = 1,08 \div 1,18 \text{ кг/м}^3$), разрушение нефтяных эмульсий, а также разделение нефти и воды, происходящее в резервуарах-отстойниках 6 и 6а, более интенсивно из-за большой разности плотностей воды и нефти. При увеличении скорости расслоения воды и нефти сокращается необходимое время отстоя, а следовательно, уменьшается количество отстойной аппаратуры — это положительное явление.

Однако содержание солей после обезвоживания нефти в этом случае получается значительным (1300÷3000 мг/л), и поэтому доведение такой нефти до кондиции возможно только с применением пресной воды и в очень редких случаях — электродегидраторов.

При закачке пресной воды в пласт пластовая высокоминерализованная вода с большой плотностью постепенно опресняется — содержание солей и плотность ее уменьшаются. Поэтому разделение нефти и воды в этом случае в резервуарах-отстойниках происходит медленнее, т. е. увеличивается время отстоя, а это значит, что увеличивается необходимое количество отстойного оборудования.

Положительным в этом случае является то, что нефть после обезвоживания, как правило, получается кондиционной по солям и не требуется дополнительного расхода пресной воды для обезсоливания.

Таким образом, установки подготовки воды (УПВ) на поздней стадии разработки месторождения (см. рис. 1, III и IV) сильно упрощаются, а высокоблочное блочное оборудование после применения этих установок (см. рис. 80, 4, 5, 6, 9, 12, 15, 16, 19 и 20) можно использовать на других вновь обустраниваемых месторождениях.

Коалесцирующие фильтры. Как показывает само название, коалесцирующие фильтры предназначаются для «улавливания»

мелких капелек нефти из пластовой сточной воды. Имеется несколько конструкций таких фильтров. Одна из них показана на рис. 110. Она разработана в институте БашНИПИнефть. Работает фильтр следующим образом.

Предварительно освобожденная от крупных капель нефти пластовая сточная вода в отстойниках, например, ВНИИСПТнефть (см. рис. 108, 7), поступает по линии 5 в камеру предварительного отстоя 4. Из камеры предварительного отстоя вода направляется в отсеки 3, заполненные гранулированным полиэтиленом с размерами гранул 4—5 мм. Гранулированный полиэтилен способствует «захвату» нефтяных капель и свободно пропускает через гранулы воду. На пути движения воды к выходам 6 и нефти к вы-

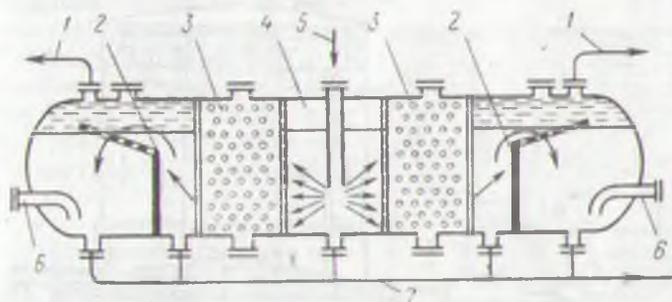


Рис. 110. Коалесцирующий фильтр-отстойник БашНИПИнефть

ходам 1 имеются перегородки 2, изменяющие направление потока этих флюидов и способствующие гравитационному их разделению.

Коалесцирующий фильтр-отстойник объемом 100 м³ рассчитан на очистку воды с содержанием нефти 500 ÷ 2000 мг/л и механических примесей до 5 мг/л при скорости фильтрования до 11 м/ч, пропускная способность фильтра-отстойника при этом равна 1500 м³/сут.

Очищенная вода автоматически сбрасывается по водоводам 6, а «чистая» нефть — по нефтепроводам 1.

В случае засорения коалесцирующей загрузки ее промывают 10%-ным раствором керосина в воде по водоводу 5 в течение 30 мин. Грязную воду после промывки сбрасывают по дренажному водоводу 7.

Флотационные установки. Флотация — это процесс, основанный на всплывании дисперсных частиц, «захваченных» пузырьками воздуха или газа, с образованием на поверхности воды пенообразного слоя.

Флотационные процессы извлечения дисперсных систем впервые широко начали применять в горнорудной промышленности для обогащения различных руд¹ и развивались в течение длительного времени как эмпирические методы.

¹ Эйгелс М. А. Основы флотации несulfидных минералов. М., Недра, 1964.

В настоящее время наиболее эффективным считается метод напорной флотации, заключающийся в насыщении воды газом или воздухом, находящимися под давлением, с последующим понижением его до атмосферного или созданием над поверхностью воды вакуума.

В этой связи рекомендуется следующий метод очистки пластовых сточных вод от примесей с флотационной установкой.

Из печей-деэмульсаторов (УДО-3, СП-1000, ДГ-1600 и др.) (рис. III, а) горячая сточная вода под давлением (0,6 МПа) по водоводу направляется в теплообменник 5, где, отдав тепло хо-

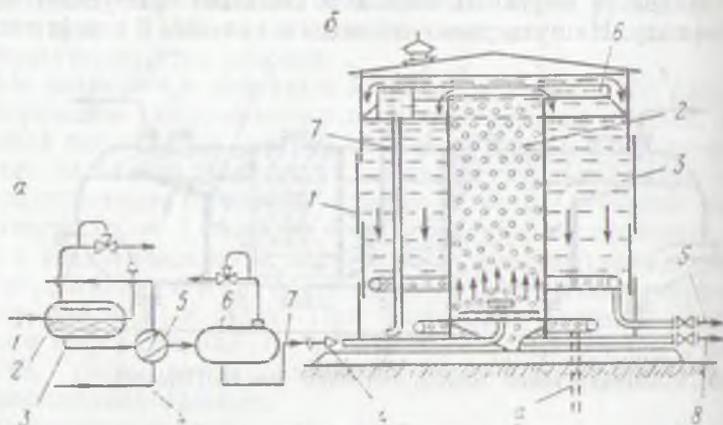


Рис. III. Очистка пластовых сточных вод с применением флотации.

а — предварительная очистка горячей воды: 1 — поступление эмульсии; 2 — печь-деэмульсатор; 3 — водовод; 4 — водовод холодной пресной воды; 5 — теплообменник; б — коалесцирующий фильтр; 7 — водовод; б — флотационная установка для очистки воды: 1 — стальной вертикальный резервуар; 2 — флотационная камера; 3 — отстойная камера; 4 — штуцер; 5 — отвод осветленной воды; 6 — кольцевой желоб для сбора нефти; 7 — отвод для уловленной нефти; 8 — отвод осадка из флотационной камеры; 9 — отвод осадка из отстойной камеры

лодной пресной воде, идущей по водоводу 4 для обессоливания нефти на установке УПН, поступает в горизонтальный коалесцирующий фильтр б, в котором происходит предварительная очистка этой воды от крупных механических примесей и капелек нефти. После фильтра вода по водоводу 7 через штуцер 1 (см. рис. III, б), снижающий давление до 0,1 МПа, направляется в виде газодляной эмульсии (пены) во флотационную камеру 2. Во флотационной камере происходит «прилипание» пузырьками газа механических примесей (капелек нефти, твердых частиц) и унос их в верхнюю часть флотатора.

Время пребывания воды в объеме флотационной камеры не должно превышать 20 мин, а в объеме отстойной камеры 3 — 3 ч.

Нагрузка на флотаторы по воде принимается равной 3,4—6,4 м³/м²·ч, давление насыщения воды газом — 0,3—0,6 МПа, количество выделяемого газа из воды — 25 л/м³. Остаточное со-

держание нефти в воде после флотации 4—30 мг/л, механических примесей (твердых) 10 + 30 мг/л.

Выделяемый из воды газ необходимо отсасывать специальной газодувкой и направлять его на смену.

Теоретические основы флотационного процесса.

При контакте капелек эмульгированной нефти и твердых частиц, находящихся в пластовой сточной воде, с пузырьками газа и в зависимости от смачиваемости указанных частиц водой могут получаться прочные и слабые соединения (рис. 112).

Прочные соединения с газовым пузырьком (рис. 112, а) образуются при плохой смачиваемости частиц водой (нефть, гидрофобные твердые соединения), на границе которых (вода—нефть—газ) получается большой угол смачивания θ .

Слабые соединения с газовым пузырьком (рис. 112, б) образуются при хорошей смачиваемости частиц водой, на границе

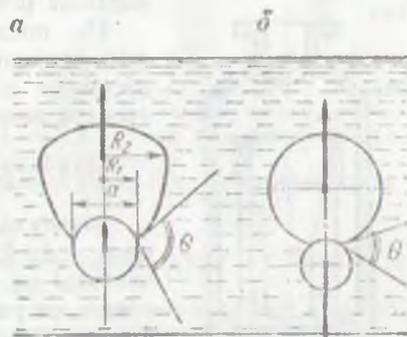


Рис. 112. Принципиальная схема прилипания дисперсных частиц к пузырькам газа во флотационной камере.

которых (вода — гидрофильная частица — газ) получается небольшой угол смачивания θ и очень мал периметр соприкосновения частицы с пузырьком, поэтому сила поверхностного натяжения будет меньше массы частицы, и образовавшийся агрегат (частица-пузырек) будет разорван. Следовательно, частицы хорошо смачиваемого компонента не будут подняты пузырьками газа и осядут на дно аппарата.

Величина краевого угла θ , необходимого для сохранения связи между пузырьком и частицей, привлекала внимание многих исследователей¹. А. Н. Фрумкин показал, что равновесие пузырьков при их закреплении на частицах в поле гравитационных сил полностью определяется силами поверхностного натяжения, гидростатическим давлением и давлением газа внутри пузырька, и вывел уравнение равновесия пузырька, прилипшего к горизонтальной поверхности:

$$11\pi a \sin \theta = Vg\rho = \frac{\pi a^2}{4} \left(\frac{2\sigma}{R} - H\rho g \right), \quad (XIII.1)$$

где a — диаметр основания пузырька, см; σ — поверхностное натяжение, дин/см; θ — краевой угол; V — объем пузырьков, см³; ρ — плотность жидкой среды, г/см³; R — радиус кривизны пузырька в вершине, см; H — высота пузырька, см.

¹ Эйгелес М. А. Основы флотации несulfидных минералов. М., Недра, 1964.

Пользуясь методом, предложенным А. Н. Фрумкиным, М. А. Зигелес вывел уравнение равновесия малой частицы, прилипающей к пузырьку большого размера, при условии неподвижности пузырька. Условия удержания частицы на пузырьке следующие:

$$q - 2\pi a \sigma_{ж-г} \sin \theta - \pi a^2 \sigma_{ж-г} \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right), \quad (XIII.2)$$

где q — все частицы в воде; R_1 и R_2 — радиусы кривизны главных сечений пузырька на горизонтальной плоскости прилипающей частицы (см. рис. 112).

Из последней формулы можно определить краевой угол θ , необходимый для равновесия на поверхности пузырька и частицы весом в воде q , дин:

$$\sin \theta = \frac{q}{2\pi a \sigma_{ж-г}} + \frac{a}{2} \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right). \quad (XIII.3)$$

Формула показывает, что величина краевого угла θ , необходимого для закрепления частицы на пузырьке, зависит от массы частицы, от размеров контура прилипания, от радиусов кривизны пузырька и, следовательно, от его деформации.

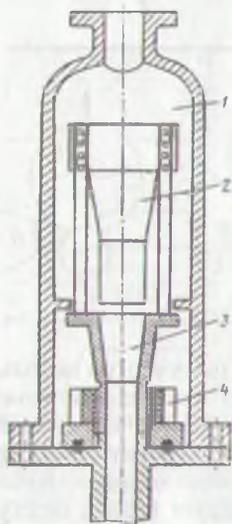


Рис. 113. Гидродинамический излучатель типа УГС-7

сточной воде и не требующей специальной очистки воды при закачке в пласт.

Для этой цели были использованы гидродинамические пластинчатые (типа УГС-7у) и роторные (типа ГАРТ-Пр) излучатели, разработанные НИИХИМмашем и выпускаемые машиностроительным заводом (г. Таллин).

Общий вид гидродинамического излучателя типа УГС-7 приведен на рис. 113. Он состоит из следующих основных деталей: акустического стакана (вторичного резонатора) 1, равнопрочной консольно закрепленной пластины 2, сопла 3 и регулировочного устройства 4.

Регулировочное устройство позволяет перемещать сопло вверх и вниз и добиваться тем самым нужного зазора между острием пластины и соплом.

Сопло предназначено для плавного перехода жидкости от трубы в узкое щелевидное отверстие прямоугольной формы.

Пластина 2 увеличивает интенсивность звуковых колебаний, возникающих при прохождении жидкости. При этом происходит диспергирование крупных частичек, содержащихся в воде, на более мелкие частички, которые, фильтруясь через породы продуктивных пластов, не снижают приемистости нагнетательных скважин.

Акустический стакан изготавливают из специальной стали, его рассчитывают как вторичный резонатор.

Собственная частота колебаний консольно-закрепленной пластины (Гц) определяют из формулы

$$f = 0,163 \frac{d}{l^2} \sqrt{\frac{E}{\rho}}, \quad (\text{XIII.4})$$

частоту звуковой волны (Гц), образованной завихрениями жидкости в акустическом стакане, — по формуле

$$f = \frac{0,5Q}{Sh} \quad (\text{XIII.5})$$

и частоту звуковой волны (Гц) в зависимости от давления струи жидкости — по формуле

$$f = \frac{420 \sqrt{p}}{h}. \quad (\text{XIII.6})$$

В формулах XIII.4, XIII.5 и XIII.6 обозначены: d — толщина пластины, см; l — длина консоли пластины, см; E — модуль Юнга, дин/см²; ρ — плотность материала пластины, г/см³; Q — производительность излучателя, см³/с; S — площадь истечения жидкости из сопла, см²; h — зазор от сопла до острия пластины, см; p — давление струи жидкости, кгс/см².

Скорость истечения жидкости из сопла определяют по формуле (м/с)

$$v = \mu \sqrt{2gp},$$

где μ — коэффициент расхода, принимается равным 0,6; g — ускорение свободного падения, м/с²; p — давление, м вод. ст.

В зависимости от производительности и необходимой степени диспергирования частиц нефти и твердых взвесей излучатели собирают в блоки.

Работа гидродинамических излучателей сопровождается большим и вредным для окружающих людей шумом, поэтому каждый излучатель заключен в надежную звукоизоляцию.

В оптимальном режиме работы пластинчатые гидродинамические излучатели обеспечивают диспергирование 95% частичек нефти до размеров 0,5 ÷ 2 мкм, остальные 5% имеют размер 3 ÷ 5 мкм. Размер твердых частиц не превышает 1 мкм.

Допустимое количество нефти и механических примесей в пластовой сточной воде, проходящей через гидродинамические излучатели, соответственно не должно превышать 1200 и 120 мг/л.

Производительность двух последовательно работающих излучателей УГС-7у не превышает 3,5 м³/ч, а роторного ГАРТ-ПР — 50 м³/ч.

Использование углеводородных растворителей

Этот способ очистки пластовых сточных вод от капелек нефти и механических примесей разработан в институте ВНИИТнефть (г. Куйбышев). Он основан на извлечении нефти и гидрофобных твердых частиц при помощи органического растворителя — четыреххлористого углерода ССl₄. Пластовая сточная вода поступает снизу в экстракционную камеру вертикального отстойника, сверху вводят реагент с большей (1,59 г/см³) плотностью, чем у воды. Реагент стекает в нижнюю зону отстойника, а осветленная вода поднимается в верхнюю зону, проходит фильтр из древесных стружек и отводится из отстойника. Отработанный реагент выводят на регенерацию в камеру выпаривания и после конденсации паров в холодильнике снова вводят в отстойник (экстрактор). Выделенный шлам транспортируют на иловые площадки.

На установке Мухановского месторождения при очистке сточных вод таким методом содержание нефти снижалось со 169 ÷ 3080 до 3 ÷ 5 мг/л, а механических примесей — с 51 ÷ 1147 до 5,4 ÷ 10,6 мг/л.

Потери ССl₄ определяются растворимостью его в воде (80 ÷ 150 мг/л) в зависимости от минерализации и остатком его в шламе после регенерации.

Озонирование пластовой сточной воды для очистки ее от нефти и ПАВ предложено институтом ВНИИТнефть. Для этих целей используется озонированный воздух, получаемый в озонаторных установках. Очистка пластовой сточной воды от нефти проводится диспергированием озонированного воздуха в сточной воде. Продолжительность контакта озонированного воздуха со сточной водой 10—20 мин, остаточное содержание нефти 0—2 мг/л, деэмульгаторы, присутствующие в воде, окисляются на 95—100%.

Стоимость очистки 1 м³ пластовой сточной воды до остаточного содержания в ней нефти 0—2 мг/л оценивается в 16 коп.

На рис. 114 показана электрофлотационная установка, испытанная на промыслах Куйбышевской области и давшая хорошие результаты¹.

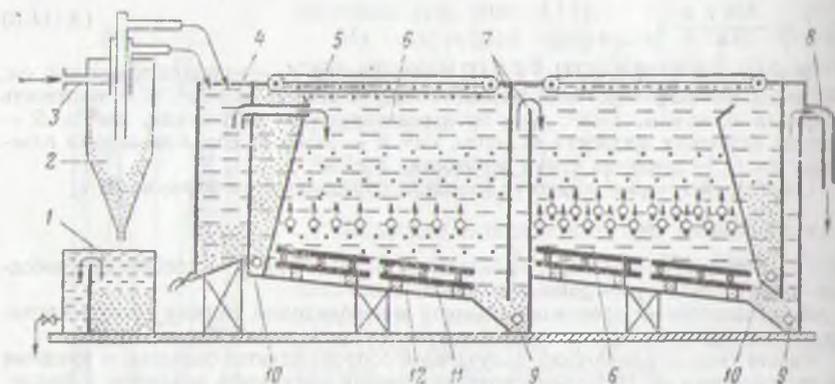


Рис. 114. Электрофлотационная установка:

1 — шламонакопитель; 2 — корпус гидроциклона; 3 — тангенциальный патрубок; 4 — бункер-успокоитель шлама; 5 — ленточный транспортер; 6 — электродные блоки; 7 — перегородки перелива жидкости; 8 — сброс очищенной пластовой сточной воды; 9 — спускные патрубки для грязи; 10 — бункеры-накопители; 11 — аноды; 12 — катоды

Сточная вода с механической взвесью и капельками нефти подается в тангенциальный патрубок 3 гидроциклона 2, в котором происходит отделение крупных частиц взвеси, сбрасываемых в шламонакопитель 1. Мелкие частицы взвеси и капельки нефти из гидроциклона перетекают в бункер-успокоитель 4, а из него — в электродные блоки 6, в которых на дне флотационной установки смонтированы катоды 12 и аноды 11. При пропускании электрического тока через электроды напряжением 7—8 В и плотностью 10—12 мА/см², происходит электролиз минерализованной пластовой воды с образованием мельчайших пузырьков водорода и кислорода, которые, всплывая, уносят с собой механическую взвесь и капельки нефти.

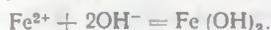
Расход электроэнергии на обработку 1 м³ воды не превышает 0,12 кВт·ч при производительности по сливу чистой воды 18 м³ ч с 1 м² электродного блока.

¹ Работы проведены в институте ВНИИТнефть, г. Куйбышев, инж. Линьковым Ф. С.

Всплывшие на поверхность пузырьки газа вместе с механическими частицами и капельками нефти подхватываются лентой транспортера 5 и скапливаются в бункере-накопителе 10, из которого сбрасываются по спускному патрубку 9 за пределы флотатора, разделенного перегородками перелива жидкости.

Кроме очистки сточной воды от механической взвеси и капелек нефти в электрофлотаторе происходит нейтрализация воды.

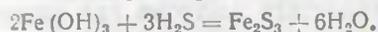
При пропускании электрического тока с анода уходят (и он разрушается) гидрированные ионы двухвалентного железа Fe^{2+} , а на катоде образуются ионы OH^- , в результате чего получается гидроксид железа



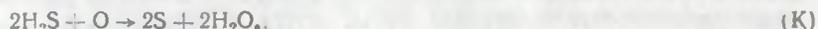
Гидроксид железа может окисляться атомарным кислородом, получаемым при электролизе воды:



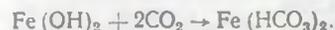
или активно реагировать с сероводородом, присутствующим в воде:



Окисление сероводорода в электрофлотаторе может проходить также по реакции



Нейтрализация сточных вод от углекислого газа происходит по уравнению



К недостаткам электрофлотационной установки следует отнести повышенную коррозионную активность сточной воды из-за присутствия в ней атомарного кислорода, если не связать его полностью согласно уравнению (K).

§ 6. ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ В СВЯЗИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПЛАСТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД

В настоящее время исключительно большое внимание уделяется вопросам охраны окружающей среды и рациональному использованию природных ресурсов. Учитывая важность этих вопросов, нефтедобывающие предприятия в процессе разработки и обустройства нефтяных и газовых месторождений осуществляют большой комплекс водоохранных мероприятий, направленных на прекращение загрязнений открытых водоемов, рек и морей пластовыми сточными водами, объем которых превышает 800 млн. м³ в год.

Так, по отрасли объем закачиваемых сточных вод в пласты для поддержания давления возрос с 27 млн. м³ в 1966 г. до 275 млн. м³ в 1975 г., т. е. более чем в 10 раз. Остальные объемы этих вод закачивают в поглощающие горизонты и частично сбрасывают на поля испарения.

При транспортировании пластовых сточных вод происходит усиленная коррозия трубопроводов и насосного оборудования, приводящая к частым авариям, в результате чего при разливе этой воды гибнет вся окружающая растительность.

Если пластовые сточные воды сбрасывают в озера, реки и моря, то происходит гибель ценных пород рыб и истребление флоры и фауны.

В связи с этим особо жесткие требования предъявляют сейчас к трубопроводам, транспортирующим пластовые сточные воды на Каспийском море, где разводятся ценные породы рыб и где имеются морские месторождения.

Мероприятия по предупреждению загрязнения вод Каспийского моря, как правило, проводят в процессе бурения, эксплуатации и ремонта скважин, а также во время сбора, транспортирования и первичной обработки продукции скважин. Кроме того, предусмотрены устройства, предупреждающие загрязнение моря: специальные оградительные кожухи («юбки»), предупреждающие разлив и разбрызгивание глинистого раствора при спуско-подъемных операциях, короба и лотки у ротора, буровых насосов и т. д., которые позволяют собирать глинистый раствор в одном месте и предотвращать попадание его в море. У скважин установлены специальные приемные чаны, которые обеспечивают сбор жидкости при различных операциях на скважинах, а также транспортировку этой жидкости в нефтесборный коллектор, связывающий скважину с нефтесборным пунктом.

Пластовые сточные воды, собранные со всех нефтесборных пунктов (см. рис. 10, 9) и резервуаров товарной нефти, до ее утилизации проходят соответствующую очистку. На очистной установке или УПВ вода проходит отстойники и две ступени фильтров.

Из фильтров второй ступени очищенная пластовая вода поступает в емкости чистой воды, из которых насосами КНС подается в нагнетательные скважины.

ПОДГОТОВКА ПРЕСНОЙ ВОДЫ К ЗАКАЧКЕ
В ПРОДУКТИВНЫЕ ПЛАСТЫ

Количество пластовых сточных вод, добываемых вместе с нефтью и используемых в системе заводнения, обеспечивает потребность для этих целей не более чем на 30%, остальные 70% закачиваемых в продуктивные пласты вод, как правило, пресные и реже морские.

§ 1. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ПРЕСНОЙ ВОДЫ

Нагнетаемые в продуктивные пласты пресные воды обладают различными физико-химическими и биолого-бактериологическими показателями (свойствами).

К физическим показателям поверхностных вод относятся температура воды, содержание в ней взвешенных веществ, запах, вкус и цветность (мутность).

К химическим показателям качества воды относятся рН, наличие азотсодержащих веществ, растворенных газов, хлоридов, сульфатов, железа, марганца, жесткость, щелочность, а также окисляемость воды.

К биологическим и бактериологическим показателям качества поверхностных вод относятся наличие в них живых организмов и бактерий, состав которых зависит от химических показателей воды в водоеме.

Из всех перечисленных показателей поверхностных вод при определении пригодности их к закачке в продуктивные пласты особое внимание должно обращать на: 1) температуру воды; 2) количество взвешенных веществ; 3) рН; 4) количество растворенных газов; 5) жесткость; 6) щелочность; 7) окисляемость; 8) биологические и бактериологические показатели качества воды.

1. Температура закачиваемой в пласт воды. Нагнетание больших объемов холодных поверхностных вод (особенно в зимний период) понижает температуру флюидов в пласте¹. С понижением температуры увеличивается вязкость нефти, повышаются показатели ее структурно-механических свойств. В нефтях, содержащих парафин и смолы, при понижении температуры в пласте могут образовываться и отлагаться кристаллы парафина, резко увеличивающие фильтрационные сопротивления и, как следствие этого, способные снизить нефтеотдачу. Поэтому для каждого месторождения необходимо знать допустимые пределы изменения

¹ Кострюков Г. В., Голиков А. Д. Температурный режим Ромашкинского месторождения. М., Гостоптехиздат, 1962.

температуры закачиваемой в пласт воды и ее влияние на поведение флюидов в пласте.

2. Количество взвешенных частиц КВЧ в поверхностных водах может колебаться в больших пределах и определяться фотокolorиметрическим методом (при концентрации взвеси до 100 мг/л) и с помощью бумажных фильтров (если эта концентрация выше 100 мг/л).

Допустимые пределы изменения механических примесей, содержащихся в поверхностных водах, как и для пластовых сточных вод, зависят от геолого-физических характеристик продуктивных горизонтов (проницаемости, трещиноватости, состава пород).

3. Концентрация водородных ионов в нейтральных водных растворах равна концентрации гидроксильных ионов $[H^+] = [OH^-] = 10^{-7}$, т. е. $pH = 7$.

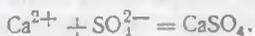
4. Растворенными в поверхностных водах могут быть кислород, углекислота, сероводород, азот и метан.

Углекислота встречается во всех водах и влияет на изменение солевого состава закачиваемой в пласт воды.

H_2S , O_2 , CO_2 , содержащиеся в поверхностных водах, вызывают коррозию трубопроводов и насосов, и поэтому количество их должно быть минимальным.

5. Жесткость природных вод связана с наличием в них кальция и магния. Обычно различают карбонатную и некарбонатную жесткость. Карбонатная жесткость вызывается содержанием в воде ионов CO_3^{2-} и HCO_3^- .

Некарбонатная жесткость обусловлена наличием в воде соединений Ca и Mg с ионами сильных кислот — серной и соляной:



6. Щелочность зависит от содержания в воде солей угольной кислоты (H_2CO_3).

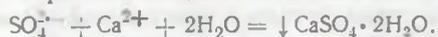
7. Окисляемость воды обусловлена наличием в ней органических веществ и легкоокисляющихся неорганических примесей (сероводород, закисное железо, сульфаты).

Величина окисляемости поверхностных вод непостоянна и меняется в зависимости от поступающих в них веществ. Внезапное повышение ее свидетельствует о сбросе в источник поверхностных вод большого количества сточных или промышленных вод, содержащих органические и легкоокисляемые неорганические вещества.

§ 2. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К КАЧЕСТВУ ПРЭСНОЙ ВОДЫ

Для успешного осуществления процесса заводнения к качеству воды предъявляются определенные требования. Механические примеси и микроорганизмы, содержащиеся в нагнетаемой воде,

запливают поверхность фильтрации и закупоривают поровые каналы продуктивного пласта, снижая приемистость нагнетательных скважин. Например, закачка сульфатной воды в пласты, содержащие хлоркальциевые соли, приводит к образованию нерастворимого осадка гипса



В тех случаях, когда для заводнения пластов, насыщенных сероводородной жидкостью, применяется вода, содержащая железо и кислород, в пористой среде может происходить окисление с образованием твердых осадков гидратов закиси $\text{Fe}(\text{OH})_2$ и окиси $\text{Fe}(\text{OH})_3$ железа, сульфида железа FeS и элементарной серы.

Согласно существующим правилам и инструкциям, вода, предназначенная для закачки в пласты, должна содержать не более 2 мг/л взвешенных твердых частиц и 0,3 мг/л железа. Опыт, накопленный по заводнению нефтяных месторождений как у нас, так и за рубежом, показывает, что такой глубокой степени очистки воды не требуется. Качество воды для заводнения следует нормировать для каждого конкретного месторождения с учетом коллекторских свойств пластов и применяемого метода заводнения — внутриконтурного или законтурного.

Кроме механических примесей, в закупорке пор продуктивных пластов активное участие принимают также различные микроорганизмы и водоросли, находящиеся в нагнетаемой воде. Наиболее опасными из них являются сульфатвосстанавливающие бактерии, развитие и деятельность которых отмечается, например, при внутриконтурном заводнении Ромашкинского месторождения. Установлено, что активная деятельность сульфатвосстанавливающих бактерий возникает через год после начала закачки воды в пласты. При этом бактерии способны почти полностью восстанавливать сульфаты, имеющиеся в закачиваемой воде, и образовывать до 100 мг/л сероводорода.

Пресная вода, закачиваемая в залежь, иногда является главной причиной ухудшения коллекторских свойств пластов в связи с разбуханием глинистых материалов, входящих в состав пород. При значительном количестве глины в пласте целесообразно использовать для заводнения не пресные, а минерализованные воды, которые практически не вызывают разбухания глины, а следовательно, и не уменьшают поглотительной способности нагнетательных скважин.

Уменьшение поглотительной способности нагнетательных скважин может быть вызвано также коррозией металла труб, по которым закачивается вода в пласт. При подготовке и закачке воды в пласт происходит обычно химическая и электрохимическая коррозия металла труб. Продукты коррозии труб, попадая в призабойную зону скважины и оседая в фильтровой части ее, за короткий промежуток времени могут снизить приемистость этой скважины до нуля.

§ 3. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ВОДОПОДГОТОВКИ

Качество воды, подлежащей нагнетанию в пласты, обычно определяют в лабораторных условиях фильтрацией ее через естественные керны. Вода считается пригодной для закачки в пласт, если проницаемость естественного керна остается постоянной. Основным недостатком лабораторной оценки состоит в том, что не всегда возможно перенести полученные данные в промысловые условия. Объясняется это тем, что фильтрация воды через керн в лабораторных условиях не может полностью моделировать всех процессов, происходящих в реальной скважине. Кроме того, ограниченное число кернов, отбираемых при бурении нагнетательных скважин, оказывается недостаточным для характеристики коллекторских свойств пласта в целом как по мощности, так и по простиранию. Достоверные данные о качестве воды для заводнения и об оптимальном значении давления нагнетания можно получить лишь в результате пробных закачек воды в пласты с использованием глубинных расходомеров, которые фиксируют поглотительную способность отдельных пропластков, слагающих продуктивный горизонт. При пробной закачке можно выяснить не только допустимое содержание механических примесей в воде, но и оптимальный размер взвешенных частиц, которые могут проходить по порам пласта, не снижая приемистости скважин.

При оценке качества пресной воды, подлежащей закачке в пласт, особое внимание уделяют только двум факторам: допустимому содержанию взвешенных частиц и железа.

Наибольшую опасность в отношении закупорки пор призабойных зон нагнетательных скважин и загрязнения их фильтрующих поверхностей создают взвешенные частицы, содержащиеся в закачиваемой воде. К нормированию допустимого содержания в воде взвешенных частиц следует подходить индивидуально для каждого месторождения в зависимости от характеристики коллектора и в первую очередь его трещиноватости. Так, например, в пласты горизонта D_1 Миннибаевской площади Ромашкинского месторождения в течение длительного времени закачивается очищенная речная вода с содержанием 6—10 мг/л взвешенных частиц размером до 10 мк и 0,4—0,8 мг/л закисного и окисного железа, и тем не менее снижения приемистости нагнетательных скважин этой площади пока не замечено.

В природных водах, используемых для заводнения нефтяных пластов, содержится, как правило, железо в различных состояниях: в виде гидратов закиси $Fe(OH)_2$ и двухвалентных и трехвалентных ионов. При благоприятных условиях соединения железа способны коагулировать с образованием хлопьев и закупоривать фильтрационную зону пласта. Применяемые в настоящее время методы не обеспечивают полной очистки воды от железа, поэтому норма содержания железа в пресных водах была установлена опытным путем не более 1 мг/л.

Водозаборные сооружения строятся для обеспечения месторождения необходимым количеством воды для заводнения в течение всего периода его разработки. Водозаборные сооружения должны строиться по возможности вблизи районов заводнения и отличаться простотой технических решений и экономичностью капитальных и эксплуатационных расходов. Этим требованиям наиболее полно отвечают водозаборы, базирующиеся на грунтовых водах. Состав грунтовых вод практически не изменяется по сезонам года, и они, как правило, содержат мало взвешенных твердых частиц и могут использоваться для заводнения без очистки.

В районах, бедных грунтовыми водами, могут быть использованы воды открытых водоемов — рек, озер, водохранилищ, мо-

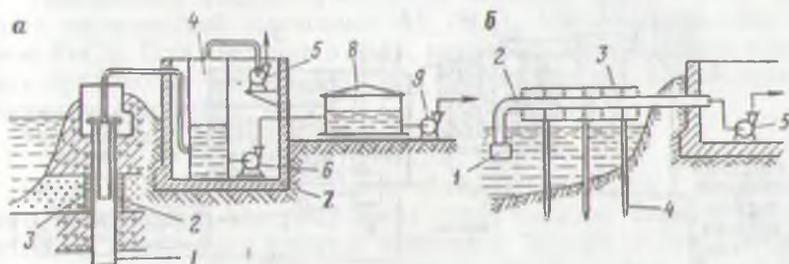


Рис. 115. Водозаборы поверхностных вод

а — подрусловый водозабор: 1 — обсадная труба; 2 — эксплуатационная колонна; 3 — фильтр; 4 — вакуумный резервуар; 5 — вакуум-компрессор; 6 и 9 — насосы; 7 — железобетонный колодец; 8 — резервуар чистой воды; *б* — водозабор открытого водоема: 1 — прием насоса; 2 — приемная труба; 3 — площадка; 4 — сваи; 5 — насосная станция первого подъема

рей. Однако поверхностные воды значительно уступают по качеству грунтовым водам и подлежат обработке на водоочистных станциях.

Водозаборы грунтовых вод разделяются на подрусловые и артезианские. В практике заводнения большее распространение получили подрусловые водозаборы, схема которых приводится на рис. 115, *а*. В пойменной части реки бурят водоотбирающие скважины глубиной 20—30 м, обсаживают их трубами диаметром 300 мм, в которые спускают водоподъемные трубы диаметром 200 мм. Водоотбирающие скважины могут работать как на самоизливе (сифон) за счет поддержания в вакуум-котлах постоянного вакуума, равного 650 мм рт. ст., так и при помощи индивидуальных насосов, установленных на устьях водоотбирающих скважин. Для заводнения Туймазинского месторождения на реке Ик пробурено, например, 20 водоотбирающих скважин с общей производительностью 20 тыс. м³/сут.

При наличии высоконапорных вод в разрезе пластов давление и залежи можно поддерживать путем непрерывного перепуска воды из этих пластов в продуктивный коллектор. Применяются также схемы перекачки воды по стволу скважины из одного пласта

в другой погружными центробежными электронасосами. Такие схемы получают широкое распространение на месторождениях Тюменской области.

На рис. 115, б показано водозаборное сооружение из открытого водоема, вода которого нагнетается насосами на водоочистную станцию.

В поверхностных пресных водах, подлежащих закачке в пласты, могут содержаться в различных количествах частицы глины, песка, ила, планктонные организмы и т. д. Плотность этих частиц более единицы, однако осаждение их в массе воды происходит крайне медленно, а некоторые из этих частиц, имеющие размер

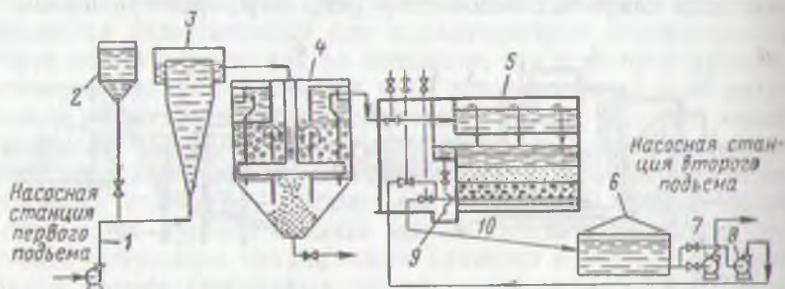


Рис. 116. Типовая водоочистная станция

1 — водовод, идущий от станции первого подъема; 2 — дозатор; 3 — смеситель; 4 — осветлитель (отстойник); 5 — фильтры; 6 — резервуар чистой воды; 7 — насосная станция второго подъема; 8 — насос для промывки фильтров; 9 — стояк для сброса грязной воды; 10 — лоток

3—4 мкм, или коллоидные суспензии (0,1÷0,001 мкм), обладающей большей удельной поверхностью, практически не осаждаются под действием одной лишь гравитационной силы. Во всех этих случаях для очистки воды от тонкодисперсных взвешенных веществ используют химические методы ее обработки, в результате которых частицы взвеси укрупняются и быстро осаждаются.

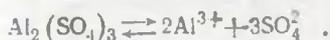
Химические реагенты, добавка которых к воде способствует укрупнению частиц взвеси и образованию хлопьев, в практике подготовки воды принято называть коагулянтами.

Воду открытых водоемов, содержащую значительное количество взвешенных частиц, подвергают химической очистке на специальной водоочистной станции (рис. 116).

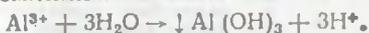
Водоочистная станция работает следующим образом. Вода из открытых водоемов центробежными насосами первого подъема направляется в нижнюю часть вертикального конусного смесителя. При этом из дозирующего устройства в воду подается необходимое количество коагулянта, способствующего укрупнению взвешенных частиц. В смесителе коагулянт равномерно перемешивается со всем объемом воды. Обработанная химическим реагентом вода через верхнюю часть смесителя поступает в нижнюю часть осветлителя, где начинают образовываться хлопья, осе-

дающие в шахте осветлителей. Из осветлителей вода выходит с небольшим содержанием механических примесей, которые окончательно задерживаются в фильтрах. Очищенная вода из фильтров самотеком направляется в резервуары, из которых центробежными насосами второго подъема перекачивается в кустовые насосные станции. Из КНС, где установлены насосы высокого давления, вода подается в нагнетательные скважины. Для промывки загрязненных фильтров насос подает очищенную воду из резервуара в дренажную систему фильтров для их очистки. Из фильтров загрязненная вода попадает через стояк 9 в канализационный лоток 10 и сбрасывается снова в тот водоем, из которого она поступила на прием насоса.

Наибольшее распространение в качестве коагулянтов получили сернокислый алюминий $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ и хлорное железо $FeCl_3$. При введении в воду, например, сернокислого алюминия происходит его диссоциация с образованием трехвалентных катионов алюминия:



Ионы алюминия вступают в обменную реакцию с катионами, находящимися в адсорбционном слое твердых частиц, загрязняющих воду. Этот процесс протекает быстро и заканчивается по исчерпанию обменной способности частиц взвеси. После этого идет гидролиз избытка добавленного к воде сернокислого алюминия с образованием в конечном счете коллоида гидроокиси алюминия

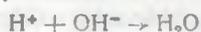


Гидрат окиси алюминия поднимается в осветлителе в виде хлопьев медленнее, чем пресная вода с мехпримесями, в результате чего последние захватываются этими хлопьями и уносятся по трубе в осадконакопитель.

Выделившиеся при гидролизе ионы водорода H^+ понижают рН воды, кроме того, избыток этих ионов замедляет процесс гидролиза. Поэтому для успешного проведения коагуляции обычно избыток ионов водорода связывают добавлением к воде соды, извести или едкого натра. При введении соды связывание ионов водорода происходит по реакции



а при введении извести или едкого натра



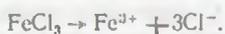
На водоочистных станциях иногда воду подщелачивают негашеной известью CaO .

При гашении извести получается гидрат окиси кальция (гашеная известь)



употребляемый в качестве реагента при подщелачивании.

Хлорное железо в воде диссоциирует с образованием трехвалентного катиона железа



Гидролиз трехвалентного железа происходит по уравнению



Коллоид гидроокиси железа коагулирует и осаждается также в виде хлопьев, увлекая за собой частицы взвешенных веществ, находящихся в воде.

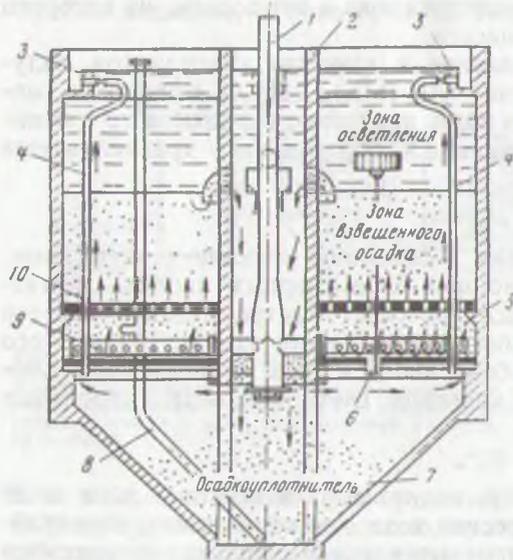


Рис. 117. Осветлитель (отстойник):

1 — подвод воды; 2 — центральная шахта; 3 — периферийные лотки осветлителя; 4 — трубки для отсоса осветленной воды; 5 — межтрубное пространство; 6 — клапан для пропуски воды при опорожнении осветлителя; 7 — поддонный осадкоуловитель; 8 — выпуск осадка; 9 — дырчатые распределительные трубы; 10 — дырчатое днище

За последнее время в качестве коагулянта широко стали применять полнакриламид (ПАА), который диссоциирует в воде с образованием цепочки отрицательно и положительно заряженных групп. Каждая молекула ПАА, имеющая форму вытянутой цепочки, адсорбирует несколько взвешенных в воде частиц, в результате чего увеличиваются скорость коагуляции и очистка поверхностных вод.

Кратко остановимся на работе осветлителей и фильтров, являющихся основным оборудованием водоочистных станций.

Осветлитель (рис. 117) работает следующим образом. Обработанная коагулянтном вода из смесителя по трубе 1 подается в межтрубное пространство 5 через дырчатые распределительные трубки 9. Из межтрубного пространства вода поднимается через дырчатое днище 10 в зону взвешенного осадка осветлителя. Для поддержания хлопьев во взвешенном состоянии под каждым отверстием дырчатого днища создается расходящийся конусом поток воды. Вода со взвешенным осадком движется вверх быстрее,

чем поднимаются хлопья, в результате чего мехпримеси захватываются и поднимаются вместе с этими хлопьями. Достигнув перепускных окон в центральной шахте 2, часть воды вместе с хлопьями падает в межтрубное пространство этой шахты. В результате разделения потоков скорость движения воды от верхних граней перепускных окон резко падает, что способствует еще большему очищению воды от взвешенных в ней частиц. Осветленная вода собирается периферийными лотками осветлителя и направляется на фильтры. Избыток осадка в осветлителях через центральную шахту 2 попадает в поддонный осадкоуловитель 7, в который введены четыре конца трубок для отсоса осветленной воды, выведенные к сборному лотку ниже уровня воды в осветлителе.

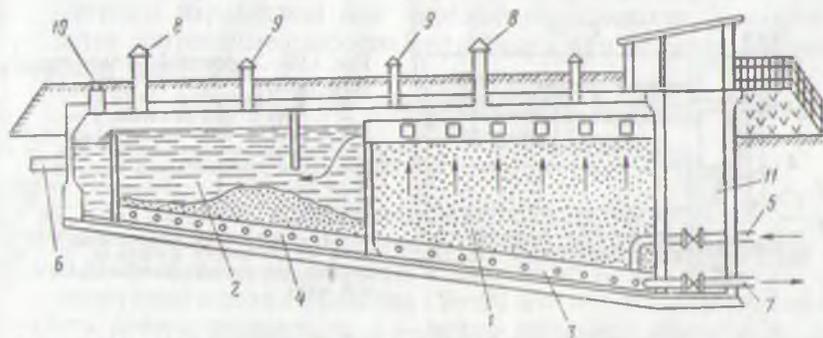


Рис. 118. Отстойник (осветлитель) большой производительности

Каждая трубка имеет наверху задвижку, которой регулируются отсос воды и равномерное распределение осадка в поддонном осадкоуловителе. Скопившийся осадок периодически сбрасывается на иловые площадки. Осветлители могут быть круглыми или квадратными в плане.

Основным недостатком этих осветлителей является их чувствительность к изменению расхода воды. Поэтому расход воды рекомендуется изменять плавно, не более чем на 10% от расчетной производительности.

Для удаления коагулированной взвеси из воды наряду с осветлителями применяют также горизонтальные отстойники, изготовленные из железобетонных плит и рассчитанные на большую производительность. Продольный разрез такого отстойника приведен на рис. 118. Работает данный отстойник следующим образом. Обработанная коагулянтном вода поступает по водоводу 5 в камеру хлопьеобразования 1, затем распределяется с помощью лотков 3 по отсекам горизонтального отстойника. Из камеры хлопьеобразования 1 вода поступает в секцию горизонтального отстаивания 2 через дырчатые перегородки. Сброс осадка из отстойника осуществляется через дырчатые лотки 4 и шламопровод 7. Выход осветленной воды производится по водоводу 6. В горизонтальном

отстойнике имеются вентиляционные трубы 8, колонки для отбора проб воды 9 и камера 10 для управления задвижками.

Описанные отстойники успешно эксплуатируются на очистной станции в Набережных Челнах, где ежедневно подготавливается более 300 тыс. м³ воды из р. Камы для заводнения нефтяных месторождений Татарии.

В пяти отстойниках (по 10 тыс. м³ каждый) осаждается около 94—98% коагулированной взвеси, содержащейся в воде. Недостатком горизонтальных отстойников является отсутствие приспособлений для контроля и автоматического выпуска осадка.

Фильтры применяют для завершения процесса освобождения воды от взвешенных частиц при осветлении, обезжелезивании и

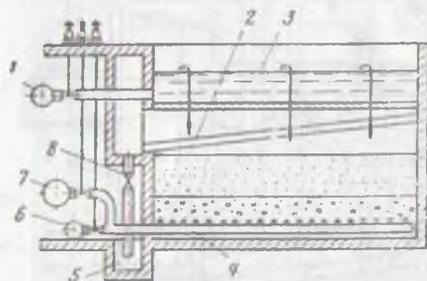


Рис. 119. Скоростной фильтр открытого типа:

1 — подача воды в фильтры; 2 — желоб для отвода грязной промывочной воды; 3 — горизонтальные лотки для равномерного распределения воды по площади фильтра; 4 — дренажная распределительная система; 5 — коллекторный канал; 6 — отвод очищенной воды; 7 — коллектор для подачи чистой воды на промывку фильтров; 8 — задвижка для спуска грязной промывочной воды

умягчении. Фильтры представляют собой резервуары, загруженные песком или дробленым антрацитом, через которые с определенной скоростью пропускают воду. Под давлением столба воды, находящегося над фильтрующим материалом, высота которого колеблется от 1,5 до 2 м, происходит фильтрация. По мере работы фильтра загрязнения, отлагающиеся на поверхности зерен фильтрующей среды, уменьшают свободное сечение пор, и гидравлическое сопротивление прохождению воды возрастает. Когда потеря напора в фильтрующей среде достигнет предельно допустимой величины для данного фильтра, его включают для промывки. Схема продольного разреза скоростного открытого фильтра приведена на рис. 119.

На дне фильтра расположена дренажная система, служащая для отвода фильтрата по трубе и равномерного распределения промывочной воды по всей площади фильтра при его промывке. Над дренажем уложены поддерживающие гравийные слои и фильтрующий слой. Несколько выше фильтрующего слоя установлен желоб, предназначенный для отвода из фильтра грязной промывочной воды. Выше желоба расположены горизонтальные желоба (лотки) 3, в которые по общему коллектору подается вода из осветлителей.

Для промывки фильтра закрывают задвижку на подводящей трубе 1, открывают задвижку на спускной трубе и понижают уровень воды в фильтре до сборных желобов. Затем открывают за-

движку для подачи очищенной воды из трубы в дренажную систему.

При этом фильтрующий материал (песчинки) в восходящем потоке воды всплывает и очищается от фильтрата. Количество подаваемой очищенной воды должно быть таким, чтобы фильтрующий материал не достигал переливных кромок желобов. Грязная промывочная вода по желобам отводится в водосточный канал.

При обработке воды различают фильтрование двух видов: медленное фильтрование со скоростью $0,1 \div 0,3$ м/ч и быстрое — со скоростями до 12 м/ч. На практике применяют исключительно быстрое открытое фильтрование.

Фильтры рассчитывают на пропускную способность. Основным расчетным параметром для определения площади фильтров являются допустимые скорости фильтрации при нормальном режиме работы фильтров.

Общую площадь фильтров определяют по формуле

$$S = \frac{Q}{v_p (T - n\tau_2 - n\tau_3) - 3,6n\omega\tau_1},$$

где Q — полезная производительность станции, м³/сут; v_p — расчетная скорость фильтрования до 12 м/ч; ω — интенсивность промывки фильтра (принимается в зависимости от крупности зерен фильтрующего слоя в пределах $12 \div 20$ л/с·м²); T — продолжительность работы станции, ч; n — число промывок фильтра в сутки (принимается равным $1,5 \div 2$); τ_2 — продолжительность простоя фильтра в связи с промывкой, ч (принимается $0,5$ ч); τ_3 — продолжительность сброса первого фильтрата после промывки фильтра (принимается $0,2$ ч); τ_1 — продолжительность одной промывки, ч (принимается в среднем $0,1$ ч).

На действующих станциях величины τ_1 , τ_2 и τ_3 устанавливают в процессе эксплуатации. Обычно на станциях производительностью до 3 тыс. м³/сут используют два фильтра, от 3 до 5 тыс. м³/сут — три фильтра, от 5 до 10 тыс. м³/сут — четыре фильтра, от 15 до 20 тыс. м³/сут — шесть фильтров.

§ 4. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ВОДОСНАБЖЕНИЯ ДЛЯ ЗАВОДНЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ПЛАСТОВ

В комплекс сооружений (рис. 120, а) по подготовке и закачке воды в продуктивные пласты входят: водозабор 1, насосная станция первого подъема 2, водоочистная станция 3, резервуары чистой воды 4, насосная станция второго подъема 5, магистральные водоводы 6, подводящие водоводы 7, подземные резервуары чистой воды 8, блочные кустовые насосные станции (БКНС) 9, водоводы высокого давления 10 и нагнетательные скважины 11.

Магистральные водоводы строят кольцевыми (как показано на рис. 120, а), лучевыми (рис. 120, б) и линейными. Для больших месторождений, имеющих круглую или овальную форму площади,

используют кольцевые магистральные водоводы с перемычками, имеющие большую маневренность на случай аварии.

Все водоводы в заводнении выполняют только из цельнотянутых бесшовных стальных труб.

Диаметры магистральных и подводящих водоводов колеблются от 300 до 1020 мм, и рассчитывают их на максимальное рабочее давление до 3 МПа.

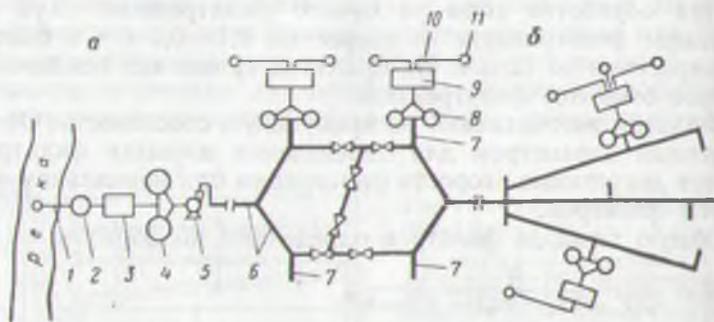


Рис. 120. Принципиальная схема водоснабжения для заводнения нефтяных пластов

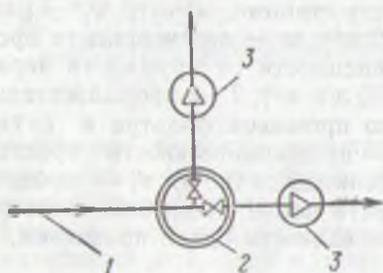


Рис. 121. Распределение воды в высоконапорных водоводах

Водоводы высокого давления применяют диаметром от 100 до 150 мм и рассчитывают на максимальное рабочее давление до 25 МПа и на пропуск воды до 2000 м³/сут. К водоводам высокого давления диаметром 100 мм подключают одну нагнетательную скважину, а к водоводам диаметром 150 мм — две скважины.

На рис. 121 приведена схема распределения воды в высоконапорном водоводе диаметром 150 мм, подводящем воду к двум нагнетательным скважинам.

Как видно из схемы, на водоводе высокого давления 1 устанавливают концевые колодцы с задвижками 2 и колодцы с расходомерами воды 3 из сборного железобетона.

§ 5. МЕТОДЫ КОНТРОЛЯ И РЕГУЛИРОВАНИЯ ПРИЕМИСТОСТИ НАГНЕТАТЕЛЬНЫХ СКВАЖИН

Нефтяные месторождения Советского Союза в основном многопластовые. Выработка запасов нефти каждого пласта самостоятельной сеткой эксплуатационных и нагнетательных скважин требует

больших капиталовложений и не всегда себя оправдывает. Поэтому в настоящее время все чаще применяют совместную эксплуатацию многопластовых месторождений одной скважиной. Разобращению подлежат в первую очередь пласты, значительно отличающиеся друг от друга по коллекторским свойствам. При осуществлении совместной закачки воды, приведенной на схеме рис. 122, в каждый из разобращенных пластов воду подают по отдельному каналу под разным, как правило, давлением (p_1 ; p_2 ; p_3), обеспечивающим заданный объем закачки.

Разные давления нагнетания воды по пластам принимают в полном соответствии с коллекторскими свойствами: в пластах с хорошей проницаемостью (500÷800 мД) давление нагнетания понижается, с плохой и средней проницаемостью (100÷400 мД) — повышается.

При заводнении продуктивных пластов важной и трудной для достижения задачей является равномерное стягивание контура нефтеносности, обеспечивающего полноту извлечения нефти из недр. Поэтому эффективность

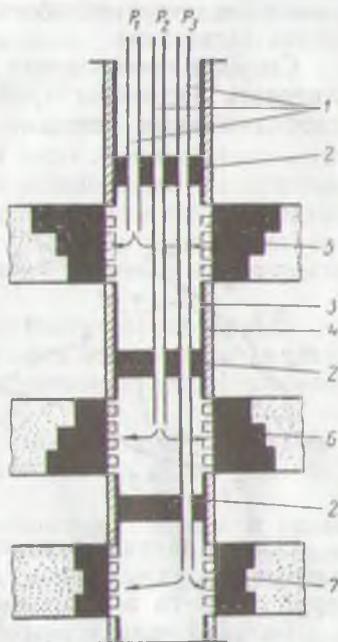


Рис. 122. Схема заводнения трех продуктивных пластов через одну нагнетательную скважину:

1 — насосно-компрессорные трубы; 2 — пакеры; 3 — эксплуатационная коленна; 4 — цементное кольцо; 5, 6, 7 — профили приемистости продуктивных горизонтов

заводнения нефтяных пластов в огромной степени зависит от умения контролировать и регулировать приемистость нагнетательных скважин на месторождении, или, иными словами, от умения «следить» за скоростью продвижения водонефтяного контакта и, если возникнет необходимость, вовремя воздействовать на изменение этой скорости на отдельных участках этого контакта.

Так, например, на рис. 123 показан первоначальный контур нефтеносности (сплошная линия) и текущий контур нефтеносности (пунктирная линия) одного условного месторождения в процессе разработки. Нагнетательные скважины расположены за первоначальным контуром нефтеносности.

Анализ этого рисунка показывает, что продуктивные пласты, расположенные против нагнетательных скважин 2, 4, 8, 11, 12 и 14, имеют высокую проницаемость, а следовательно, скорость продвижения воды в них также высокая. Продуктивные пласты, расположенные против нагнетательных скважин 6, 7, 10, 13, 15, 16 и 17,

имеют низкую проницаемость, и скорость продвижения воды в них также небольшая.

Для выравнивания скорости продвижения текущего водонефтяного контакта необходимо уменьшить давление нагнетаемой воды в скважинах 2, 4, 8, 11, 12 и 14 и увеличить это давление в скважинах 6, 7, 10, 13, 15, 16 и 17.

Для существенного увеличения приемистости нагнетательных скважин 10, 13 и 17 в них следует произвести гидроразрыв или солянокислотную обработку и одновременно с этим увеличить давление нагнетания.

Скорость продвижения водонефтяных контактов можно контролировать расчетным путем (построением карт обводненности) и геофизическими методами с применением различных приборов.

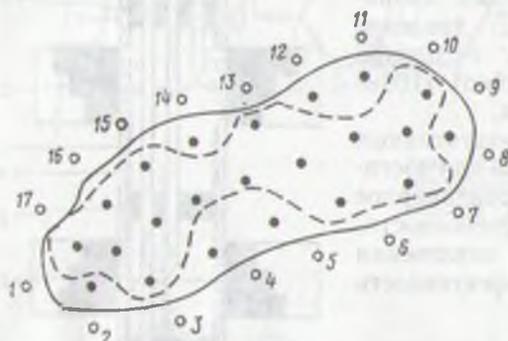


Рис. 123. Изменение положения водонефтяного контакта (пунктирная линия) при нагнетании воды в пласт

Объемы закачки воды через одну скважину контролируют с помощью различных типов глубинных расходомеров, отличающихся друг от друга в основном пакирующим устройством.

Большой вклад в разработку таких расходомеров внесли институты БашНИПнефть (быв. УФНИИ) и ВНИИнефть.

Объемы закачки воды через одну скважину по пластам регулируют следующими методами:

1) изменением давлений на выкидных линиях, подводящих воду к нагнетательным скважинам, с помощью регулируемых штуцероп или клапанов;

2) подачей в нагнетательную воду специальных закупоривающих материалов (шариков), изолирующих частично или полностью те пропластки, в которые закачка воды нежелательна или ее требуется ограничить. В этом случае на устье скважины поддерживают достаточно высокое давление нагнетания, необходимое для закачки воды в слабопроницаемые пропластки;

3) продуктивные пропластки в скважине с различной проницаемостью изолируют друг от друга пакирующими устройствами, а закачку осуществляют по отдельным каналам (насосно-компрессорным трубам) с различными давлениями в зависимости от проницаемости пропластка (см. рис. 122);

4) на некоторых участках раздельную закачку воды следует сопровождать регулированием отбора нефти из отдельных пластов в рядах эксплуатационных скважин, что является дополнительным средством по выравниванию скорости продвижения закачиваемой воды и обеспечит более полное извлечение нефти из всех находящихся в разработке пластов;

5) в некоторых случаях в продуктивных пластах, значительно отличающихся извлекаемыми запасами нефти и коллекторскими свойствами, рекомендуется применять для каждого пласта индивидуальную сетку нагнетательных скважин.

§ 6. МЕТОДЫ ПОДДЕРЖАНИЯ ПРИЕМИСТОСТИ НАГНЕТАТЕЛЬНЫХ СКВАЖИН

В настоящее время накоплен большой опыт эксплуатации нагнетательных скважин, в результате чего установлены две основные причины снижения их поглотительной способности при постоянном давлении нагнетания: 1) загрязненность фильтрующей поверхности призабойной зоны и 2) рост пластового давления в зоне расположения скважины.

Загрязнения фильтрующей поверхности призабойных зон нагнетательных скважин в процессе закачки воды в пласт (а следовательно, и потери приемистости этих скважин) носят сложный характер [8, 14].

Следует отметить, что загрязнения призабойной зоны во времени могут простираться на большие расстояния и достигать 50 м от оси скважины.

Восстановление приемистости нагнетательных скважин проводят: 1) промывкой, 2) дренажем, 3) длительным самоизливом, 4) прерывистым самоизливом, 5) импульсными методами дренажа.

Кратко остановимся на этих методах.

1. Интенсивная промывка нагнетательной скважины со спуском насосно-компрессорных труб ниже интервала перфорации способствует очистке ствола скважины, забоя и водоводов от продуктов коррозии. Однако эта операция не решает основной задачи — очистки самой призабойной зоны пласта. Поэтому промывка всегда должна предшествовать опробованию скважины на приемистость.

2. Дренаж призабойной зоны пласта проводят поршневанием или компрессорным способом. Оба способа преследуют одну и ту же цель: понижение забойного давления, в результате чего создаются условия для притока жидкости из пласта в скважину и очищение тем самым призабойной зоны скважины.

3. Очистку призабойной зоны нагнетательных скважин длительным самоизливом применяют на переливающихся скважинах. На длительный самоанализ скважины открывают обычно при остановке кустовой насосной станции из-за отсутствия воды, электроэнергии или при проведении ремонтных работ. При длительном самоизливе (объемом примерно 10—20 эксплуатационных колонн)

концентрация взвешенных частиц в воде резко уменьшается и дальнейшее продолжение процесса становится нецелесообразным. В начальный период самоизлива концентрация взвешенных частиц в воде большая и затем постепенно снижается из-за падения пластового давления и уменьшения скоростей поступления воды в ствол скважины.

4. Сущность прерывистого самоизлива заключается в том, что нагнетательную скважину периодически быстро открывают и закрывают, в результате чего происходит резкое изменение забойного давления, влекущее к увеличению скорости самоизлива и очищению тем самым призабойной зоны от механических примесей и продуктов коррозии.

Продолжительность самоизлива при этом способе очистки колеблется в пределах 10—12 мин, а продолжительность восстановления забойного давления закрытой скважины — 5—7 мин.

В процессе проведения дренажа призабойной зоны по описанному способу наблюдается вынос большого количества продуктов коррозии в основном в виде гидрата окиси железа. При этом происходит попеременное чередование порций грязной и чистой воды, выходящей из скважины.

Продолжительность полного цикла обработки скважины не превышает 4 ч, и за это время выбрасывается всего 150÷200 м³ воды вместо 2000÷3000 м³ при длительном самоизливе.

5. Физическая сущность импульсного метода дренажа по существу ничем не отличается от прерывистого самоизлива. Импульсный метод дренажа осуществляют с помощью специальных приспособлений, устанавливаемых на выкидных линиях нагнетательных скважин и называемых пульсаторами.

Пульсаторы позволяют быстро открывать и закрывать нагнетательную скважину и создавать тем самым резкие перепады давлений, в результате чего происходят большой приток воды из пласта и очищение призабойной зоны от механических примесей и продуктов коррозии. При импульсном методе дренажа продолжительность самоизлива не превышает 30 с, и такое же время дается на восстановление забойного давления в скважине.

В работе В. А. Еронина и сотр. [14] приведены, например, такие данные по импульсному методу очистки призабойной зоны нагнетательной скважины: максимальное содержание количества взвешенных частиц в начале импульсного самоизлива равнялось 1300 мг/л, спустя 30 мин работы скважины КВЧ в воде не превышало 60 мг/л.

Таким образом, всеми перечисленными методами очистки призабойных зон можно пользоваться для поддержания приемистости нагнетательных скважин.

Однако объективно оценить потенциальную возможность каждого метода можно только на основе правильного представления и глубокого изучения особенностей фильтрации загрязненной воды в проницаемых и трещиноватых пластах.

§ 7. СХЕМА БЛОЧНОЙ АВТОМАТИЗИРОВАННОЙ КУСТОВОЙ НАСОСНОЙ СТАНЦИИ (БКНС) И МЕТОДЫ РЕГУЛИРОВАНИЯ ПОДАЧИ ВОДЫ

Блочные кустовые насосные станции предназначены для нагнетания очищенных вод (как поверхностных, так и пластовых) в продуктивные горизонты.

Число БКНС, их расположение на месторождении, мощность устанавливаемых насосов определяют на основе проекта разработки залежи и технико-экономических расчетов. Во избежание больших гидравлических потерь при подаче воды к нагнетательным скважинам БКНС обычно располагают вблизи скважин. В БКНС устанавливают от двух до пяти центробежных насосов, один из которых — резервный. Современные блочные кустовые насосные станции полностью автоматизированы.

Все операции по отключению рабочих агрегатов (электродвигатель—насос) и включению резервного агрегата в аварийных случаях осуществляются аппаратурой блока местной автоматики с передачей в ЦДНГ (цех по добыче нефти и газа) или ЦИТС сигнала об аварии.

Блок местной автоматики отключает двигатель насоса при: перегреве подшипников насоса или двигателя, коротком замыкании в двигателе, снижении давления на выкиде, обусловленного порывом напорных водоводов, чрезмерной утечкой воды из сальников, прекращении подачи воды на БКНС. Все эти неисправности ликвидирует специальная ремонтная бригада.

В табл. 11 приведены технические данные центробежных насосов¹, применяемых на БКНС.

ТАБЛИЦА 11

Параметры	Шифр насоса				
	ЦНЦ180-950	ЦНЦ180-1185	ЦНЦ180-1422	ЦНЦ180-1660	ЦНЦ180-1900
Производительность, м ³ /ч	180	180	180	180	180
Напор, м вод. ст.	950	1185	1422	1660	1900
Высота подъема жидкости на приеме, м вод. ст.	4	4	4	4	4
Температура перекач. жидкости, °С	8—40	8—40	8—40	8—40	8—40
Число секций	8	10	12	14	16
Диаметр рабочих колес, мм	300	300	300	300	300
Потребляемая мощность, кВт	780	970	1160	1360	1530
К. п. д.	70	70	70	70	70
Масса, кг	4080	4450	4810	5210	5570

¹ Указанные насосы выпускаются согласно ГОСТ 10407—70.

Блочные типовые кустовые насосные станции в зависимости от числа установленных насосов имеют производительность 3600, 7200 и 10 800 м³/сут воды.

Блочные кустовые насосные станции отапливаются теплом, выделяемым электродвигателями или электрическими печами.

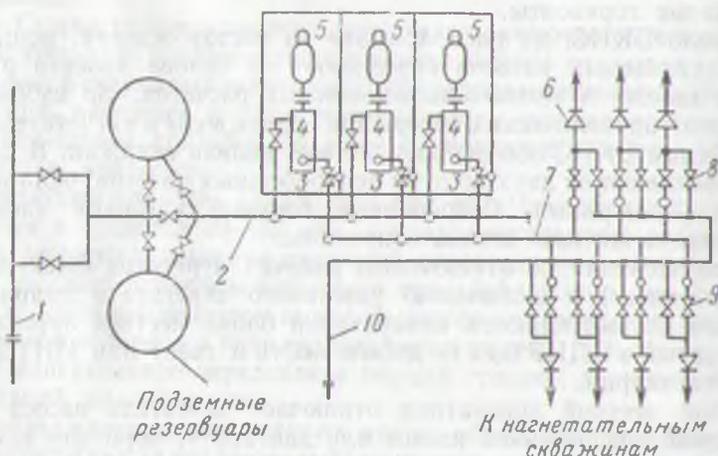


Рис. 124. Блочная кустовая насосная станция (БКSN):

1 — магистральный водовод; 2 — приемный коллектор; 3 — дистанционно управляемые задвижки; 4 — центробежные насосы; 5 — электродвигатели; 6 — расходомеры; 7 — высоконапорный коллектор; 8, 9 — задвижки; 10 — сборный коллектор для сброса грязной воды при промывке и дренаже нагнетательных скважин

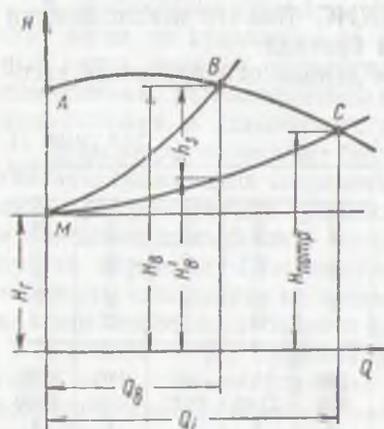


Рис. 125. Характеристика совместной работы центробежного насоса и трубопровода:

ABC — работа насоса; MC — работа трубопровода

Схема блочной кустовой насосной станции приведена на рис. 124. Она работает следующим образом.

Из магистрального водовода вода под давлением около 0,3 МПа вначале поступает в подземные резервуары, из которых по приемному коллектору засасывается центробежными насосами, приводимыми в движение электродвигателями. Пройдя насосы и дистанционно управляемые задвижки, вода попадает в высоконапор-

ный коллектор-распределитель (9,5÷19 МПа), из которого через задвижки и расходомеры она нагнетается в скважины. Если к коллектору-распределителю подсоединены две нагнетательные скважины, то разделение и измерение количества воды по ним проводят согласно схеме, приведенной на рис. 121.

Для очистки призабойных зон нагнетательных скважин, основанной на самоизливе (фонтанировании) и восстановлении их приемистости, открывают и закрывают задвижки на распределительном коллекторе, и грязную воду сбрасывают в пруды-испарители.

Регулирование продвижения водонефтяного контакта в процессе заводнения (см. рис. 123) осуществляется изменением напора или производительности центробежных насосов в БКНС. Реже изменяют число оборотов этих насосов.

Из рис. 125 видно, что насос, установленный в БКНС, работает на режиме, при котором потребный напор $H_{\text{потр}}$ равен напору насоса, т. е. энергия, потребляемая при движении воды по трубопроводу МС, равна энергии, сообщаемой воде насосом.

Равенство напора насоса и потребного напора установки получается для режима, определяемого точкой С, которая называется рабочей точкой. Таким образом, данной характеристике насоса (кривая АВС) и насосной установки (кривая МС) соответствует только одна рабочая точка С.

Для того чтобы изменить подачу воды насосом, т. е. изменить режим работы насоса, необходимо изменить либо характеристику насоса, либо характеристику насосной установки.

Предположим, что для регулирования продвижения водонефтяного контакта необходимо уменьшить подачу воды насосом в нагнетательную скважину.

Прикрывая задвижку на выкидной линии и увеличивая тем самым потери напора в установке, мы уменьшаем подачу воды насосом, т. е. $Q_b < Q_c$ (см. рис. 125). В результате увеличения потерь напора в установке характеристика насосной установки пойдет круче и пересечет кривую напоров $H = f(Q)$ насоса в точке В.

При этом режиме напор насоса H_n складывается из напора, расходуемого при эксплуатации с полностью открытой задвижкой H'_b , и потери напора в задвижке h_3 , т. е. $H_n = H'_b + h_3$.

На рис. 125 напор H_r характеризует энергию, затрачиваемую для подъема жидкости на высоту H_r — от уровня жидкости на приеме насоса до свободного уровня жидкости на выкиде.

Из сказанного следует, что регулирование работы насоса дросселированием (прикрытием задвижки) вызывает дополнительные потери энергии, т. е. снижается к. п. д. установки, поэтому этот способ регулирования неэкономичен. Вместе с тем благодаря исключительной простоте регулирования дросселированием получило наибольшее распространение в промысловых условиях блочных кустовых насосных станций.

Мощность, потребляемую двигателем центробежного насоса, определяют по формуле

$$N = \frac{QH\rho g}{1000\eta},$$

где Q — объемная производительность насоса, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ — плотность перекачиваемой воды, $\text{кг}/\text{м}^3$; H — полный напор, развиваемый насосом, м вод. ст.; $g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$ — ускорение свободного падения; η — общий к. п. д. насосной установки, представляющий собой произведение к. п. д. насоса $\eta_n \times$ к. п. д. передачи \times к. п. д. двигателя η_d ; 1000 — переводной коэффициент из Вт в кВт.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

ОСНОВНАЯ

1. Гужов А. И. Совместный сбор и транспорт нефти и газа. М., Недра, 1973.
2. Лузин В. И., Мингареев Р. Ш. Экономика подготовки нефти и газа. М., Недра, 1972.
3. Луточкин Г. С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту. М., Недра, 1972.
4. Луточкин Г. С. Задачник по курсу: Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту. М., МИНХ и ГП им. И. М. Губкина, 1975.
5. Тогинов В. И. Обезвоживание и обессоливание нефти. Теория и практика. М., Химия, 1979.
6. Смирнов А. С. Сбор и подготовка нефтяного газа на промыслах. М., Недра, 1971.
7. Тронов В. П. Промысловая подготовка нефти. М., Недра, 1977.

ДОПОЛНИТЕЛЬНАЯ

8. Апельцин Э. И. Подготовка воды для заводнения нефтяных пластов, М., Гостоптехиздат, 1960.
9. Гидродинамика газожидкостных смесей в трубах. Мамаев В. А., Одишария Г. Э., Семенов Н. И. и др. М., Недра, 1969.
10. Двухфазный транспорт нефти и газа. Одишария Г. Э., Мамаев В. А. и др. М., ВНИИОЭНГ, 1977.
11. Движение газоводонефтяных смесей в промышленных трубопроводах. Андриасов Р. С., Бочаров А. Н., Пелевин Л. А. и др. М. ВНИИОЭНГ, 1976.
12. Воцкий С. С. Курс коллоидной химии. М., Химия, 1975.
13. Жданова Н. В., Халиф А. Л. Осушка природных газов. М., Недра, 1975.
14. Поддержание пластового давления на нефтяных месторождениях. Ерониин В. А., Кривоносов И. В., Ли А. Д. и др. М., Недра, 1973.
15. Подготовка нефти на месторождениях Западной Сибири. Зайцев Ю. В., Каган Я. М., Латыпов В. Х. и др. М. ВНИИОЭНГ, 1973.
16. Коротав Ю. П. Эксплуатация газовых месторождений. М., Недра, 1975.
17. Каспарьянц К. С., Кузин В. И., Григорьян Т. Г. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа. М., Недра, 1977.
18. Эмульсии нефти с водой и методы их разрушения. Левченко Д. Н., Бергштейн Н. В. и др. М., Химия, 1967.
19. Медведев В. Ф. Оптимизация нефтесборных систем при внутритрубопроводной деэмульсации нефти. М., ВНИИОЭНГ, 1977.

Предисловие	3
ГЛАВА I. Основные положения комплексного проекта разработки нефтяного месторождения	7
§ 1. Краткие сведения о составлении проектов разработки промышленного обустройства	7
§ 2. Двухстадийные комплексные схемы и проекты разработки нефтяных месторождений	8
§ 3. Этапы изучения и освоения нефтяных месторождений	10
§ 4. Исходные данные, необходимые для составления комплексных схем и проектов разработки	11
§ 5. Технико-экономические показатели разработки нефтяных месторождений	12
§ 6. Основные требования, предъявляемые при проектировании систем сбора и транспортирования нефти, газа и воды	16
ГЛАВА II. Системы сбора, транспортирования и подготовки нефти, газа и воды на промыслах	17
§ 1. Общие сведения о системах промышленного сбора и технологических установках подготовки нефти, газа и воды	17
§ 2. Системы промышленного сбора и транспортирования нефти, газа и воды, применяемые на старых площадях, их достоинства и недостатки	18
§ 3. Современные герметизированные и автоматизированные системы промышленного сбора и транспортирования нефти, газа и воды	22
§ 4. Оптимизация системы промышленного сбора, транспортирования и подготовки нефти, газа и воды	31
ГЛАВА III. Измерения продукции скважин (нефти, газа и воды)	38
§ 1. Традиционные методы измерения продукции скважин	39
§ 2. Современные методы измерения продукции скважин	41
ГЛАВА IV. Технологические расчеты трубопроводов	50
§ 1. Классификация трубопроводов, применяемых на нефтяных месторождениях	50
§ 2. Основные принципы проектирования трубопроводов на нефтяных месторождениях	51
§ 3. Основные формулы для гидравлического расчета трубопроводов, транспортирующих однофазную жидкость	52
§ 4. Гидравлические расчеты простых и сложных трубопроводов, транспортирующих однофазную жидкость	59
§ 5. Физическая сущность явлений, происходящих при движении газожидкостных смесей в трубах	66
§ 6. Гидравлические расчеты трубопроводов, транспортирующих газожидкостные смеси	71
§ 7. Расчет трубопроводов при неизотермическом движении однофазной жидкости	84
§ 8. Основные понятия о реологических свойствах нефти и гидравлический расчет трубопроводов, транспортирующих неньютоновские жидкости	88
§ 9. Расчет простого газопровода	94
§ 10. Изменение давления по длине газопровода	97
§ 11. Методы увеличения пропускной способности трубопроводов, транспортирующих нефти и нефтяные эмульсии	97
	317

ГЛАВА V. Причины снижения пропускной способности нефтепроводов и газопроводов и методы борьбы с этими явлениями. Коррозия и методы борьбы с коррозией трубопроводов	99
§ 1. Причины образования и отложения парафина в нефтепроводах	99
§ 2. Причины образования и отложения солей в оборудовании и трубопроводах	103
§ 3. Причины образования углеводородных, водяных и гидратных пробок в газопроводах и методы борьбы с ними	108
§ 4. Механизм процесса коррозии металлов	126
§ 5. Коррозионное разрушение промышленного оборудования	128
§ 6. Пассивные и активные методы защиты трубопроводов от внешней и внутренней коррозии	130
ГЛАВА VI. Сепарация нефти от газа	135
§ 1. Механизм выделения газовой фазы из нефти (дифференциальное и контактное разгазирование)	135
§ 2. Назначение и конструктивные особенности сепараторов различных типов	140
§ 3. Факторы, влияющие на эффективность выделения газа из нефти в сепараторах	148
§ 4. Определение количества газа, выделяемого из нефти в сепараторах, по коэффициенту растворимости	149
§ 5. Расчет пропускной способности по газу в нефти горизонтальных и вертикальных гравитационных сепараторов	151
§ 6. Сепарационные установки и режимы их работы	163
§ 7. Влияние работы сборного коллектора на процесс сепарации	166
ГЛАВА VII. Образование нефтяных эмульсий, классификация их и физико-химические свойства	168
§ 1. Нефтяные эмульсии и условия их образования при добыче и транспортировании нефти на промыслах	168
§ 2. Роль естественных эмульгаторов, поверхностно-активных веществ (ПАВ) в образовании нефтяных эмульсий	171
§ 3. Классификация нефтяных эмульсий по типам и дисперсности	174
§ 4. Основные физико-химические свойства нефтяных эмульсий	176
ГЛАВА VIII. Разрушение нефтяных эмульсий обратного типа вода—масло	184
§ 1. Роль деэмульгаторов в разрушении нефтяных эмульсий типа вода—масло	184
§ 2. Классификация деэмульгаторов и их основные свойства	186
§ 3. Основные требования, предъявляемые к деэмульгаторам	187
§ 4. Методы испытания эффективности деэмульгаторов	189
§ 5. Внутритрубная деэмульсация нефти	192
§ 6. Гидравлический расчет трубопроводов, транспортирующих неустойчивые эмульсии при турбулентном режиме течения	198
§ 7. Передвижные деэмульсационные установки	200
§ 8. Деэмульсация нефтяных эмульсий за счет выделяющегося из нефти газа (барсотаж)	201
§ 9. Гравитационное разделение нефти и воды (холодный отстой)	203
§ 10. Разрушение нефтяных эмульсий в центрифугах	205
§ 11. Фильтрация эмульсий через твердые гидрофильные поверхности	207
§ 12. Термохимические установки подготовки нефти (обезвоживание и обессоливание)	209
§ 13. Электродегидраторы	219
ГЛАВА IX. Основные понятия о теплопередаче и расчет теплообменной аппаратуры с целью разрушения нефтяных эмульсий	222
§ 1. Основные положения теплопроводности	222
§ 2. Расчет теплообменников при нагревании в них нефтяных эмульсий	234

ГЛАВА X. Расчет отстойных аппаратов на пропускную способность по жидкости	239
§ 1. Физико-химические явления, сопровождающие разделение нефти и воды в отстойных аппаратах	239
§ 2. Приспособления и устройства для повышения эффективности работы отстойных аппаратов	242
§ 3. Гидравлический расчет распределительного устройства в отстойниках	244
§ 4. Предупреждение образования стойких эмульсий в отстойных аппаратах в переходной зоне	248
ГЛАВА XI. Нефтепромысловые резервуары	250
§ 1. Назначение, классификация и конструктивные особенности стальных резервуаров	250
§ 2. Оборудование стальных резервуаров	252
§ 3. Методы борьбы с потерями углеводородов при «дыханиях» резервуаров	260
§ 4. Защита стальных резервуаров от коррозии	263
§ 5. Расчет потерь легких фракций нефти при больших и малых «дыханиях» резервуаров	264
ГЛАВА XII. Методы измерения количества и качества товарной нефти	268
§ 1. Калибровка товарных резервуаров для измерения в них объема нефти	268
§ 2. Способы отбора проб из резервуаров	269
§ 3. Автоматизированная установка по измерению количества и качества товарной нефти	271
§ 4. Зарубежный опыт автоматизированной сдачи товарной нефти	272
ГЛАВА XIII. Канализация пластовых вод, очистка от нефти и механических примесей. Использование пластовых сточных вод	276
§ 1. Пластовые воды и их основные свойства	276
§ 2. Нефтепромысловые пластовые сточные воды, их достоинства и недостатки при нагнетании в продуктивные пласты	277
§ 3. Основные требования, предъявляемые к пластовым сточным водам, нагнетаемым в продуктивные горизонты	279
§ 4. Открытые и закрытые системы сбора пластовых сточных вод	283
§ 5. Методы разрушения нефтяных эмульсий прямого типа	286
§ 6. Охрана окружающей среды в связи с использованием пластовых сточных вод	295
ГЛАВА XIV. Подготовка пресной воды к закачке в продуктивные пласты	297
§ 1. Физико-химические свойства пресной воды	297
§ 2. Требования, предъявляемые к качеству пресной воды	298
§ 3. Принципиальные схемы водоподготовки	300
§ 4. Принципиальные схемы водоснабжения для заводнения нефтяных пластов	307
§ 5. Методы контроля и регулирования приемистости нагнетательных скважин	308
§ 6. Методы поддержания приемистости нагнетательных скважин	311
§ 7. Схема блочной автоматизированной кусковой насосной станции (БКНС) и методы регулирования подачи воды	313
Список литературы	316

ЛУТОШКИН Георгий Сергеевич

Сбор и подготовка нефти, газа и воды

Учебник для вузов

Издание третье, стереотипное
Перепечатка со второго издания 1979 г.

Подписано в печать 27.07.05. Формат 60х90/16.
Гарнитура Литературная. Печать офсетная. Печ. л. 19,5.
Тираж 1000 экз. Заказ № 3937.

ООО Торгово-издательский дом «Альянс»
123308, Москва, 3-й Силикатный пр-д, д.6, кор.1
Тел./факс (095) 299-78-67, 299-04-19
info@aliansbook.ru

Отпечатано с готовых диапозитивов в ОАО «ИПП «Курск»
305007, г. Курск, ул. Энгельса, 109.
E-mail: kursk-2005@yandex.ru
www.petit.ru

Качество печати соответствует качеству предоставленных диапозитивов

