

Г. С. ЛУТОШКИН

СБОР И ПОДГОТОВКА НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ К ТРАНСПОРТУ

Допущено Министерством высшего и среднего специального образования СССР в качестве учебного пособия для студентов вузов, обучающихся по специальности «Технология и комплексная механизация разработки нефтяных и газовых месторождений»



ИЗДАТЕЛЬСТВО «НЕДРА»

Москва 1972

Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту.
Лутошкин Г. С. М., изд-во «Недра», 1972. Стр. 324.

В учебном пособии освещены современные научные представления об организации сбора нефти, газа и пластовой воды на площадях нефтяных месторождений, а также техника и технология подготовки их к транспорту; приводятся основные формулы и расчетные материалы, необходимые при проектировании обустройства площадей нефтяных месторождений; подробно рассматриваются вопросы сепарации нефти от газа; описываются установки подготовки нефти к транспорту и установки подготовки пресной и пластовой воды к закачке в пласт.

Учебное пособие предназначено для студентов нефтяных вузов и нефтяных факультетов политехнических институтов, изучающих курс «Разработка и эксплуатация нефтяных месторождений», а также может быть использовано инженерно-техническими работниками проектных и научно-исследовательских организаций и нефтегазодобывающих управлений.

Рецензенты:

- 1) кафедра эксплуатации и разработки нефтяных месторождений Грозненского нефтяного института;
- 2) канд. техн. наук Н. М. Байков (Министерство нефтяной промышленности).

ПРЕДИСЛОВИЕ

Настоящее учебное пособие составлено в соответствии с программой курса «Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту» применительно к специализации «Разработка и эксплуатация нефтяных месторождений».

При изложении материала основное внимание обращено на ознакомление студентов с физической сущностью тех или иных явлений, происходящих при сборе нефти, газа и пластовой воды на площадях нефтяных месторождений, с новейшими научно-техническими достижениями в этой области, с инженерными расчетами технологических аппаратов, а также с дальнейшим направлением исследовательских работ по отдельным вопросам.

При изложении материала книги используется международная система единиц измерения СИ, которая согласно ГОСТ 9867—61 с 1/1 1963 г. «должна применяться как предпочтительная во всех областях науки, техники и народного хозяйства, а также при преподавании». Однако при усвоении и запоминании переводных коэффициентов внесистемных единиц измерения (МКГСС, СГС и тепловых МКСТ) в единицы системы СИ встречаются на первых порах некоторые трудности. Поэтому в учебном пособии по ходу изложения наряду с системой СИ приводятся коэффициенты внесистемных единиц, т. е. единицы измерения дублируются.

Для того чтобы не загромождать курс расчетными формулами с применением указанных выше систем единиц измерения, а также основными понятиями о физических свойствах нефти и газа, эти вопросы перенесены в приложение, помещенное в конце книги.

Автор выражает глубокую благодарность доценту кафедры «Разработки и эксплуатации нефтяных месторождений» МИНХ и ГП им. И. М. Губкина Р. С. Андриасову за его постоянное внимание и советы при работе над книгой, а также рецензентам рукописи проректору Грозненского нефтяного института доц. А. И. Гужову, доцентам Г. Г. Полякову, В. Ф. Медведеву и главному технологу Министерства нефтяной промышленности канд. техн. наук Н. М. Байкову за ценные замечания.

Автор заранее выражает также благодарность читателям за предложения и замечания по данной книге.

ВВЕДЕНИЕ

Нефтяная промышленность является одной из ведущих и быстро развивающихся отраслей нашего народного хозяйства. За последние 10 лет добыча нефти в СССР увеличилась более чем на 200 млн. т, достигнув в 1970 г. 353 млн. т против 147,9 млн. т в 1960 г.

В соответствии с Директивами XXIV съезда КПСС по пятилетнему плану развития народного хозяйства СССР на 1971—1975 гг. добыча нефти должна увеличиться за пятилетку более чем на 127—147 млн. т и достигнуть в 1975 г. 480—500 млн. т.

Решающим фактором ускоренного развития нефтяной промышленности за последнее десятилетие явилось открытие и ввод в разработку богатейших месторождений, расположенных между Волгой и Уралом, в Туркменской и Украинской ССР, а также освоение нефтяных богатств Каспийского моря. За эти же годы разведаны уникальные запасы нефти и газа и началось создание новых крупнейших нефтедобывающих районов в Западной Сибири (Тюменская область), Белоруссии и на полуострове Мангышлак.

В условиях бурного развития нефтяной промышленности возникла неотложная проблема дальнейшего совершенствования сбора сырой нефти, газа и воды и соответствующей их подготовки к транспорту.

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

Указанный выше сложный комплекс сооружений и служб должен соответствовать современному уровню развития техники и технологии в области нефтегазодобычи, сбора и подготовки к транспорту нефти, газа и воды и обеспечивать бесперебойную работу нефтегазодобывающего предприятия с целью выполнения суточных, месячных и годовых планов добычи нефти и газа.

При строительстве в настоящее время систем сбора нефти, газа и воды на площадях нефтяных месторождений предусматривается герметизация всего пути их движения, начиная от скважины и до магистральных нефтепроводов. В общую систему сбора нефти, газа и воды на нефтедобывающих предприятиях входят также технологические установки по обезвоживанию, обессоливанию и стабилизации нефти и установки по подготовке пресной и пластовой воды к закачке в пласт.

Особенно большие изменения по сбору нефти, газа и воды на площадях нефтяных месторождений и подготовке их до товарных кондиций произошли за последние два-три года в связи с массовым внедрением новых технологических процессов и более совершенного автоматизированного оборудования, а также в связи с переходом ряда организаций нефтяной промышленности на новую систему планирования и экономического стимулирования.

Строительство установок по глубокой стабилизации нефти на площадях нефтяных месторождений является пока дискуссионным вопросом. Для окончательного решения этой задачи требуется рассмотреть целый комплекс вопросов, в том числе методы экономического анализа работы установок по стабилизации нефти и оценки эффективности их строительства как на нефтеперерабатывающих заводах, так и на площадях нефтяных месторождений. Однако, учитывая небольшую продолжительность «жизни» нефтяных месторождений по сравнению с «жизнью» нефтеперерабатывающего завода, сооружаемого, как правило, для обслуживания целой группы нефтеносных провинций, можно утверждать, что строительство стабилизационных установок на территории нефтяных месторождений в целом ряде случаев является экономически неоправданным. Применение глубокой стабилизации нефти, осуществляемой непосредственно на площадях нефтяных месторождений, целесообразно только в том случае, если эта нефть транспортируется по железной дороге или морскими судами.

Сбор и утилизация нефтяного газа за последние годы значительно рационализированы. В современных схемах сбора и подготовки нефти к транспорту предусматривается полное улавливание газовой фазы и паров нефти, переработка этой продукции на газобензиновых заводах или использование ее в качестве топлива.

При проектировании и строительстве нефтегазодобывающих предприятий в современных условиях большое внимание уделяется водоснабжению и канализации, так как рационально построенная система водоснабжения является залогом нормальной безаварийной работы всех объектов этого предприятия.

На многих нефтяных месторождениях крупными потребителями воды являются также нефтеносные пласты, в которые закачивают воду для поддержания пластового давления с целью продления периода фонтанирования скважин и увеличения коэффициента нефтеотдачи. Для подготовки воды к закачке в пласт на территории

нефтегазодобывающего управления сооружают водоочистные установки и строят специальные 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 на каждом нефтегазодобывающем предприятии должна строиться надежно действующая и по возможности недорогая канализационная система, предусматривающая очистку сточных вод и закачку их в пласт для поддержания в нем давления.

С самого начала разработки нового нефтяного месторождения на территории нефтегазодобывающего управления, кроме перечисленных выше объектов сбора нефти и газа, водоснабжения и канализации, строят многочисленные сооружения вспомогательного назначения: компрессорные станции для газлифтной эксплуатации скважин и закачки газа в пласт; электростанции, трансформаторные будки и распределительные киоски; дожимные насосные станции, предназначенные для перекачки нефти и воды; котельные и механические мастерские; автобазы и тракторные базы, склады, системы связи, административно-хозяйственные и жилые здания и т. д.

В учебном пособии рассматриваются лишь основные объекты нефтегазодобывающего предприятия: системы нефтегазоводосбора, технологические установки по подготовке нефти и газа к транспорту, а также вопросы подготовки воды для закачки в пласт.

Последовательно рассматривается вся технологическая цепочка движения нефти, газа и воды, начиная от устья скважины и кончая сдачей их внешнему потребителю, приводятся необходимые расчеты отдельных аппаратов и установок этой цепочки, дается анализ современного состояния нефтегазосбора как у нас, так и за рубежом и намечаются пути его дальнейшего усовершенствования.

СИСТЕМЫ СБОРА ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН НА ПЛОЩАДЯХ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

§ 1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ОПРЕДЕЛЕНИЯ

Для каждого вновь открытого месторождения как правило составляются два проекта: проект разработки и проект обустройства. В настоящее время первым составляется проект разработки¹, который охватывает следующие вопросы: 1) режим работы месторождения; 2) темп отбора нефти по годам; 3) коэффициент нефтеотдачи и методы воздействия на пласт с целью его увеличения; 4) система размещения скважин на месторождении; 5) изменение дебитов скважин, пластового давления, газового фактора и степени обводненности продукции скважин по годам; 6) технико-экономическое сравнение различных вариантов разработки месторождения.

Основным назначением проекта разработки является обеспечение запланированной добычи нефти на месторождении при минимальных затратах на тонну нефти и максимальном извлечении нефти из недр.

Нефть, газ и пластовая вода по извлечении их на поверхность поступают в систему сбора, подвергаются измерению и разделению, затем нефть и газ поставляются потребителям с целью переработки и дальнейшего использования.

В соответствии с проектом разработки проектная организация составляет проект обустройства, предусматривающий систему сбора нефти, газа и пластовой воды на площади нефтяного месторождения и рациональное размещение тепловых установок по подготовке нефти к транспорту, а там, где по проекту разработки предусматривается заводнение пластов, — и систему подготовки воды и водораспределения.

¹ Проекты разработки и проекты обустройства — это сложные комплексные проекты, взаимозависимые и взаимовлияющие на технико-экономические показатели. Поэтому они должны составляться специалистами одной и той же организации и одновременно.

Под организацией сбора нефти, газа и воды на площадях месторождений понимается система н е ф т е - г а з о - в о д о п р о в о д о в, по которым осуществляется транспорт этих продуктов от скважин до централизованных технологических установок по подготовке нефти, газа и воды. Технологические установки (схемы) подготовки нефти, газа и воды представляют собой комплекс оборудования и аппаратов, в которых непрерывно и последовательно осуществляются процессы изменения состава нефти, газа и воды, завершающиеся получением товарной продукции.

Нефть, извлекаемая на поверхность из скважин («сырая» нефть), содержит пластовую воду с растворенными в ней солями, газы органического и неорганического происхождения и механические примеси (глину, известняк, песчаник и т. д.). Для получения из «сырой» нефти товарной нефти и товарного газа, т. е. продуктов, которые передаются товаротранспортным организациям для перекачки их на нефтеперерабатывающие и газобензиновые заводы, до недавнего времени на площадях месторождений сооружали сложную систему самотечных нефтепроводов и различного рода технологические установки, а также негерметизированные резервуарные парки, расположенные на групповых, участковых, бригадных и иных пунктах сбора нефти. В результате такой нерациональной системы нефтегазосбора и подготовки нефти к транспорту затрачивались огромные материальные средства и людские резервы, а применение негерметизированных резервуарных парков влекло за собой большие потери нефти и нефтяного газа.

§ 2. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ СОСТАВЛЕНИЯ ПРОЕКТА ОБУСТРОЙСТВА ПЛОЩАДИ НЕФТЯНОГО МЕСТОРОЖДЕНИЯ

Проект обустройства площади нефтяного месторождения, как отмечалось выше, составляется проектной организацией на основании данных проекта разработки или технологической схемы разработки этого месторождения. Проект или технологическая схема разработки должны содержать следующие исходные данные, необходимые для обустройства площади нефтяного месторождения:

- 1) добыча нефти, нефтяного газа и пластовой воды по годам до конца разработки нефтяного месторождения;
- 2) изменение устьевоего давления фонтанных скважин по годам за весь период разработки;
- 3) количество эксплуатационных скважин по способам добычи нефти, их расположение на месторождении и расстояние между ними;
- 4) изменение пластового давления и температуры в процессе разработки месторождения;
- 5) глубины скважин, изменение температуры по стволу фонтанных и насосных скважин.

6) состав пластовой нефти, плотность и вязкость ее, содержание парафина, смол, асфальтенов, сероводорода и углекислоты;

7) изменение газового фактора в процессе разработки, состав газа и его плотность;

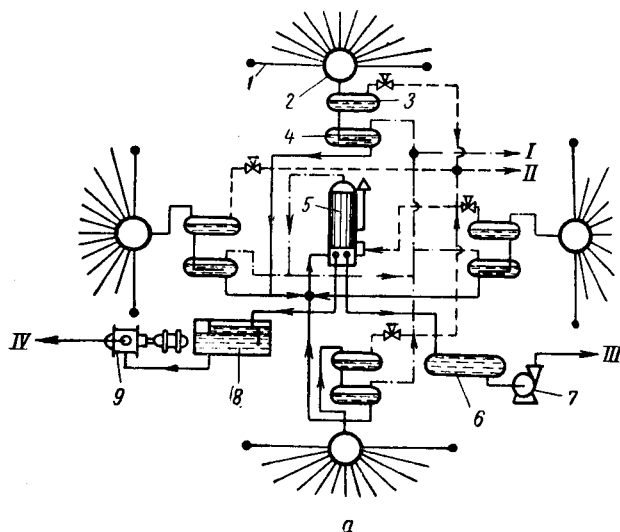


Рис. 1. Принципиальные схемы сбора нефти, газа и воды на площади месторождения.

а — схема сбора, совмещенная с центральной установкой подготовки нефти (УПН): 1 — выкидные линии; 2 — автоматизированная групповая замерная установка (АГЗУ); 3 — сепаратор первой ступени; 4 — сепаратор второй ступени; 5 — сепаратор-деэмульсатор; 6 — отстойник товарной нефти; 7 — центробежный насос; 8 — нефтеловушка; 9 — поршневой насос для утилизации сточной воды.

I — газ второй ступени сепарации на ГВЗ; II — газ первой ступени сепарации на местные нужды или дальнейшие потребителям; III — товарная нефть; IV — утилизация сточной воды.

б — схема, не совмещенная с УПН: 1 — выкидные линии; 2 — сепаратор первой ступени; 3 — кольцевой газосборный коллектор; 4 — сборный коллектор для чистой нефти; 4а — сборный коллектор для обводненной нефти; 5 — сепаратор-деэмульсатор; 6 — установка подготовки воды; 7 — насосная для перекачки воды; 8 — водовод для подачи воды к кустовым насосным станциям КНС; 9 — сепаратор второй ступени; 10 — магистральный газопровод; 11 — парк товарных резервуаров; 12 — насосная для перекачки товарной нефти; 13 — магистральный нефтепровод.

8) физико-химическая характеристика пластовых вод* (ионный состав, плотность, щелочность, кислотность и коррозионная активность);

9) климатические и метеорологические условия района нефтяного месторождения, в частности, количество выпадающих осадков,

максимальная и минимальная температура воздуха, глубина промерзания почвы;

10) структурная карта месторождения с контуром нефтеносности, водоносности и расположением скважин;

11) продвижение водо-нефтяного контакта и изменение обводненности скважин по годам;

12) источники воды, электроэнергии, наличие железных и шоссейных дорог;

13) топографическая карта.

§ 3. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ СРАВНЕНИЕ РАЗЛИЧНЫХ СИСТЕМ СБОРА НЕФТИ И ГАЗА И СХЕМ УСТАНОВОК ПОДГОТОВКИ ИХ К ТРАНСПОРТУ

Для разработки рациональных проектов обустройства площадей нефтяных месторождений требуется, как отмечено в § 2 данной главы, знание многих переменных факторов, учесть которые в полной мере практически не представляется возможным. Поэтому проектная организация, разрабатывающая проект обустройства площади нефтяного месторождения, делает по укрупненным показателям расчеты нескольких вариантов применения оборудования, средств автоматики и телемеханики, систем сбора нефти и газа и подготовки их к транспорту, затем, сопоставляя эти варианты, рекомендует для внедрения тот из них, который дает минимальную стоимость товарной продукции. При этом важно иметь в виду, что оптимальный вариант проекта обустройства должен обеспечивать сбор, транспорт и обработку запланированных объемов добычи нефти и газа, предусмотренных проектом разработки.

Для сопоставления различных вариантов проекта обустройства площади нефтяного месторождения и выбора оптимального из них проектная организация учитывает следующие вопросы:

1) расположение групповых замерных установок на месторождении и определение рационального числа подключенных к каждой установке эксплуатационных скважин, т. е. выбор оптимальной длины выкладных линий; в некоторых случаях может оказаться выгодным совмещение групповых замерных установок с центральной установкой подготовки нефти (рис. 1);

2) выбор оборудования, аппаратуры и средств автоматики, размещаемых на групповых замерных установках и предназначенных для контроля и измерения нефти, газа и воды по каждой подключенной скважине;

3) выбор энергии и оборудования для транспорта нефти и пластовой воды с групповых замерных установок до централизованных установок подготовки нефти;

4) выбор системы сборных коллекторов нефти и газа (лучевые, кольцевые, линейные);

5) месторасположение установки подготовки нефти и газа к дальнейшему транспорту, оборудование для этой установки и средства автоматики;

6) методы разложения нефтяных эмульсий и технико-экономическое обоснование строительства стабилизационных установок для получения целевых продуктов;

7) источники пресной воды, трасса и форма водоводов (лучевые, кольцевые, линейные), оборудование для заводнения нефтяных пластов с целью поддержания давления;

8) методы очистки пластовых вод, используемых для поддержания пластового давления;

9) расчеты технологических режимов работы оборудования с целью обеспечения плановых заданий по товарной продукции (нефти и нефтяного газа);

10) эксплуатационные расходы, связанные с обслуживанием системы нефтегазоводосбора и технологических установок.

На основе комплексного решения всех этих вопросов проектная организация выбирает оптимальный вариант проекта обустройства той или иной площади нефтяного месторождения.

§ 4. ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ СИСТЕМ СБОРА НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ НА ПЛОЩАДЯХ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

К числу основных требований, предъявляемых к организации сбора и подготовки нефти, газа и воды на площади нефтяного месторождения, относятся: 1) точный замер нефти, газа и воды по каждой скважине; 2) обеспечение герметизированного сбора нефти, газа и воды на всем пути движения — от скважин до магистрального нефтепровода; 3) доведение нефти и газа на технологических установках до норм товарной продукции; учет этой продукции и передача ее товаротранспортным 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, а также технологических установок, позволяющая применять их на площадях месторождений с различными климатическими условиями.

Нефтяные месторождения в нашей стране расположены в различных климатических зонах, имеют различные глубины скважин и различные физические свойства нефти, газа и воды. Однако это

несколько не мешает созданию и промышленному изготовлению основных узлов и оборудования в блочном и мобильном исполнении, которые полностью бы отвечали указанным выше требованиям.

В нефтегазодобывающих предприятиях, где организация производства отвечает всем современным требованиям, предъявляемым к автоматизированному производству, технология сбора, подготовки нефти, газа и воды состоит из пяти следующих один за другим процессов:

1) совместный транспорт нефти, газа и пластовой воды (если последняя имеется) по напорной выкидной линии 1 (см. рис. 1) от каждой скважины и передача этой продукции на автоматизированную групповую замерную установку 2 (АГЗУ);

2) разделение продукции скважины на газ и жидкость (нефть + вода) в сепараторе, установленном на автоматизированной групповой замерной установке, и определение количества их по каждой скважине;

3) совместный транспорт нефти, газа и воды с автоматизированной групповой замерной установки в сепараторы первой ступени 3 (см. рис. 1), расположенные на той же площадке, что и АГЗУ;

4) нефтяной газ, выделившийся в сепараторах первой ступени, где перепад давления не должен превышать $(19,6 \div 39,2) \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ ($2 \div 4 \text{ кг/см}^2$)¹, под собственным давлением подается на местные нужды или дальним потребителям, а нефть и вода вместе с растворенным газом поступают в сепараторы второй ступени 4 — концевую совмещенную сепарационную установку (КССУ); в КССУ, где давление поддерживается на уровне $1,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \div 1,2 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ ($1,1 \div 1,2 \text{ кг/см}^2$), происходит «холодное» разгазирование нефти и предварительное отделение ее от пластовой воды. Газ из КССУ направляется на прием компрессоров, а из компрессорной — на ГБЗ;

5) нефть вместе с эмульгированной водой забирается из КССУ насосом и подается в сепаратор-деэмульсатор 5, где она доводится до товарных кондиций². Газ, вышедший из сепаратора-деэмульсатора, также подается под собственным давлением на ГБЗ.

В зависимости от местных условий в различных нефтедобывающих районах нашей страны, особенно на больших месторождениях, могут применяться и другие варианты сбора нефти, газа и воды и, в частности, такой, когда установка 5 по подготовке нефти к транспорту располагается не на одной площадке с АГЗУ, а на расстоянии 8—15 км и более от них. В этом случае между АГЗУ, к которой подключается от 14 до 60 скважин, и установкой подготовки нефти

¹ При герметизированной системе нефтегазоводосбора штуцеры для снижения давления струи потока следует устанавливать перед сепараторами второй ступени. В особых случаях, когда давление на устьях скважин превышает $5,88 \text{ МН/м}^2$ (60 кг/см^2), штуцеры можно устанавливать или на минифолдах фонтанной арматуры, или перед первой ступенью сепаратора.

² Согласно ГОСТ 9965-62, товарная нефть должна содержать воды 0,1—0,2%, солей 40 мг/л, механических примесей 0,005%. В настоящее время указанный ГОСТ пересматривается.

прокладывают два коллектора: один для обводненной и второй для чистой нефти. Коллекторы целесообразно прокладывать разных диаметров. Газ из сепаратора первой ступени сепарации 2 (см. рис. 1, б), устанавливаемого в данном случае на территории АГЗУ или дожимной насосной станции ДНС, под собственным давлением направляется в кольцевой 3 или лучевой коллектор, из которого поступает на собственные нужды нефтегазодобывающего предприятия или через компрессорную станцию (КС) — дальним потребителям 7.

На пятом этапе описанных выше схем, являющемся самым важным и сложным в технологической цепочке, сырая нефть подвергается очистке от пластовой воды и растворенных в ней минеральных солей, а также стабилизации для сокращения потерь легких фракций при транспорте нефти до нефтеперерабатывающих заводов. Выделившиеся из нефти газы на второй ступени сепарации и в сепараторе-деэмульсаторе 5 транспортируются на ГБЗ для получения из них сжиженных углеводородов (пропана и бутана) и нестабильного бензина.

Таким образом, сбор и подготовка нефти и газа на площадях месторождений к дальнейшему транспорту представляют собой единый технологический процесс, начинающийся у устьев скважин и заканчивающийся на установках подготовки нефти, газа и воды.

§ 5. СИСТЕМЫ СБОРА ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН НА ПЛОЩАДЯХ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

На площадях нефтяных месторождений применяется сравнительно много различных технологических установок (схем) по подготовке нефти, газа и воды, которые подробно рассматриваются в § 10 главы VI. Однако по сбору нефти, газа и воды на площадях наших месторождений широкое распространение получили всего лишь четыре системы: самотечная, Бароньяна и Везирова, грозненская и система института Гипровостокнефть.

1. Самотечная система сбора. Самотечная система (или двухтрубная), предназначенная для раздельного сбора нефти и газа, в основном применяется на восточных месторождениях Советского Союза.

При самотечной системе сбора нефти продукцию скважины можно замерять в индивидуальных замерно-сепарационных емкостях, установленных на устье каждой скважины, а также в емкостях, установленных на групповом замерном пункте и рассчитанных на прием продукции из нескольких скважин.

Рассмотрим самотечную систему сбора с групповым замерно-сепарационным оборудованием (рис. 2).

Самотечная система сбора нефти работает следующим образом. Нефть, добываемая из фонтанных скважин Φ вместе с водой, если последняя имеется, по выкидной линии длиной до 2 км направляется в распределительную батарею 5, а затем поступает в трап первой

ступени 1, расположенный на территории групповой замерной установки, из которого перепускается в трап второй ступени 2. Нефть, добываемая из насосных скважин *H*, по выкидным линиям также направляется в распределительную батарею 5, а затем поступает в трап первой 1 и второй 2 ступени. Газ, выделившийся в трапе 1, в котором поддерживается давление около $0,588 \text{ МН/м}^2$ (6 кг/см^2), пройдя регулятор давления «до себя» 7, направляется в общую кольцевую или лучевую газосборную сеть и транспортируется под собственным давлением до промышленной компрессорной станции 6. Отсюда газ, сжатый до $0,393 \div 0,686 \text{ МН/м}^2$ ($4 \div 7 \text{ кг/см}^2$), подается по газопроводу на газобензиновый завод 8, где из него получают

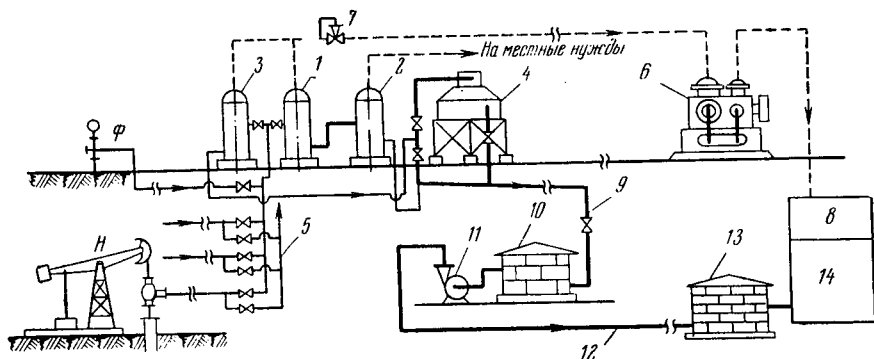


Рис. 2. Самотечная система сбора нефти, газа и воды.

Ф и *H* — скважины фонтанная и насосная; 1 — трап первой ступени; 2 — трап второй ступени; 3 — замерный трап; 4 — мерник; 5 — распределительная батарея; 6 — компрессорная; 7 — регулятор давления «до себя»; 8 — газобензиновый завод; 9 — самотечные сборные коллекторы (нефть + вода); 10 — участковые резервуары; 11 — центробежный насос; 12 — сборный коллектор (нефть + вода); 13 — сырьевые резервуары; 14 — установка подготовки нефти (УПН).

сжиженные газы (пропан, бутан) и нестабильный бензин. Газ, выходящий из трапа второй ступени 2, обычно используется для отопления или сжигается в факелах. Нефть с водой и частично оставшимся газом из трапа второй ступени и мерника 4 поступает в самотечные сборные коллекторы 9, по которым подается в негерметизированные резервуары 10 участковых сборных пунктов. Нефть вместе с пластовой водой из резервуаров 10, число которых обычно не превышает трех по 400 м^3 каждый, откачивается насосами 11 по сборному коллектору 12 в сырьевые негерметизированные резервуары 13, размещаемые на площади центральной установки подготовки нефти или на территории товарного парка. Из сырьевых резервуаров нефть и вода подаются на установки подготовки нефти 14, схемы которых подробно рассматриваются в § 10 главы VI.

На рис. 3 показано в плане расположение того же группового замерно-сепарационного оборудования, что и на рис. 2. Как видно из рисунка, к групповому замерно-сепарационному оборудованию

самотечной системы подключено шесть скважин, которые путем переключения задвижек на распределительной батарее 5 можно поочередно подсоединять для замера дебита жидкости в замерном трапе 3 или мернике 4. Измерение количества газа по каждой скважине осуществляется также в замерном трапе 3 при помощи диафрагмы 8 и самопишущего расходомера ДП-430 (не показанного на рисунке).

На рис. 4 приведена схема замерно-сепарационного оборудования для обслуживания одной скважины. Индивидуальные замерно-сепаци-

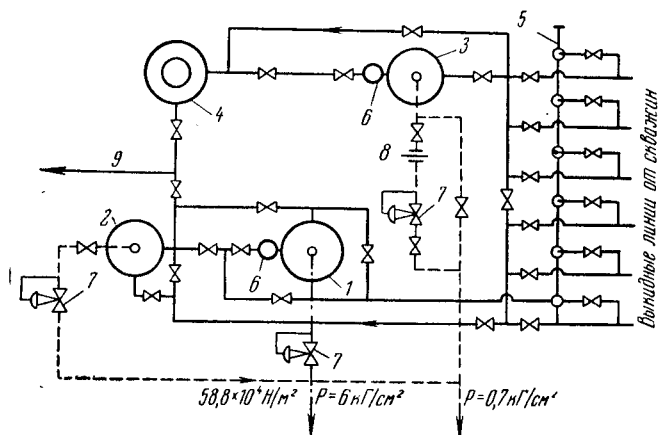


Рис. 3. Групповая замерно-сепарационная установка самотечной системы сбора нефти, газа и воды.

1 — трап первой ступени; 2 — трап второй ступени; 3 — замерный трап; 4 — мерник; 5 — распределительная батарея; 6 — регулятор уровня; 7 — регулятор давления «до себя»; 8 — камерная замерная диафрагма; 9 — самотечный коллектор.

рационные установки, как отмечалось выше, широкое распространение имели на нефтяных месторождениях восточных районов нашей страны, где применяется разреженная сетка скважин (более 600 м), а в нефти содержится сравнительно большой процент парафина (5—10%), который при снижении давления и температуры (особенно в зимнее время) выпадает в выкидных линиях, существенно осложняя нормальную эксплуатацию скважин.

Индивидуальная замерно-сепарационная схема работает следующим образом. Нефть, газ и вода по выкидной линии поступают в трап 1, расположенный у устья скважины. Нефть и вода из трапа через регулятор уровня 3 автоматически под устьевым давлением подаются или в мерник 2 для замера текущего дебита скважины (нефти и воды), или по байпасу в выкидную линию 7, а затем в нефте-сборный самотечный коллектор 8. Газ, выделившийся из нефти в трапе, через регулятор давления «до себя» 5 поступает в общую кольцевую или лучевую газосборную систему и под собственным давлением $0,393 \text{ мН/м}^2$ (4 кг/см^2) подается на компрессорную стан-

цию. Нефть и вода по самотечному коллектору поступают на участковый сборный пункт, откуда насосами перекачиваются на центральную установку подготовки нефти.

Для устранения отложений парафина в нефтяных линиях при этой системе сбора нефти предусмотрены патрубки с заглушками 6, к которым периодически подсоединяют паропроводы передвижных паровых установок (ППУ) и производят депарафинизацию этих линий. Расплавленный парафин сбрасывается в специальную яму у устья скважины.

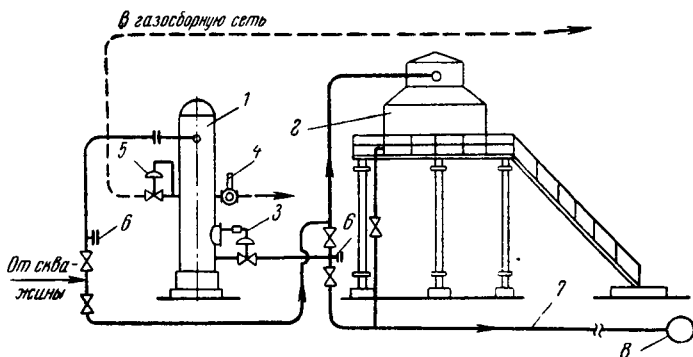


Рис. 4. Индивидуальная замерно-сепарационная установка самотечной системы сбора нефти, газа и воды.

1 — рабочий трап; 2 — мерник; 3 — регулятор уровня; 4 — предохранительный клапан; 5 — регулятор давления «до себя»; 6 — заглушки для пропарки линий и трапов от парафина; 7 — выкидная линия; 8 — нефтесборный коллектор.

Преимуществом индивидуальных замерно-сепарационных установок является более точный замер продукции скважины. Однако монтаж индивидуальной замерно-сепарационной установки на устье каждой скважины связан с повышенным расходом металла, увеличением протяженности газопроводов, начинающихся у устьев скважин, дополнительным расходом материальных и денежных средств на автоматизацию оборудования скважин, рассредоточенных на больших расстояниях; усложняется также обслуживание большого числа индивидуальных установок.

Анализ работы самотечной системы сбора нефти как с индивидуальным замерно-сепарационным оборудованием, установленным на устье каждой скважины, так и с оборудованием для обслуживания нескольких скважин приводит к следующим выводам.

1. Самотечные нефтепроводы работают за счет напора, создаваемого разностью геометрических отметок в начале и в конце нефтепровода, поэтому мерник (см. рис. 4) должен быть поднят над уровнем земли, а в условиях гористой местности необходимо изыскание соответствующей трассы нефтепроводов, чтобы обеспечить нужный напор, а следовательно, и их пропускную способность.

2. При самотечной системе необходима глубокая сепарация нефти от газа для предотвращения возможного образования в нефтепроводах (см. позицию 9 на рис. 2) газовых мешков, 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 в связи с их ограниченной пропускной способностью.

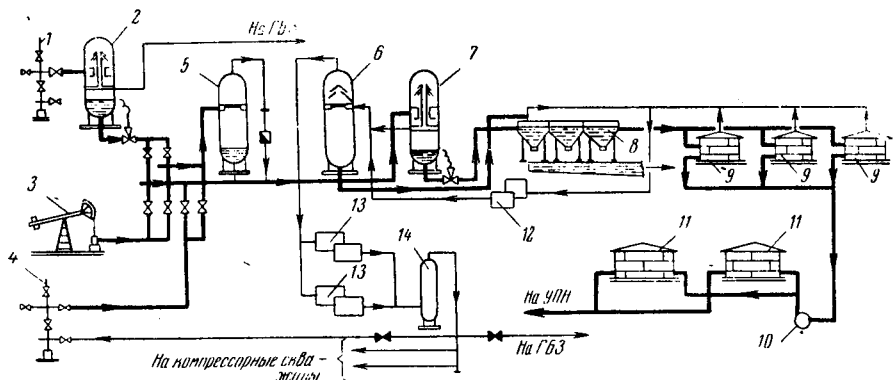


Рис. 5. Принципиальная схема сбора нефти и газа Бароняна — Везирова.

1 — фонтанная скважина; 2 — сепаратор высокого давления; 3 — станок-качалка с подвесным компрессором; 4 — компрессорная скважина; 5 — групповая замерная установка; 6 — замерный трап; 7 — сепаратор газа; 8 — отстойники; 9 — сборники нефти; 10 — насос; 11 — сырьевые резервуары установки подготовки нефти; 12 — вакуум-компрессор; 13 — компрессоры; 14 — маслоотделитель.

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. Для строительства самотечной системы требуются большие затраты металла на сепараторы и мерники для каждой скважины или группы скважин.

6. Потери нефти от испарения легких фракций и газа при самотечной системе достигают 2—3% от общей добычи нефти.

Перечисленные недостатки самотечной системы сбора и транспорта нефти настолько существенны, что в настоящее время от применения ее отказались.

2. **Однотрубная напорная система сбора Бароняна — Везирова.** Однотрубная напорная система с групповым герметизированным замерно-сепарационным оборудованием впервые была предложена бакинскими инженерами Ф. Г. Бароняном и С. А. Везириным в 1946 г. Применялась она в основном на площадях нефтяных месторождений южных районов.

Основные особенности этой системы (рис. 5) следующие:

1) групповые замерные установки обслуживают несколько скважин с разными способами эксплуатации;

2) продукция фонтанных скважин проходит двухступенчатую сепарацию;

3) газ фонтанных скважин, выделившийся в первой ступени сепарации, под собственным давлением транспортируется дальним потребителям или используется для компрессорной эксплуатации;

4) перед замером продукция скважин разделяется на газ и жидкость, которые после замера вновь направляются в один сборный коллектор;

5) продукция любой скважины поступает на замерно-сепарационную установку по одному трубопроводу;

6) затрубный газ насосных скважин отбирается подвесными, компрессорами, приводимыми в действие балансиrom станка-качалки, и подается в сборный коллектор;

7) продукция всех скважин транспортируется до сборного пункта под давлением, поддерживаемым на устьях скважин ($0,393 \div 0,588 \text{ МН/м}^2 = 4 \div 6 \text{ кг/см}^2$);

8) на сборном пункте нефть доводится до товарной кондиции в результате отделения от нее воды и механических примесей;

9) для сбора выделившихся из нефти легких фракций в водоотделителях и резервуарах предусматриваются вакуумные линии и вакуум-компрессоры.

Преимущества системы Бароняна и Везирова следующие:

сокращается сеть газосборных трубопроводов и ликвидируется промысловая сеть вакуумных газопроводов;

сооружения по очистке нефти от воды и песка сосредотачиваются на участковом сборном пункте, в результате чего улучшается их обслуживание и сокращается канализационная система;

резко уменьшаются потери газа и паров нефти;

улучшается и удешевляется обслуживание установок, расположенных на центральном сборном пункте.

К недостаткам системы относятся:

сложность осуществления герметизации большого количества участковых сборных пунктов;

ограниченная протяженность участков однотрубного сбора продукции скважин, осуществляемого за счет энергии пласта;

необходимость строительства на площади нефтяного месторождения большого числа мелких участковых пунктов сбора с очистными сооружениями, парком резервуаров, насосными и компрессорными станциями.

3. Грозненская система сбора. Отличительной особенностью грозненской системы нефтегазоводосбора, разработанной Грозненским нефтяным институтом совместно с объединением Грознефть и впервые примененной в 1958 г., является осуществление совместного транспорта нефти и газа на расстояние двух-трех десятков километров под устьевым давлением $5,88 \div 6,87 \text{ МН/м}^2$ ($60 \div 70 \text{ кг/см}^2$). При этом совместный транспорт газа и нефти возможен с самого начала разработки месторождения при использовании резерва пропускной способности нефтепровода.

Грозненская система сбора исключает необходимость строительства насосных и компрессорных станций, так как нефть и газ подаются потребителям под собственным давлением, т. е. за счет рационального использования энергии пласта. Эта принципиально новая система сбора нефти и газа отличается максимальной концентрацией технологических объектов, в результате чего резко сокращается расход металла и денежных средств на обустройство площадей нефтяных месторождений. В отличие от самотечной системы

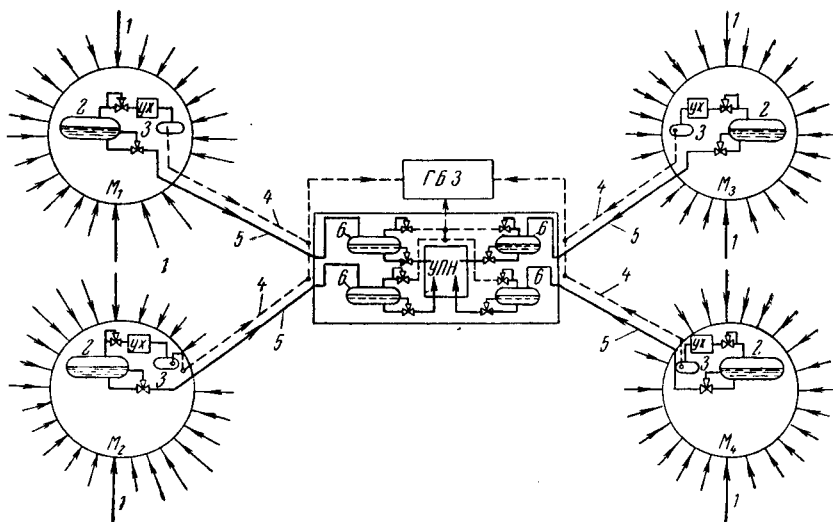


Рис. 6. Грозненская высоконапорная система нефтегазосбора.

1 — выкидные линии от скважин; 2 — сепаратор первой ступени (высокого давления); 3 — сепаратор после холодильной установки; 4 — газосборный коллектор; 5 — нефтегазосборный коллектор; 6 — сепараторы второй ступени на центральной установке подготовки нефти. УХ — установка холодильная; M_1, M_2, M_3, M_4 — нефтяные месторождения; УПН — установка подготовки нефти; ГБЗ — газобензиновый завод.

и системы Бароняна и Везирова, для которых характерны многочисленные мелкие объекты нефтепромышленного хозяйства, грозненская система основана на организации крупных централизованных сепарационных сборных пунктов, значительно сокращающей расход средств на обслуживание и сооружение системы. Устранение в системе сбора и транспорта нефти и газа многочисленных промежуточных технологических объектов приводит к большей герметичности ее, а следовательно, к сокращению потерь ценного сырья для нефтехимического синтеза. В результате применения высокопроизводительных сепараторов значительно сокращается и расход металла.

При грозненской системе сбора нефти и газа (рис. 6) на каждой разрабатываемой площади сооружается централизованная сепарационная установка, на которой осуществляется одноступенчатая сепарация под высоким давлением — до $4,90 \text{ МН/м}^2$ (50 кг/см^2). Отделившийся в сепараторе 2 газ направляется в холодильную уста-

новку (УХ) для снижения температуры газа и максимального извлечения конденсата, а затем поступает в газопровод для подачи его на ГБЗ. Нефть же с оставшимся в ней растворенным газом по одному трубопроводу под собственным давлением транспортируется на конечный сборный пункт, на котором осуществляются окончательная сепарация нефти от газа, подготовка нефти к транспорту и газа к переработке на ГБЗ.

В грозненской системе нефтегазоводосбора продукция скважин замеряется на центральном пункте с применением автоматизированных мобильных станций, называемых «Спутниками-В» (см. рис. 14).

Таким образом, грозненская система сбора нефти имеет следующие достоинства:

- осуществление однотрубного транспорта нефтегазовой смеси по трубам большого диаметра на значительные расстояния обеспечивает большую экономию металла для труб и создает возможность подключения новых эксплуатационных скважин за счет резерва пропускной способности коллектора;

- рационально используется пластовая энергия, обеспечивающая подачу нефти и газа потребителям под собственным давлением;

- на крупных сборных пунктах (какими являются отдельные площади нефтяных месторождений M_1 , M_2) имеется возможность отделять нефть от воды и использовать последнюю для закачки в пласт с целью поддержания давления;

- применение однотрубной системы транспорта нефти и газа и организация централизованных пунктов сбора создают условия для объединения отдельных площадей нефтяных месторождений в более крупные административно-хозяйственные единицы — нефтегазодобывающее управление (НГДУ), которые предусматриваются новой структурой управления.

К недостаткам высоконапорной системы сбора нефти, газа и воды относятся:

- возможность возникновения на некоторых режимах течения смеси значительных пульсаций давления и неравномерности потока вследствие образования по длине нефтегазосборного коллектора 5 газовых и жидкостных пробок;

- под действием пульсаций давления коллекторы начинают вибрировать, что может вызвать нарушение сварных соединений и привести к аварии;

- неравномерность потока смеси в коллекторах вызывает неравномерную подачу газонефтяной струи в сепараторы, вследствие чего создаются кратковременные перегрузки сепараторов по нефти, достигающие иногда 200%;

- для обеспечения нормальной сепарации в этих случаях требуется дополнительно устанавливать сепараторы, и число их в 1,5—2 раза превышает расчетное.

4. Напорная система сбора института Гипровостокнефть. Одной из разновидностей системы Бароняна — Везирова является напорная однотрубная система сбора нефти и газа, разработанная институтом

Гипровостокнефть и применяемая на площадях нефтяных месторождений Куйбышевской области (рис. 7).

Система нефтегазосбора Гипровостокнефти работает следующим образом. Продукция скважин по выкидным линиям 1 под устьевым давлением $0,588 \div 0,687 \text{ МН/м}^2$ ($6 \div 7 \text{ кг/см}^2$) направляется на автоматизированную групповую замерную установку (АГЗУ), условно показанную под номерами 2 и 3.

Одна из скважин автоматически подключается на замер через гидроциклонный сепаратор 2 и расходомер жидкости 3, в то время как продукция других скважин, минуя сепаратор 2, по байпасному

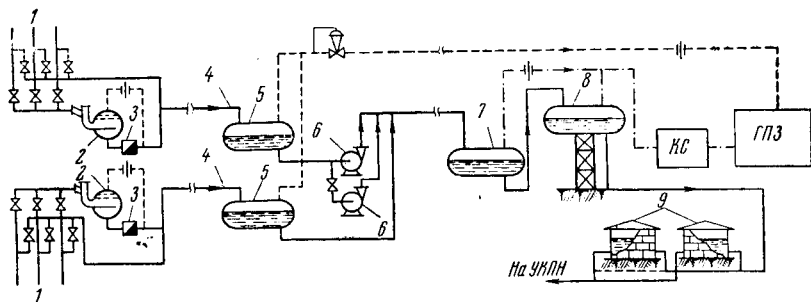


Рис. 7. Напорная система сбора нефти, газа и воды института Гипровостокнефть.
1 — выкидные линии; 2 — гидроциклонный сепаратор; 3 — расходомер жидкости;
4 — сборный напорный коллектор; 5 — сепаратор первой ступени; 6 — центробежные насосы; 7 — сепаратор второй ступени; 8 — сепаратор третьей ступени;
9 — сырьевые резервуары.

КС — компрессорная станция; ГПЗ — газоперерабатывающий завод.

напорному коллектору 4 направляется на участковую сепарационную установку (УСУ), расположенную на расстоянии 2—3 км от АГЗУ, в сепаратор первой ступени 5, работающий под давлением $0,294 \div 0,392 \text{ МН/м}^2$ ($3 \div 4 \text{ кг/см}^2$). Продукция подключенной на замер скважины разделяется в сепараторе 2 на газ и жидкость, автоматически измеряется, а затем смешивается и также направляется в сепаратор первой ступени. Выделившийся в сепараторе 5 газ проходит регулятор давления «до себя» и под собственным давлением транспортируется на газоперерабатывающий завод (ГПЗ), а нефть вместе с частью растворенного в ней газа и пластовой водой забирается насосом 6 (если давление в сепараторе 5 недостаточное) или под давлением в сепараторе 5 подается на центральный сборный пункт, находящийся на расстоянии до 100 км. На центральном сборном пункте осуществляется вторая ступень сепарации в сепараторах 7. Газ второй ступени направляется через замерную диафрагму на компрессорную станцию КС, а нефть — в концевые сепараторы 8, из которых она может поступать как в сырьевые резервуары 9, так и непосредственно на установку комплексной подготовки нефти (УКПН).

Основными преимуществами напорной системы Гипровостокнефти являются:

полная герметизация системы сбора продукции скважин;
возможность бескомпрессорного транспорта газа на ГПЗ под давлением первой ступени сепарации;

газ из сепаратора второй ступени сепарации, находящегося на территории расположения УКПН, которая обслуживает несколько площадей нефтяных месторождений, собирается в одной компрессорной станции и также подается на ГПЗ;

в результате транспорта нефти после первой ступени сепарации вместе с растворенным в ней газом значительно снижается ее вязкость, а следовательно, уменьшаются и затраты энергии, потребляемой насосами.

К недостаткам этой системы нефтегазоводосбора относятся:

совместный транспорт нефти и пластовой воды на значительные расстояния, достигающие 100 км, в связи с чем существенно увеличиваются эксплуатационные расходы, особенно в период повышенной обводненности скважин;

возможность образования стойких нефтяных эмульсий (см. § 2, гл. VI) в связи с большими расстояниями совместного транспорта нефти и пластовой воды;

большой расход энергии и труб на сооружение системы для обратного транспорта пластовой воды, получаемой на УКПН, до того месторождения, где она должна использоваться для закачки в пласт.

§ 6. СИСТЕМЫ СБОРА ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН, ПРИМЕНЯЕМЫЕ НА МОРСКИХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Для сбора нефти, газа и пластовой воды на площадях морских месторождений прокладываются нефтепроводы и строятся надводные эстакады.

Эстакады на морских нефтяных месторождениях бывают двух типов: 1) прибрежные, когда они расположены вблизи берега и имеют с ним надводную связь, и 2) открытые морские эстакады, расположенные вдали от берега и не имеющие с ним надводной связи.

Для первых, т. е. прибрежных, морских месторождений система сбора нефти и газа, поступающих из скважин, весьма проста и заключается в подаче их по выкидным линиям, проложенным по эстакаде, на групповые замерные пункты, расположенные на суше. От групповых замерных пунктов нефть, газ и вода транспортируются по одному или двум коллекторам на установку подготовки нефти.

Существенно отличается от первой вторая система сбора нефти и газа, т. е. для морских месторождений, не имеющих надводной связи с берегом. Здесь при наличии морской эстакады сооружают приэстакадные площадки, на которых располагаются устья эксплуатационных скважин, нефтесборные пункты (НСП), насосные станции и другие объекты системы сбора нефти, газа и воды.

В настоящее время на морских нефтяных месторождениях широкое распространение получила система сбора нефти, газа и воды, приведенная на рис. 8. При этой системе сбора на каждом кустовом

основании устанавливают два сепаратора — один рабочий 3, другой замерный 2, одну замерную распределительную батарею 1 и один автомат, понижающий устьевое давление (АПУД).

К сепараторам, установленным на площадке кустового основания, через короткие выкидные линии (10—20 м) могут подсоединяться пять-шесть скважин, а от кустового сборного пункта до нефтесборного пункта (НСП) прокладывается по морскому дну два 100-мм трубопровода — один рабочий, другой запасной. Число скважин,

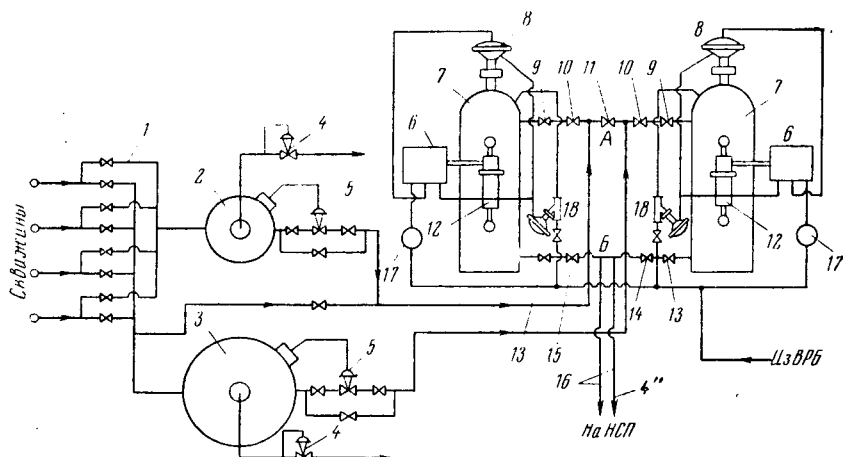


Рис. 8. Система сбора нефти, газа и воды на морских месторождениях.

1 — замерная батарея; 2 и 3 — замерный и рабочий сепараторы; 4 — регулятор давления «до себя»; 5 — регулятор уровня РУКЦ-365-40; 6 — пневмоустройство ПР-8; 7 — баллоны; 8 — верхний клапан; 9 и 13 — обратные клапаны; 10, 11, 14 и 15 — 100-мм задвижки; 12 — камера РУКЦ; 16 — 100-мм коллекторы; 17 — регулятор воздуха низкого давления; 18 — нижний рабочий клапан.

подключаемых к НСП, определяется числом обслуживаемых кустовых площадок, на которых расположены устья эксплуатационных скважин с сепарационным оборудованием и автоматами АПУД. Основным назначением АПУД является максимальное снижение устьевого давления и продление срока естественного фонтанирования скважин.

АПУД состоит из двух баллонов 7, рассчитанных на давление $4,90 \text{ МН/м}^2$ (50 кг/см^2), высотой 1,5 м и диаметром 3,5 м; приемной А и выкидной В арматуры; регулятора уровня 5 РУКЦ-365-40; мембранно-исполнительного механизма МИМ; распределительной сети воздухопроводов и измерительных приборов.

Баллоны предназначены для приема жидкости из газосепараторов 2 и 3 при низком давлении, составляющем $4,9 \cdot 10^4 \div 7,85 \times 10^4 \text{ Н/м}^2$ ($0,5 \div 0,8 \text{ кг/см}^2$), и для нагнетания ее воздухом под высоким давлением в 100-мм коллекторы 16. Один баллон является рабочим, предназначенным для приема жидкости от всех скважин, второй — запасным. Приемная А и выкидная В арматура связывает

баллоны друг с другом, что позволяет использовать запасной баллон в качестве рабочего или направлять продукцию скважин в оба баллона одновременно.

Регулятор уровня РУКЦ-365-40 5 состоит из пневмоустройства ПР-8 6 и камеры 12. Регулятор уровня предназначен для подачи импульса к мембранно-исполнительным механизмам верхнего 8 и нижнего 18 рабочих клапанов, а также для предотвращения попадания (прорыва) газа из сепараторов 2 и 3 в автомат АПУД. Верхний клапан 8 предназначен для герметизации баллонов во время продавливания жидкости и для разрядки баллонов после продавливания. Через нижний клапан 18 в баллон автоматически подается воздух под высоким давлением для продавливания жидкости в коллектор.

Распределительная сеть воздухопроводов состоит из медных трубок диаметром 8×1 мм. Питание воздухом осуществляется от воздухораспределительной будки ВРБ.

Автомат АПУД работает следующим образом.

Продукция скважины поступает в замерный сепаратор 2, где происходит сепарация газа от нефти при давлении $4,9 \cdot 10^4 \div 7,85 \cdot 10^4$ Н/м². Отсепарированный газ проходит регулятор давления «до себя» 4 и направляется в вакуумную газосборную сеть, а нефть поступает в рабочий баллон 7 и заполняет его при открытом клапане 9 приемной арматуры А. Рабочий баллон заполняется при атмосферном давлении, при этом обратный клапан 13 выкидной арматуры находится в закрытом состоянии. После заполнения рабочего баллона на $\frac{2}{3}$ высоты срабатывает пневмоустройство ПР-8, подающее сжатый воздух на верхний 8 и нижний 18 клапаны; при этом верхний клапан, а также обратный клапан 9 закрываются, а нижний клапан 18 открывается и впускает сжатый воздух в баллон. Под действием сжатого воздуха нефть выдавливается в 100-мм коллектор 16. При определенном снижении уровня нефти в баллоне 7 срабатывает пневмоустройство, закрывая нижний клапан 18, и давление на мембранной головке верхнего клапана 8 снижается, в результате чего поступление сжатого воздуха в баллон прекращается, а верхний клапан 8 под действием давления внутри баллона остается закрытым. Когда давление внутри баллона сравняется с давлением, на которое рассчитана пружина верхнего клапана, последний открывается и выпускает воздух в атмосферу. В это время обратный клапан 13 закрывается под действием противодействия в линии, а обратный клапан 9 открывается для очередного доступа жидкости в баллон. Так заканчивается полный рабочий цикл автомата. При изменении количества жидкости, поступающей в АПУД, автоматически меняется продолжительность рабочего цикла автомата. Рабочий сепаратор 3 служит как для отделения газа от нефти, так и для приема продукции скважины во время вытеснения нефти из баллона.

Зная объем вытесненной за один цикл жидкости и число этих циклов, можно определить количество жидкости, перекачиваемой с куста скважин на НСП в единицу времени.

Нефть, поступившая с кустовых эстакад на НСП, транспортируется от него на сушу вместе с пластовой водой танкерами или по нефтепроводу, проложенному по морскому дну.

Описанная система сбора нефти имеет следующие преимущества:
увеличивается дебит фонтанных и компрессорных скважин вследствие поддержания низкого давления на сборном пункте;
удлиняется фонтанный период эксплуатации скважин;
достигается экономия труб, расходуемых на прокладку выкидных линий от скважин до НСП;

увеличивается пропускная способность НСП, в результате чего отпадает необходимость строительства новых НСП при расширении разработки месторождения.

К недостаткам этой системы сбора нефти относятся дополнительные затраты, связанные с компримированием воздуха для транспорта жидкости из баллонов, и возможность образования взрывоопасной смеси при нагнетании сжатого воздуха в баллоны.

Г Л А В А II

УЧЕТ НЕФТИ, ПЛАСТОВОЙ ВОДЫ, ГАЗА И МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ ПО СКВАЖИНАМ

§ 1. УЧЕТ ПРОДУКЦИИ СКВАЖИНЫ

Учет продукции скважин, имеющий исключительно важное значение для контроля и регулирования разработки месторождения, ведется в разных нефтедобывающих предприятиях по-разному.

1. При самотечной системе сбора нефти как с индивидуальным, так и с групповым замерно-сепарационным оборудованием учет продукции скважин выполняют операторы, обслуживающие это оборудование.

Количество нефти и воды, поступающих из скважин в индивидуальную сепарационно-замерную установку, измеряется или в замерном сепараторе или в открытом цилиндрическом мернике (см. рис. 4). 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 замеряют при помощи стандартных диафрагм и расходомеров ДП-430, устанавливаемых на газовой линии после сепаратора (см. рис. 3).

Нефть и воду по скважинам замеряют периодически — от одного раза в сутки до одного раза в три-пять дней — в зависимости от режима работы скважины (спокойный, пульсирующий).

Учет производительности скважин по изменению уровней нефти и воды в мернике сводится к следующему. Мерник освобождают от находящейся в нем жидкости до уровня, например, h_0 по водомерному стеклу. После этого ручным регулированием задвижек направляют продукцию скважины в мерник и одновременно отсчитывают время по часам. После того как уровень в мернике достиг определенной высоты h_2 , регулированием тех же задвижек направляют продукцию скважины в общий коллектор. Момент прекращения

поступления продукции скважины в мерник также фиксируют по часам. Затем некоторое время выжидают, пока в мернике не произойдет разделения нефти от воды, после чего по водомерному стеклу или рейке отсчитывают уровень воды h_1 .

Тогда высота столба нефти определится как

$$h_n = h_2 - h_1,$$

а высота столба воды, поступившей в мерник вместе с нефтью, будет

$$h_b = h_1.$$

Объем 1 см высоты мерника

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \frac{1}{100} = \frac{\pi D^2}{4 \cdot 100} \text{ м}^3,$$

где D — внутренний диаметр мерника в м.

Объем нефти, поступившей в мерник:

$$V_n = \frac{\pi D^2}{4 \cdot 100} h_n \text{ м}^3. \quad (a)$$

Объем воды, поступившей в мерник:

$$V_b = \frac{\pi D^2}{4 \cdot 100} h_b \text{ м}^3. \quad (б)$$

Если наполнение мерника длилось $t_{\text{мн}}$, то суточная производительность скважины составит:

по нефти

$$V_n = \frac{\pi D^2}{4 \cdot 100} h_n \frac{1440}{t} = 11,3 \frac{h_n D^2}{t};$$

по воде

$$V_b = 11,3 \frac{h_b D^2}{t}.$$

Из формул (а) и б) видно, что погрешность замера продукции скважин в мернике уменьшается с уменьшением диаметра его и с увеличением продолжительности замера.

Чтобы ускорить операцию определения производительности скважин по уровню в мернике, на каждый мерник составляют отдельную таблицу объемов.

Описанный выше способ замера продукции скважин неточен и 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, спокойный); 3) отложения солей и парафина в мернике; 4) эллиптичности мерника. В зависимости от этих условий возможны существенные погрешности в определении суточной производительности скважин.

2. Измерение продукции скважин при герметизированной системе сбора долгое время осуществлялось путем переключения задвижек,

размещенных на распределительных батареях. Поэтому одной из причин, сдерживавших внедрение герметизированной напорной системы сбора нефти, было отсутствие надежных замерных устройств, позволяющих сравнительно точно определять количество газа и жидкости по каждой скважине. Теперь такие устройства у нас имеются (они рассматриваются в § 4 данной главы).

§ 2. ОТБОР ПРОБ НЕФТИ В СКВАЖИНАХ И ВЫКИДНЫХ ЛИНИЯХ

На большинстве нефтегазодобывающих предприятий пока отсутствуют автоматические устройства по определению содержания пластовой воды в потоке нефти. Для определения содержания воды в нефти сравнительно широко пользуются отбором проб в скважинах и в выкидных линиях.

При подготовке нефти к транспорту содержание воды в ней определяют дважды: один раз для контроля за обводненностью продукции скважины и второй раз — при передаче нефти, прошедшей установки подготовки нефти, товарно-транспортным организациям (см. гл. VIII, § 1). Для определения количества воды и механических примесей, выносимых вместе с нефтью на поверхность и направляемых в герметизированную напорную систему, отбирают пробы нефти в скважинах или чаще — в выкидных линиях. Отбор проб нефти является ответственной операцией, особенно отбор из выкидных линий. Отбирать пробы нефти из выкидных линий следует через краники или игольчатые вентили, установленные в трех точках: нижней, верхней и средней. Затем эти пробы должны быть перемешаны и переданы на анализ. Приспособления для отбора проб из выкидных линий по соображениям удобства обслуживания лучше всего устанавливать на подходе этих линий к автоматизированной групповой замерной установке на горизонтальном участке трубы. Отбор проб на разных объектах нефтегазодобывающего предприятия нормируется по ГОСТ.

§ 3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОДЕРЖАНИЯ В НЕФТИ ВОДЫ, МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ И СОЛЕЙ

1. Количество воды, содержащейся в пробе нефти, отобранной из выкидной линии, с достаточно высокой точностью определяется при помощи колбы Дина — Старка, описание и рисунок которой приводятся в § 2 главы VIII. Однако этим методом нельзя вести непрерывный контроль за обводненностью нефти. Поэтому возникла необходимость в изыскании такого метода, который позволял бы непрерывно определять содержание воды в нефтяном потоке.

Наибольшее распространение в СССР и за рубежом получил один из косвенных методов измерения обводненности нефти, основанный на зависимости диэлектрической проницаемости водонефтяной смеси от диэлектрических свойств ее компонентов. Безводная нефть, как известно, является хорошим диэлектриком и имеет диэлектрическую

Схема емкостного датчика приведена на рис. 10. На верхнем отводе датчика показан вывод для замера емкости конденсатора C , а на нижнем отводе — подключение электротермометра T с температурным мостом.

Корпус 1 изнутри покрывается эпоксидной смолой или бакелитом для защиты от коррозии и отложения парафина. На верхнем фланце 6 монтируется внутренний электрод 3 , особенностью которого является наличие регулятора его длины, действующего при помощи вращающегося штока 4 . Роль защитного покрытия выполняет стеклянная труба 2 , которая при помощи специального кольца 8 и стальной патрубки 7 крепится к верхнему фланцу 6 . Внутри трубы на длине 200 мм наносится путем распыления слой серебра, являющегося внутренним электродом 3 датчика. Вращая штурвал 5 вместе со штоком 4 , можно выдвигать из электрода 3 на требуемую длину металлический цилиндр 9 , контактирующий с серебряным покрытием, и таким образом настраивать влагомер на измерение различных сортов нефти и с различной обводненностью. На верхнем фланце 6 указано стрелкой направление вращения штурвала 5 для регулирования величины емкости датчика.

В качестве внешнего заземленного электрода используется корпус 1 датчика.

Шкала влагомера отградуирована в процентах объемного содержания воды. Датчик влагомера устанавливается в вертикальном положении и должен пропускать через себя всю жидкую продукцию скважины (нефть + вода).

На точность измерения этим прибором количества пластовой воды в нефти значительное влияние оказывают изменение температуры нефтеводяной смеси, ее однородность, газовые пузырьки в потоке жидкости и напряженность электрического поля в датчике. Для более точного измерения содержания воды в нефти необходимо предохранять датчик от попадания в него пузырьков газа, так как он имеет низкую диэлектрическую проницаемость ($\epsilon = 1$). Точность

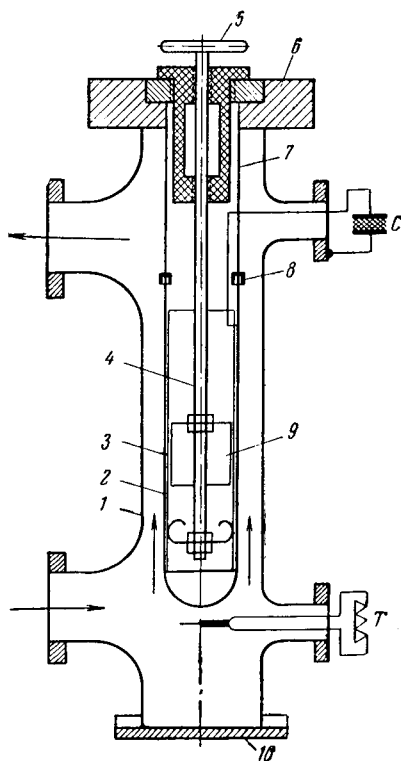


Рис. 10. Схема емкостного датчика влагомера УВН-2.

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

показаний описываемого влагомера зависит также от однородности потока: чем однороднее поток, т. е. чем более однородны частички воды в нефти, тем выше точность показаний прибора. По указанным выше причинам датчик устанавливают вертикально, и поток жидкости перед поступлением в датчик должен тщательно перемешиваться.

Датчик влагомера работает обычно при постоянном напряжении электрического поля и переменной частоте в диапазоне от 0,1 до 2,0 Мгц, а для учета температурных изменений потока, сильно влияющих на точность измерений, в приборе предусмотрена температурная компенсация.

Измерение диэлектрической постоянной нефтеводной смеси основывается на формуле Винера, имеющей вид:

$$\varepsilon = \varepsilon_n \left[1 + \frac{3W}{\frac{\varepsilon_v + 2\varepsilon_n}{\varepsilon_v - \varepsilon_n} - W} \right],$$

где ε_v и ε_n — диэлектрические постоянные воды и нефти; W — объемное содержание воды в нефти.

Определение количества прошедшей по датчику влагомера чистой нефти сводится к вычислению интеграла:

$$Q = \int_{t_1}^{t_2} q(1 - W) dt,$$

где q — мгновенный расход смеси; W — мгновенное значение влажности нефти.

Эта задача решается сравнительно просто при непрерывном получении данных, выдаваемых влагомером объемного содержания воды в нефти.

2. Механические примеси в нефти (глина, песок, песчаник и т. д.) определяется весовым методом, сущность которого состоит в следующем. Пробу нефти разбавляют бензином, а затем фильтруют. Твердый остаток на фильтре промывают бензином, после чего помещают вместе с фильтром в сушильный шкаф. Высушенный при определенной температуре твердый остаток извлекают из шкафа и количество его взвешивают.

3. Количество солей в нефти определяют лабораторным анализатором ЛАС-1. Навеску пробы нефти предварительно растворяют в растворителе (смесь ксилола, бутилового и этилового спиртов), затем измеряют проводимость полученного раствора на переменном токе. Значение тока при заданном напряжении является мерой содержания солей. Перед началом работы строят калибровочный график в координатах: сила тока — содержание солей, по которому и находят содержание их в исследуемой пробе нефти.

§ 4. АВТОМАТИЗАЦИЯ ЗАМЕРА ПРОДУКЦИИ СКВАЖИН

Выше отмечалось, что автоматизация замера продукции скважин при самотечной системе сбора практически была трудно осуществимой. Автоматизация замера стала возможной только с внедрением на площадях нефтяных месторождений герметизированной напорной системы сбора и подачи продукции скважин к групповым замерным установкам.

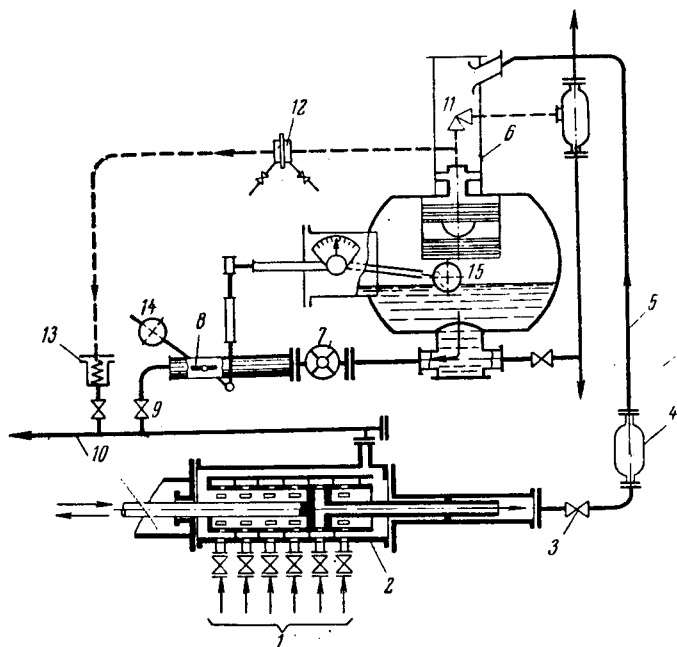
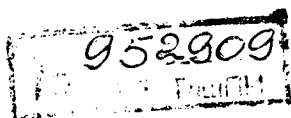


Рис. 11. Автоматизированная групповая замерная установка АГЗУ-1 института Гипровостокнефть.

1 — выкидные линии от скважин; 2 — поршневой переключатель; 3, 9 — задвижки; 4 — фильтр; 5 — труба; 6 — гидrocиклонный сепаратор; 7 — турбинный счетчик жидкости ВВ-80-ТИ; 8 — заслонка; 10 — нефтесборный коллектор; 11 — предохранительный клапан; 12 — камерная диафрагма для замера газа; 13 — регулятор перепада давления; 14 — противовоздушный клапан; 15 — поплавок.

В настоящее время применяются три системы автоматизированных групповых замерных установок: одна из них разработана институтом Гипровостокнефть, другая — Октябрьским филиалом ВНИИКа-нефтегаз, третья — Грозненским филиалом ВНИИКа-нефтегаз.

На рис. 11 приведена принципиальная технологическая схема автоматизированной групповой замерной установки АГЗУ-1 института Гипровостокнефть. АГЗУ-1 является элементом напорной герметизированной системы сбора нефти, газа и воды и предназначена для автоматического замера дебита жидкости и газа скважин, подключенных к установке. Замерная установка оснащена средствами автоматизации для работы без постоянного обслуживающего персонала.



Она запроектирована с местным съемом показателей дебитов скважин и работает следующим образом,

Нефтегазовый поток от каждой скважины поступает на поршневой переключатель 2, приводимый в действие электродвигателем. На время замера продукция исследуемой скважины через поршневой переключатель 2, задвижку 3, фильтр 4 и трубу 5 поступает в гидроциклонный сепаратор 6. Разгазированная нефть поступает из сепаратора 6 на замер и, пройдя турбинный счетчик 7 ВВ-80-ТН,

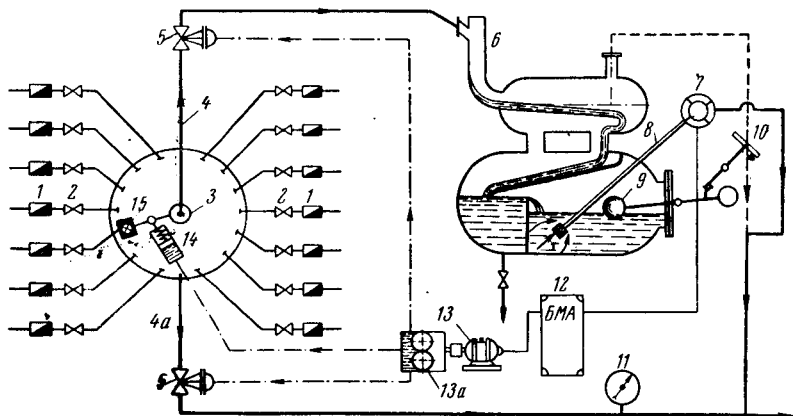


Рис. 12. Групповая замерная установка ЗУГ-5 Октябрьского филиала ВНИИКАнефтегаз.

1 — обратный клапан; 2 — задвижка; 3 — многоходовой переключатель скважин ПСМ-1; 4а — общий выкидной патрубок; 4 — замерная линия для одной скважины; 5 — отсекатели; 6 — гидроциклонный сепаратор; 7 — турбинный расходомер ТОР-1; 8 — приемная труба турбинного расходомера; 9 — поплавок; 10 — заслонка на газовой линии; 11 — электроконтактный манометр; 12 — блок местной автоматики БМА; 13а — гидропривод; 13 — электродвигатель гидропривода; 14 — силовой цилиндр для переключения скважин на замер; 15 — каретка переключателя.

заслонку 8 и задвижку 9, направляется в нефтесборный коллектор 10, ведущий к сепараторам первой ступени. Газ из сепаратора 6, пройдя диафрагму 12, регулятор перепада давления 13, направляется в общий коллектор 10 и вновь смешивается с нефтью.

Технологическая схема АГЗУ-1 обеспечивает: автоматическое переключение скважин на замер, не прерывая потока нефтегазовой смеси от остальных скважин; сепарацию газа от жидкости исследуемой скважины и подачу жидкости и газа на замер (жидкости — турбинным счетчиком 7, газа — диафрагменным расходомером 12); смешение газа с жидкостью за счетчиком 7 для дальнейшего транспорта их до сепарационной установки первой ступени; отключение замерной установки в случае нарушения технологического режима работы скважины и подачу продукции всех скважин в общий коллектор 10.

Уровень жидкости в гидроциклонном сепараторе регулируется поплавком 15 и заслонкой 8 на нефтяной линии.

Регистрация показаний счетчика 7 производится по месту счетчика импульсов, устанавливаемых на АГЗУ-1 по числу подключенных

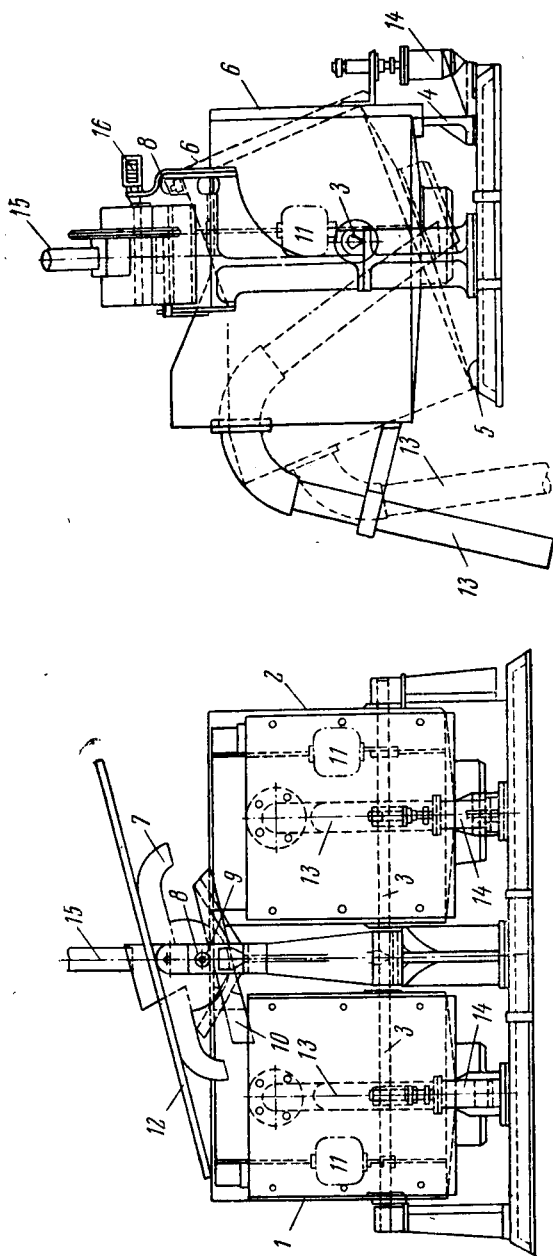


Рис. 13. Массовый дебитомер.

1 и 2 — измерительные сосуды; 3 — ось; 4 и 5 — ограничители; 6 — корпус; 7 — противовес; 8 — полая ось; 9 — отверстие оси; 10 — желоб; 11 — поплавок; 12 — рычаг; 13 — рычаг; 14 — сифон; 15 — подающая труба; 16 — счетный механизм.

К недостаткам этих дебитомеров относится невозможность работы их под давлением; кроме того, при вязкой и парафинистой нефти точность их показаний уменьшается.

На рис. 14 приведена принципиальная схема «Спутника-В14», разработанного Грозненским филиалом ВНИИКАнефтегаз для измерения продукции скважин. К «Спутнику-В» можно подключать максимально 14 скважин.

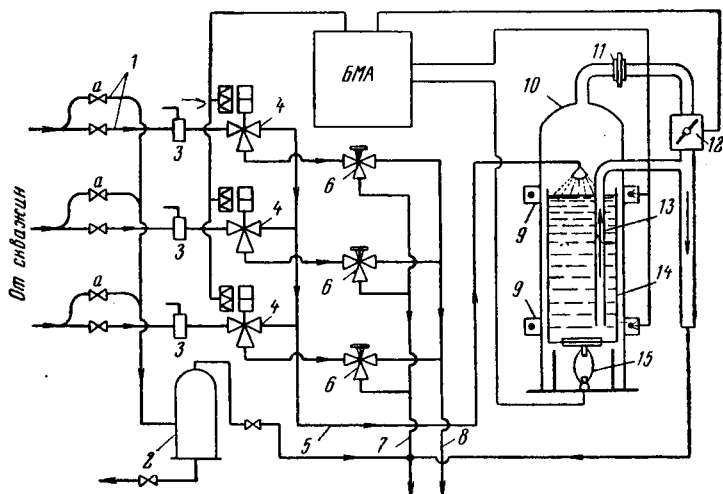


Рис. 14. Принципиальная схема «Спутника-В».

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

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

Нефтегазовая смесь от скважин подается в распределительную батарею 1, где, пройдя штуцер 3, она попадает в трехходовой клапан 4. Из трехходового клапана нефтегазовая смесь может направляться или в линию 5 для измерения нефти и газа в сепараторе 10 или в линию 8 — общую для безводной нефти, поступающей со всех скважин. Переключение на замер как обводненных, так и безводных скважин производится автоматически через определенное время при помощи блока местной автоматики БМА и трехходовых клапанов 4. Количество жидкости, попавшей в сепаратор 10, измеряется при помощи оттарированной емкости 14, гамма-датчиков 9, подающих сигнал уровней жидкости на БМВ, и плоской оттарированной пружины 15. Дебит жидкости (нефть + вода) определяется путем измерения массы жидкости, накапливаемой в объеме между гамма-датчиками верхнего и нижнего уровней 9, и регистрации времени накопления этой массы. Дебит чистой нефти определяется путем

сравнения массы жидкости в заданном объеме с массой чистой воды, которая занимала бы этот объем.

Поясним это примером. Выразим массу смеси через $G_{\text{см}}$, массу нефти $G_{\text{н}}$, массу воды $G_{\text{в}}$. Тогда

$$\left. \begin{aligned} G_{\text{см}} &= G_{\text{н}} + G_{\text{в}}, \\ G_{\text{в}} &= G_{\text{см}} - G_{\text{н}}. \end{aligned} \right\} \quad \text{откуда} \quad (II.1)$$

Если эти формулы выразить через известный объем тарированной емкости 14, то

$$V = V_{\text{н}} + V_{\text{в}} = \frac{G_{\text{н}}}{\rho_{\text{н}}} + \frac{G_{\text{в}}}{\rho_{\text{в}}}, \quad (II.2)$$

где $V_{\text{н}}$ и $V_{\text{в}}$ — объемы, занимаемые соответственно нефтью и водой в известной емкости V , в м^3 ; $\rho_{\text{н}}$ и $\rho_{\text{в}}$ — плотность нефти и воды в $\text{кг}/\text{м}^3$.

Подставляя вместо $G_{\text{в}}$ его значение из выражения (II.1), получаем

$$V = \frac{G_{\text{н}}}{\rho_{\text{н}}} + \frac{G_{\text{см}} - G_{\text{н}}}{\rho_{\text{в}}} \quad (II.3)$$

или

$$\rho_{\text{н}} \rho_{\text{в}} V = \rho_{\text{в}} G_{\text{н}} + \rho_{\text{н}} (G_{\text{см}} - G_{\text{н}}) = \rho_{\text{в}} G_{\text{н}} + \rho_{\text{н}} G_{\text{см}} - \rho_{\text{н}} G_{\text{н}}. \quad (II.4)$$

Если обозначить $\rho_{\text{в}} V$ через массу M , то последнее выражение представится в следующем виде:

$$G_{\text{н}} = \frac{\rho_{\text{н}} M - \rho_{\text{н}} G_{\text{см}}}{\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}} = K(M - G_{\text{см}}), \quad (II.5)$$

где

$$K = \frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}}.$$

При измерениях дебита жидкости «Спутником-В» считается, что плотности нефти и воды остаются постоянными. Таким образом, по формуле (II.5) легко найти массу нефти, так как K является известной величиной, M — то же, а масса смеси $G_{\text{см}}$, заполнившей емкость V , определяется по тарировочной кривой пружины 15. Результаты измерения пересчитываются в конкретные единицы ($\text{т}/\text{сутки}$) и фиксируются на соответствующих счетчиках в блоке местной автоматики.

Суточный дебит нефти каждой скважины определяется из выражения

$$Q_0 = \frac{\sum Q_{\text{н}} \cdot 1440}{\sum t},$$

где t — продолжительность замера скважины в мин.; 1440 — число минут в сутках.

После того как тарированная емкость 14 наполнилась жидкостью и масса ее измерена, блок местной автоматики включает электро-

гидравлический привод и заслонка 12 на газовой линии прикрывается. В результате этого в сепараторе 10 увеличивается 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. Замер количества газа осуществляется эпизодически диафрагмой 11.

При обводнении одной из скважин ее подключают для постоянной работы к коллектору обводненной нефти 7 через трехходовой кран 6, а измерять ее дебит можно описанным выше способом при помощи автоматически переключаемого трехходового клапана 4.

По мере запарафинивания выкидных линий их очищают резиновыми шарами (см. рис. 34), проталкиваемыми потоком нефти от устьев скважин до емкости 2 через равнопроходные задвижки а.

Преимуществом данной групповой замерной установки является возможность переключения продукции обводнившихся скважин в коллектор обводненной нефти, чего нельзя сделать при использовании установок ЗУГ-5 или «Спутника-А».

Недостатки «Спутника-В» заключаются в следующем.

1. Согласно приведенным выше формулам пружина 15 измеряет массу жидкости, находящейся в тарированной емкости 14, и если сепарация газа от жидкости происходит неполностью, т. е. часть пузырьков газа остается в жидкости, то точность измерения дебита скважины может существенно снизиться.

2. Применение «Спутников-В» для измерения парафинистой нефти должно быть ограниченным, так как отложения парафина в тарированной емкости 14 влияют на массу измеряемой жидкости.

3. С ростом дебитов скважин и вязкости добываемой нефти точность измерения дебитов также должна падать по причинам, изложенным в п. 1.

§ 5. ИЗМЕРЕНИЕ РАСХОДА НЕФТЯНОГО ГАЗА

При использовании напорных герметизированных систем нефтегазосбора с групповыми замерными установками, где осуществляется постоянный контроль за работой каждой скважины (особенно по нефти и воде), замерять количество газа следует эпизодически. Необходимость в эпизодических, а не постоянных замерах газа на автоматизированных замерных установках (АГЗУ, ЗУГ-5, «Спутник-А», «Спутник-В») связана с тем, что продукция скважин (нефть и газ) после замера на этих установках вновь смешивается и транспортируется по одному общему коллектору до сепаратора первой ступени или до центральной установки подготовки нефти.

Для эпизодического замера количества газа, добываемого вместе с нефтью из скважин, подсоединенных к автоматизированным групповым замерным установкам, применяются обычные дифференциальные манометры и дроссельные устройства. В качестве дроссельного устройства могут применяться измерительные диафрагмы и сопла.

На нефтяных площадях наибольшее распространение получили диафрагмы. Принцип действия дроссельных устройств основан на изменении перепада давления, обусловленного установкой на газопроводе диафрагмы или сопла, имеющих меньшее проходное отверстие, чем газопровод (рис. 15).

При решении задач, связанных с истечением газа через измерительные диафрагмы и сопла, чаще всего приходится определять скорость истечения и расход, т. е. количество газа, вытекающего в единицу времени. В этих случаях необходимо прежде всего найти отношение p_2/p_1 (где p_2 — давление газа на выходе из диафрагмы, p_1 — давление газа на входе в диафрагму). Полученное числовое значение p_2/p_1 сравнивают с так называемым критическим отношением давлений для данного газа, определяемым из равенства

$$\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{\text{кр}} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (\text{II.6})$$

и равным для трех- и многоатомных газов при показателе адиабаты $k = 1,29$

$$\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{\text{кр}} = 0,546. \quad (\text{II.6a})$$

Если адиабатное истечение газа происходит при $(p_2/p_1) > (p_2/p_1)_{\text{кр}}$, то теоретическая скорость газа в отверстии диафрагмы или сопла определяется по формуле

$$w = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 V_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \quad (\text{II.7})$$

где V_1 — удельный объем газа на входе в диафрагму.

Заменив для идеального газа в формуле (II.7) $p_1 V_1$ на RT_1 , получаем

$$w = \sqrt{2 \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}. \quad (\text{II.8})$$

Действительная скорость истечения всегда меньше теоретической, так как процесс истечения связан с наличием трения.

В формулах (II.7) и (II.8) значения pV и R даны соответственно в следующих единицах: Н/м², м³/кг и Дж/(кг·°С).

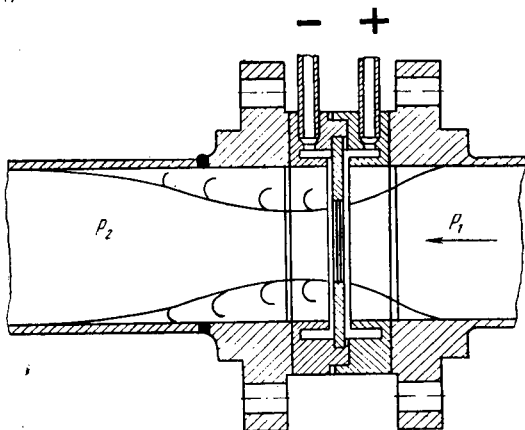


Рис. 15. Камерная диафрагма.

Расход газа определяется по формуле

$$G = f \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \frac{p_1}{V_1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]} \text{ кг/сек,} \quad (\text{II.9})$$

где f — площадь отверстия в диафрагме.

Если же адиабатное истечение газа происходит при $(p_2/p_1) \leq (p_2/p_1)_{\text{кр}}$, то теоретическая скорость газа в отверстии диафрагмы будет равна критической скорости и определится по уравнению

$$w_{\text{кр}} = \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 V_1}. \quad (\text{II.10})$$

Расход газа в этом случае будет максимальным и может быть вычислен по уравнению

$$G_{\text{макс}} = f \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{2}{k-1}} \frac{p_1}{V_1}} \text{ кг/сек.} \quad (\text{II.11})$$

При прохождении газа через суженное сечение дросселя увеличивается его скорость и уменьшается давление. За дросселем происходит обратное явление: скорость газа уменьшается, а его давление увеличивается, но до начального давления p оно не поднимается.

При этом часть кинетической энергии вследствие завихрений и ударов, образующихся за сужением, превращается в теплоту, которая воспринимается газом.

Измерительные диафрагмы бывают двух типов: бескамерные (дисковые) и камерные (нормальные). Бескамерная диафрагма (рис. 16, а) имеет со стороны входа газа цилиндрическую расточку, а со стороны выхода газа — фаску. Толщина дисковой диафрагмы подбирается

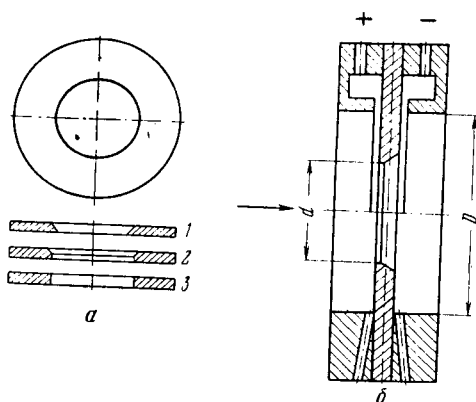


Рис. 16. Диафрагмы для измерения газа.

а — бескамерная диафрагма (дисковая): 1 — острокромочная; 2 — частично острокромочная; 3 — тупокромочная; б — камерная диафрагма. Вверху — измерение статического давления через кольцевые камеры, внизу — измерение статического давления через отверстия.

в зависимости от диаметра газопровода. Для газопровода диаметром до 100 мм толщина диафрагмы равна 2 мм, для газопровода диаметром от 100 до 250 мм — 3 мм и для газопроводов диаметром свыше 250 мм — 6 мм.

Бескамерные диафрагмы рекомендуется применять для газопроводов с рабочим давлением не выше $2,45 \text{ МН/м}^2$ (25 кг/см^2),

так как при этом давлении допускается применение фланцев с гладкими полями. Для газопроводов с давлением выше $245 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ рекомендуются камерные диафрагмы, так как в условиях такого давления фланцы должны быть с буртиком и соответствующим углублением, в которое закладывается прокладка.

Камерная диафрагма (рис. 16, б) состоит из дисковой диафрагмы и двух камер с кольцевым зазором. В камерах просверлены отверстия для измерения давления до диафрагмы (плюсовое давление) и после диафрагмы (минусовое давление). Измерение давления в отверстиях камер осуществляется при помощи импульсных трубок, присоединяемых к дифференциальному манометру (см. рис. 15).

Размер внутреннего отверстия диафрагмы выбирается из такого расчета, чтобы отношение $d^2/D^2 = m$ составляло не менее 0,05 и не более 0,7, т. е. $0,05 \leq m \leq 0,7$, где d — внутренний диаметр диафрагмы; D — внутренний диаметр газопровода.

Диафрагмы изготавливаются из нержавеющей стали. Для точного измерения расхода газа входная кромка диафрагмы должна быть острой и гладкой, без заусенцев и вмятин, строго прямоугольной.

При установке диафрагмы рекомендуется предусматривать на газопроводе до и после диафрагмы прямые участки одинакового диаметра, длина которых зависит от применяемого дроссельного устройства и от отношения d^2/D^2 . Минимальное расстояние прямолинейного участка после диафрагмы равно $5D$, а до диафрагмы определяется по графикам, приводимым в специальных инструкциях.

Для измерения перепада давления на дроссельных устройствах, как говорилось выше, применяются дифференциальные манометры. Наиболее простым является переносный U-образный дифференциальный манометр со стеклянными трубками, при помощи которых измеряют перепад давления на диафрагме, а затем, подставляя полученное значение в формулу, определяют и расход газа.

Пределы измерения дифференциального манометра определяются длиной стеклянных трубок, которая не превышает 1500 мм.

Дифференциальные манометры со стеклянными трубками можно применять при контрольных эпизодических замерах перепадов давления на диафрагмах и затем на основании этих замеров определять расход газа по формулам. Для этого U-образные стеклянные трубки дифференциального манометра присоединяют к ниппелям диафрагмы и измеряют перепад давления на диафрагме. Измерив статическое давление p в газопроводе манометром и зная перепад давления на диафрагме H , можно определить расход газа в данном газопроводе по одной из следующих формул:

1) при измерении p и H в мм рт. ст.:

$$V = 62,67 \alpha \beta \varepsilon K_i d^2 \sqrt{\frac{pH}{T \rho}} \text{ м}^3/\text{сутки}; \quad (\text{II.12})$$

2) если абсолютное давление p в газопроводе и перепад давления на диафрагме H выразить в мм вод. ст., то формула (II.12) примет следующий вид:

$$V = 4,61\alpha\beta\epsilon K_t d^2 \sqrt{\frac{pH}{T\rho}} \text{ м}^3/\text{сутки}. \quad (\text{II.13})$$

В формулах (II.12) и (II.13) обозначены:

α — коэффициент расхода, зависящий от отношения $d/D = n$; для камерных диафрагм α определяется по графику, изображенному на рис. 17;

β — поправка к коэффициенту α , учитывающая неостроту входной кромки диафрагмы и шерохова-

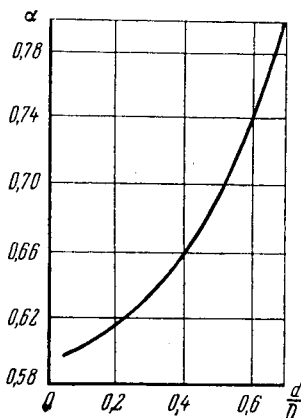


Рис. 17. Определение коэффициента расхода α для камерных диафрагм.

d/D . . .	0,05	0,10	0,15	0,20
	0,25	0,30	0,35	0,40
	0,45	0,50	0,55	0,60
	0,65	0,70		

α . . .	0,598	0,602	0,608	0,615
	0,624	0,634	0,645	0,660
	0,676	0,695	0,716	0,740
	0,768	0,802		

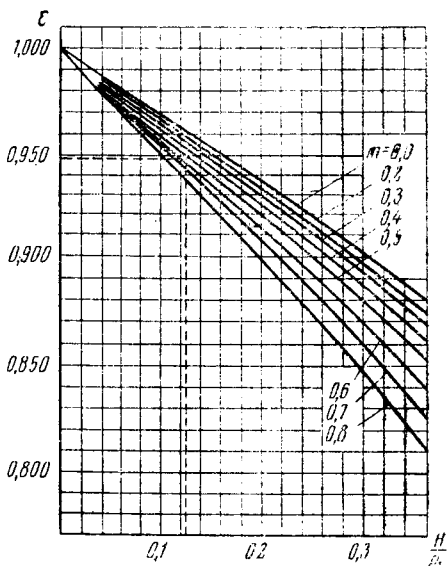


Рис. 18. Поправочный коэффициент ϵ на расширение струи газа после диафрагмы.

тость газопровода в зависимости от отношения d/D ; значение β приблизительно можно принимать равным единице;

$p_{\text{рт. ст}}$ и $p_{\text{вод. ст}}$ — абсолютное статическое давление газа в газопроводе перед диафрагмой в мм рт. ст. или мм вод. ст.;

H — дифференциальное давление газа в мм. рт. ст. или мм вод. ст. ($H = p_1 - p_2$, где p_1 — абсолютное давление до диафрагмы, p_2 — то же после диафрагмы в мм рт. ст.);

ϵ — поправочный коэффициент на расширение струи газа после диафрагмы, зависящий от отношения $(p_1 - p_2)/p_1 = H/p_1$ и $m = d^2/D^2$ (величина ϵ определяется по графику, приведенному на рис. 18, см. пункт);

K_t — коэффициент теплового расширения диафрагмы, который также можно принимать равным единице;

d — диаметр отверстия диафрагмы в см;

T — абсолютная температура газа в газопроводе в °K;

$\bar{\rho}$ — относительная плотность газа.

Если в газопроводе абсолютное давление выше 1,47 МН/м² (15 кг/см²), то в формулу (II.12) вводится коэффициент сжимаемости z . Тогда формула (II.12) примет вид:

$$V = 62,67 \alpha \beta \varepsilon K_t d^2 \sqrt{\frac{p_{\text{рт. ст.}} H_{\text{рт. ст.}}}{T z \bar{\rho}}} \text{ м}^3/\text{сутки}. \quad (\text{II.14})$$

Если в формуле (II.12) абсолютное давление в газопроводе выразить не в мм рт. ст., а в кг/см², то количество газа определится по формуле

$$V = 1700 \alpha \beta \varepsilon K_t d^2 \sqrt{\frac{p H}{T z \bar{\rho}}} \text{ м}^3/\text{сутки}, \quad (\text{II.15})$$

где p — абсолютное давление в трубопроводе перед диафрагмой в кг/см².

Остальные обозначения те же, что и в формуле (II.12).

Если абсолютное давление в газопроводе p выразить не в кг/см², а в барах, то количество газа определится по формуле

$$V = 1680 \alpha \beta \varepsilon K_t d^2 \sqrt{\frac{p H}{T z \bar{\rho}}} \text{ м}^3/\text{сутки}. \quad (\text{II.16})$$

И, наконец, если давление в газопроводе p выразить не в кг/см², а в Н/м² (1 Н/м² = 0,102 · 10⁻⁴ кг/см²), то количество газа, протекающего по газопроводу, определится по формуле

$$V = 5,44 \alpha \beta \varepsilon K_t d^2 \sqrt{\frac{p H}{T z \bar{\rho}}} \text{ м}^3/\text{сутки}, \quad (\text{II.17})$$

где p — абсолютное давление в газопроводе в Н/м².

Все, что было сказано выше, относилось к эпизодическому контролю за количеством газа, протекающего по газопроводу с установленной на нем диафрагмой. В частности, такой контроль можно осуществлять за газовым фактором отдельных скважин, подсоединенных к автоматизированным групповым замерным установкам, подключив для этого дифференциальный манометр к замерной диафрагме 12 (см. рис. 11), и данные этих измерений подставить в формулы (II.12) и (II.13).

Однако, пользуясь переносным дифференциальным манометром, нельзя учесть возможные круглосуточные колебания давления в газопроводе и количество проходящего по нему газа. В связи с этим для круглосуточного замера количества газа, проходящего по газопроводу, используются самопишущие механические (поплавковые) дифференциальные манометры ДП-430, ДП-410 и другие.

Расходомер ДП-430 имеет два пера, одно из которых в течение суток записывает на круговой диаграмме абсолютное давление,

а второе — дифференциальное. В расходомерах ДП-430 и ДП-410 для вращения диаграммы предусмотрен часовой механизм с суточным или семисуточным заводом.

Дифференциальный поплавковый манометр ДП-430 (рис. 19) состоит из двух камер, заполненных ртутью. В камере высокого давления (плюсовой) размещается металлический поплавок 4, соединенный передаточным механизмом с показывающей стрелкой или с самопишущим пером, которое вычерчивает на диаграмме кривую дифференциального давления. Камера низкого давления 2 называется сменным сосудом. Обе камеры соединены между собой металлической трубкой 3. К камере высокого давления подключается давление до диафрагмы (плюсовое), а к камере низкого давления — давление после диафрагмы (минусовое).

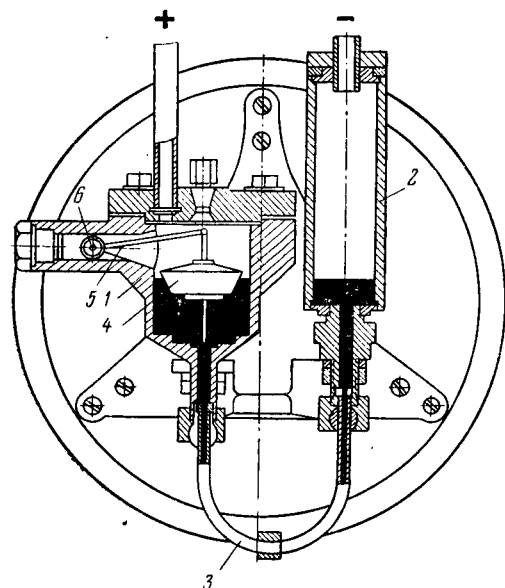


Рис. 19. Поплавковый дифференциальный манометр ДП-430.

1 — поплавковый сосуд; 2 — сменный сосуд; 3 — соединительная трубка; 4 — поплавок; 5 — рычаг; 6 — ось уплотняющей муфты.

Возможные пределы измерения дифференциального манометра зависят от размеров сменного сосуда 2: чем он длиннее, тем больший

Таблица 1

Номер сменного сосуда	Предельные перепады давления, мм рт. ст.		Диаметр сменного сосуда, мм	Высота сосуда, мм	Масса ртути в приборе, кг
	по ГОСТ 3720-66	по дифференциальным манометрам			
1	40	40,64	139,0	157	3,1
2	63	64,41	75,5	178	3,1
3	100	102,08	51,6	215	2,6
4	160	161,80	37,8	287	2,6
5	250	256,52	29,0	393	2,6
6	400	406,40	22,5	583	2,3
7	630	644,14	16,3	770	2,3
8	1000	1020,96	13,8	1184	2,3

перепад давления может быть измерен на диафрагме, а следовательно, и большой расход газа. Поэтому сменные сосуды изготавливаются различных размеров. В табл. 1 приводятся размеры сменных сосудов и возможные величины измеряемых перепадов давления в расходомерах ДП.

Диаметр камеры высокого давления у всех дифференциальных манометров один и тот же — 78 мм, а максимальный ход поплавка $30,5 \pm 0,5$ мм. Допустимая погрешность дифференциальных манометров $\pm 1,5\%$ от предельного значения перепада. Допустимая погрешность вторичного прибора (самопишущего механизма) также составляет $\pm 1,5\%$.

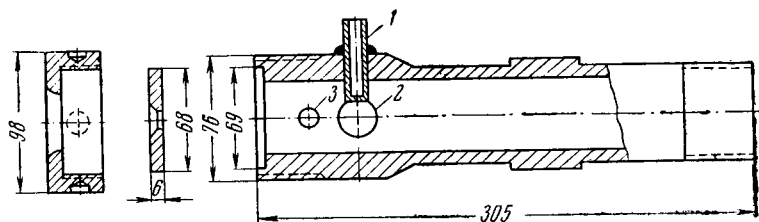


Рис. 20. Диафрагменный измеритель критического течения диаметром 50 мм.
1 — термометрический стакан; 2 — отверстие для продувочного вентиля; 3 — отверстие для манометра.

Из табл. 1 можно заметить, что чем меньше диаметр и больше высота сменного сосуда, тем большее значение перепада давления можно измерить. Для измерения статического давления в расходомере ДП-430 устанавливаются трубчатые геликсные пружины, выпускаемые на следующие максимальные давления: 3; 5; 10; 12; 16; 20; 30; 40; 50; 70; 80; 100; 120 и 160 кг/см^2 , что соответствует 0,294; 0,49; 0,984; 1,183; 1,57; 1,96; 2,94; 3,92; 4,90; 6,87; 7,84; 9,81; 11,83; 15,7 МН/м^2 .

Расходомеры ДП-430 устанавливаются на газопроводах в соответствии со специальной инструкцией. Во избежание запаздывания показаний дифференциального манометра импульсные трубки, соединяемые одним концом с камерной диафрагмой, а другим — с дифференциальным манометром, должны иметь длину не более 50 м и внутренний диаметр не менее 9 мм.

Для меньшего образования газовых пробок и скопления сконденсировавшейся жидкости импульсные трубки рекомендуется прокладывать с уклоном до 50 мм на 1 м в сторону диафрагмы. Кроме того, перед дифференциальным манометром следует устанавливать небольшие емкости (разделительные сосуды) для улавливания сконденсировавшейся в импульсных трубках жидкости.

В практике эксплуатации нефтяных скважин количество нефтяного газа иногда измеряют диафрагменным измерителем критического течения (прувером), показанным на рис. 20. Этот способ измерения газа применяется в основном при истечении газа в атмосферу

Таблица 2

Размер отверстия диафрагмы, мм	1,59	2,38	3,17	4,77	5,39	6,35	7,95	9,51
Коэффициент C	0,456	1,003	1,883	4,326	5,771	7,731	11,89	16,92

Продолжение табл. 2

Размер отверстия диафрагмы, мм	11,13	12,7	15,85	19,05	22,19	25,4	28,57	31,71
Коэффициент C	24,25	30,44	46,05	67,24	92,48	121,6	155,7	196,6

или при движении в газопроводе значительного количества газа через диафрагму (или специальный штуцер), когда давление до диафрагмы более чем в 2 раза превышает давление за диафрагмой.

Дебит газа (в тыс. м³/сутки) в этом случае определяют по формуле

$$Q = \frac{Cp}{\sqrt{\bar{\rho}Tz}},$$

где C — коэффициент, определяемый по табл. 2; p — давление перед диафрагмой в кГ/см²; $\bar{\rho}$ — относительная плотность газа; T — абсолютная температура газа в °К; z — коэффициент сжимаемости газа при давлении p .

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ТРУБОПРОВОДОВ И ПРЕДОХРАНЕНИЕ ИХ ОТ ЗАСОРЕНИЯ

§ 1. КЛАССИФИКАЦИЯ ТРУБОПРОВОДОВ

Трубопроводы, по которым собирается и транспортируется продукция скважин на площадях нефтяных месторождений, подразделяются на следующие основные категории:

1) по назначению — нефтепроводы, газопроводы, нефтегазоводопроводы;

2) по характеру движения жидкости — с совместным и отдельным движением нефти, газа и воды;

3) по характеру напоров — напорные и безнапорные;

4) по величине рабочего давления — высокого $6,27 \text{ МН/м}^2$ (64 кг/см^2), среднего $1,55 \text{ МН/м}^2$ (16 кг/см^2) и низкого давления $0,588 \text{ МН/м}^2$ (6 кг/см^2);

5) по способу прокладки — подземные, надземные, подвесные и подводные;

6) по функции: а) выкидные линии, идущие от устьев скважин до групповой замерной установки; б) нефтяные, газовые и нефтегазоводяные сборные коллекторы; в) товарные (транзитные) нефтепроводы.

Трубопроводы, по которым подается и раздается вода по нагнетательным скважинам с целью поддержания пластового давления и продления фонтанирования эксплуатационных скважин, подразделяются на следующие категории: а) магистральные водопроводы, берущие свое начало у насосных станций второго подъема; б) подводящие водопроводы, прокладываемые от магистральных водопроводов до кустовых насосных станций КНС; в) разводящие водоводы, прокладываемые от КНС до нагнетательных скважин (см. рис. 105);

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

В дальнейшем изложении все трубопроводы по характеру напора будем подразделять на следующие две группы: 1) трубопроводы с полным заполнением сечения трубы жидкостью и 2) трубопроводы с неполным заполнением.

Трубопроводы с полным заполнением сечения трубы жидкостью называются напорными, а трубопроводы с неполным заполнением сечения трубы жидкостью могут быть как напорными, так и безнапорными. С полным заполнением сечения жидкостью чаще всего бывают товарные нефтепроводы, по которым транспортируется нефть, предварительно прошедшая теплехимические или стабилизационные установки, и реже — выкидные линии, идущие от устьев скважин до групповых замерных установок. Нефтеборные коллекторы обычно работают с неполным заполнением сечения трубы нефтью, т. е. часть сечения коллектора занята газом, выделившимся или в процессе движения нефти по нему или увлеченным нефтью из сепараторов в связи с плохой их работой (см. § 4 гл. IV).

Трубопроводы всех типов, транспортирующие воду на площадях нефтяных месторождений, работают с полным заполнением трубы водой.

Кроме указанных категорий, принято также подразделять нефтепроводы на напорно-самотечные и свободно-самотечные.

В 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 раздельно, то такой нефтепровод называют свободно-самотечным или безнапорным, а при отсутствии газовой фазы — напорно-самотечным.

В практике эксплуатации нефтяных месторождений нередко встречаются самотечные нефтепроводы, в которых одни участки являются свободно-самотечными, а другие напорно-самотечными — все зависит от количества (соотношения) нефти и газа, их физических свойств, диаметра нефтепровода, напора, создаваемого геометрической разностью высот начальной и конечной отметок, и, наконец, от холмистости местности.

Формулы для расчета нефтепроводов с полным и неполным заполнением трубы жидкостью приводятся соответственно в §§ 3 и 4 данной главы.

Кратко остановимся на работе двух самых важных элементов напорной нефтеборной системы, которая внедряется сейчас на месторождения, — выкидных линий, идущих от устьев скважин до групповой замерной установки (ГЗУ), сборного коллектора, берущего свое начало у ГЗУ и подводящего продукцию всех скважин ГЗУ к установке подготовки нефти.

Движение нефти и ее примесей по выкидным линиям происходит под действием давления на устьях скважин.

Выкидные линии диаметром от 75 до 150 мм прокладываются под землей, их протяженность зависит от места расположения ГЗУ и может доходить до 3 км и более.

От ГЗУ, к которой подводится по выкидным линиям продукция от 14 до 60 скважин, до установки подготовки нефти прокладывается обычно два сборных коллектора: один для чистой нефти, другой — для обводненной (см. рис. 1, б).

Движение нефти, газа и воды по сборным коллекторам от ГЗУ до установки подготовки нефти также осуществляется или под давлением на устьях скважин, или под давлением, развиваемым насосными (дожимными) агрегатами. Диаметры сборных коллекторов в зависимости от общей производительности скважин, подключенных к ГЗУ, могут быть от 150 до 350 мм, а протяженность их зависит от места расположения установки подготовки нефти (5–20 км)

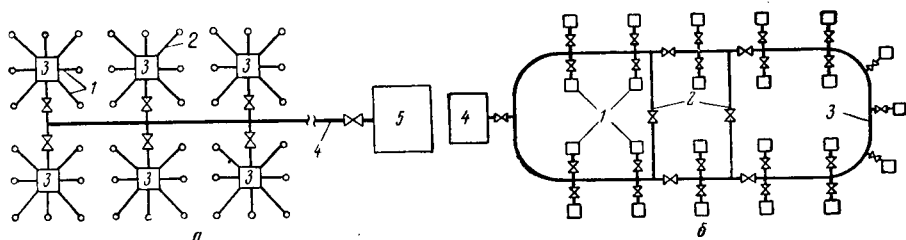


Рис. 21. Системы газосбора.

а — линейная; 1 — скважины; 2 — выкидные линии; 3 — групповые замерные установки (первая ступень сепарации); 4 — сборный коллектор; 5 — газоперерабатывающий завод. б — кольцевая: 1 — групповые замерные установки (первая ступень сепарации); 2 — переключки; 3 — сборный коллектор; 4 — газоперерабатывающий завод.

и рассчитывается на основании технико-экономических сопоставлений различных вариантов получения готовой продукции (см. § 3 гл. I).

Для сбора нефтяного газа и передачи его потребителям на площадях нефтяных месторождений сооружают систему газопроводов и компрессорные станции. Если в нефтяном газе содержатся сероводород H_2S , углекислота CO_2 или гелий He , то сооружаются также специальные установки по очистке газа от H_2S и CO_2 и получению чистого гелия.

Газосборные сети на нефтяных площадях применяются двух категорий: сети, работающие при давлении газа выше атмосферного, и сети, работающие при давлении газа ниже атмосферного — вакуумные.

До недавнего времени в зависимости от способов добычи нефти сооружались обе эти системы газопроводов. Раньше, когда широко применялась самотечная система с индивидуальным замерно-сепарационным оборудованием, газовые линии брали свое начало у сепараторов, т. е. от устьев скважин. Теперь же, когда стали переходить на герметизированные напорные системы нефтегазосбора, начало газовых линий переместилось к групповым замерным установкам, а чаще всего к установкам подготовки нефти, и протяженность газовых линий на месторождениях резко сократилась.

Форма газосборного коллектора зависит от конфигурации площади месторождения и размещения групповых замерных установок.

Название газосборной системы обычно определяется формой газосборного коллектора: если газосборный коллектор представляет собой одну линию, газосборная система называется линейной (рис. 21, а); если газосборные коллекторы сходятся в виде лучей к одному пункту, газосборная система называется лучевой. При кольцевой системе газосборный коллектор огибает площадь нефтяной структуры и для большей его маневренности в работе на нем делают одну или две перемычки (рис. 21, б).

При выборе той или иной системы сбора нефтяного газа необходимо руководствоваться следующими соображениями: обеспечение бесперебойности подачи газа, маневренности системы, удобства обслуживания газосборных сетей при минимальных расходах на их сооружение и эксплуатацию. Кольцевая система сбора газа имеет существенное преимущество в том, что в случае аварии на каком-либо ее участке можно перекрытием отключающих задвижек обеспечить бесперебойную подачу газа с остальных участков. Лучевая и линейная системы сбора газа не могут удовлетворить этому требованию.

На тех месторождениях, где скважины имеют разное устьевое давление, до недавнего времени применялся раздельный сбор газа с использованием напорных и вакуумных систем. В настоящее время вакуумную систему газосбора на площадях нефтяных месторождений не строят.

§ 2. ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ТРУБОПРОВОДОВ НА ПЛОЩАДИ НЕФТЯНОГО МЕСТОРОЖДЕНИЯ

При составлении проекта обустройства площади нефтяного месторождения прежде всего руководствуются расположением скважин, предусмотренным проектом разработки данного месторождения. Известное расположение скважин на месторождении с учетом рельефа местности дает возможность выбрать трассы всех трубопроводов, перечисленных в § 1 данной главы.

Трассой трубопровода является линия, определяющая положение трубопровода на местности. Эта линия, нанесенная на карту или план местности, называется *планом трассы*.

Если позволяет рельеф местности и отчуждение земель не вызывает затруднений, для уменьшения капитальных затрат трассы трубопроводов намечают прямолинейными с максимальным приближением к проезжим дорогам и минимальным числом пересечений естественных и искусственных препятствий. Часто бывает трудно удовлетворить одновременно всем перечисленным выше требованиям, тогда намечают несколько вариантов трасс прокладки трубопроводов и путем технико-экономического сравнения выбирают наиболее выгодный.

Таким образом, проектирование трубопроводов на месторождении складывается из следующих основных моментов: 1) выбор трассы трубопроводов; 2) составление продольных профилей, харак-

теризующих вертикальное положение трубопровода в любой его точке относительно уровня моря; 3) определение расчетных диаметров трубопроводов, а следовательно, и расходов по ним нефти, газа и воды; 4) тепловой и механический расчет нефтегазоводопроводов.

Хотя самотечные трубопроводы в настоящее время не строятся, о выборе трасс этих трубопроводов необходимо иметь общее представление, так как на старых месторождениях они еще будут эксплуатироваться.

При выборе трассы самотечного сборного коллектора обычно ограничиваются небольшим уклоном в сторону движения нефти и при наличии холмов и гор значительно увеличивают его путь, а следовательно, и число обслуживаемых групповых замерных пунктов.

При выборе трассы напорно-самотечного коллектора важно иметь в виду, чтобы принятые уклоны исключали образование «газовых карманов», уменьшающих пропускную способность коллектора.

Проектируя трассы свободно-самотечного коллектора, избегают участков, на которых движение нефти может происходить при заполненном сечении трубы, так как при этом уменьшается пропускная способность коллектора.

Трассы проектируемых напорных трубопроводов должны быть наиболее короткими и вместе с тем удобными при строительстве и особенно при эксплуатации.

Наименьшие требования предъявляются к проектированию трассы товарного нефтепровода, по которому нефть перекачивается насосами.

Наиболее жесткие требования предъявляются к выбору самотечных нефтепроводов, которые должны обеспечивать запланированный объем транспорта нефти, к тому же они трудно поддаются расчету. (см. § 4 гл. III).

§ 3. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ПРОСТЫХ И СЛОЖНЫХ НАПОРНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ ПРИ ИЗОТЕРМИЧЕСКОМ РЕЖИМЕ ТЕЧЕНИЯ

Гидравлический расчет указанных в § 1 типов трубопроводов при движении по ним однофазных жидкостей сводится к определению диаметра, начального давления и пропускной способности по известным формулам общей гидравлики. За основу гидравлических расчетов трубопроводов принимается уравнение Бернулли:

$$\left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g}\right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}\right) = h = h_{\text{тр}} + h_{\text{м}}. \quad (\text{III.1})$$

Каждый напор (выражения в скобках) определяет запас полной механической энергии в соответствующем сечении, отнесенный к единице массы жидкости. В выражение напора входят значения: геометрического напора z , пьезометрического напора $p/\rho g$ и скоростного напора $w^2/2g$. Эти напоры расходуются в основном на преодоление сил трения $h_{\text{тр}}$ и местных сопротивлений $h_{\text{м}}$.

1. Формулы для определения потерь напора от трения. Потеря напора на преодоление трения $h_{\text{тр}}$ по длине трубопровода круглого сечения определяется по формуле Дарси — Вейсбаха:

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

или

$$h_{\text{тр}} = 0,5\lambda l \text{ Fr}. \quad (III.2a)$$

Формулу (III.2) можно представить в другом виде:

$$P = \lambda \frac{l}{D} \frac{\rho w^3}{2}. \quad (III.26)$$

Принятые обозначения:

$h_{\text{тр}}$ — потери напора в м;

P — потери напора в Н/м² (где $N = \text{кг} \cdot \text{м}/\text{сек}^2$);

l — длина трубопровода в м;

D — диаметр трубопровода в м;

ρ — плотность жидкости в кг/м³;

w — средняя скорость течения жидкости в м/сек;

Fr — критерий Фруда (безразмерная величина);

λ — коэффициент гидравлического сопротивления, в общем случае зависящий от числа Рейнольдса и относительной шероховатости, т. е.

$$\lambda = f(\text{Re}, \varepsilon), \quad \text{где } \varepsilon = \frac{2e}{D}.$$

Здесь e — абсолютная шероховатость трубы в см; D — диаметр трубопровода в см.

Если течение в трубе ламинарное (струйное), то коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}, \quad (III.3)$$

$$\text{Re} = \frac{wD}{\nu}, \quad (III.3a)$$

где согласно Шиллеру [61] $\text{Re} < 2320$; коэффициент λ не зависит от шероховатости трубы; ν — кинематическая вязкость жидкости в м²/сек.

При турбулентном течении, характеризующемся числами Рейнольдса, большими 2320, для определения коэффициента λ применяется ряд экспериментальных формул — для переходного режима (от ламинарного к турбулентному), смешанного режима и квадратичного.

В области значений критерия Рейнольдса, где первое переходное число $\text{Re}_1 > \text{Re} > 2320$:

$$\text{Re}_1 = \frac{wD}{\nu} = \frac{4Q_1}{\pi D \nu} = \frac{59,5}{\varepsilon^{8/7}}, \quad (III.4)$$

коэффициент λ определяется по формуле Блазиуса:

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad (\text{III.5})$$

В этой области значений Re сопротивление шероховатых и гладких труб одинаково, поэтому эта область характеризует «гидравлически гладкие» трубы. В зависимости от скорости течения и вязкости жидкости одна и та же труба может быть гидравлически гладкой, если $Re_1 \geq Re$, и гидравлически шероховатой, если $Re \geq Re_1$.

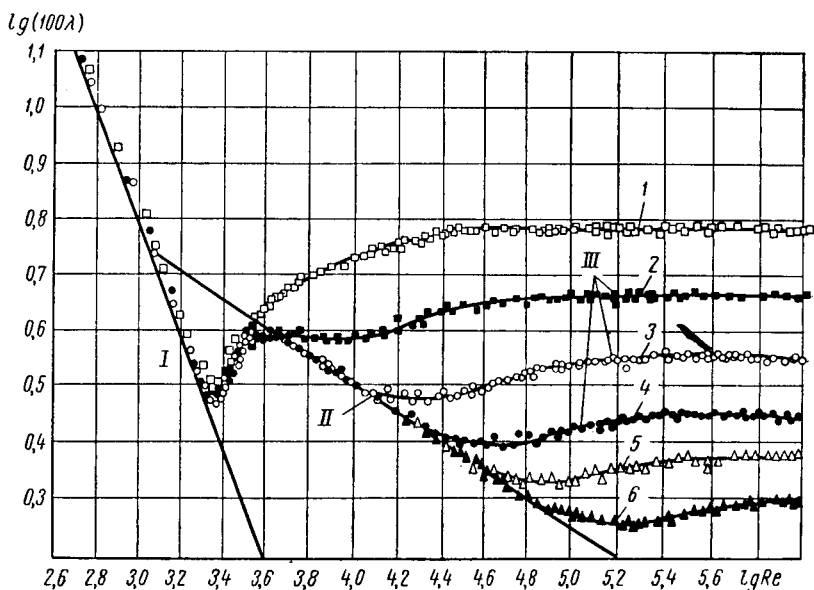


Рис. 22. Зависимость коэффициента сопротивления λ гидравлически гладкой и шероховатой труб от числа Re (опыты Никурадзе).
Значения r/e : 1 — 15; 2 — 30,6; 3 — 60; 4 — 126; 5 — 252; 6 — 507.

На рис. 22 приведены результаты опытов Никурадзе по определению зависимости коэффициента сопротивления λ от числа Рейнольдса и параметра r/e . Здесь e — размер песчинки — искусственного выступа (шероховатости), нанесенного на внутреннюю поверхность трубы; r — радиус трубы.

Анализ графика показывает:

1) в области ламинарного течения ($Re < 2320$, $\lg Re < 3,36$) шероховатость стенок трубы не влияет на величину коэффициента гидравлического сопротивления λ (прямая I);

2) в переходной области от ламинарного к турбулентному течению ($2320 < Re_1 < 3000$, $\lg Re_1 < 3,48$) коэффициент λ возрастает с увеличением Re , имея одинаковое значение для труб разной шероховатости;

3) в области турбулентного течения имеет место зависимость $\lambda = f(\text{Re}, \epsilon)$, представляемая в виде семейства кривых III, отличающихся величиной параметра r/ϵ . Точки кривых этой области на некотором участке располагаются вдоль прямой II, отвечающей формуле (III.5). После схода этой прямой кривые имеют характерную впадину, в пределах которой значения коэффициента λ при увеличении числа Re сначала несколько уменьшаются, а затем, по достижении минимума, снова возрастают, приближаясь к постоянному значению. Таким образом, каждая из кривых III имеет три характерных участка: первый совпадает с прямой II; второй простирается от прямой II до области постоянного значения λ и третий изображается прямой, параллельной оси абсцисс.

Отмеченные особенности коэффициента сопротивления λ в турбулентной зоне можно объяснить следующим образом. Вначале, при небольших числах Re (но больших 3000) толщина ламинарного пристенного слоя оказывается больше, чем выступы шероховатости трубы. В этой зоне, как отмечалось выше, значения коэффициента λ соответствуют закону Блазиуса для гладких труб, и эту зону называют зоной гладкого трения. Затем, при дальнейшем увеличении скорости потока и возрастании числа Re толщина ламинарной пленки уменьшается и становится равной размерам выступов. Значения коэффициента λ в этой области отклоняются от закона Блазиуса в сторону увеличения. Здесь сопротивление обусловливается не только вязкостью, но и шероховатостью. Эту зону называют зоной смешанного трения.

В третьей зоне, характеризующейся большими значениями чисел Re_2 , толщина ламинарной пленки становится настолько малой, что выступы шероховатости оказываются больше толщины этой пленки. Гидравлическое сопротивление, вызываемое вихреобразованием, становится постоянным и не зависит от числа Re_2 . Эту зону, когда $\lambda = \text{const}$, называют зоной квадратичного закона сопротивления или автономной.

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

$$\lambda = \frac{1}{[1,74 - 2 \lg \epsilon]^2}. \quad (\text{III.6})$$

Для нефтепроводов нефтегазодобывающих предприятий наиболее характерен режим гидравлически гладкого или смешанного трения.

Для зоны смешанного трения рекомендуется применять формулу В. И. Черникина:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1,83 \lg \left[\left(\frac{\epsilon}{7,4} \right)^{1,093} + \frac{8,5}{\text{Re}_1} \right]. \quad (\text{III.7a})$$

Потери напора от трения можно определить также по обобщенной формуле Л. С. Лейбензона, которая получается следующим образом.

Если среднюю скорость течения жидкости w выразить через объемный расход Q и живое сечение потока F

$$w = \frac{Q}{F} = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (\text{III.8})$$

и подставить ее в формулу (III.2) с учетом формулы (III.3а), то получим формулу Лейбензона:

$$h_{\text{тр}} = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} l, \quad (\text{III.9})$$

где

$$\beta = \frac{a}{2g} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m}. \quad (\text{III.9a})$$

Здесь для ламинарного течения $a = 64$, $m = 1$; для турбулентного течения $a = 0,3164$, $m = 0,25$.

Таким образом, подставляя значения a и m в формулу (III.9а), получим:

- 1) для ламинарного потока $\beta = 128/\pi g = 4,15 \text{ сек}^2/\text{м}$;
- 2) для турбулентного потока в области применения формулы Блазиуса $\beta = 0,241/g = 0,0246 \text{ сек}^2/\text{м}$;
- 3) для турбулентного потока, характеризующегося смешанным режимом, когда $m = 0$, $\beta = 8\lambda/\pi^2 g$.

2. Формулы для гидравлического уклона. Гидравлический уклон характеризует потерю напора на единицу длины трубопровода, т. е.

$$i = \frac{h_{\text{тр}}}{l} = \frac{\lambda}{D} \frac{w^2}{2g}. \quad (\text{III.10})$$

Для обобщенной формулы Лейбензона (III.9)

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{D^{5-m}} = K Q^{2-m}, \quad (\text{III.10a})$$

где

$$K = \frac{\beta v^m}{D^{5-m}}.$$

Если в формулу (III.10) вместо коэффициента λ подставить его значения из формул (III.3) и (III.5) и произвести несложные преобразования, которые мы здесь не приводим, то получим более удобные для практических расчетов формулы:

для ламинарного режима

$$i = a \frac{vQ}{D^4};$$

для турбулентного режима

$$i = b \frac{v^{0,25} Q^{1,75}}{D^{4,75}}.$$

Решая эти уравнения для каждого из входящих в него параметров, получаем:

для ламинарного режима

$$Q = \frac{iD^4}{av}; \quad D = \sqrt[4]{a \frac{Qv}{i}} \text{ см}; \quad v = \frac{iD^4}{aQ} \text{ см}^2/\text{сек};$$

для турбулентного режима

$$Q = \left(\frac{iD^{4.75}}{bv^{0.25}} \right)^{\frac{1}{1.75}}; \quad D = \left(b \frac{Q^{1.75}v^{0.25}}{i} \right)^{\frac{1}{1.75}} \text{ см};$$

$$v = \left(\frac{iD^{4.75}}{bQ^{1.75}} \right)^4 \text{ см}^2/\text{сек}.$$

Здесь приняты значения: D в см, v в см²/сек, расход Q может быть выражен в л/сек, м³/ч, м³/сутки. В соответствии с принятой размерностью значения коэффициентов a и b принимаются следующие:

	л/сек	м ³ /ч	м ³ /сутки
a	41,53	11,54	0,480
b	43,76	4,65	0,018

Положим, что в трубопровод диаметром D_0 вставлена труба другого диаметра D_B , тогда гидравлический уклон в этой вставке i_B может быть выражен через гидравлический уклон в основной трубе i_0 по формуле

$$i_B = i_0 \left(\frac{D_0}{D_B} \right)^{5-m}. \quad (\text{III.14})$$

Такая форма записи справедлива в том случае, если характер течения в основной трубе и во вставке одинаков ($m = \text{const}$).

3. Формулы для определения потерь напора на местные сопротивления. Потерю напора на местные сопротивления h_m обычно представляют в долях скоростного напора в трубопроводе и определяют по формуле

$$h_m = \zeta \frac{w^2}{2g} \quad (\text{III.12})$$

или

$$h_m = \lambda \frac{l_m}{D} \frac{w^2}{2g}, \quad (\text{III.13})$$

где ζ — коэффициент местного сопротивления, зависящий от числа Рейнольдса, формы местного сопротивления и шероховатости, а для запорных устройств — от степени их открытия; l_m — длина трубопровода, эквивалентная по потере напора местному сопротивлению.

Коэффициенты местного сопротивления ζ и l_m связаны зависимостью

$$\zeta = \frac{\lambda}{D} l_m.$$

Потери напора от гидравлических сопротивлений в трубопроводе, имеющем местные сопротивления, рассчитываются по формуле

$$h_m = \lambda \frac{l_3}{D} \frac{w^2}{2g}$$

или

$$h_m = i l_3,$$

в которых длина трубопровода l заменяется эквивалентной длиной трубы l_3 , равной $l + \sum_1^n l_m$, где $\sum_1^n l_m$ — сумма местных сопротивлений, выраженных через длину прямого участка трубы, эквивалентного по потерям напора. Величины местных сопротивлений можно найти в литературе [19].

А. Гидравлический расчет простого трубопровода. Гидравлический расчет простого напорного трубопровода сводится к определению одного из следующих параметров:

1) пропускной способности трубопровода Q при известных геометрических отметках начала и конца трубопровода $\Delta z = z_1 - z_2$, перепаде давления $\Delta p = p_1 - p_2$, длине трубопровода l , диаметре D , плотности перекачиваемой жидкости $\rho_{ж}$ и ее вязкости $\nu_{ж}$;

2) необходимого начального давления p_1 при известном конечном давлении p_2 , длине трубопровода l , диаметре D , разности геометрических высот Δz , объемном расходе Q , плотности жидкости $\rho_{ж}$ и ее вязкости $\nu_{ж}$;

3) диаметра трубопровода D , способного пропустить заданный расход жидкости Q при известных Δz , Δp , l , $\rho_{ж}$, $\nu_{ж}$.

Рассмотрим общие принципы решения перечисленных выше задач.

1. В задачах первого типа искомым является пропускная способность Q . В связи с тем что коэффициент гидравлических сопротивлений λ зависит от числа Рейнольдса, а следовательно, и от неизвестного расхода Q , задачу приходится решать методом последовательных приближений или графо-аналитическим путем, сущность которого сводится к следующему.

Вначале строят кривую, характеризующую работу трубопровода $H = f(Q)$, задаваясь несколькими произвольными значениями расхода Q_i (рис. 23, а). После этого по заданному напору H_0 находят искомую производительность трубопровода Q_0 .

При решении этой задачи за заданный напор H_0 обычно принимают разность значений удельной потенциальной энергии:

$$H_0 = \left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right),$$

пренебрегая при этом скоростным напором $(w_1^2 - w_2^2)/2g$ в уравнении (III.4) ввиду его малости.

2. В задачах второго типа в зависимости от числа Рейнольдса находят коэффициент гидравлического сопротивления λ , затем

решают уравнение (III.26) относительно искомого начального давления.

3. Третья задача — определение диаметра нефтепровода — легче всего решается графо-аналитическим методом. Для этого задаются различными значениями диаметра трубопровода, определяют соответствующие им потери и строят зависимость $H = f(D)$ (рис. 23, б). Необходимый диаметр трубопровода определяется по заданному напору H_0 . Если такого размера труб в ГОСТ нет, то принимается ближайший больший размер.

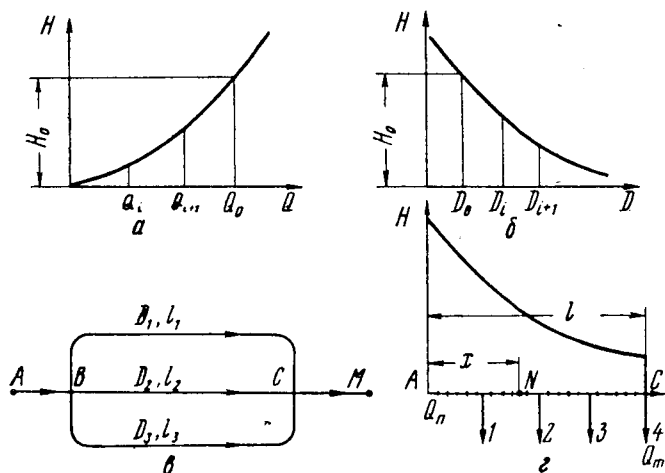


Рис. 23. Схемы для расчета простых и сложных трубопроводов.

Б. Гидравлический расчет сложного напорного трубопровода. Сложный трубопровод представляет собой ряд последовательно или параллельно соединенных простых трубопроводов и поэтому гидравлический расчет его в принципе ничем не отличается от изложенной выше расчетной схемы.

При последовательном соединении простых трубопроводов, имеющих различные диаметры, расход нефти или воды на всем пути остается постоянным, а общие потери напора определяются суммированием потерь напора на отдельных участках. При параллельном соединении трубопроводов, когда две или более линии отходят от одной точки B и сходятся в другой C , разность напоров по концам участков, сходящихся в этих точках, будет одинакова, а сумма расходов по отдельным ветвям равна полному расходу, поступающему к точке разветвления (рис. 23, в).

Для расчета параллельных трубопроводов применяются следующие формулы.

1. Сумма расходов в ветвях равна расходу в подводящем или отводящем трубопроводе:

$$q_1 + q_2 + \dots + q_n = Q.$$

2. Потери напора в параллельных ветвях одинаковы и равны:

$$h_1 = h_2 = h_3 = \lambda_i \frac{l_i}{d_i} \frac{w^2}{2g} = \lambda_i \frac{l_i}{d_i} \frac{16q_i^2}{2g\pi^2 d_i^4} = 0,083 \lambda_i l_i \frac{q_i^2}{d_i^5}.$$

Если в ответвлениях имеются местные сопротивления, то в l входят эквивалентные длины этих сопротивлений, определяемые из формулы (III.13).

На нефтегазодобывающих предприятиях сравнительно часто приходится рассчитывать такие трубопроводы, в которых нефть или нефтяная эмульсия расходуются равномерно по длине коллектора в нескольких пунктах (отстойниках, сепараторах, резервуарах и т. д.). При расчете такого трубопровода можно с достаточной для практики точностью принять, что расход нефти или нефтяной эмульсии в пути происходит равномерно и непрерывно с интенсивностью q л/сек на 1 м длины.

При решении такой задачи обычно исходят из понятия о двух расходах жидкости: путевом расходе Q_n , который равномерно отбирается по длине коллектора, и транзитном расходе Q_t , который поступает на участки, примыкающие к рассматриваемому или к конечному участку.

На рис. 23, а приведена схема коллектора с равномерным поступлением жидкости в отводы 1, 2, 3 ... Задача решается при условии, что коэффициент гидравлического сопротивления λ остается постоянным по всей длине коллектора.

В сечении N , взятом на произвольном расстоянии x от начала участка $A - C$, расход Q_N будет меньше расхода Q_n в начале участка на величину уже распределенного расхода по пути x , т. е.

$$Q_N = Q_n - \frac{Q_n}{l} x = \frac{Q_n}{l} (l - x).$$

Однако в сечении N трубопровода расход жидкости должен быть достаточным для раздачи на остающемся до конца участка пути $(l - x)$ по той же равномерной норме $\frac{Q_n}{l}$.

Для определения потерь напора на участке l воспользуемся формулой Дарси — Вейсбаха, преобразовав ее следующим образом:

$$h_{тр} = \lambda \frac{l}{d} \frac{w^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \frac{16Q^2}{2g\pi^2 d^4} = l \frac{8\lambda Q^2}{\pi^2 g d^5}.$$

В последнем выражении величину $\pi^2 g d^5 / 8\lambda$ обозначим через K^2 . Тогда можно записать

$$h_{тр} = Q^2 \frac{l}{K^2}.$$

Гидравлический уклон из последнего выражения будет равен

$$i = \frac{h_{тр}}{l} = \frac{Q^2}{K^2}.$$

Теперь примем условие, что участок $A - C$ кроме непрерывного расхода по пути имеет и некоторый транзитный расход Q_{τ} , сосредоточенный в конце участка. Тогда в сечении N трубопровод должен пропускать расход

$$Q_N = \frac{Q_n}{l} (l - x) + Q_{\tau} = (Q_n + Q_{\tau}) - \frac{Q_n x}{l}.$$

Уравнение падения напора вдоль элемента dx запишется в виде:

$$dh_{\text{тр}} = i_N dx = \frac{Q_N^2 dx}{K^2} = \left[\frac{(Q_n + Q_{\tau})^2}{K^2} - \frac{2Q_n}{lK^2} (Q_n + Q_{\tau}) x + \frac{Q_n^2 x^2}{l^2 K^2} \right] dx.$$

Интегрируя последнее равенство в пределах от 0 до l , получим расчетное уравнение для потери напора на всем участке длиной l :

$$h_{\text{тр}} = \int_0^l \left[\frac{(Q_n + Q_{\tau})^2}{K^2} - \frac{2Q_n (Q_n + Q_{\tau})}{lK^2} x + \frac{Q_n^2 x^2}{l^2 K^2} \right] dx,$$

откуда

$$h_{\text{тр}} = \frac{(Q_n + Q_{\tau})}{K^2} x - \frac{Q_n (Q_n + Q_{\tau})}{lK^2} x^2 + \frac{Q_n^2 x^3}{3l^2 K^2} \Big|_0^l$$

или окончательно

$$h_{\text{тр}} = \frac{l}{K^2} \left(Q_{\tau}^2 + Q_n Q_{\tau} + \frac{Q_n^2}{3} \right). \quad (\text{III.136})$$

Последнее выражение дает возможность строить пьезометрическую линию (потери напора) по точкам, соответствующим отводам жидкости из коллектора, если вместо всей длины l взять несколько точек на этой длине.

Для того чтобы количество жидкости, поступающей в отдельные ветви 1, 2, 3 (см. рис. 23, з), было одинаковым при напоре, изменяющемся в соответствии с формулой (III.136), необходимо постепенно увеличивать диаметры отводов (1, 2, 3. . .), которые должны определяться из выражения

$$K_i = \frac{Q_i}{\sqrt{\frac{h}{l_i}}}$$

при подстановке в него значений $K = \frac{\pi^2 g d^5}{8\lambda}$.

§ 4. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ ПРИ ДВИЖЕНИИ ПО НИМ НЕФТЕГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

В § 1 данной главы говорилось о том, что нефтепроводы, проложенные по площади месторождения, редко работают с полным заполнением сечения трубы нефтью. Методика расчетов нефтепроводов с неполным заполнением сечения трубы пока несовершенна.

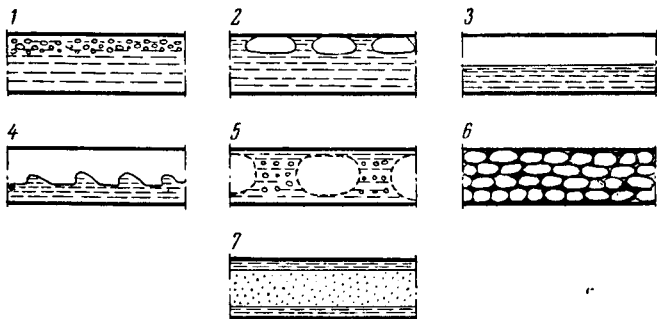
Ниже приводятся основные понятия и определения, относящиеся к двухфазным потокам, а также методика расчета нефтепроводов, транспортирующих двухфазную смесь.

Изучение и расчет движения двухфазных потоков как в вертикальных, так и в горизонтальных трубах исключительно сложны. Основная сложность заключается в том, что в газожидкостном потоке происходит относительное движение фаз, обусловленное их разными плотностью и вязкостью.

Изучением движения двухфазных потоков в трубах занимались многие исследователи у нас и за рубежом. Большие исследования были посвящены визуальному изучению структуры потока. Визуальные наблюдения и киносъемки движения воздухо-водяных смесей

Рис. 24. Структуры газожидкостных потоков в горизонтальных трубах.

1 — поток с отдельными пузырьками газа; 2 — поток с началом образования газовых пробок; 3 — расслоенный поток; 4 — волновой поток; 5 — пробковое течение; 6 — эмульсионный (пенистый, сотовый) поток; 7 — пленочный поток.



в горизонтальных стеклянных трубах позволили разделить все наблюдаемые в процессе экспериментов структуры на следующие типы (рис. 24):

1) поток с отдельными пузырьками газа, которые движутся вдоль верхней образующей со скоростью, приблизительно равной скорости течения жидкости, а иногда и меньше ее;

2) поток с пробками газа, при котором в верхней части трубы чередуются газ и жидкость;

3) расслоенный поток — газ движется в верхней части трубы и имеет скорость большую, чем скорость жидкости, движущейся в нижней части трубы;

4) волновой поток аналогичен расслоенному, но скорость движения газа больше скорости жидкости, в результате чего на поверхности раздела образуются волны, перемещающиеся в направлении потока;

5) пробковое течение — течение с жидкостными пробками, движущимися с большой скоростью;

6) эмульсионный (пенистый, сотовый) поток, при котором газовые пузырьки образуются по всему сечению трубы, а незначительное количество жидкости, увлекаемое этим потоком, распределено в виде пленки между пузырьками газа;

7) пленочный поток — часть жидкости в виде капель находится в потоке газа во взвешенном состоянии, а более значительная часть этой жидкости движется по стенкам трубопровода в виде пленки.

Последовательность образования указанных выше структур получается в результате постепенного увеличения газовой фазы в потоке газожидкостной смеси.

Большое число структур течения значительно усложняет изучение вопросов гидродинамики газожидкостных смесей.

Основной задачей, возникающей при гидравлическом расчете нефтепроводов, транспортирующих газожидкостную смесь, является определение перепадов давления. Поскольку потери давления зависят от плотности смеси $\rho_{см}$ и коэффициента гидравлического сопротивления λ , то все исследователи пытались установить закономерность между этими величинами в функции расхода газа и жидкости, их физических свойств и геометрических характеристик трубы. Расходными параметрами при этом являются средняя скорость смеси $v_{см}$ и объемное расходное газосодержание β .

Средняя скорость движения смеси двухфазного потока определяется так:

$$v_{см} = \frac{Q_{ж} + Q_{г}}{F}, \quad (III.14)$$

где $Q_{ж}$ и $Q_{г}$ — объемный расход жидкости и газа при среднем давлении и температуре в трубопроводе; F — площадь поперечного сечения трубопровода.

Отношение объемного расхода газа и жидкости при среднем давлении и температуре в трубопроводе к площади сечения последнего называется приведенной скоростью данной фазы:

$$v_{г} = \frac{Q_{г}}{F} \quad \text{и} \quad v_{ж} = \frac{Q_{ж}}{F}. \quad (III.15)$$

Величина, характеризующая отношение объемного расхода газа $Q_{г}$ к сумме объемных расходов газа и жидкости, называется расходным объемным газосодержанием двухфазного потока:

$$\beta = \frac{Q_{г}}{Q_{г} + Q_{ж}} = \frac{v_{г}}{v_{г} + v_{ж}}. \quad (III.16)$$

Истинное газосодержание φ , учитывающее относительное движение фаз (скольжение), определяется как отношение мгновенной площади сечения потока, занятого газовой фазой $F_{г}$, к полному поперечному сечению потока F , т. е.

$$\varphi = \frac{F_{г}}{F} = \frac{F_{г}}{F_{г} + F_{ж}}. \quad (III.17)$$

Доля сечения потока, занятая жидкой фазой, соответственно составит

$$1 - \varphi = \frac{F_{ж}}{F}. \quad (III.18)$$

Таким образом, в отличие от коэффициента β , который зависит только от соотношения расходов газовой и жидкой фаз, φ является сложной функцией, зависящей от: 1) физических свойств жидкости и газа; 2) диаметра и наклона трубопровода; 3) расходов жидкости и газа.

Закономерности изменения истинного газосодержания от указанных выше величин устанавливаются только опытным путем при помощи мгновенных отсечек потока газожидкостной смеси или просвечивания труб гамма-лучами.

Изучение истинного газосодержания при помощи отсечек в горизонтальных трубах проводилось А. И. Гужовым, В. Г. Титовым, В. А. Мамаевым и Г. Э. Одишария, в вертикальных трубах — А. П. Крыловым и Г. С. Лутошкиным. Гамма-просвечивание газожидкостных смесей с целью изучения истинного газосодержания проводилось А. А. Точигиным.

Скорость газа и жидкости в зависимости от истинного газосодержания определяется из следующих соотношений:

$$w_r = \frac{v_r}{\varphi}; \quad (\text{III.19})$$

$$w_{\text{ж}} = \frac{v_{\text{ж}}}{1-\varphi}. \quad (\text{III.20})$$

Относительная скорость $w_{\text{отн}}$ будет

$$w_{\text{отн}} = w_r - w_{\text{ж}} = \frac{v_r}{\varphi} - \frac{v_{\text{ж}}}{1-\varphi}. \quad (\text{III.21})$$

При $w_{\text{отн}} = 0$

$$\varphi = \beta = \frac{v_r}{v_r + v_{\text{ж}}}. \quad (\text{III.22})$$

В реальных условиях при движении смеси в горизонтальных трубах обычно $\varphi < \beta$, т. е. относительная скорость положительна — $w_r > w_{\text{ж}}$, а условие, когда $\varphi = \beta$ или $\varphi > \beta$, может наблюдаться только при очень малом газосодержании и низкой скорости движения смеси. На рис. 25 приведена зависимость истинного газосодержания φ от расходного газосодержания β и числа Фруда Fr (см. формулу III.29) при течении смеси в горизонтальном трубопроводе, заимствованная из работы В. А. Мамаева и Г. Э. Одишария. Из этого рисунка видно, что практически на всем диапазоне изменения β $\varphi < \beta$. Пунктирные линии на рис. 25 относятся к расслоенному течению (см. рис. 24, 3).

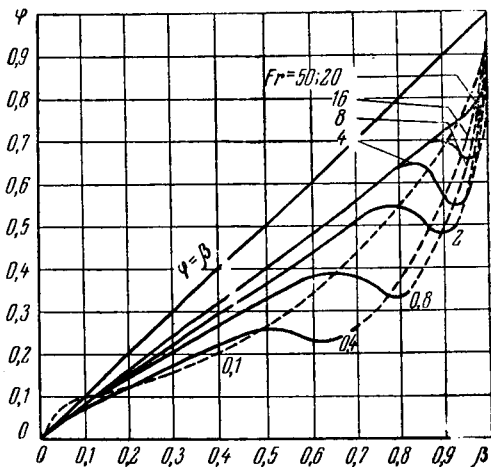


Рис. 25. Зависимость истинного газосодержания φ от расходного β и числа Фруда Fr .

Основное дифференциальное уравнение для определения градиента давления при установившемся движении газожидкостной смеси в горизонтальном трубопроводе запишется в следующем виде:

$$-\frac{dp}{dx} = \frac{\lambda_{см}}{2D} [\varphi \rho_r w_r^2 + (1 - \varphi) \rho_{ж} w_{ж}^2] + \left[\varphi \rho_r w_r \frac{dw_r}{dx} + (1 - \varphi) \rho_{ж} w_{ж} \frac{dw_{ж}}{dx} \right] \quad (\text{III.23})$$

или, если ввести в данное уравнение значения скорости смеси $v_{см}$, плотности смеси $\rho_{см}$, разности отметок начала и конца трубопровода Δz и пренебречь, ввиду малости, инерционным (последним) членом, то оно переписывается в виде:

$$-\frac{dp}{dx} = \frac{\lambda_{см} \rho_{см} v_{см}^2}{2D} \pm [\varphi \rho_r + (1 - \varphi) \rho_{ж}] \frac{\Delta z}{\Delta x}. \quad (\text{III.24})$$

Для определения плотности смеси используется уравнение

$$\rho_{см} = (1 - \varphi) \rho_{ж} + \varphi \rho_r, \quad (\text{III.25})$$

где $\rho_{ж}$ и ρ_r — плотность жидкости и газа при среднем давлении и средней температуре смеси в трубопроводе.

В правой части уравнения (III.24) знак плюс принимается при восходящем потоке газожидкостной смеси, знак минус — при нисходящем потоке.

При горизонтальном движении газожидкостной смеси, когда градиент давления определяется только сопротивлением трения, уравнение (III.24) примет вид:

$$-\frac{dp}{dx} = \lambda_{см} \frac{\rho_{см} v_{см}^2}{2D}. \quad (\text{III.26})$$

Не менее сложным, чем нахождение закономерности изменения истинного газосодержания φ при изучении двухфазных потоков, является установление аналитической зависимости для коэффициента гидравлического сопротивления смеси $\lambda_{см}$ в уравнении (III.23). Обычно в этом случае коэффициент гидравлического сопротивления представляется в виде произведения двух функций:

$$\lambda_{см} = \lambda(\text{Re}_{см}, \epsilon) \psi(\beta, \text{Fr}_{см}, \bar{\mu}, \bar{\rho}), \quad (\text{III.27})$$

где $\lambda(\text{Re}_{см}, \epsilon)$ — коэффициент сопротивления, равный коэффициенту сопротивления однофазной жидкости при $\text{Re} = \text{Re}_{см}$; ψ — приведенный коэффициент, показывающий степень отклонения $\lambda_{см}$ от его соответствующего значения для однофазной жидкости, т. е.

$$\psi = \frac{\lambda_{см}}{\lambda(\text{Re}_{см}, \epsilon)}. \quad (\text{III.28})$$

Коэффициент ψ зависит от критерия Фруда $Fr_{см}$, определяемого из формулы

$$Fr_{см} = \frac{v_{см}^2}{gD}, \quad (III.29)$$

объемного газосодержания β , отношения вязкостей жидкости и газа $\bar{\mu}$, отношения плотностей жидкости и газа $\bar{\rho}$.

Опытами было установлено, что приведенный коэффициент сопротивления ψ зависит в основном от расходного газосодержания β и числа Фруда, что иллюстрируется кривыми на рис. 26, показывающими, что интенсивный рост ψ происходит в зоне большого газосодержания ($\beta > 0,8$). Так как приведенный коэффициент ψ также должен стремиться к единице, то, очевидно, в этой области должен происходить резкий перелом кривых. Однако из-за отсутствия опытных данных проследить за изменением функциональной зависимости $\psi = f(\beta, Fr)$ не представляется возможным.

При определении критерия Рейнольдса смеси кинематическая вязкость двухфазного потока $\nu_{см}$ определяется по формуле Манна:

$$\frac{1}{\nu_{см}} = \frac{\beta}{\nu_r} + \frac{1-\beta}{\nu_{ж}}. \quad (III.30)$$

Основное расчетное уравнение

для нефтепроводов можно записать в следующем упрощенном виде:

$$\Delta p = \Delta p_{тр} \pm \Delta p_{см}. \quad (III.31)$$

Перепад давления, обусловленный гидравлическим сопротивлением газожидкостного потока, определяется из уравнения (III.26):

$$\Delta p_{тр} = \lambda_{см} \frac{\rho_{см} v_{см}^2}{2} \frac{l}{D}, \quad (III.32)$$

где l — длина трубопровода в м; D — диаметр трубопровода в м; $v_{см}$ — скорость движения смеси в м/сек; $\rho_{см}$ — плотность смеси, определяемая по уравнению (III.25), в кг/м³; $\lambda_{см}$ — коэффициент гидравлического сопротивления, который можно находить также по числу Рейнольдса для смеси, полученному в работе [15]:

при $Re_{см} < 2320$

$$\lambda_{см} = \frac{64}{Re_{см}};$$

при $Re_{см} > 2320$

$$\lambda_{см} = \frac{1}{(1,8 \lg Re_{см} - 1,5)^2}.$$

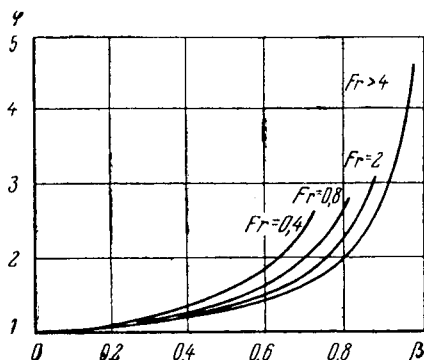


Рис. 26. Зависимость приведенного коэффициента сопротивления ψ от расходного газосодержания β и числа Фруда для горизонтальных труб.

Число Рейнольдса для смеси определяется как

$$\text{Re}_{\text{см}} = \frac{v_{\text{см}} D}{\nu_{\text{см}}}. \quad (\text{III.33})$$

Общий перепад давления в линии, обусловленный гравитационными силами, определяется из уравнения

$$\Delta p_{\text{см}} = \sum_1^n h_{\text{в}} g \rho_{\text{в}} - \sum_1^n h_{\text{н}} g \rho_{\text{н}}, \quad (\text{III.34})$$

где $h_{\text{в}}$, $h_{\text{н}}$ — высоты отдельных восходящих и нисходящих участков трубопровода в м; $\rho_{\text{в}}$, $\rho_{\text{н}}$ — истинная плотность смеси соответственно на восходящем и нисходящем участках, определяемая по истинному объемному газосодержанию:

$$\rho_{\text{в}} = \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{в}}) + \rho_{\text{г}} \varphi_{\text{в}};$$

$$\rho_{\text{н}} = \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{н}}) + \rho_{\text{г}} \varphi_{\text{н}}.$$

Согласно работе [15], при восходящем потоке

$$\varphi_{\text{в}} = \frac{\beta}{1 + \frac{1}{v_{\text{см}}}};$$

при нисходящем потоке

$$\varphi_{\text{н}} = 1 - \frac{1 - \beta}{1 + \frac{1}{v_{\text{см}}}}.$$

После подстановки в уравнение (III.31) выражений (III.32) и (III.34) получим

$$\Delta p = \lambda_{\text{см}} \frac{l v_{\text{см}}^2}{2D} \rho_{\text{см}} + \sum_1^n h_{\text{в}} g \rho_{\text{в}} - \sum_1^n h_{\text{н}} g \rho_{\text{н}}. \quad (\text{III.35})$$

Данное уравнение является основным расчетным уравнением при проектировании нефтепроводов, работающих при неполном заполнении сечения трубы нефтью.

В работе [15] даются графики и номограммы по определению коэффициента гидравлического сопротивления смеси $\lambda_{\text{см}}$, приведенного коэффициента ψ , истинного газосодержания φ и потерь давления на трение, существенно облегчающие расчеты таких нефтепроводов.

§ 5. РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА НЕФТИ

Под реологическими свойствами нефти будем понимать взаимосвязь между внешними силами, действующими на нефть, и деформациями, вызываемыми этими силами, или, иными словами, — зависи-

мость вязкости нефти μ от изменения градиента скорости в трубе dw/dr и напряжения сдвига τ .

Установим основные соотношения между внешними силами и деформациями в нефти, вызываемыми этими силами, при движении нефти по трубе.

Согласно закону Ньютона, сила внутреннего трения F , равная по величине, но обратная по направлению силе, приложенной извне, пропорциональна площади S сдвига, к которому приложена эта сила, и градиенту скорости dw/dr между слоями, т. е.

$$F = \mu S \frac{dw}{dr}, \quad (\text{III.36})$$

где μ — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом абсолютной вязкости, зависящий от природы и структуры жидкости.

Относя силу F к площади сдвига S , можно переписать уравнение (III.36) в следующем виде:

$$\tau = \frac{F}{S} = \mu \frac{dw}{dr}, \quad (\text{III.37})$$

где τ — напряжение сдвига, поддерживающее течение жидкости, или

$$\mu = \frac{F}{S \frac{dw}{dr}} = \frac{\tau}{\frac{dw}{dr}}. \quad (\text{III.38})$$

Уравнение Ньютона (III.38), а также Пуазейля ($w = \pi R^4 p / 8 \mu l$) соблюдается, как известно, при условии, если жидкость движется ламинарно, т. е. в виде слоев, имеющих различную скорость и не смешивающихся друг с другом. Такой режим наблюдается лишь при сравнительно малых скоростях течения. При больших скоростях ламинарный характер течения переходит в турбулентный, характеризующийся возникновением в движущейся жидкости завихрений. Если применять к такому течению уравнения Ньютона и Пуазейля, то коэффициент вязкости μ теряет свой обычный смысл, так как его значение перестает зависеть только от природы жидкости и он становится функцией скорости движения жидкости. В этом случае можно говорить лишь о кажущейся вязкости, понимая под последней условную величину, определенную для данной скорости по уравнениям Ньютона или Пуазейля.

Напишем условие равновесия внешних и внутренних сил для стенки нефтепровода (рис. 27, а):

$$\pi R^2 p = 2 \pi R l \tau_0,$$

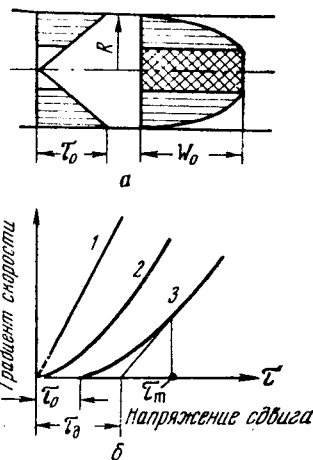


Рис. 27. Физические свойства ньютоновских и неньютоновских жидкостей и характер их движения по трубам.

а — распределение скоростей в структурированном потоке; б — зависимость напряжения сдвига от градиента скорости для ньютоновских и неньютоновских жидкостей.

откуда

$$\tau_0 = \frac{Rp}{2l}. \quad (\text{III.39})$$

Здесь τ_0 — максимальное напряжение сдвига на стенке нефтепровода в H/м^2 ; R — радиус нефтепровода в м; l — длина нефтепровода в м; p — давление в H/м^2 .

Из формулы (III.39) следует, что касательное напряжение в поперечном сечении трубы изменяется по линейному закону в функции радиуса. Эпюра касательного напряжения показана на рис. 27, а.

На основании уравнения Пуазейля $w = \pi R^4 p / 8 \mu l$ для стенки нефтепровода можно записать:

$$\frac{dw}{dR} = \frac{4Q}{\pi R^3}. \quad (\text{III.40})$$

Подставляя выражения (III.39) и (III.40) в формулу (III.38), получим

$$\mu = \frac{Rp}{2l} : \frac{4Q}{\pi R^3}. \quad (\text{III.41})$$

Все величины, стоящие в правой части формулы (III.41), можно определить экспериментально.

Зависимость градиента скорости dw/dr от напряжения сдвига τ_0 приведена на рис. 27, б. Выражение (III.41) имеет здесь вид прямой, выходящей из начала координат, тангенс угла которой к оси ординат является постоянной величиной и характеризует абсолютную вязкость нефти μ .

Прямая зависимости 1, выходящая из начала координат, характеризует вязкость жидкости, подчиняющейся закону Ньютона [см. уравнение (III.36)], т. е. ньютоновской жидкости. Для ньютоновских жидкостей характерна постоянная величина вязкости μ , не зависящая от градиента скорости dw/dr .

Кривая зависимости 2, также выходящая из начала координат, характеризует малоподвижные, вязкие нефти, не подчиняющиеся закону Ньютона и относящиеся к неньютоновским жидкостям. Вязкость неньютоновских жидкостей $\mu \neq \text{const}$ и зависит от градиента скорости dw/dr . Кривые этого типа обычно наблюдаются вблизи области температуры застывания нефти.

Кривая зависимости 3, выходящая не из начала координат, характерна для пластичных неньютоновских жидкостей, имеющих структурную решетку, обусловленную наличием в нефти кристаллов парафина. С возникновением структурной решетки появляется предельное напряжение сдвига τ_0 , т. е. такое напряжение сдвига, ниже которого течение нефти практически невозможно. Неньютоновские нефти со структурной решеткой, образовавшейся в результате соединения кристаллов парафина, в жидком состоянии могут находиться только при сравнительно высоких температурах ($40 \div 50^\circ \text{C}$). Структурированные нефти перекачиваются по трубопроводам обычно

при структурном режиме, подчиняющемся уравнению Шведова — Бингама:

$$\tau = \tau_0 + \mu^* \frac{dw}{dr}, \quad (\text{III.42})$$

где τ_0 — минимальное касательное напряжение, превышение которого вызывает текучесть структурированной жидкости, в Н/м²; μ^* — кажущаяся вязкость структурированной жидкости, зависящая от градиента скорости dw/dr , в Н·сек/м².

Для кривой 3, изображенной на рис. 27, б, очевидно, можно наметить три критических напряжения сдвига: τ_0 — минимальный предел текучести, [соответствующий началу течения (началу разрушения структуры)]; τ_d — предел текучести, отвечающий отрезку на оси абсцисс, отсекаемому продолжением прямолинейного участка кривой; τ_r — максимальный предел текучести, соответствующий значению τ , при котором кривая переходит в прямую линию. Очевидно, τ_r представляет собой то напряжение, при котором структура в жидкости разрушается, и ядро (центральная часть структурного потока), изображенное на рис. 27, а, полностью исчезает.

Парафинистые нефти обладают свойством самопроизвольного увеличения прочности структуры τ_0 во времени и восстановления этой структуры после ее разрушения. Указанное свойство парафинистых нефтей носит название тиксотропии. Время тиксотропного восстановления структуры после ее механического разрушения для различных нефтей различно и колеблется в широких пределах — от 0,5 до 20 часов.

§ 6. ТРАНСПОРТ ПО ТРУБОПРОВОДАМ ВЫСОКОВЯЗКИХ И ПАРАФИНИСТЫХ НЕФТЕЙ

За последние годы объем высоковязких и парафинистых нефтей в общей добыче нефти значительно возрос в связи с открытием нефтяных месторождений на полуострове Мангышлак и в Туркмении. Содержание парафина в некоторых нефтях этих месторождений достигает 25 %, а смол — 55 %. Транспорт таких нефтей по нефтепроводам имеет свою специфику и связан с трудностями. Если вязкость нефти значительно возрастает из-за понижения температуры, то существенно осложняется пуск нефтепровода после его остановки, а при перекачке парафинистых нефтей может произойти «замораживание» нефтепровода до полного прекращения подачи.

Для перекачки высоковязких и парафинистых нефтей возникает необходимость увеличения мощности перекачивающих агрегатов, строительства специальных печей для подогрева нефти или увеличения диаметра нефтепровода.

Основные свойства парафинистых нефтей изложены в предыдущем параграфе.

Перекачка парафинистых нефтей, не обладающих аномальной вязкостью, обусловленной структурообразованием, с точки зрения

гидравлики ничем не отличается от перекачки ньютоновских нефтей. Вязкие парафинистые нефти с динамическим напряжением сдвига τ_d перекачиваются по трубопроводам при сохранении структурного режима, удовлетворяющего закону Шведова — Бингама (III.42).

Центральная часть (ядро) структурного потока движется с постоянной скоростью w_0 , сохраняя свойства твердого тела, а в кольцевом пространстве, между ядром потока и стенкой трубопровода, называемом градиентным слоем, нефть движется ламинарно (см. рис. 27, а). При увеличении скорости перекачки поверхность ядра

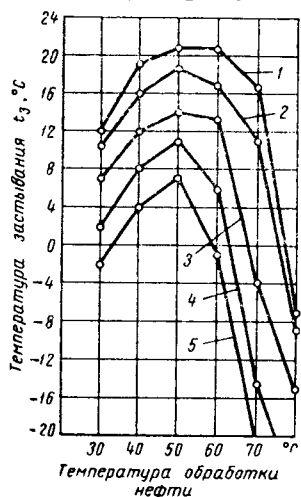


Рис. 28. Влияние термообработки нефти на ее температуру застывания.

1 — нефть месторождения Котур-Тепе без разбавителя; 2 — та же нефть с 10%-ным разбавителем; 3 — с 20%-ным; 4 — с 30%-ным; 5 — с 60%-ным разбавителем.

потока разрушается и диаметр ядра уменьшается вплоть до полного исчезновения, которое наступает при сильно развитом турбулентном режиме, характеризующемся напряжением сдвига в точке τ_t (см. рис. 27, б).

Потеря напора h при структурном режиме движения может быть определена по известному уравнению Дарси — Вейсбаха:

$$h = \lambda \frac{l}{D} \frac{w^2}{2g} \quad (\text{III.43})$$

(обозначения прежние), а коэффициент гидравлического сопротивления λ можно найти по обобщенному параметру Рейнольдса Re^* :

$$\lambda = \frac{64}{Re^*} \quad \text{при } Re^* < 2000$$

или

$$\lambda = 0,0064 + \frac{0,6}{(Re^*)^{0,32}} \quad \text{при } 2000 < Re^* < 20\,000;$$

$$Re^* = \frac{w \rho r}{\eta_p + \frac{\tau_0 D}{8w}}, \quad (\text{III.44})$$

где w — средняя скорость потока нефти; ρ — плотность нефти; η_p — вязкость разрушенной структуры; τ_0 — начальное динамическое напряжение сдвига.

Прокачиваемость парафинистых нефтей, характеризующихся пределом текучести τ_0 , или, что то же, температурой застывания t_z , в большой степени зависит от термообработки этих нефтей. Термическая обработка представляет собой подогрев парафинистой нефти до определенной температуры с последующим постепенным охлаждением ее до исходной температуры. При термообработке парафинистых нефтей необходимо стремиться к тому, чтобы расплавились все кристаллы парафина, иначе оставшиеся кристаллы могут явиться центрами образования новых кристаллов, которые ускорят процесс формирования пространственной структуры, а следовательно, и

«замораживание» нефтепровода. При последующем охлаждении термически обработанной нефти вторичные процессы кристаллизации замедляются, в результате чего нефть в течение весьма продолжительного времени сохраняет хорошую прокачиваемость, т. е. имеет незначительную кажущуюся вязкость μ^* и низкую температуру застывания t_z . Для улучшения прокачиваемости парафинистых нефтей с высокой температурой застывания t_z и значительной кажущейся вязкостью применяются разбавители, которыми обычно являются низкозастывающие нефти и нефтепродукты (керосин, солярка), а также ПАВ и, в частности, «Азербайджан» 1 и 2.

На рис. 28 приведены кривые изменения температуры застывания туркменских нефтей в зависимости от температуры подогрева и процентного содержания разбавителя, заимствованные из работы В. Г. Котена [23]

§ 7. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ ПРИ НЕИЗОТЕРМИЧЕСКОМ ДВИЖЕНИИ ЖИДКОСТЕЙ

До сих пор рассматривались изотермические потоки, т. е. такие, для которых температура, а следовательно, плотность и вязкость жидкости оставались неизменными на всем протяжении потока и в любой точке его поперечного сечения. Однако практически приходится иметь дело с потоками жидкости, которые или подогреваются в различных печах и теплообменниках (особенно при перекачке парафинистых нефтей), или их естественное тепло теряется в окружающую среду. 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 струйки жидкости вблизи стенок будут иметь более низкую температуру, чем осевая струйка; соответственно вязкость жидкости у стенки трубы будет больше, чем в центральной части. Вследствие этого обычное параболическое распределение скорости в поперечном сечении трубы, характеризующее ламинарный поток, изменяется. Характер этого изменения показан на рис. 29. При турбулентном потоке жидкости явление температурного 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 флюидов (нефти, газа, воды), транспортируемых в большинстве случаев по одному трубопроводу. С понижением температуры флюидов увеличивается вязкость нефти (эмульсии), а следовательно, и гидравлическое сопротивление. Падение температуры особенно нежелательно для высоковязких и парафинистых нефтей.

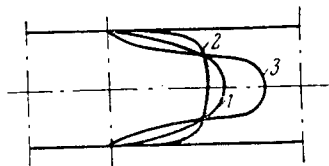


Рис. 29. Влияние температуры нефти на распределение скоростей течения ее в трубе.

Кривые, характеризующие: 1 — изотермическое течение нефти; 2 — нагревание вязкой нефти; 3 — охлаждение вязкой нефти.

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 площади месторождения проектировщикам приходится решать ряд сложных задач, прежде всего связанных с учетом температуры потоков. Для этого находят оптимальные варианты заглубления нефтепроводов с учетом максимальной, минимальной и средней годовой температуры воздуха в районе месторождения за десятилетие, дебитов скважин, степени обводненности скважин и газового фактора в процессе разработки, а также с учетом температур флюидов на устьях скважин при принятых дебитах. В результате анализа всех перечисленных вопросов проектировщики находят оптимальное решение при строительстве нефтесборной системы, обеспечивающей транспорт запланированной добычи нефти. 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 по соображениям, указанным выше. 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 антикоррозионной изоляцией, которая одновременно будет являться и тепловой изоляцией.

При расчете температурного режима выкидных линий за исходную температуру принимают температуру жидкости на устьях скважин, которая зависит от многих переменных: глубины скважины, ее дебита, геотермического градиента, газового фактора, степени обводненности нефти, концентричности фонтанных труб относительно эксплуатационной колонны. Все эти факторы весьма трудно поддаются учету при проектировании выкидных линий на вновь открытом месторождении, поэтому приходится принимать какую-то среднюю температуру жидкости на устьях скважин при максимально возможных дебитах, предусмотренных проектом разработки.

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

Обозначим:

D и l — диаметр и длина трубопровода в м;

t_n , t , t_k — соответственно начальная, текущая и конечная температура флюида в трубопроводе в °C;

t_0 — температура окружающей трубопровод среды в °C;

$K = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$ — полный коэффициент теплопередачи (см. § 13 гл. VI) от жидкости в окружающую трубопровод среду;

G — объемный расход жидкости в $\text{м}^3/\text{сек}^*$;

ρ — плотность жидкости в $\text{кг}/\text{м}^3$;

C — теплоемкость флюида (для нефти $C = 2,09$, для воды $C = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С})$ или для нефти $0,5 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С})$, для воды $1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{С})$);

i — гидравлический уклон;

E — механический эквивалент тепла ($1 \text{ ккал} = 427 \text{ кг} \cdot \text{м} = 427 \cdot 9,81 \text{ Н} \cdot \text{м}$);

$1/E$ — тепловой эквивалент работы ($1 \text{ кг} \cdot \text{м} = \frac{1}{427} \text{ ккал}$).

Расчет ведется при условии $t_n > t > t_0$.

При движении жидкости в трубах происходит потеря работы на трение, которое определяется формулой (III.10):

$$i = \lambda \frac{1}{d} \frac{w^2}{2g}.$$

Потерянная работа на трение жидкости $G\rho i$ на элементарном участке трубопровода dx переходит в теплоту, которая выразится формулой

$$\frac{G\rho i dx}{E}. \quad (\text{III.45})$$

Часть этого тепла идет на подогрев самой нефти, а часть теряется через стенки трубы.

Потерю тепла в единицу времени через стенки трубы на элементарном участке согласно закону Фурье можно записать так:

$$\pi DK dx (t - t_0). \quad (\text{III.45a})$$

Масса жидкости, перемещаясь по элементу трубопровода dx , охладится на dt градусов и потеряет тепла

$$-G\rho C dt. \quad (\text{III.45б})$$

Таким образом, можно составить баланс тепла для элементарного участка трубы dx при установившемся режиме движения жидкости:

$$-G\rho C dt + \frac{G\rho i dx}{E} = \pi DK (t - t_0) dx \quad (\text{III.46})$$

или

$$-G\rho C dt = \pi DK (t - t_0) dx - \frac{G\rho i dx}{E}.$$

Разделив все члены на $G\rho C$, получим

$$-dt = \frac{\pi DK}{G\rho C} (t - t_0) dx - \frac{i}{CE} dx.$$

* Массовый расход жидкости в системе единиц СИ численно равен расходу в системе МКГСС, т. е. $\text{кг}/\text{сек} = \text{кг}/\text{сек}$.

Обозначим $\pi DK / G\rho C$ через a , а i/CE — через b . Тогда

$$-dt = a(t - t_0) dx - b dx.$$

Данное выражение преобразовывается к виду:

$$-dt = a [dx(t - t_0 - b)], \quad (\text{III.47})$$

в котором величина b должна быть умножена на обратную величину a , т. е.

$$b = \frac{i}{CE} \frac{G\rho C}{\pi DK} = \frac{G\rho i}{\pi DKE}.$$

Уравнение (III.47) можно проинтегрировать простым разделением переменных:

$$-\int_{t_n}^{t_k} \frac{dt}{t - t_0 - b} = a \int_0^l dx,$$

откуда

$$-\ln(t - t_0 - b) \Big|_{t_n}^{t_k} = al.$$

Подставляя пределы, получим:

$$-[\ln(t_k - t_0 - b) - \ln(t_n - t_0 - b)] = al$$

или

$$-\ln\left(\frac{t_k - t_0 - b}{t_n - t_0 - b}\right) = al. \quad (\text{III.48})$$

Переходя от логарифмов к числам, будем иметь

$$\frac{t_k - t_0 - b}{t_n - t_0 - b} = e^{-al}. \quad (\text{III.49})$$

Это и есть закон распределения температуры жидкости по длине трубопровода, полученный акад. Л. С. Лейбензоном в 1923 г.

Если не учитывать работу трения при движении жидкости по трубам, т. е. положить $b = 0$, то последняя формула запишется так:

$$\frac{t_k - t_0}{t_n - t_0} = e^{-al}, \quad (\text{III.50})$$

т. е. получим уравнение акад. В. Г. Шухова, выведенное им в 1883 г.

Вычитая из формулы (III.49) формулу (III.50), получим выражение

$$\Delta t = b(1 + e^{-al}),$$

характеризующее повышение температуры жидкости за счет потерь работы на трение.

§ 8. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ЭКОНОМИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НАПОРНЫХ НЕФТЕПРОВОДОВ

В практике эксплуатации нефтяных месторождений должен быть выбран экономически выгодный диаметр нефтепровода при заданном количестве нефти, подлежащей перекачке. Теоретически через трубопровод любого диаметра можно прокачать любой расход, однако при прокачке заданного расхода через трубопроводы малого диаметра в них создаются большие скорости и как следствие огромные потери давления на трение. При большом диаметре трубопровода скорости жидкости в нем будут небольшие, а соответственно небольшие и потери давления. Перед проектировщиком в таких случаях возникает вопрос: какими же следует принимать диаметры нефтесборных коллекторов и магистральных водоводов и как их обосновывать? Большинство нефтесборных коллекторов и магистральных водоводов состоит из трубопровода и насоса (насосной станции). В зависимости от диаметра трубопровода определяется стоимость самого трубопровода и стоимость насосной станции. Чем меньше диаметр трубопровода, тем меньше при прочих равных условиях стоимость трубопровода $S_{\text{тр}}$, однако больше стоимость насосной станции $S_{\text{нас}}$:

$$S_{\text{общ}} = S_{\text{тр}} + S_{\text{нас}}.$$

Стоимость трубопровода представляет собой единовременную 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 единовременные капиталовложения, а ежегодные затраты по трубопроводу, состоящие из эксплуатационных затрат — расходов на содержание трубопровода и амортизационных отчислений.

При амортизационном проценте по трубопроводу $n\%$ ежегодные затраты на него составляют

$$A_{\text{тр}} = \frac{n_1 S_{\text{тр}}}{100};$$

затраты на насосную станцию

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

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

Необходимая мощность насосной станции определяется по формуле

$$N = \frac{\rho G (h_{\text{тр}} \pm \Delta z) g}{1000 \eta} \text{ кВт}, \quad (\text{III.51})$$

где ρ — плотность жидкости в кг/м^3 ; G — расход жидкости в $\text{м}^3/\text{сек}$; $h_{\text{тр}}$ — потери напора в трубопроводе в м; Δz — разность отметок геометрических высот начала и конца трубопровода в м; η — полный к. п. д. насосно-силовой установки, равный произведению к. п. д. насоса, передачи и двигателя.

Установленная мощность насосной станции должна быть несколько больше необходимой мощности для обеспечения бесперебойной подачи нефти или воды и на случай капитального ремонта насосных агрегатов:

$$N_{\text{уст}} = 1,5N.$$

При стоимости 1 квт·ч электроэнергии с включением всех остальных расходов по станции в K руб. ежегодные затраты по эксплуатации станции составят

$$K = N \cdot 365 \cdot 24K \text{ руб.}$$

Таким образом, ежегодные расходы по насосной станции выразятся в виде:

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

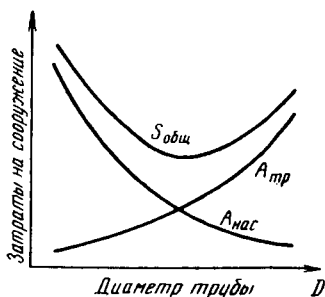


Рис. 30. Зависимость общих расходов на строительство насосной станции от ежегодных затрат по трубопроводу и насосной станции.

Задаваясь различными размерами диаметра нефтепровода или водовода, можно вычислить стоимость строительства этих трубопроводов и насосной станции, а затем 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 двигателей и укрупненным показателям. Полученные данные заносятся в таблицу (табл. 3).

На основании табличных данных строят три функциональные зависимости:

- 1) ежегодные затраты по трубопроводу $A_{\text{тр}} = f_1(D)$;
- 2) ежегодные затраты по насосной станции $A_{\text{нас}} = f_2(D)$;
- 3) суммарные ежегодные затраты $S_{\text{общ}} = f_3(D)$.

Т а б л и ц а 3

D , мм	q масса 1 м, кг	l , м	$\frac{\rho l}{1000}$, т	G , $\text{м}^3/\text{ч}$	v , $\text{см}^2/\text{сек}$	$h_{\text{тр}}$, м	H , м	$S_{\text{тр}}$, руб.	$A_{\text{тр}}$, руб.	N , квт	$N_{\text{уст}}$, квт	K , руб.	$A_{\text{нас}}$, руб.	$S_{\text{общ}}$, руб.
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

Указанные функциональные зависимости изображены на рис. 30. Из рисунка видно, что суммарная кривая ежегодных затрат имеет свой минимум, который соответствует экономически наивыгоднейшему диаметру трубопровода.

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

§ 9. УВЕЛИЧЕНИЕ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ТРУБОПРОВОДОВ

На площадях нефтяных месторождений иногда приходится увеличивать пропускную способность сборных коллекторов в связи с подключением новых скважин или увеличением производительности существующих скважин, подающих продукцию к установке подготовки нефти. Увеличения пропускной способности сборных коллекторов можно достичь следующими путями: уменьшением вязкости перекачиваемой нефти подогревом ее или подачей в поток обводненной нефти поверхностно-активных веществ; прокладкой параллельного нефтепровода (лупинга) и установкой дополнительной насоса, работающего параллельно с основным.

Остановимся кратко на указанных методах увеличения пропускной способности трубопроводов.

1. Для выяснения влияния вязкости жидкости на пропускную способность трубопровода обычно пользуются уравнением (III.10а), из которого следует, что

$$Q^{2-m} = \frac{iD^{5-m}}{\beta \gamma^m} \quad \text{или} \quad Q = \left(\frac{i}{\beta} \right)^{\frac{1}{2-m}} \frac{D^{\frac{5-m}{2-m}}}{\gamma^{\frac{m}{2-m}}}. \quad (\text{III.52})$$

Таким образом, для ламинарного течения ($m = 1$) имеем

$$Q = \frac{i}{\beta} \frac{D^4}{\gamma}; \quad (\text{III.53})$$

для турбулентного течения ($m = 0,25$)

$$Q = \left(\frac{i}{\beta} \right)^{0,57} \frac{D^{2,71}}{\gamma^{0,143}}. \quad (\text{III.54})$$

Критическое значение вязкости $\gamma_{кр}$, при которой ламинарный режим переходит в турбулентный, определяется по формуле

$$\text{Re}_{кр} = \frac{wD}{\gamma} = \frac{4QD}{\pi D^2 \gamma_{кр}} = \frac{4Q}{\pi D \gamma_{кр}} = 2320. \quad (\text{III.55})$$

Подставляя в (III.55) вместо Q его значение из формулы (III.53), получаем

$$\frac{i}{\beta} \frac{D^3}{\gamma_{кр}} \frac{4}{\pi \gamma_{кр}} = 2320; \quad (\text{III.56})$$

при $\beta = \frac{128}{\pi g}$ критическая вязкость будет

$$\gamma_{кр} = 0,0144D \sqrt{iD}. \quad (\text{III.57})$$

Теперь следует выяснить, как же влияет изменение вязкости на пропускную способность нефтепроводов. На производительность нефтепровода весьма значительное влияние оказывает вязкость жидкости при ламинарном течении и мало или вовсе не влияет при турбулентном течении.

На рис. 31 показана зависимость расхода жидкости от вязкости, построенная по формулам (III.53), (III.54) и (III.57). Из графика видно, что при переходе от турбулентного течения к ламинарному расход жидкости падает.

Зная приближенно изменение температуры почвы в течение года, по графику, построенному подобным образом для конкретных условий, можно определить изменение пропускной способности нефте-

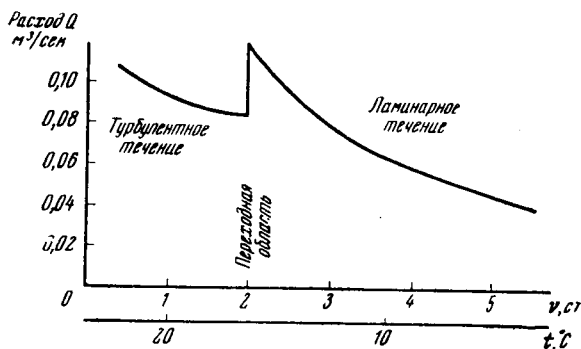


Рис. 31. Зависимость расхода жидкости по трубопроводу от ее вязкости.

проводов по месяцам, а следовательно, принимать меры по поддержанию или увеличению пропускной способности этих нефтепроводов. Одним из перспективных мероприятий по увеличению пропускной способности сборных коллекторов, проложенных по площади месторождения, в зимнее время может быть подача поверхностно-активных веществ (ПАВ) на забой или к устью скважин, дающих обводненную нефть. Такой опыт накоплен в нефтегазодобывающих управлениях Татарии и дал весьма обнадеживающие результаты [10]. При подаче ПАВ в обводненный поток нефти снижается вязкость эмульсии (о чем см. § 8 гл. VI) и увеличивается пропускная способность трубопровода.

При перекачке нефти по трубопроводу в общем случае могут наблюдаться два режима течения: на начальном участке — турбулентный (см. рис. 31), а в конце — ламинарный. При этом длина турбулентного участка l_T определится из формулы (III.50):

$$l_T = \frac{G C \rho}{K \pi D} \ln \frac{t_n - t_o}{t_{кр} - t_o}, \quad (\text{III.57a})$$

где $t_{кр}$ — критическая температура жидкости, соответствующая переходу из турбулентного режима в ламинарный; t_n — начальная температура жидкости в трубе; t_o — температура окружающей трубопровод среды.

Если вязкость вычислять по формуле Филонова [(12), см. приложение 1], то с учетом выражения (III.5) критическая температура будет равна

$$t_{кр} = t_x + \frac{1}{u} \ln \frac{\nu_x \pi D \operatorname{Re}_{кр}}{4Q}. \quad (\text{III.57б})$$

Очевидно, что при $t_{кр} \geq t_n$ режим течения только ламинарный, а при $t_{кр} \leq t_k$ (t_k — конечная температура жидкости) режим только турбулентный. При $t_n > t_{кр} > t_k$ в нефтепроводе одновременно имеют место два режима: турбулентный и ламинарный.

На переход одного режима в другой в реальных условиях огромное влияние оказывает коэффициент теплопередачи, а также термическое сопротивление трубы, т. е. ее теплоизоляция.

2. На рис. 32 приведена схема трубопровода с подключенной к нему параллельной вставкой (лупингом). Жидкость, перекачиваемая по коллектору, разделяется в точке *A* на два потока, которые в точке *B* снова соединяются в один поток. При этом

$$Q_0 = Q_1 + Q_2, \quad (\text{III.58})$$

где Q_0 — расход в коллекторе до точки *A* и после точки *B*; Q_1 — расход в коллекторе на участке *AB*; Q_2 — расход во вставке диаметром d_2 .

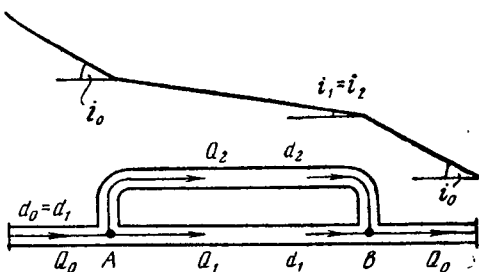


Рис. 32. Схема трубопровода с лупингом.

Согласно приведенной схеме необходимо установить зависимость между расходами Q_0 , Q_1 и Q_2 и диаметрами d_1 и d_2 . Чтобы решить такую задачу, достаточно определить потерю напора в одной из труб на сдвоенном участке, которая будет равна также и потере напора во второй трубе. Согласно сказанному можно записать:

$$\left. \begin{aligned} h_1 &= \beta_1 \frac{Q_1^{2-m_1} \nu^{m_1}}{d_1^{5-m_1}} l; \\ h_2 &= \beta_2 \frac{Q_2^{2-m_2} \nu^{m_2}}{d_2^{5-m_2}} l, \end{aligned} \right\} \quad (\text{III.59})$$

где h_1 и h_2 — потери напора на сдвоенном участке и во вставке, которые, как отмечалось выше, равны между собой.

Если в обеих трубах режим течения будет одинаковым, то $\beta_1 = \beta_2 = \beta$ и $m_1 = m_2 = m$. Тогда можем записать

$$\beta = \frac{Q_1^{2-m} \nu^m l}{d_1^{5-m}} = \beta \frac{Q_2^{2-m} \nu^m l}{d_2^{5-m}} \quad (\text{III.60})$$

или, сокращая, получаем

$$\frac{Q_1^{2-m}}{d_1^{5-m}} = \frac{Q_2^{2-m}}{d_2^{5-m}}. \quad (\text{III.61})$$

Отсюда найдем

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}. \quad (\text{III.62})$$

Для ламинарного режима ($m=1$)

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^4; \quad (\text{III.63})$$

для турбулентного режима ($m=0,25$)

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{2,71} \quad (\text{III.64})$$

Из выражения (III.62) определим Q_2 :

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}.$$

Подставляя данное выражение в уравнение (III.58), получаем

$$Q_0 = Q_1 + Q_1 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}, \quad (\text{III.65})$$

отсюда

$$\left. \begin{aligned} Q_1 &= \frac{Q_0}{1 + \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}}; \\ Q_2 &= \frac{Q_0}{1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}}. \end{aligned} \right\} \quad (\text{III.66})$$

Гидравлический уклон основного трубопровода

$$i_o = \beta \frac{Q_0^{2-m} \nu^m}{d_o^{5-m}}. \quad (\text{III.67})$$

Гидравлический уклон на лупинге

$$i_1 = i_2 = \beta \frac{Q_1^{2-m} \nu^m}{d_o^{5-m}}, \quad (\text{III.68})$$

откуда

$$i_1 = i_o \left(\frac{Q_1}{Q_0} \right)^{2-m}. \quad (\text{III.69})$$

Подставив в выражение (III.69) вместо Q_1 его значение из уравнения (III.66), получим

$$i_1 = i_0 f = \frac{i_0}{\left[1 + \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{\frac{5-m}{2-m}} \right]^{2-m}}. \quad (\text{III.70})$$

Если $d_1 = d_2$, то при ламинарном течении ($m = 1$)

$$i_1 = i_2 = 0,5 i_0,$$

при турбулентном течении ($m = 0,25$)

$$i_2 = 0,296 i_0.$$

Трубопроводы прокладывают параллельно главным образом на магистральных нефтепроводах и значительно реже при перекачке нефти по территории нефтяного месторождения.

Длину параллельного трубопровода l для ламинарного движения можно определить по формуле

$$l = \frac{L - \frac{h_{\text{тр}} d_1^4}{a Q_0}}{1 - f}, \quad (\text{III.71})$$

где L — длина трубопровода между насосными станциями или между насосом и установкой подготовки нефти в м; $h_{\text{тр}}$ — потеря напора от трения жидкости в основном трубопроводе в м; d_0 — диаметр основного трубопровода в м; a — коэффициент, равный 41,53v; Q_0 — общий расход жидкости в л/сек;

$$f = \frac{i_1}{i_0} = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^4};$$

здесь d_2 — диаметр лупинга в м; i_1 — гидравлический уклон параллельного трубопровода; i_0 — гидравлический уклон основного трубопровода.

Для турбулентного режима при Re от 3000 до 100 000 длина лупинга определяется по формуле

$$l = \frac{L - \frac{h_{\text{тр}} d_1^{1,75}}{a Q_0^{1,25}}}{1 - f_1}, \quad (\text{III.71a})$$

где a — коэффициент, равный 43,76v;

$$f_1 = \frac{i_1}{i_0} = \frac{1}{\left[1 + \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{2,71} \right]^{1,75}}.$$

3. Пропускную способность действующего нефтепровода можно увеличить также установкой дополнительного насоса (поршневого,

центробежного), работающего параллельно с основным. На рис. 33 слева показана такая схема установки двух центробежных насосов. Так как насосы 2 и 1 установлены близко друг к другу, а трубопровод, на который они работают, длинный, то можно пренебречь сопротивлением всасывающих и напорных трубопроводов до узловой точки O . При этом напор насосов одинаков, так как давление в точке O , создаваемое обоими насосами, одинаково. Заменяем оба насоса одним

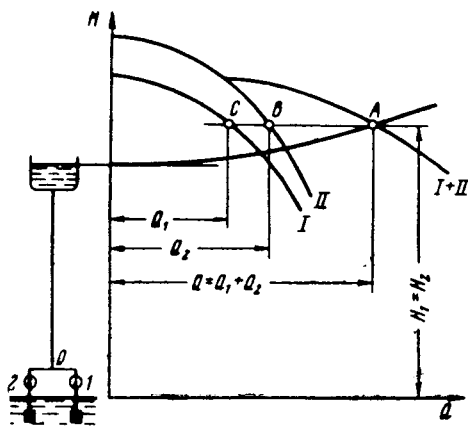


Рис. 33. Параллельная работа центробежных насосов.

насосом, подача которого равна сумме подач обоих насосов при одинаковом напоре. При такой замене режим работы насосной установки не изменится. Для получения характеристики этого насоса или суммарной характеристики двух насосов следует сложить отрезки абсцисс, соответствующих точкам кривых напоров I и II обоих насосов, взятым при одной и той же ординате. Иными словами, следует сложить кривые напоров I и II обоих насосов по горизонтали. Пересечение суммарной кривой характеристик $I + II$ с кривой характеристики насосной установки дает рабочую точку A . Абсцисса точки A равна суммарной подаче обоих насосов $Q_1 + Q_2$, ордината — напору насосов $H_1 + H_2$.

Проведя через точку A горизонтальную прямую, получим на пересечении с кривыми напоров I и II режимные точки C и B насосов 1 и 2 .

§ 10. ПРЕДУПРЕЖДЕНИЕ ЗАСОРЕНИЯ НЕФТЕПРОВОДОВ И МЕТОДЫ УДАЛЕНИЯ ОТЛОЖЕНИЙ

Засорение выкидных линий и нефтесборных коллекторов, произошедших по территории нефтяного месторождения, происходит по следующим причинам:

1) ввиду недостаточной скорости потока твердые частицы, выносимые из скважины вместе с нефтью на поверхность, оседают в нефтепроводе, уменьшая его проходное сечение;

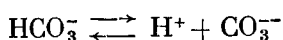
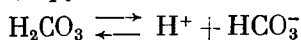
2) в определенных термодинамических условиях из совместного потока нефти, газа и воды могут выпадать различные соли и парафин, создавая твердый осадок, трудно поддающийся разрушению;

3) при интенсивной коррозии оборудования его внутренние стенки разрушаются, в результате чего может образоваться окалина, оседающая и уменьшающая живое сечение трубопроводов (см. § 15 настоящей главы).

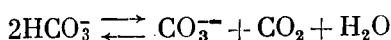
Отложение солей. Интенсивность отложения солей в трубах зависит от химического состава пластовой воды и от режима ее движения. Пластовые воды, содержащие соли карбоната кальция CaCO_3 , карбоната магния MgCO_3 , сернокислого кальция CaSO_4 , т. е. хлоркальциевые воды (см. § 1 гл. VI), при определенных термодинамических условиях образуют осадки в трубах в виде отложений солей. Причиной отложений солей в нефтепроводах может явиться также смешение вод различного химического состава, добываемых из разных горизонтов, например смешение хлоркальциевых вод с щелочными водами.

Основной причиной, способствующей отложению солей в трубопроводах при движении по ним хлоркальциевых вод, является нарушение углекислотного равновесия в воде. В пластовых водах, кроме «свободной» углекислоты в виде растворенного газа CO_2 и недиссоциированных молекул H_2CO_3 , содержится «полусвязанная» углекислота в виде бикарбонатных ионов HCO_3^- и «связанная» углекислота в виде карбонатных ионов CO_3^{--} .

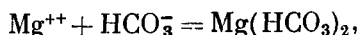
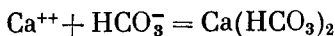
Углекислота диссоциирует



В водных растворах углекислых соединений обычно существует динамическое равновесие между различными формами углекислоты:



При наличии в пластовых водах одновременно ионов Ca^{++} , Mg^{++} и HCO_3^- образуется бикарбонат кальция и магния:



равновесие которых в растворе также поддерживается за счет растворенной в воде CO_2 .

При движении нефти, газа и воды по выкидным линиям и сборным коллекторам давление в них понижается, в результате чего из воды выделяется «равновесная» углекислота CO_2 , выпадают и отлагаются соли.

При насыщении воды углекислотой или при увеличении давления в системе указанные выше реакции могут быть обратимыми. Поэтому для ликвидации образовавшихся отложений солей в трубах иногда целесообразно повышать давление в системе или вводить дополнительно свободную углекислоту.

Отложения в трубопроводах бывают различного характера: от сплошных, равномерно уменьшающих живое сечение труб, до бугристых — в виде отдельных выступов на стенках труб.

В практике встречаются следующие основные виды отложений солей в трубопроводах:

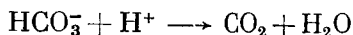
а) донные отложения, образующиеся в нижней части трубопровода при транспортировании по нему неочищенной воды, содержащей механические примеси; эти отложения образуются при небольших скоростях движения воды и состоят в основном из гидрата окиси железа $\text{Fe}(\text{OH})_3$, который получается за счет коррозии стальных труб (см. § 15 настоящей главы);

б) сплошные отложения, получающиеся при движении по трубам воды, пересыщенной карбонатом кальция CaCO_3 ; прочность этих отложений увеличивается, если вода содержит механические примеси;

в) бугристые отложения, обусловленные коррозионным действием воды и отличающиеся значительной прочностью и силой сцепления с внутренней поверхностью труб.

Для предупреждения отложений солей в трубопроводах и предотвращения коррозии применяют следующие методы: подкисление воды; подщелачивание воды и покрытие внутренней поверхности труб различными коррозионностойкими материалами.

Подкисление воды можно применять в том случае, когда на стенках труб отлагается карбонат кальция CaCO_3 . Так как свойство воды выделять из раствора CaCO_3 обуславливается избытком HCO_3^- и недостатком CO_2 , то подкислением воды можно ее привести в состояние стабильности по следующей реакции:



Кроме того, иногда применяют стабилизацию воды путем добавления в нее небольших количеств гексаметафосфата натрия $(\text{NaPO}_3)_6$ (1 г на 1 т). При этом на стенках труб образуется железофосфатная пленка, предотвращающая коррозию труб и отложение на них солей карбоната кальция.

Отложение парафина. При определенных термодинамических условиях сбор парафинистых нефтей сопровождается образованием и отложением на стенках трубопроводов парафина, существенно увеличивающим гидравлические сопротивления и уменьшающим пропускную способность трубопроводов.

Элементарный анализ показывает, что основная масса промышленных парафиновых отложений представлена твердыми углеводородами (парафинами и асфальтенами), а также жидкими углеводородами (смолами и связанной нефтью). При этом содержание парафинов составляет 10—75%, асфальтенов 2—5%, смол 10—30%, связанной нефти до 60% и механических примесей 1—5% [34, 53]. В группу твердых парафинов входят углеводороды от $\text{C}_{17}\text{H}_{36}$ до $\text{C}_{71}\text{H}_{144}$. 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 $\text{C}_{17}\text{H}_{36}$ до $\text{C}_{36}\text{H}_{74}$ и церезины от $\text{C}_{36}\text{H}_{74}$ и выше.

Ниже приведены основные факторы, влияющие на образование и отложение парафино-церезиновых масс на стенках труб.

1. Состояние поверхности стенки трубы, соприкасающейся с нефтью (шероховатая, гладкая, полированная). Шероховатые стенки труб способствуют отложению парафина, так как они интенсифицируют перемешивание потока при турбулентном режиме движения и способствуют выделению газа из нефти непосредственно у стенок труб.

2. 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.

3. Концентрация парафиновых соединений в нефти. Чем выше концентрация этих соединений, тем интенсивнее будет отложение парафинов при всех прочих равных условиях.

4. 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.

5. Темп снижения давления в потоке нефти. Чем больше перепад давления, тем интенсивнее происходит 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.

6. Электризация глобул воды, газовых включений и твердых парафиновых частиц в нефтегазоводяном потоке. Это явление пока недостаточно изучено, однако, оно имеет исключительно важное значение в образовании парафиновых отложений.

7. Скорость нефтегазового потока. Многочисленными опытами, проведенными в промышленных условиях, было доказано, что чем ниже скорость потока, т. е. чем меньше дебит скважин, тем больше величина парафиновых отложений.

8. Наличие в нефти воды и деэмульгаторов (см. § 6 гл. VI), вводимых для разрушения нефтяных эмульсий.

Методы предотвращения парафиновых отложений в условиях нефтегазодобывающих предприятий применяются различные в зависимости от технико-экономических показателей их осуществления и возможности успешного их внедрения. Можно рекомендовать следующие меры против парафиновых отложений в трубопроводах.

1. Применение высоконапорной $0,981-1,47 \text{ МН/м}^2$ ($10-15 \text{ кг/см}^2$) 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.

4. Установку на устьях скважин, а также на отдельных участках выкидных линий виброгенераторов (пластин), получающих энергию от проходящего потока жидкости. Такие генераторы, создавая вибрацию потока, предотвращают выпадение и оседание парафина на стенках трубопровода.

5. Применение поверхностно-активных веществ, подаваемых к забоям или к устьям скважин в поток обводненной нефти. Подача ПАВ в обводненные скважины полностью предотвращает образование нефтяной эмульсии, в результате чего стенки выкидных линий и сборных коллекторов контактируют не с нефтью, способствующей адгезии (прилипанию) твердых частиц парафина, а с пластовой водой, отрицательно действующей на отложение парафина. Кроме того, введенные в поток нефти ПАВ, адсорбируясь на твердых частицах

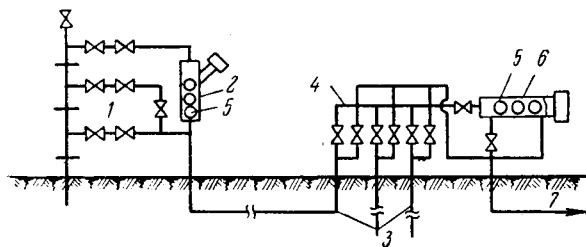


Рис. 34. Очистка нефтепровода резиновыми шарами. 1 — фонтанная арматура; 2 — камера для запуска шаров; 3 — выкидные линии; 4 — распределительная батарея групповой замерной установки; 5 — резиновые шары; 6 — приемная камера; 7 — линия к сепаратору.

парафина, затормаживают или полностью прекращают рост его кристаллов, в результате чего существенно затрудняются осаждение 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 [10]; кроме того, ПАВ, введенные в поток нефти на забое или у устья скважины, предотвращают образование и «старение» нефтяных эмульсий (более обстоятельно об этом см. § 5 гл. VI).

6. Применение теплоизоляции, которая одновременно являлась бы также и противокоррозионным покрытием.

7. Применение резиновых шаров (торпед), периодически вводимых (по мере накопления парафина) у устьев скважин в выкидные линии и извлекаемых на групповых замерных установках.

Из всех перечисленных выше методов борьбы с парафиновыми отложениями в нефтепроводах наиболее широко в настоящее время применяются лишь первый и второй: первый — преимущественно на вновь обустраиваемых нефтяных площадях, второй — на старых промыслах с самотечной системой нефтегазосбора.

Второй метод борьбы с отложениями парафина эффективен, но дорогостоящий.

Несколько уже область применения пятого и седьмого методов, которые по сравнению со вторым методом обходятся нефтегазодобывающим управлениям значительно дешевле. Например, одноразовое применение ППУ на площадях нефтяных месторождений Татарии

стоит около 500 руб. [10], а применение шаров (торпед) для этих же целей — около 10 руб. Однако, чтобы использовать шары, а также ПАВ против отложений парафина в промысловых трубопроводах, требуется некоторая переделка существующих нефтесборных систем и связанные с этим дополнительные расходы.

На вновь открытых месторождениях с парафинистой нефтью, где будут проектироваться современные высоконапорные системы нефтесбора, по всей вероятности, не будет так остро стоять проблема борьбы с отложениями парафина.

На рис. 34 приведена схема очистки выкидных линий скважин резиновыми шарами. Очистка осуществляется следующим образом. Камера запуска 2, установленная на струне фонтанной арматуры 1, заряжается резиновыми шарами 5, диаметр которых несколько больше (на 2—3 мм) внутреннего диаметра выкидной линии. По мере того как выкидные линии 3 запарафиниваются, из камеры запуска 2 подается резиновый шар, который потоком жидкости проталкивается до распределительной батареи 4 группового сборного пункта, где установлена приемная камера 6. Резиновый шар 5 счищает отложения парафина со стенок выкидных линий и проталкивает их в приемную камеру 6, из которой он направляется по линии 7 в сепаратор. Описанный способ очистки труб от парафина успешно применяется на месторождениях Украины, Коми АССР, Туркмении, Татарии и др.

§ 11. ВЫВОД РАСЧЕТНЫХ ФОРМУЛ ДЛЯ НАПОРНЫХ ГАЗОПРОВОДОВ

Установившееся движение газа в газопроводе описывается системой трех уравнений:

1) уравнением движения (уравнением Бернулли в дифференциальной форме)

$$\frac{dp}{\rho g} + w \frac{dw}{2g} + dz + \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2g} = 0; \quad (\text{III.72})$$

2) уравнением состояния

$$p = \rho zRT; \quad (\text{III.73})$$

3) уравнением баланса количества газа или массового расхода

$$G = \rho wF = \text{const.} \quad (\text{III.74})$$

В уравнении (III.72) первый член выражает потенциальную энергию давления газа, второй — удельную кинетическую энергию движущегося газа, третий — энергию положения, четвертый — потерянный напор. Все члены данного уравнения имеют размерность длины. При выводе формул для расчета газопровода вторым и третьим членами обычно пренебрегают, т. е. считают, что увеличения линейных скоростей в газопроводе не происходит и что газопровод проложен горизонтально. При указанных допущениях уравнение (III.72) запишется в следующем виде:

$$-\frac{dp}{\rho g} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2g}. \quad (\text{III.75})$$

Определяя из уравнения (III.74) линейную скорость w и подставляя ее значение в уравнение (III.75), получаем

$$-\frac{dp}{\rho g} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{G^2}{\rho^2 F^2 2g}$$

или

$$-\rho dp = \lambda \frac{dx}{D} G^2 \frac{1}{2F^2}.$$

Подставив в последнее выражение вместо ρ его значение из уравнения (III.73), получим

$$-\frac{p dp}{zRT} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{G^2}{2F^2}.$$

Возьмем интеграл от данного уравнения в пределах от начального давления p_1 до конечного p_2 в газопроводе длиной от 0 до L :

$$-\frac{1}{zRT} \int_{p_1}^{p_2} p dp = \lambda \frac{G^2}{2DF^2} \int_0^L dx. \quad (\text{III.76})$$

Подставив вместо площади величину $F = \frac{\pi D^2}{4}$, получим окончательно

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{2zRT} = \lambda \frac{G^2 L \cdot 16}{2\pi^2 D^5}$$

или

$$G = \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D}{\lambda z R T L}}. \quad (\text{III.77})$$

Формула (III.77) является основной для расчета массового расхода газа по трубопроводу и она применима в любой системе единиц. Если применяется система СИ, то величины, входящие в вышеприведенные формулы, имеют следующие единицы измерения:

G — массовый расход газа в кг/сек;

D — внутренний диаметр газопровода в м;

p — давление в Н/м²;

λ — коэффициент гидравлического сопротивления — безразмерная величина, в общем случае зависящая от числа Рейнольдса и шероховатости стенки трубы;

z — коэффициент сжимаемости газа;

R — газовая постоянная в НМ/(кг·°C), где Н = кг·м/сек²;

T — абсолютная температура газа в °K;

L — длина газопровода в м;

w — линейная скорость газа в м/сек;

ρ — плотность газа в кг/м³;

g — ускорение силы тяжести в м/сек².

В настоящее время в качестве единицы давления пока еще применяется кГ/м², так как все измерительные приборы имеют шкалу

с этой единицей. В связи с этим формула (III.77) при использовании единицы измерения давления кГ/м^2 принимает вид:

$$G = \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D m^2}{z R T L \lambda}},$$

где $m = 9,81 \text{ Н/кГ}$ — коэффициент перевода единицы силы из одной системы единиц в другую (из СИ в МКГСС). Остальные обозначения прежние.

При расчетах обычно пользуются величиной объемного расхода газа, приведенного к нормальным ($t = 0^\circ \text{С}$ и $p = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2 = 760 \text{ мм рт. ст.}$) или стандартным ($t = 20^\circ \text{С}$ и $p = 1,013 \times 10^5 \text{ Н/м}^2 = 760 \text{ мм рт. ст.}$) условиям.

Объемный расход, приведенный соответственно к нормальным и стандартным условиям, будет равен

$$V_n = \frac{G}{\rho_n}, \quad V_{ст} = \frac{G}{\rho_{ст}}.$$

Значения плотности газа берут по справочникам для данного газа или рассчитывают по известному составу газа. Таким образом, при оперировании объемным расходом, приведенным к нормальным условиям, формула (III.77) примет вид:

$$V_n = \frac{\pi D^2}{4 \rho_n} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2) D}{\lambda z R T L}}. \quad (\text{III.78})$$

В формулах (III.77) и (III.78) массовый и объемный расход газа принят секундным. Для получения часового и суточного расхода газа необходимо секунднй расход умножить на соответствующее время в секундах. Массовый и объемный часовые расходы будут равны:

$$G_{\text{ч}} = 3600 G \text{ и } V_{\text{чн}} = 3600 V_n$$

Расчет коллекторов для сбора газа

Газосборные коллекторы, прокладываемые на площади месторождения, имеют по длине сосредоточенные притоки газа, расположенные на некотором расстоянии друг от друга (см. рис. 24, а, б). Величины притоков могут быть неодинаковые. Гидравлический расчет газосборного коллектора с учетом большого числа сосредоточенных притоков довольно сложен [6]. Для облегчения расчета принимается упрощенная схема с равномерным притоком газа по длине газосборного коллектора (рис. 35, б, з)

$$V_{\text{тек}} = q l_{\text{тек}}, \quad (\text{III.79})$$

где $V_{\text{тек}}$ — количество газа, проходящее в данном сечении коллектора; q — приток газа на единицу длины коллектора (удельный приток); $l_{\text{тек}}$ — расстояние данного сечения от начала коллектора.

Если в начальную точку коллектора поступает какое-то количество газа V_H , то

$$V_{\text{тек}} = V_H + ql. \quad (\text{III.80})$$

Для вывода расчетных формул, применяемых к газосборным коллекторам, воспользуемся выражением (III.78), в которое подставим вместо λ формулу Веймаута ($\lambda = \frac{0,009407}{\sqrt{D}}$) и приведем его в следующем виде:

$$V_H = 8,1 \frac{D^{5/3}}{\rho_H} \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{zRTL}} = KD^{2,667} \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{L}} \quad (\text{III.81})$$

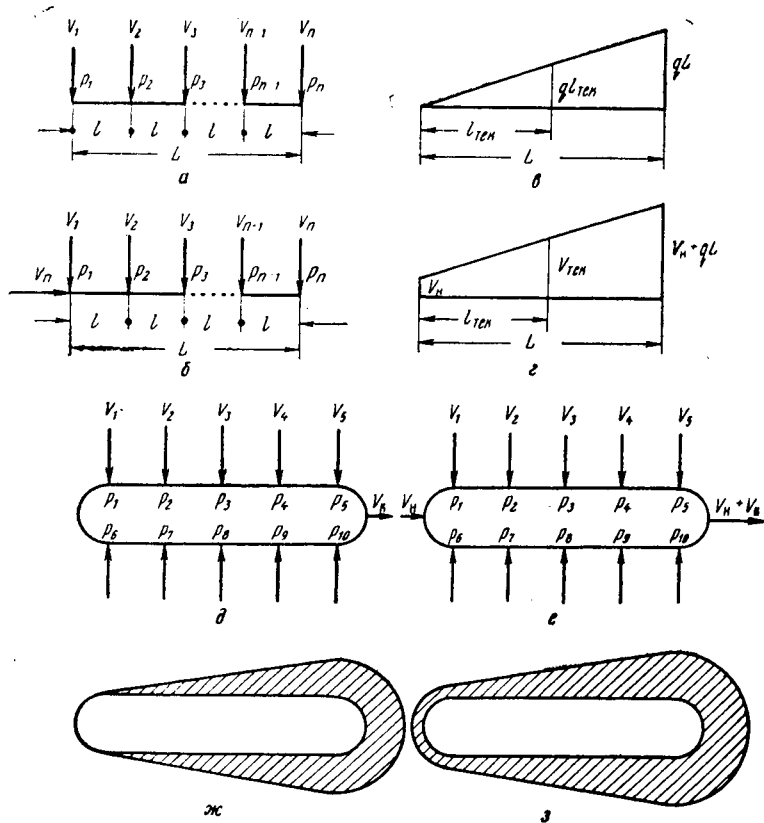


Рис. 35. Расчетная схема линейного и кольцевого коллекторов газа.

или

$$V_H^2 L = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2), \quad (\text{III.82})$$

где

$$K = \frac{8,1}{\rho_H \sqrt{zRT}}.$$

На рис. 35 приведены расчетные схемы для линейного и кольцевого сборных коллекторов. Схемы *а* и *б* применяются для точного расчета коллекторов, а схемы *в* и *г* — для упрощенного расчета. Схема *а* отличается от схемы *б* тем, что к последней подводится начальный расход газа V_n . На схемах *д* и *е* показано подключение газовых линий к кольцевому коллектору, а на схемах *ж* и *з* изображены эпюры газопотоков этого коллектора.

Заменяя в выражении (III.82) L на $l_{\text{тек}}$, для схемы *г* можно написать

$$\int_0^L (V_n + ql_{\text{тек}}) dl = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2) \quad (\text{III.83})$$

или

$$V_n^2 L + 2 \frac{V_n q L^2}{2} + \frac{q^2 L^3}{3} = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2).$$

Но так как $qL = V_k$, то последнее выражение представится так:

$$V_n^2 + V_n V_k + \frac{V_k^2}{3} = \frac{K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2)}{L}, \quad (\text{III.84})$$

где V_k — суммарный приток газа по длине коллектора.

Если V_n положить равным нулю, то

$$V_k^2 = \frac{K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2)}{\frac{L}{3}}. \quad (\text{III.85})$$

Решая уравнение (III.84) относительно V_k , получаем

$$V_k = \frac{3}{2} \left(\sqrt{\frac{4}{3} \frac{K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2)}{L}} - \frac{1}{3} V_n^2 - V_n \right). \quad (\text{III.86})$$

Так как выражение $\frac{K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2)}{L}$ в последнем уравнении определяет количество газа V_r , которое может быть пропущено по обычному газопроводу диаметром D_r и длиной L , то уравнение (III.86) можно записать в следующем виде:

$$V_k = \frac{3}{2} \left(\sqrt{\frac{4}{3} V_r^2 - \frac{1}{3} V_n^2} - V_n \right). \quad (\text{III.87})$$

Если в выражении (III.87) принять $V_n = 0$, то

$$V_k = \frac{3}{2} \sqrt{\frac{4}{3} V_r^2} = 1,73 V_r. \quad (\text{III.88})$$

Для определения конечного диаметра газосборного коллектора D_k поступим следующим образом. Левую часть уравнения (III.84) приравняем к условному расходу V_y^2 и, решив это уравнение относительно D_k , получим

$$D_k = \left[\frac{V_y^2 L}{K^2 (p_1^2 - p_2^2)} \right]^{0,187}. \quad (\text{III.89})$$

Из выражения (III.87) при $V_{\text{н}} = 0$ конечный диаметр газосборного коллектора $D_{\text{к}}$, определенный для обычного газопровода, будет равен

$$D_{\text{к}} = \left[\frac{V_{\text{к}}^2 L}{3K^2 (p_1^2 - p_2^2)} \right]^{0,187} = 0,82 D_{\text{г}}. \quad (\text{III.90})$$

Если уравнение (III.84) решить относительно $p_1 - p_2$ при одинаковых величинах $D_{\text{г}} = D_{\text{к}}$ и $V_{\text{г}} = V_{\text{к}}$, то

$$(p_1^2 - p_2^2)_{\text{к}} = \frac{V_{\text{г}}^2 L}{K^2 D^{5,334}}, \quad (\text{III.91})$$

а при $V_{\text{н}} = 0$

$$(p_1^2 - p_2^2)_{\text{к}} = \frac{p_1^2 - p_2^2}{3}. \quad (\text{III.92})$$

Для кольцевого коллектора с равномерным притоком газа по обеим ветвям (см. рис. 39, ∂ , e) можно написать:

$$\int_0^{\frac{L}{2}} \left(\frac{V_{\text{н}}}{2} + ql_{\text{тек}} \right)^2 dl = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2); \quad (\text{III.93})$$

$$\frac{V_{\text{н}}^2}{4} + \frac{2V_{\text{н}}}{2} \frac{ql^2}{2} + q^2 \frac{l^3}{3} \Big|_0^{\frac{L}{2}} = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2),$$

или

$$\frac{V_{\text{н}}^2}{8} + \frac{V_{\text{н}} V_{\text{к}} L}{8} + \frac{V_{\text{к}}^2 L^3}{24} = K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2), \quad (\text{III.94})$$

где $V_{\text{к}}$ — суммарный приток газа по обеим ветвям коллектора; L — общая длина кольцевого коллектора.

При $V_{\text{н}} = 0$

$$V_{\text{к}}^2 = \frac{K^2 D^{5,334} (p_1^2 - p_2^2)}{\frac{L}{24}}. \quad (\text{III.95})$$

Приняв соответственно

$$V_{\text{н}}^2 + V_{\text{н}} V_{\text{к}} + \frac{V_{\text{к}}^2}{3} = V_{\text{г}}^2, \quad (\text{III.96})$$

имеем по аналогии с уравнениями (III.87), (III.89), (III.91):

$$V_{\text{к}} = \frac{3}{2} \left(\sqrt{\frac{32}{3} V_{\text{г}}^2 - \frac{1}{3} V_{\text{н}}^2} - V_{\text{н}} \right); \quad (\text{III.97})$$

$$D_{\text{к}} = \left[\frac{V_{\text{г}}^2 L}{8K^2 (p_1^2 - p_2^2)} \right]^{0,187}; \quad (\text{III.98})$$

$$(p_1^2 - p_2^2)_{\text{к}} = \frac{V_{\text{г}}^2 L}{8K^2 D^{5,334}}. \quad (\text{III.99})$$

Приняв $V_n = 0$, получим:

$$V_k = \frac{3}{2} \sqrt{\frac{32}{3}} V_r^2 = 4,9 V_r; \quad (\text{III.100})$$

$$D_k = \left[\frac{V_k^2 L}{24 K^2 (p_1^2 - p_2^2)} \right]^{0,187} = 0,53 D_r; \quad (\text{III.101})$$

$$(p_1^2 - p_2^2)_k = \frac{p_1^2 - p_2^2}{24}. \quad (\text{III.102})$$

Полученные выше формулы для расчета линейных и кольцевых газосборных коллекторов, применяемых на нефтедобывающих площадях, дают основание сделать следующие важные выводы:

1) при упрощенном методе расчета линейный коллектор можно рассчитывать как обычный газопровод, длина которого равна $1/3$ фактической (III.85), а для кольцевого коллектора расчетная длина принимается равной $1/24$ фактической (III.95);

2) пропускная способность линейного коллектора в 1,73 раза больше (III.88) обычного газопровода, а кольцевого коллектора — в 4,9 раза больше (III.100);

3) перепад давления в линейном коллекторе в 3 раза меньше перепада давления в обычном газопроводе (III.92), а в кольцевом коллекторе — в 24 раза меньше (III.102).

§ 12. ИЗМЕНЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ ГАЗА ПО ДЛИНЕ ГАЗОПРОВОДА

Давление в любой точке газопровода легко определяется при известных величинах давления в начальном и конечном участках его. Для получения расчетной формулы воспользуемся выражением (III.81) и представим его в следующем виде:

$$V = K D^{2,667} \sqrt{\frac{p_1^2 - p_x^2}{x}}; \quad (\text{III.103})$$

здесь x — расстояние от начала газопровода (в долях единицы), где давление p_1 , до рассматриваемого сечения, где давление p_x .

Если всю длину газопровода принять за единицу, то для второго участка можно записать

$$V = K D^{2,667} \sqrt{\frac{p_x^2 - p_2^2}{(1-x)}}. \quad (\text{III.104})$$

Приравняв правые части уравнений (III.103) и (III.104) и сделав соответствующие преобразования, получим

$$p_x = \sqrt{p_1^2 - (p_1^2 - p_2^2)x}, \quad (\text{III.105})$$

т. е. уравнение второго порядка, описывающее изменение давления по длине газопровода.

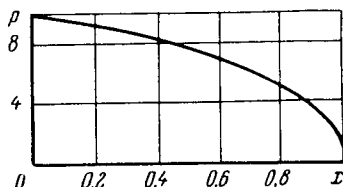


Рис. 36. Изменение давления по длине газопровода.

Кривая, соответствующая этому уравнению, изображена на рис. 36 и представляет собой параболу.

Среднее давление в газопроводе отличается от среднего арифметического давления и может быть найдено по формуле

$$P_{\text{ср}} = \frac{2}{3} \left(P_1 + \frac{P_2^3}{P_1 + P_2} \right). \quad (\text{III.106})$$

§ 13. КОНДЕНСАЦИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ И ПАРОВ ВОДЫ В ГАЗОСБОРНОЙ СИСТЕМЕ. ОБРАЗОВАНИЕ ГИДРАТОВ

При движении нефтяного газа по газосборной сети всегда происходит падение давления и температуры. При снижении давления и температуры газа из него выпадает углеводородный и водный конденсат, а также могут при определенных термодинамических условиях образоваться гидратные отложения. Конденсация паров углеводородов и паров воды, составляющих нефтяной газ, происходит главным образом в результате снижения температуры газа, обусловленного дроссель-эффектом и отдачей тепла газом более холодным стенкам трубопровода. Конденсация углеводородов и паров воды может происходить как на самой стенке трубы, так и в объеме газа, где центрами конденсации являются содержащиеся в нем твердые и жидкие микрочастицы. Во всех случаях для возможности конденсации паров углеводородов необходимо, чтобы температура охлаждения была ниже температуры насыщенного пара отдельного компонента, входящего в состав смеси газа. 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, т. е. C_{5+} , и конденсат паров воды. По мере снижения давления в газопроводе может наблюдаться явление обратной конденсации — испарение легких компонентов из образовавшегося конденсата. Необходимо помнить, что процесс испарения сопровождается понижением температуры среды, а процесс конденсации — повышением ее температуры.

Интенсивность падения температуры газа, движущегося по газопроводу, уложенному в землю, зависит от температуры грунта, коэффициента теплопередачи от газа к грунту (см. § 13 гл. VI) и ряда других факторов. Состав нефтяного газа, транспортируемого по газосборной системе, как правило, постоянен и зависит главным образом от режима сепарации и от времени года, иными словами — от температуры окружающего воздуха.

Образование углеводородного и водного 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 газопроводе образуется не за счет конденсации паров углеводородов и паров воды, а в результате плохой сепарации, сопровождающейся уносом капельной жидкости (см. § 4 гл. IV). Вот почему

иногда в пробах конденсата, отобранных из газопроводов для исследования, оказываются углеводороды C_7 и выше.

Чтобы предотвратить образование жидкостных пробок в промышленных газопроводах, рекомендуется устанавливать на них сепарирующие приспособления, называемые камерами с разрывом струи (рис. 37). Такие камеры нашли широкое применение в газовой промышленности. Их устанавливают обычно на восходящем участке газопровода. Применение таких камер на газосборных сетях нефтяных площадей позволит не только успешно вести борьбу с жидкостными пробками, но и с парафинистыми отложениями, которые в настоящее время ликвидируют при помощи передвижных паровых установок (ППУ), что обходится нефтегазодобывающим предприятиям очень дорого. Для ликвидации парафинистых отложений в газосборных сетях с применением указанных камер можно пользоваться схемой, приведенной на рис. 34.

Величина L в камерах с разрывом струи принимается равной от 1,0 до 1,5 м, а диаметр корпуса камеры $D = 10-15d$ (d — внутренний диаметр выкидной линии в см). Общая длина камеры L_0 принимается равной 2,0—2,5 м.

Как отмечалось выше, вместе с парами углеводородов происходит конденсация и паров воды. Пары воды могут насыщать газ до предельного давления, равного давлению насыщенного водяного пара при данной температуре. Это предельное содержание водяных паров при данной температуре называется точкой росы. Если содержание водяных паров превышает этот предел, то начинается их конденсация, т. е. переход в жидкое состояние.

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 максимально 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. $\varphi = \frac{p}{P}$

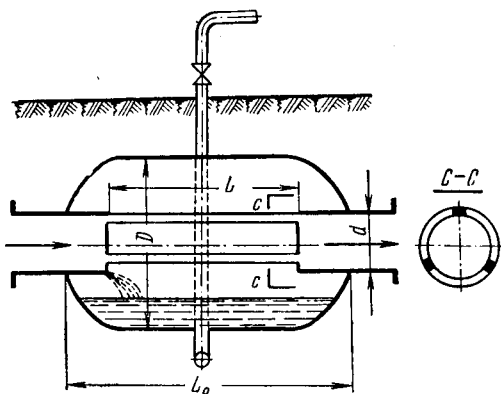


Рис. 37. Камера с разрывом струи.

или

$$\varphi = \frac{p}{P} 100\%, \quad (\text{III.107})$$

где φ — относительная влажность газа; p — парциальное давление находящегося в газе водяного пара в Н/м² (1 мм рт. ст. = 133,3 Н/м²); P — давление насыщенного водяного пара при данной температуре в Н/м².

Для насыщенного водяного пара

$$\varphi = \frac{p}{P} = 1,$$

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), или количеством молей паров воды, приходящимся на число молей сухого газа (мольное влагосодержание).

Влажность нефтяного газа определяется давлением, температурой, составом газа и количеством солей, растворенных в воде, контактирующей с нефтью и газом.

Влажность нефтяных газов можно определять тремя способами: 1) экспериментально; 2) по аналитическим уравнениям и 3) по номограммам, составленным при обработке экспериментальных данных.

Содержание водяного пара в газе выражают обычно следующей формулой:

$$W_v = \frac{\varphi q}{P - \varphi q}, \quad (\text{III.108})$$

где φ — относительная влажность газа; q — упругость насыщенных паров воды при данной температуре в Н/м²; P — давление газа в Н/м².

Формула (III.108) выражает отношение парциального давления водяного пара в газе и газа, т. е. отношение их молярных концентраций. Для того чтобы выразить массовое содержание водяного пара в газе, необходимо числитель и знаменатель умножить на соответствующие значения молекулярных масс:

$$W_v = \frac{M_{в.п} \varphi q}{M_r (P - \varphi q)}, \quad (\text{III.109})$$

где $M_{в.п}$ — молекулярная масса водяного пара; M_r — молекулярная масса газа.

Подставив в формулу (III.109) величину молекулярной массы водяного пара и выразив содержание водяных паров в г/кг, получим

$$W_v = \frac{1800 \varphi q}{M_r (P - \varphi q)}. \quad (\text{III.110})$$

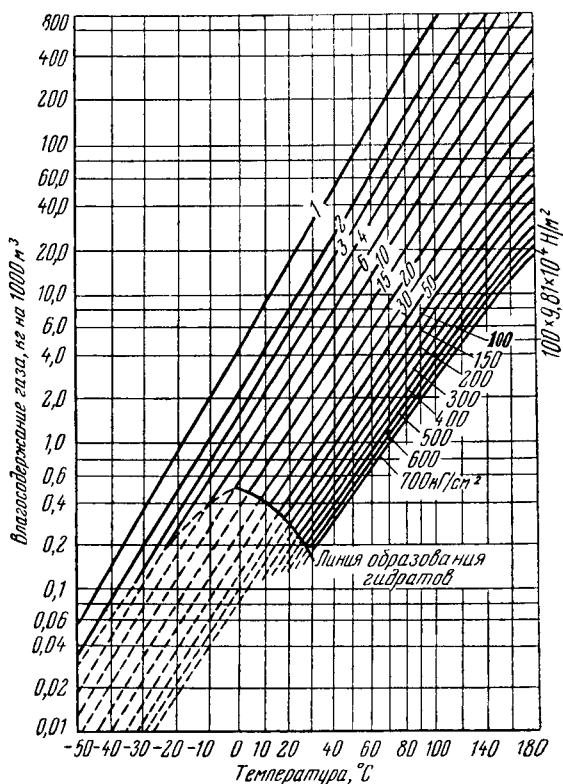
Из последней формулы видно, что газ, имеющий большую молекулярную массу, будет содержать меньше водяных паров.

Если же выразить содержание водяного пара в газе не в кг/кг, а в г/м³, то формула (III.110) запишется следующим образом:

$$W_0 = \frac{18000 \varphi q \rho g}{M_r (P - \varphi q)} \text{ г/м}^3, \quad (\text{III.111})$$

где ρ — плотность газа при нормальных условиях ($p = 1,013 \cdot 10^5$ Н/м² = 760 мм рт. ст. и $t = 0^\circ \text{C}$) в кг/м³.

Рис. 38. Номограмма для определения содержания паров воды в газе.



Поскольку плотность любого газа равна его молекулярной массе, деленной на объем моля, т. е. на 22,4 ($\rho = \frac{M_r}{22,4}$), то, подставляя последнее выражение в формулу (III.111), получаем

$$W_0 = 803,5 \frac{q}{P - q}. \quad (\text{III.112})$$

Для удобства пользования и быстроты определения влажности газов пользуются номограммами, обобщающими экспериментальные

определения содержания влаги в газах в широком диапазоне давлений и температур. Одна из таких номограмм приведена на рис. 38; 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.

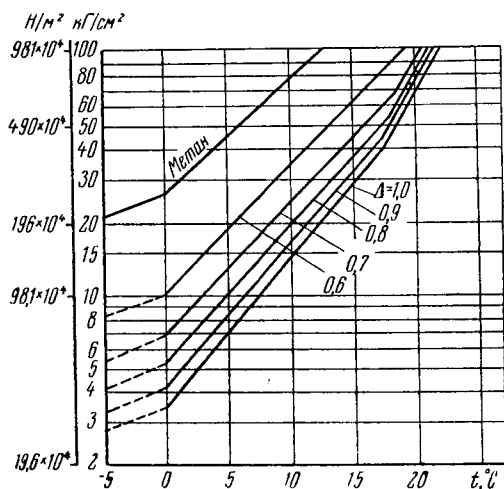


Рис. 39. Условия начала образования гидратов в газопроводах.
 Δ — относительная плотность.

Наличие в составе газа углекислоты CO_2 и сероводорода H_2S увеличивает содержание влаги в нем, а присутствие азота N_2 уменьшает содержание влаги.

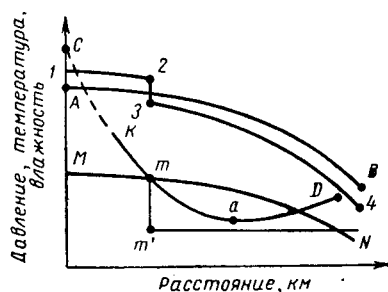


Рис. 40. Условия и место образования гидратов в газопроводе.

Из номограммы, приведенной на рис. 38, видно, что содержание влаги в газе возрастает с повышением температуры и снижается с повышением давления. Кроме того, содержание влаги в газах уменьшается с увеличением их молекулярной массы, а также с увеличением солёности воды.

Капельная вода, находящаяся в контакте с нефтяным газом, может образовать гидраты, внешне напоминающие рыхлый снег с желтоватым оттенком. Гидраты могут образовываться в газосборных сетях как при отрицательных, так и при положительных температурах газов. Гидраты индивидуальных углеводородов имеют следующие химические формулы: гидрат метана и этана $\text{M} \cdot 5,75\text{H}_2\text{O}$, пропана $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, бутана $\text{C}_4\text{H}_{10} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$.

Гидраты относятся к неустойчивым соединениям и при некоторых условиях довольно быстро разлагаются на газ и воду. Чем выше давление газа и ниже температура его, тем быстрее образуются гидраты. На рис. 39 приведены условия начала образования гидратов углеводородных газов различной плотности. Из кривых видно, что

для более тяжелого газа требуется значительно меньшее давление для образования кристаллогидрата при одной и той же температуре, чем для легкого газа.

Метановый гидрат имеет плотность 992 кг/м^3 ; в 1 кг гидрата содержится $0,128 \text{ кг CH}_4$ и $0,872 \text{ кг H}_2\text{O}$.

Образование кристаллогидратов в нефтяных газах начинается при определенных давлении и температуре и при полном насыщении газов парами воды.

Для условий нефтегазодобывающего предприятия исключительно важно уметь определять место возможного образования гидратов с целью предупреждения их отложений. Для определения возможного места образования гидратов необходимо знать состав газа и его плотность, изменение давления и температуры и влажность газа. Зная влажность и состав транспортируемого по газопроводу газа, а также зависимость этих параметров от давления и температуры, можно определить время начала образования гидратов, место и скорость накопления их в газопроводе. Если, например, в газопроводе давление газа изменяется по кривой AB (рис. 40), равновесная температура образования гидратов — по кривой MN , а влажность газа или, что то же самое, температура в газопроводе — по кривой CD , то газ, поступающий в газопровод с точкой росы K , будет образовывать гидраты в точке пересечения кривой содержания влаги CD с равновесной кривой образования гидратов MN , т. е. в точке m . В результате образования гидратов упругость водяных паров над гидратами снизится и содержание влаги в газе в области гидратов также снизится от точки m до точки m' . Таким образом, если в результате образования гидратной пробки точка росы паров воды снизается ниже минимума кривой изменения температуры газа в газопроводе (точка a), то следующая гидратная пробка может и не образоваться. Следовательно, при дальнейшем движении газового потока конденсации водяных паров не будет происходить, а это означает, что возможность образования гидратов в газопроводе после точки m исключается.

Постепенное накопление гидратной пробки приводит к возрастанию давления до пробки, а после пробки — к снижению давления, что показано на рисунке ломаной кривой 1, 2, 3, 4.

Определение места образования гидратной пробки и скорости накопления ее зависит от многих причин, основными из которых являются темп падения температуры и давления в газопроводе, наружный диаметр газопровода, массовый расход газа по газопроводу и теплоемкость газа при постоянном давлении.

Темп снижения температуры газа в газопроводе зависит в свою очередь от теплофизических свойств пород, в которых проложен газопровод, и от наличия или отсутствия теплоизоляции на газопроводе. Поэтому точное определение возможных мест образования гидратных пробок в реальных условиях всегда представляло и будет представлять большие трудности.

§ 14. ПРЕДУПРЕЖДЕНИЕ И УСТРАНЕНИЕ ГИДРАТОВ

Способы устранения гидратов в газопроводах можно разделить на две группы: 1) предупреждение образования гидратов и 2) устранение в газопроводе образовавшихся гидратов.

Первый способ сводится к уменьшению содержания влаги в газе до таких пределов, чтобы пары воды в газопроводе не достигали состояния насыщения и, следовательно, не могли конденсироваться. Такое состояние может быть достигнуто специальной осушкой газа. Осушка газа может осуществляться на специальных установках твердыми (хлористый кальций CaCl_2 , силикагель и др.) и жидкими (диэтиленгликоль ДЭГ и триэтиленгликоль ТЭГ) веществами. Жидкие сорбенты, применяемые для осушки нефтяных газов, должны удовлетворять следующим требованиям: иметь по возможности низкую стоимость, обладать высокой взаимной растворимостью с водой, стабильностью при регенерации, низкой упругостью паров при температуре контакта с газом, малой вязкостью, незначительным поглощением углеводородных компонентов газа, низкой способностью к образованию пен и эмульсий. Большинство этих требований наилучшим образом отвечает ДЭГ и ТЭГ.

Процессы осушки газа этими сорбентами находятся в прямой зависимости от давления, температуры контакта и концентрации сорбента. Выше было показано (см. рис. 38), что повышенное давление газа уменьшает содержание влаги в нем и, естественно, приводит к снижению количества циркулирующего раствора, необходимого для осушки газа до заданной точки росы. Повышение температуры контакта газ — сорбент вызывает увеличение парциального давления водяных паров над сорбентом, снижение поглотительной способности последнего и повышение точки росы осушенного газа. Понижение температуры контакта газ — сорбент оказывает обратное действие, т. е. снижает точку росы осушенного газа. Однако не рекомендуется применять температуру осушки газа жидкими сорбентами ниже 30°C в связи с повышением вязкости сорбентов и значительной трудностью их перекачки.

На поглотительную способность паров воды из газа большое влияние оказывает концентрация сорбента: чем выше эта концентрация, тем ниже точка росы осушаемого газа. Концентрация сорбента при указанной выше температуре контакта может колебаться в зависимости от нужной степени осушки в пределах 90—99%. На рис. 41 приведены равновесные кривые точек росы газа при различных температурах контакта и различных концентрациях ДЭГ и ТЭГ. ДЭГ представляет собой жидкость с молекулярной массой 106,12 и плотностью $\rho_{20} = 1,1184\text{ т/м}^3$. Температура его кипения при давлении $1,013 \cdot 10^5\text{ Н/м}^2$ (760 мм рт. ст.) равна 245°C . Упругость паров при 20°C составляет лишь $1,333\text{ Н/м}^2$ (0,01 мм рт. ст.). ДЭГ смешивается с водой в любых пропорциях. Недостатком ДЭГ является сравнительно высокие его потери при регенерации (5—18 г на 1000 м^3 газа).

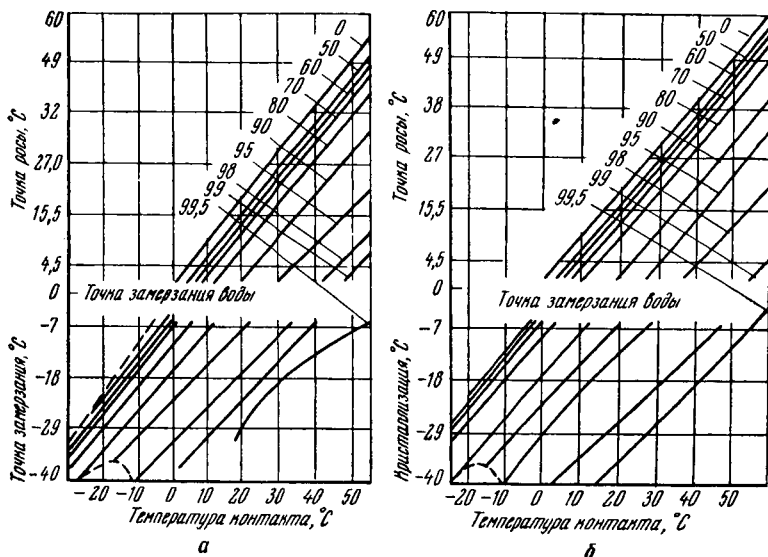


Рис. 41. Влияние концентрации водного раствора ДЭГ (а) и ТЭГ (б) на точку росы осушаемого газа.

Пунктирные линии — кривые замерзания сорбентов.

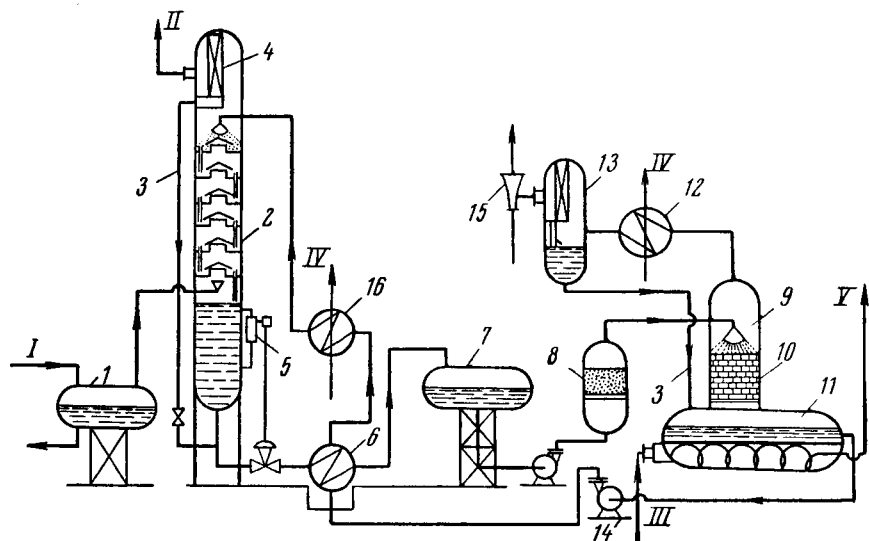


Рис. 42. Принципиальная технологическая схема осушки нефтяного газа гликолями.

1 — сепаратор; 2 — абсорбер; 3 — линия слива уловленного гликоля; 4 — жалюзийный каплеуловитель; 5 — регулятор уровня; 6 — теплообменник; 7 — выветриватель; 8 — фильтр; 9 — десорбер (выпарная колонна); 10 — кольца Рашига; 11 — кипятильник (испаритель); 12 и 16 — холодильники; 13 — сепаратор для улавливания гликоля; 14 — насос; 15 — эжектор.

Линии: I — сырого газа; II — сухого газа; III — газа на сжигание; IV — холодной воды; V — дымоход.

Применяемый также для осушки газа ТЭГ представляет собой жидкость с молекулярной массой 150,17, плотностью $\rho_{20}=1,1254 \text{ т/м}^3$, температурой кипения $287,4^\circ \text{ С}$ и упругостью паров меньше, чем у ДЭГ. Он также смешивается с водой в любых пропорциях. Потери от испарения при регенерации ТЭГ составляют всего лишь 2 г на 1000 м^3 газа.

Установки осушки газа указанными выше сорбентами обычно строятся в местах скопления большого количества нефтяного газа, чаще всего на газобензиновых заводах или на территории компрессорных станций.

На рис. 42 приведена схема установки осушки нефтяного газа жидкими сорбентами, получившая распространение на наших месторождениях.

Установка осушки газа диэтиленгликолем и триэтиленгликолем работает следующим образом. Поступающий с промыслов нефтяной газ вначале проходит сепаратор 1, в котором осаждается капельная влага. После сепаратора газ направляется под нижнюю тарелку абсорбера 2. Поднимаясь через тарелки, газ контактирует с раствором гликоля, подаваемого на верхнюю тарелку абсорбера.

Поступивший на верхнюю тарелку абсорбера концентрированный раствор гликоля постепенно насыщается парами воды и опускается в нижнюю часть абсорбера, откуда под собственным давлением через теплообменник 6, выветриватель 7 и фильтр 8 направляется в выпарную колонну (десорбер) 9 для восстановления первоначальных свойств (регенерируется). Выпарная колонна 9 состоит из двух частей: собственно колонны 9 с насыпкой колец Рашига 10, служащих для увеличения поверхности контакта, и кипятыльника 11, в котором происходит за счет сжигания газа нагревание раствора гликоля и испарение воды. В кипятыльнике 11 может поддерживаться температура раствора гликоля от 150 до 180° С , а в верхней части выпарной колонны — от 105 до 107° С .

Регенерированный (концентрированный) раствор гликоля забирается насосом 14 и через теплообменник 6 и холодильник 16 снова поступает на верхнюю тарелку абсорбера.

Осушенный в абсорбере газ, поднимаясь в верхнюю часть колонны, проходит в жалюзийный каплеуловитель 4, в котором удерживаются капли гликоля, и направляется в магистральный газопровод. Раствор гликоля, отделяемый в каплеуловителе, поступает по линии 3 на регенерацию в выпарную колонну.

Для снижения потерь гликоля при регенерации в верхней части выпарной колонны 9 установлены холодильник 12, в котором поддерживается температура около 80° С , и сепаратор 13 с каплеотбойной насадкой 4. Раствор гликоля, скопившийся в сепараторе 13, по линии 3 направляется в кипятыльник 11 или выводится в специальную емкость.

Если необходимо получить высокую концентрацию гликолей (98—99%) с целью достижения низких точек росы нефтяного газа ($-10 \div 15^\circ \text{ С}$), регенерацию этих гликолей производят под вакуумом.

Тогда к сепаратору 13 подсоединяется эжектор 15 или вакуумнасос.

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 4 как на абсорбере 2, так и на сепараторе 13. Бóльшая часть потерь гликолей происходит 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 применяться возможно большее число (десять — двенадцать) тарелок в абсорбере.

Количество свежего раствора, подаваемого на верхнюю тарелку абсорбера, определяется по формуле

$$G = \frac{W}{(1 - q_2) \frac{q_1}{q_2} - (1 - q_1)}, \quad (\text{III.112a})$$

где G — количество свежего раствора в т/сутки; W — количество отнимаемой влаги в т/сутки; q_2 и q_1 — соответственно массовые концентрации гликоля в насыщенном и свежем растворе.

Количество влаги W , подлежащей поглощению, определяется по формуле

$$W = \frac{V(W_1 - W_2)}{10^6}, \quad (\text{III.112б})$$

где V — количество осушаемого газа в м³/сутки; W_1 и W_2 — соответственно начальное и конечное содержание влаги в газе в г/м³, определяемое по кривым рис. 38.

Пример расчета гликолевой осушки. Количество газа, поступающего на установку осушки, — 200 000 м³/сутки. Температура газа, находящегося в состоянии насыщения, равна 30° С. Давление в абсорбере 2,84 МН/м² (30 кг/см²). Точка росы осушенного газа — 5° С. Концентрация свежего раствора 97%, насыщенного 92%.

Требуется определить количество циркулирующего свежего раствора. **Решение.** По графику содержания влаги (см. рис. 38) определяем количество парообразной воды в газе: на входе в абсорбер — 1,2 г/м³, на выходе из абсорбера — 0,15 г/м³.

Количество влаги, отбираемой из газа:

$$W = \frac{200\,000(1,2 - 0,15)}{10^6} = 0,21 \text{ т/сутки.}$$

Необходимое количество свежего ДЭГ определяется из выражения

$$G = \frac{0,21}{(1 - 0,92) \frac{0,97}{0,92} - (1 - 0,97)} = 3,8 \text{ т/сутки.}$$

При этом количество насыщенного раствора будет

$$3,8 + 0,21 = 4,01 \text{ т/сутки.}$$

Плотность свежего раствора 97%-ной концентрации

$$\rho = 0,97 \cdot 1,118 + 0,03 \cdot 1 = 1,11 \text{ кг/л.}$$

Полная потребность в свежем растворе

$$\frac{3,8 \cdot 100}{1,11} = 3420 \text{ л/сутки.}$$

Для устранения образовавшихся гидратных отложений применяются ингибиторы, которыми могут быть метанол CH_3OH , этиленгликоль, разбавленный водой ДЭГ, ТЭГ, 30%-ный раствор хлористого кальция и т. д.

Гидратные отложения можно успешно ликвидировать также понижением давления в газопроводе или подогревом его в местах образовавшихся отложений.

Расход ингибитора (в кг на 1000 м³ газа) для ликвидации гидратных отложений в газопроводах определяется по формуле

$$q = \frac{(W_1 - W_2) C_2}{C_1 - C_2}, \quad (\text{III.113})$$

где W_1 и W_2 — содержание влаги в газе до и после ввода ингибитора в кг на 1000 м³ газа; C_1 и C_2 — массовая концентрация соответственно свежего и отработанного ингибитора.

Содержание влаги в газе до и после ввода ингибитора определяется по графику рис. 38.

Оптимальная концентрация ингибитора C_1 , вводимого в поток газа, зависит от степени необходимого понижения температуры гидратообразования и количества влаги (воды), выделяющейся из газа. Минимальный расход ингибитора достигается, как известно, при наивысшей возможной концентрации C_1 . Обычно для метанола CH_3OH эта концентрация составляет 93—95% масс. Для гликолей допустимая концентрация C_1 определяется в основном двумя факторами: вязкостью, сильно возрастающей с понижением температуры (например, при $t = 10^\circ \text{C}$ вязкость 100%-ного ДЭГ равна 100 спз), и температурой застывания водных растворов.

Для хлористого кальция CaCl_2 допустимая концентрация обычно не превышает 30% масс., так как содержание этого ингибитора выше 30% не дает заметного увеличения извлекаемой из газа влаги. Например, количество извлекаемой влаги при 30%-ной концентрации хлористого кальция — 0,53 кг на 1000 м³ газа, при 35%-ной концентрации — 0,58 кг на 1000 м³, при 40%-ной концентрации — 0,59 кг на 1000 м³. Кроме того, 30%-ный раствор хлористого кальция имеет самую низкую температуру замерзания (-55°C), поэтому такая концентрация наиболее приемлема при использовании его в качестве ингибитора против образования гидратов преимущественно в районах Крайнего Севера.

Приведем примеры расчета количества ингибиторов для следующих условий движения газа по газопроводу: начальные давления газа в газопроводе 0,981 МН/м² (10 кг/см²); температура +25° С; конечное давление 0,1962 МН/м² (2 кг/см²) и температура 0° С. Количество газа, транспортируемого по газопроводу, равно 900 тыс. м³/сутки. Плотность газа по воздуху 0,7.

Решение. Согласно рис. 38 количество влаги в начале газопровода $W_1 = 2,2$ кг на 1000 м³ газа, количество влаги в конце газопровода $W_2 = 2,0$ кг на 1000 м³ газа. Разность $W_1 - W_2$ даст количество воды, конденсирующейся из каждых 1000 м³ газа:

$$\Delta W = W_1 - W_2 = 2,2 - 2,0 = 0,2 \text{ кг.}$$

Температура начала образования гидратов определяется из рис. 39. Для нашего примера она будет +3,5° С. Величина понижения равновесной температуры Δt , определяемая по рис. 43, для раствора хлористого кальция составит

$$\Delta t = 3,5^\circ - 0^\circ \text{ С} = 3,5^\circ \text{ С.}$$

По графику на рис. 43 (кривая 1) найдем, что для $\Delta t = 3,5^\circ \text{ С}$ концентрация отработавшего раствора хлористого кальция равна 10% масс. По уравнению (III.113) определим удельный расход 30%-го раствора:

$$q = \frac{0,2 \cdot 10}{30 - 10} = 0,2 \text{ кг на } 1000 \text{ м}^3.$$

Суточный расход составит

$$q_{\text{сут}} = qQ = 0,2 \cdot 900 = 180 \text{ кг.}$$

Определим количество ДЭГ, которое следует ввести в поток газа для предотвращения образования гидратов при условиях, рассмотренных выше.

Начальная концентрация ДЭГ $C_1 = 80\%$.

Для $\Delta t = 3,5^\circ \text{ С}$ по графику на рис. 43 (кривая 4) определяем $C_2 = 12,5\%$ — концентрацию отработавшего ДЭГ, которую надо поддерживать для указанной величины снижения температуры образования гидратов. По уравнению (III.113) определим удельный расход гликоля:

$$q = \frac{0,2 \cdot 12,5}{80 - 12,5} = 0,39 \text{ кг на } 1000 \text{ м}^3.$$

Суточный расход ДЭГ составит

$$q_{\text{сут}} = qQ = 0,39 \cdot 900 = 35,1 \text{ кг.}$$

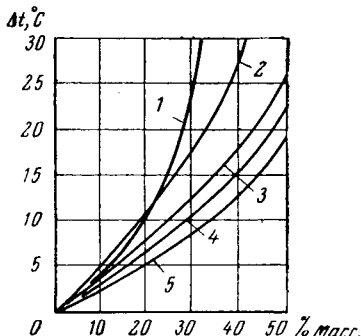


Рис. 43. Понижение температуры образования гидратов различными ингибиторами в зависимости от их концентрации.

1 — хлористый кальций; 2 — метанол; 3 — ТЭГ и этилкарбитол; 4 — ДЭГ; 5 — этиленгликоль.

§ 15. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ О ВНЕШНЕЙ И ВНУТРЕННЕЙ КОРРОЗИИ ТРУБОПРОВОДОВ И МЕТОДЫ ЗАЩИТЫ ИХ ОТ КОРРОЗИИ

Разрушение металла от воздействия на него окружающей среды называется коррозией.

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.

Химическая коррозия протекает обычно в газовой среде, образуя сплошную пленку на поверхности металла. Она может полностью прекратиться лишь при отсутствии в окисной пленке пор, а также при высокой прочности ее сцепления с металлом.

Необходимыми условиями протекания электрохимической коррозии являются наличие электролита и непрерывное течение электрического тока. Разность потенциалов между двумя частями металла может возникнуть в результате: 1) деформации металла; 2) разности концентраций газов и особенно кислорода при соприкосновении их с металлом; 3) неодинаковой чистоты обработки поверхности металла; 4) неоднородности структуры металла, обусловленной различным химическим составом, посторонними включениями, различной плотностью на разных участках и т. д.

Разность потенциалов между двумя частями одного и того же металла может достигать от 1,0 до 1,5 в. При этом участок, имеющий отрицательный потенциал, называют анодом, а участок, имеющий положительный потенциал, — катодом.

В зависимости от среды, соприкасающейся с металлом, различают следующие основные виды коррозии: 1) газовую, протекающую в газовой среде; 2) атмосферную; 3) жидкостную и 4) почвенную. Жидкостная коррозия подразделяется на кислотную, щелочную и солевую. Кроме указанных выше видов коррозии металлов, в нефтегазосборной системе может образоваться также электрокоррозия, возникающая под воздействием блуждающих токов, вызванных утечками их с рельсов электрофицированного транспорта. На площадях нефтяных месторождений, имеющих большую сеть стальных трубопроводов, последние могут подвергаться всем перечисленным выше видам коррозии.

По характеру разрушения коррозия стальных трубопроводов может быть равномерной и неравномерной. Атмосферная коррозия трубопроводов обычно бывает равномерной и она не представляет большой опасности. К неравномерной коррозии относится местная, охватывающая лишь некоторые участки трубы (коррозия пятнами, язвенная или точечная), и межкристаллитная, распространяющаяся в глубь металла по границам кристаллов. Попытаемся уяснить, какова же сущность коррозии и как она протекает.

Все тела в отношении электропроводности разделяются, как известно, на проводники и непроводники. Проводники в свою очередь можно подразделить на проводящие ток без изменения и с изменением своего химического состава — электролиты. К электролитам относятся водные растворы кислот, солей и щелочей, а также почва, в которую укладывается трубопровод. Процесс химического изменения электролита при протекании через него тока носит название электролиза. Возникновение и течение процессов коррозии обуславливаются взаимодействием электролита с погруженным в него металлом. Для возникновения и течения процессов коррозии необходимы следующие факторы: 1) наличие двух участков металла с различным потенциалом в растворе данного электролита; 2) контакт обоих участ-

ков металла с электролитом; 3) соединение обоих участков между собой проводником.

На рис. 44, а показана схема гальванического элемента, состоящего из цинкового (подверженного коррозионному разрушению) и железного электродов. В данном случае на катоде К происходят разряд ионов водорода с образованием нейтральных атомов H_2 и ионизация молекул кислорода O_2 с образованием гидроксильных ионов OH^- :

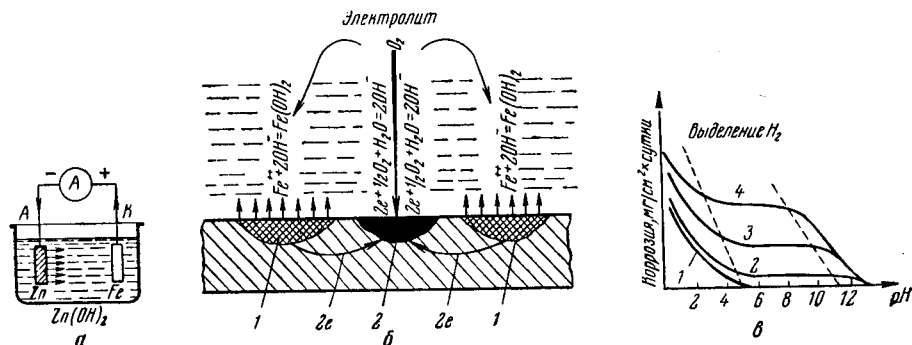
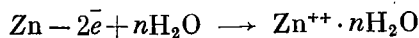


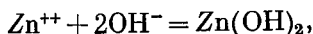
Рис. 44. Принципиальные схемы коррозионных разрушений металлов.

а — гальванический элемент; б — электрохимическое разрушение стенки трубы; в — коррозия труб в зависимости от величины pH и содержания в воде растворенного кислорода. 1 — отсутствие O_2 в воде; 2, 3, 4 — соответственно малое, среднее и высокое содержание O_2 в воде.

Процесс растворения цинка можно представить в следующем виде:



Ион цинка, перешедший в раствор анода А, взаимодействуя с гидроксильными ионами OH^- , образует гидрат окиси цинка:

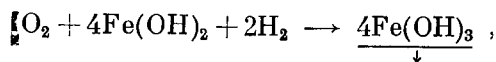


который выпадает в осадок. Процесс этот будет протекать до тех пор, пока весь цинк не растворится в электролите.

На рис. 44, б показана схема коррозионного разрушения стенки трубы. На поверхности трубы 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^{++} ; при этом на поверхности металла остаются освобождающиеся электроны $2e^-$, которые перемещаются по металлу к катодным участкам. На катодных участках эти электроны снимаются с металла, в результате чего

при низких значениях pH (см. § 1 гл. VI) образуется молекулярный водород H_2 [см. выражение (а)] и при значениях $pH > 5$ происходят ионизация кислорода и образование гидроксильной группы OH . Переходящие в раствор на анодных участках катионы Fe^{++} и на катодных участках гидроксильные ионы OH взаимодействуют в растворе с образованием закиси железа $Fe(OH)_2$.

При наличии в электролите (вода, почва) свободного кислорода закись железа может окисляться в гидрат окиси железа:



который выпадает в виде осадка.

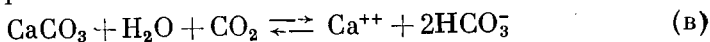
Так происходит электрохимическая коррозия труб и любого другого оборудования; особенно интенсивно разрушаются от этого вида коррозии трубы и оборудование, предназначенные для транспорта сточных вод (см. гл. X).

Скорость коррозии выражают обычно числом граммов металла, разрушенного в течение часа (года) на площади 1 м^2 или распространением этой коррозии в глубь металла (мм/год). Скорость коррозии в значительной мере зависит от величины pH воды, содержания в воде растворенного кислорода и свободной углекислоты. Железо труб подвергается интенсивной коррозии в кислой среде при $pH < 4$ и практически не корродирует в щелочной среде при $pH > 9$. При $pH \leq 7$ на металле образуется рыхлая пленка окислов и в этих условиях происходит сплошная коррозия более или менее равномерно по всей поверхности труб. При повышении pH образующаяся на металле пленка окислов становится более устойчивой и лучше защищает металл от коррозии. На рис. 44, в показана общая зависимость коррозии железа от величины pH воды и содержания в ней растворенного кислорода.

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 pH и температурой; с внутренней — в результате контакта с нефтью, содержащей углекислоту, 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 свободная углекислота CO_2 , содержащаяся в пластовых водах, добываемых вместе с нефтью. Поэтому эту углекислоту обычно называют агрессивной углекислотой. Свободная углекислота способна переводить соли карбоната кальция $CaCO_3$, содержащиеся также в пластовой воде, в раствор и изменять тем самым в широких пределах (от 4,3 до 11) pH этой воды.

Растворение карбоната кальция в воде, содержащей углекислоту, протекает по уравнению



Из этого уравнения следует, что для поддержания в растворе определенной концентрации бикарбонатных ионов HCO_3^- , существенно влияющих на pH, требуется, чтобы в воде присутствовало соответствующее этой концентрации количество свободной углекислоты CO_2 , называемой равновесной углекислотой.

Если фактически присутствующее в воде количество свободной углекислоты больше равновесной концентрации, то избыток ее способен вызвать растворение карбоната кальция и довести pH воды до 4,3—4,5, в которой металл сильно корродирует. Такую воду называют агрессивной.

При недостатке в воде CO_2 по сравнению с равновесной концентрацией возникнет тенденция распада части бикарбонатных ионов, т. е. сдвига равновесия влево, описываемого уравнением (в), что приведет к выделению из раствора осадка карбоната кальция.

Если фактическое содержание в воде свободной углекислоты, определенное химическим анализом, совпадает с необходимой равновесной концентрацией, из воды не будет выделяться осадок карбоната кальция и она способна растворять CaCO_3 . Такая вода называется стабильной ($\text{pH} = 7$).

В связи с тем, что промышленные трубопроводы подвергаются коррозионному разрушению изнутри и снаружи, их защита осуществляется как с внешней, так и с внутренней стороны.

Против наружной коррозии труб применяются разнообразные покрытия, предназначенные для изоляции промышленных трубопроводов от контакта с грунтом, в который они уложены. Однако основными являются две большие группы покрытий: на битумной основе и на основе полимеров.

Ко всякому антикоррозионному покрытию труб должны предъявляться следующие требования: водонепроницаемость; прочность сцепления покрытия с металлом; хорошая изоляция от электрического тока; достаточная прочность и способность сопротивляться механическим воздействиям при засышке траншей и при линейных температурных деформациях трубопроводов; низкая стоимость.

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 крошкой, которая обеспечивает повышение механической прочности покрытия и вязкости мастики в горячем состоянии.

Использование битумного покрытия было обусловлено определенными достоинствами его — удовлетворительными защитными свойствами и экономичностью. Однако битумные покрытия являются нетехнологичными, трудоемкими и неиндустриальными; с течением времени битумные покрытия теряют свои защитные свойства. Для

повышения механических характеристик битумных покрытий в настоящее время используются брызол и стекловолоконистые 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. Однако полимерные покрытия еще недостаточно изучены в условиях длительной эксплуатации. Известно, что при отрицательных температурах ряд пластмассовых покрытий теряет 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 применяется для изоляции в виде липкой изоляционной ленты, на которую нанесен клей. Ленту наносят на очищенный и загрунтованный очистными машинами трубопровод.

Лента характеризуется следующими данными:

Плотность ленты, г/см ³	1,3
Сопротивление разрыву, Н/м ²	785 · 10 ⁴ (80 кг/см ²)
Относительное удлинение, %	100—180
Скорость прилипания, сек.	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, Н/м ²	147 · 10 ⁵ —167 · 10 ⁵ (150—170 кг/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.

Описанная выше внешняя защита труб от коррозии по целому ряду причин не может обеспечить эффективной защиты трубопровода на весь период его эксплуатации. Поэтому через некоторое время (6—10 лет) сооружают катодную или протекторную защиту трубопроводов. Катодная защита, как и протекторная, предотвращает почвенную коррозию многих металлических сооружений.

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. 45. Работает она следующим образом. Источник постоянного тока 1 посылает ток от своего положительного полюса по изолированному проводу 2 к анодному железу 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 источника тока. Поэтому весь участок трубопровода, обслуживаемый станцией катодной защиты, должен иметь хорошую проводимость. С этой целью в местах высоких сопротивлений прохождению тока (заводки, фланцевые соединения) необходимо устанавливать высокопроводящие перемычки, исключающие образование в этих местах анодных зон.

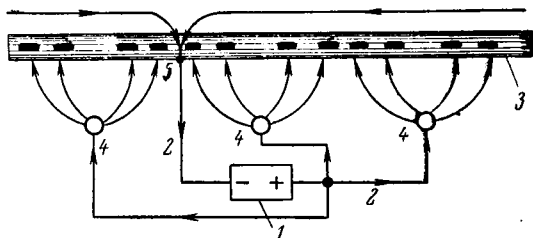


Рис. 45. Принципиальная схема катодной защиты от коррозии.

1 — источник постоянного тока; 2 — изолированный провод; 3 — трубопровод; 4 — анод (заглубленное железо); 5 — дренаж.

Катодная защиты не только предупреждает возникновение коррозии, но и останавливает начавшуюся. При катодной защите разрушению подвергается анодное железо 4, которое время от времени можно заменять.

В качестве источников тока для катодной защиты могут быть генератор постоянного тока или сеть переменного тока с селеновыми или купроксными выпрямителями. Расход электроэнергии при катодной защите небольшой и исчисляется в единицах 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 25 км.

Защита трубопроводов от электрохимической коррозии протекторами осуществляется без подведения внешней электроэнергии и сводится к принципу работы гальванического элемента. При образовании гальванического элемента, состоящего из двух различных металлов (см. рис. 44, а), анодом будет тот, у которого больший отрицательный потенциал. При замыкании разнородных электродов проводником в цепи такого элемента будет протекать ток. В этом случае анод подвергается более интенсивной коррозии, чем до замыкания цепи,

Ингибитор	Плотность (при 20° С), г/см ³	Вязкость, сст	Растворимость		
			в воде	в нефти	в спирте
И1-А (ВТУ 38-3, № 328-68)	1,0—1,02	700 (при 20° С)	Нерас- творим	Растворим	Растворим
И1-В (ВТУ 38-3, № 297-67)	1,2—1,4	1300 (при 20° С)	Растворим	Нерас- творим	»
И1-Е	1,1—1,2	40 (при 50° С)	»	»	»
ИК-2	1,08—1,15	—	»	»	»
ИК-10	1,14—1,16	4,8 (при 50° С)	»	»	»
И-З-Д	0,95—0,97	110 (при 50° С)	Нерас- творим	Растворим	»

а коррозия катода, наоборот, будет значительно меньше или прекратится совсем. Если к подземному трубопроводу подключить анод (протектор) из металла, имеющего больший отрицательный потенциал, чем у стали, то образуется гальванический элемент протектор — трубопровод. Вследствие разности потенциалов между ними в цепи возникает электрический ток, который, притекая на трубопровод, создает на нем больший отрицательный потенциал, чем он имел до подключения протекторной установки. В искусственно образованной гальванической паре один элемент (трубопровод) оказывается катодом, коррозия которого резко замедляется, а другой (протектор) — анодом, корродирующим более интенсивно, так как подвергается действию электрического тока, возникающего в процессе работы данного гальванического элемента. Протекторная защита чаще всего применяется для трубопроводов большой протяженности, удаленных от источников электроснабжения.

Для предохранения трубопроводов от внутренней коррозии применяют различные лаки, эпоксидные смолы и ингибиторы.

Эффективность ингибиторов выражается в виде защитного эффекта

$$\xi_z = \frac{\rho_0 - \rho}{\rho_0} \cdot 100\%$$

или коэффициента торможения

$$\alpha = \frac{\rho_0}{\rho},$$

где ρ_0 — скорость коррозии образца в отсутствии ингибитора; ρ — скорость коррозии образца в присутствии ингибитора.

В литературе описано значительное количество ингибиторов, способных в большей или меньшей степени защищать оборудование от

сероводородной коррозии. Однако ассортимент выпускаемых промышленностью ингибиторов пока ограничен, тогда как для каждого конкретного случая требуется специальный подбор ингибитора.

В табл. 4 приведены характеристики ингибиторов, применяемых против сероводородной коррозии нефтепромыслового оборудования. Эти ингибиторы относятся к нетоксичным или малотоксичным веществам. Ингибиторы И1-А и И1-В применяются в промышленной практике, эффективность их защитного действия в среднем составляет 92—98%. Остальные ингибиторы находятся в стадии промышленного освоения.

Для защиты оборудования от коррозионного разрушения ингибиторы можно закачивать также в пласт в количестве 0,015% масс. от дебита скважины.

СЕПАРАЦИЯ НЕФТИ ОТ ГАЗА

§ 1. СЕПАРАЦИЯ И РАСЧЕТЫ СЕПАРАЦИИ

При движении нефти от забоя скважины к устью и от устья скважины до потребителя происходит изменение температуры и давления потока, приводящее к нарушению равновесного состояния системы и, как следствие этого, к выделению газовой фазы. Интенсивность выделения газовой фазы из нефти зависит от многих факторов, основными из которых являются: 1) темп снижения давления и температуры при движении нефтяного потока; 2) наличие в составе нефти легких углеводородов (от метана до гексана); 3) молекулярная масса нефти и 4) вязкость нефти.

В практике сбора и подготовки нефти на площадях нефтегазодобывающих предприятий часто приходится решать задачи распределения углеводородов между газовой и жидкой фазами, например при сепарации газа от нефти, при хранении нефти в резервуарах, при обычной и глубокой стабилизации нефти и т. д.

При сепарации газа от нефти встает, в частности, вопрос о том, что выгоднее для получения жидких углеводородов: многоступенчатая (5—7 ступеней) или двухступенчатая сепарация? Однозначный ответ на этот вопрос дать затруднительно, так как он тесно связан с системой сбора нефти и газа на площадях нефтяных месторождений, а также с транспортом товарной нефти до нефтеперегонных заводов.

При многоступенчатой сепарации нефти, применяемой, как правило, при высоких давлениях $3,93\text{--}7,86\text{ МН/м}^2$ ($40\text{--}80\text{ кг/см}^2$) на устьях скважин, вследствие незначительного понижения давления и температуры на каждой ступени происходит «плавное» или постепенное выделение газовой фазы (вначале легких — метан, этан, затем частично тяжелых углеводородов), в результате чего в нефти остается большое количество невыделившихся тяжелых углеводородов.

Если при том же высоком начальном устьевом давлении применить двухступенчатую сепарацию, то в результате резкого снижения

давления в сепараторах будет интенсивно выделяться газовая фаза и вместе с легкими углеводородами в газовую фазу из нефти перейдет большое количество тяжелых углеводородов.

Таким образом, если сравнить многоступенчатую сепарацию с двухступенчатой по выходу нефти, то первая окажется более эффективной, чем вторая. Однако, если многоступенчатая сепарация будет применяться в системах негерметизированного сбора и транспорта нефти, то все тяжелые углеводороды, оставшиеся в нефти, постепенно испарятся из нее, и эффект этой сепарации будет сведен к нулю. Поэтому многоступенчатая сепарация, как и двухступенчатая, должна применяться только при герметизированной системе сбора и транспорта нефти, начиная от устья скважины и кончая нефтеперегонным заводом.

Ввиду того, что при двухступенчатой сепарации в газовую фазу переходит большое количество тяжелых углеводородов, представляющих собой ценное сырье, рационально направлять их в этом случае на газофракционную установку (ГФУ) или на газобензиновый завод (ГБЗ) для получения из этих газов жидких углеводородов и, в частности, пропан-бутанов и газового бензина.

Из сказанного вытекает, что при сборе и транспорте нефти на площадях нефтяных месторождений можно применять как многоступенчатую, так и двухступенчатую сепарацию, если соблюдаются условия, о которых говорилось выше. Однако с точки зрения экономии металла, удобства обслуживания и наличия поблизости от месторождения газобензинового завода целесообразно во всех случаях применять двухступенчатую сепарацию. Причем на первой ступени сепарации, где из нефти интенсивно выделяется в основном метан, являющийся балластом для ГФУ или ГБЗ, снижение давления должно быть незначительным ($2-6 \text{ кг/см}^2$) в зависимости от давления на групповом замерном пункте или дожимной насосной станции (ДНС), где монтируется сепаратор первой ступени (см. рис. 1, б). Выделившийся на первой ступени сепарации газ под собственным давлением направляется на местные нужды: в котельные, для отопления жилых и производственных зданий и т. д. или дальним потребителям. На второй ступени сепарации, где предусматривается резкое снижение давления, получается жирный газ, содержащий большое количество тяжелых углеводородов, поэтому он вначале направляется в компрессорную, а после сжатия в компрессорах — на ГФУ или ГБЗ.

При многоступенчатой сепарации (6—7 ступеней) газ с первых двух ступеней сепарации целесообразно транспортировать также на местные нужды или дальним потребителям, а с остальных ступеней — на ГФУ или ГБЗ.

Процессы сепарации сырой нефти можно изучать двумя методами: 1) по результатам замеров продукции скважин на групповых замерных установках и 2) на основании аналитических расчетов с использованием уравнений фазовых состояний. Оба метода имеют свои преимущества и недостатки. Основное преимущество первого метода заключается в том, что здесь мы имеем дело с непосредственными

замерами, отвечающими реальной работе скважин. К недостаткам этого метода относится то, что при неоднократных замерах газовых факторов могут быть получены различные их значения вследствие неточности замера дебитов газа и нефти, изменения температуры окружающего воздуха и давления в сепараторе, неустановившегося характера фазовых превращений в сепараторах.

С точки зрения теории аналитический метод расчета сепарации газа от нефти является более обоснованным, но точность результатов таких расчетов во многом зависит от принятой методики расчетов и от выбора констант равновесия K .

Ниже излагаются теории и методика расчета выделения газовой фазы из нефти, которые применимы и для многоступенчатой и для двухступенчатой сепарации.

Константа равновесия характеризуется отношением мольной доли компонента в газовой фазе y к мольной доле x этого же компонента в жидкости, находящейся в равновесном состоянии с газовой фазой, т. е.

$$\frac{y}{x} = K = f(p, T). \quad (IV.1)$$

Для определения равновесного состояния газожидкостных смесей обычно используются законы Рауля и Дальтона.

Согласно закону Дальтона, каждый из компонентов, входящих в газовую смесь, имеет свою упругость (давление), которая называется парциальным давлением. Поэтому закон Дальтона можно сформулировать еще так: общее давление смеси газов равно сумме парциальных давлений компонентов, входящих в эту смесь, т. е.

$$P = \sum p_i, \quad (IV.2)$$

а мольная доля i -го компонента в газовой фазе равна парциальному давлению этого компонента, деленному на общее давление газовой фазы:

$$y_i = \frac{p_i}{P}. \quad (IV.3)$$

Согласно закону Рауля, парциальное давление i -го компонента в нефти p_i равно давлению насыщенного пара $(p_{н. п})_i$ этого компонента, умноженному на его мольную долю в нефти x_i , т. е.

$$p_i = (p_{н. п})_i x_i. \quad (IV.4)$$

Если газовая и нефтяная фазы находятся в равновесном состоянии, то на основании уравнений (IV.3) и (IV.4) можно записать:

$$y_i P = (p_{н. п})_i x_i \quad (IV.5)$$

или

$$\frac{(p_{н. п})_i}{P} = \frac{y_i}{x_i} = K_i, \quad (IV.6)$$

где K_i — константа равновесия i -го компонента при известных температуре и давлении смеси.

При выводе уравнений фазового состояния будем исходить из объема одного моля смеси при температуре T и давления p .

Обозначим:

L и N — мольная доля вещества соответственно в жидкой и паровой фазе;

z_i, x_i, y_i — мольная концентрация i -го компонента в исходной системе, жидкой и газовой фазах соответственно.

По основному определению

$$1 \text{ моль} = L + N. \quad (\text{IV.7})$$

Учитывая, что x_i, y_i и z_i — молярные доли i -х компонентов, можно записать следующее равенство:

$$\sum_{i=1}^m x_i = \sum_{i=1}^m y_i = \sum_{i=1}^m z_i = 1 \quad (\text{IV.8})$$

и уравнение (IV.7) представить в виде:

$$z_i = x_i L + y_i N. \quad (\text{IV.9})$$

Но так как в уравнении (IV.6) $y_i = K_i x_i$, то, подставляя это значение в выражение (IV.9), получаем

$$x_i = \frac{z_i}{L + K_i N} \quad (\text{IV.10})$$

или на основании уравнения (IV.8) можем записать

$$\sum_{i=1}^m x_i = \sum_{i=1}^m \frac{z_i}{L + K_i N} = 1. \quad (\text{IV.11})$$

Подобное уравнение можно получить из условия, если вместо x_i в уравнение (IV.9) подставить его значение $\frac{y_i}{K_i}$ из уравнения (IV.6). Тогда

$$\sum_{i=1}^m y_i = \sum_{i=1}^m \frac{z_i}{N + \frac{L}{K_i}} = 1. \quad (\text{IV.12})$$

По формулам (IV.11) и (IV.12) рассчитывают контактное ¹ равновесное разгазирование углеводородных систем при какой-либо фиксированной температуре и давлении, т. е. такое разгазирование, при котором общий состав системы остается постоянным.

Уравнение (IV.11) применяется тогда, когда задача на разгазирование углеводородной системы решается по составу жидкой фазы, а уравнение (IV.12) — по составу газовой фазы. Для нахождения

¹ В реальных условиях сепарация нефти от газа происходит при дифференциальном разгазировании, сопровождающемся непрерывным изменением состава системы.

Таблица 5

Компо- нент	Анализ пластовой смеси z_i	K_i	Первая попытка $N=0,6; L=0,4$	Вторая попытка $N=0,57; L=0,43$	Третья попытка $N=0,579; L=0,421$	Состав смеси газа $y_i=x_i K_i$ (3) × (6)	Молеку- лярная масса M	Доля компонента в молекулярной массе смеси газа (7) × (8)
			$x_i = \frac{z_i}{L + K_i N}$	$x_i = \frac{z_i}{L + K_i N}$	$x_i = \frac{z_i}{L + K_i N}$			
1	2	3	4	5	6	7	8	9
C ₁	0,4241	185,0	0,0038	0,0040	0,0039	0,7302	16,04	41,71
C ₂	0,0533	41,00	0,0021	0,0022	0,0022	0,0904	30,07	2,72
C ₃	0,0467	10,80	0,0068	0,0071	0,0070	0,0756	44,09	3,33
i-C ₄	0,0155	4,40	0,0051	0,0053	0,0052	0,0229	58,12	1,33
n-C ₄	0,0202	3,50	0,0081	0,0083	0,0082	0,0287	58,12	1,67
i-C ₅	0,0092	1,28	0,0079	0,0079	0,0079	0,0101	72,15	0,73
n-C ₅	0,0086	1,00	0,0086	0,0086	0,0086	0,0086	72,15	0,62
C ₆	0,0313	0,340	0,0522	0,0502	0,0506	0,0172	86,17	1,48
C ₇	0,3911	0,018	0,9516	0,8883	0,9064	0,0163	114,2	1,86
	$\sum x_i = 1,00$		$\sum x_i = 1,0462$	$\sum x_i = 0,9819$	$\sum x_i = 1,00$	$\sum y_i = 1,00$		Молекулярная масса газа 25,45

молярного распределения между жидкой и паровой фазами при любых температуре и давлении, для которых имеются константы равновесия, можно решить уравнения (IV.11) и (IV.12), подбирая значения L и N по методу проб и ошибок. Для определения величины N можно пользоваться также уравнением

$$\sum_{i=1}^m (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^m \frac{z_i (K_i - 1)}{[N (K_i - 1) + 1]} = 0. \quad (\text{IV.13})$$

Расчеты по уравнениям (IV.11) и (IV.12) производятся следующим образом:

1) вначале выбирают графики или таблицы по константам равновесия применительно к интересующей нас системе;

2) затем по данным графикам определяют величины K_i для каждого компонента при заданных давлении и температуре;

3) задаются величиной N или L ($N + L = 1$) и, решая одну из систем уравнений (IV.11) или (IV.12), находят $\sum_{i=1}^m x_i$ или $\sum_{i=1}^m y_i$;

4) если $\sum_{i=1}^m x_i = 1$ или $\sum_{i=1}^m y_i = 1$, то задача решена правильно и принятые величины N и L верны; если же $\sum_{i=1}^m x_i \neq 1$ или $\sum_{i=1}^m y_i \neq 1$, то принятые значения N и L неверны, тогда принимают другие значения этих величин и расчет повторяют.

Типичный расчет распределения паровой и жидкой фаз, а также состав отдельных фаз приведены в табл. 5.

В табл. 5 приведен расчет контактного разгазирования при $p = 1.9,81 \cdot 10^4 = \text{Н/м}^2$ (1 кг/см^2) и $t = 30^\circ \text{C}$, а в табл. 6 по данным

Т а б л и ц а 6

Компонент	Состав жидкости x_i	Число молей жидкости на моль добываемой смеси Lx_i	Молярный объем жидкости, $\text{см}^3/\text{моль}$	Объем жидкости из 1 моля добытой смеси (3) $\times$ (4), см^3	Молекулярная масса M	масса жидкости (3) $\times$ (6)
1	2	3	4	5	6	7
C_1	0,0039	0,00164	53,4	0,088	16,04	0,026
C_2	0,0022	0,00093	80,6	0,075	30,07	0,028
C_3	0,0070	0,00295	87,0	0,257	44,09	0,130
$i-C_4$	0,0052	0,00219	103,4	0,226	58,12	0,127
$n-C_4$	0,0082	0,00345	99,6	0,344	58,12	0,201
$i-C_5$	0,0079	0,00333	115,7	0,385	72,15	0,240
$n-C_5$	0,0086	0,00362	114,6	0,415	72,15	0,261
C_6	0,0506	0,02130	130,0	2,769	86,17	1,835
C_7	0,9064	0,38159	298,3	113,830	267,00	101,880
	1,00	0,4210	—	118,39	—	104,73

табл. 5 дан расчет газового фактора и плотности нефти при тех же давлении и температуре.

В табл. 5 и 6 плотность фракции C_{7+} принята равной $0,865 \text{ г/см}^3$ и молекулярная масса 267.

Плотность товарной нефти при $t = 30^\circ \text{C}$

$$\rho = \frac{104,73}{118,39} = 0,885 \text{ г/см}^3.$$

Газовый фактор

$$G = \frac{(1 - 0,421) \text{ моля} \cdot 24,0 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{моль}}{118,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3} = 116 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Количество извлекаемого из нефти газа при движении ее от забоя скважин до товарных парков очень часто определяется по уравнению «двухфазной системы», в данном случае «газ — нефть». Для этого необходимо иметь пробу пластовой нефти и знать молекулярную массу дегазированной нефти, т. е. нефти при атмосферном давлении. В этом случае для каждого газообразного углеводорода составляется уравнение концентрации, имеющее вид:

$$y_i = \frac{z_i K_i}{100 + (K_i - 1) N}, \quad (\text{IV.14})$$

где z_i — число молей каждого углеводорода в 100 молях исходной смеси, т. е. для пластовых условий; y_i — молярная концентрация каждого углеводорода в паровой фазе, выделяющейся из нефти на пути ее движения от пласта до товарного парка; K_i — константа равновесия данного углеводорода при определенном давлении и температуре нефти; 100 — число молей пластовой нефти; N — число молей отделяющегося от нефти газа.

Величину N в уравнении (IV.14), как и в уравнении (IV.12), находят путем подбора с таким расчетом, чтобы сумма концентраций паровой фазы, т. е. сумма $\sum y_i$, равнялась единице.

Как отмечено выше, для решения данной задачи необходимо знать молекулярную массу дегазированной нефти, что в промысловых условиях не всегда возможно. Поэтому поступают следующим образом.

1. Принимают состав пластовой нефти по массе, например, 100 кг.
2. Массовые соотношения газообразных углеводородов, включая и инертные газы, заменяют молярными, для чего массовую долю каждого углеводорода делят на его молекулярную массу, после чего все приводят к общему массовому количеству в пластовой нефти.
3. Составляют уравнение концентрации для каждого углеводорода, за исключением инертных газов, по параметрам газообразной фазы, т. е.

$$y_i = \frac{m_i p}{100 + (p - 1) m_0}, \quad (\text{IV.15})$$

где m_i — массовая доля газообразного углеводорода в пластовой нефти, пересчитанная на молярные соотношения; y_i — молярная

концентрация газообразного углеводорода в паровой фазе; p — упругость паров газообразного углеводорода в Н/м²; m_0 — масса выделяющегося из нефти газа в кг на 100 кг пластовой нефти; 100 — расчетное количество пластовой нефти в кг; 1 — атмосферное давление в Н/м².

4. Путем подбора находят такую величину m_0 , при которой $\sum y_i = 1$.

5. Полученную величину m_0 , включающую и инертные газы, делят на плотность газа, определяемую лабораторным путем, и находят объем газа, приходящийся на 100 кг пластовой нефти. Для нахождения газового фактора, исчисляемого на 1 т пластовой нефти, полученный объем газа умножается на 10.

Ниже приводится расчет по уравнениям (IV.14) и (IV.15) двухступенчатой сепарации, методику которого можно вполне распространить и на многоступенчатую сепарацию.

Пример. Определить количество и состав газа, выделяющегося из нефти в сепараторе, в котором поддерживается давление 0,491 МН/м² (5 кг/см²). Температура нефти в сепараторе 16° С. Массовый состав пластовой нефти, отобранной глубинным пробоотборником, следующий: N₂ = 0,8%, CH₄ = 1,9%, C₂H₆ = 2%, C₃H₈ = 3,5%, C₄H₁₀ = 2,5%, C₅H₁₂ = 2,8%, C₆H₁₄ = 7,5%, нефтяной остаток — 79%. Молекулярная масса нефтяного остатка — 250.

Константы равновесия углеводородов при 0,491 МН/м² (5 кг/см²) и 16° С следующие: CH₄ — 35, C₂H₆ — 5, C₃H₈ — 1,5, C₄H₁₀ — 0,5, C₅H₁₂ — 0,14, C₆H₁₄ — 0,03.

Решение. Прежде всего сделаем пересчет массового состава нефти в молярный состав согласно табл. 15 приложения 1 и сведем его в табл. 7.

Т а б л и ц а 7

Компонент	Массовый состав m , %	Молекулярная масса M	Число молей $N_0 = \frac{m}{M}$	Молярный состав ($N_0 : \sum N$) 100, %
N ₂	0,8	28	0,0285	3,67
CH ₄	1,9	16	0,1187	15,25
C ₂ H ₆	2,0	30	0,0667	8,58
C ₃ H ₈	3,5	44	0,0795	10,02
C ₄ H ₁₀	2,5	58	0,0432	5,55
C ₅ H ₁₂	2,8	72	0,0389	5,00
C ₆ H ₁₄	7,5	86	0,0874	11,23
Нефтяной остаток	79,0	250	0,3160	40,70
И т о г о . .	100	—	$\sum N_0 = 0,7789$	100

Теперь составим уравнения концентраций для каждого углеводорода, используя выражение (IV.14):

$$y_1 = \frac{15,25 \cdot 35}{100 + 34N} = \frac{15,7}{2,94N};$$

$$y_2 = \frac{8,58 \cdot 5}{100 + 4N} = \frac{10,7}{25 + N};$$

$$y_3 = \frac{10,02 \cdot 1,5}{100 + 0,5N} = \frac{30,6}{200 + N};$$

$$y_4 = \frac{5,55 \cdot 0,5}{100 - 0,5N} = \frac{5,3}{200 - N};$$

$$y_5 = \frac{5,00 \cdot 0,14}{100 - 0,86N} = \frac{0,814}{116 - N};$$

$$y_6 = \frac{11,23 \cdot 0,03}{100 - 0,97N} = \frac{0,348}{103 - N}.$$

Подбор величины N сведем в табл. 8.

Т а б л и ц а 8

Компонент	$N = 20$	$N = 23$	$N = 23,2$
Метан . . .	15,7 : 22,94 = 0,686	15,7 : 25,94 = 0,607	15,7 : 26,14 = 0,600
Этан . . .	10,7 : 45 = 0,237	10,7 : 48 = 0,223	10,7 : 48,2 = 0,222
Пропан . . .	30,6 : 220 = 0,139	30,6 : 223 = 0,137	30,6 : 223,2 = 0,136
Бутаны . . .	5,3 : 180 = 0,029	5,3 : 177 = 0,030	5,3 : 176,8 = 0,030
Пентаны . .	0,814 : 96 = 0,008	0,814 : 93 = 0,008	0,814 : 92,8 = 0,008
Гексаны . .	0,348 : 83 = 0,004	0,348 : 80 = 0,004	0,348 : 79,8 = 0,004
Итого . . .	1,103	1,009	1,00

Материальный баланс в молях на 100 молей пластовой нефти приведен в табл. 9.

Т а б л и ц а 9

Компонент	Молярный состав пластовой нефти, %	Газ из сепаратора			Нефть из сепаратора моли (2) — (4)
		молярная концентрация без азота (из табл. 8)	моли N_0 23,2 · (3)	молярная концентрация с учетом азота $\frac{N_0}{\sum N_0}$	
1	2	3	4	5	6
Азот . . .	3,67	—	3,67	0,136	—
Метан . . .	15,25	0,600	13,90	0,520	1,35
Этан . . .	8,58	0,222	5,15	0,192	3,43
Пропан . . .	10,02	0,136	3,15	0,147	6,87
Бутаны . . .	5,55	0,030	0,69	0,250	4,86
Пентаны . .	5,00	0,008	0,18	0,070	4,82
Гексаны . .	11,23	0,004	0,09	0,030	11,14
Нефтяной остаток .	40,70	—	—	—	40,70
Итого . . .	100,0	1,000	$\sum N_0 = 26,83$	1,00	73,17

Баланс по массе на 100 молей пластовой нефти дан в табл. 10.

Т а б л и ц а 10

Компонент	Молярный состав пластовой нефти, %	Пластовая нефть (2) · М, кг	Газ из сепаратора N ₀ · М (из табл. 9, гр. 4), кг	Нефть из сепаратора (3) — (4), кг
1	2	3	4	5
Азот	3,67	103,0	103,0	—
Метан	15,25	244,0	221,0	23,0
Этан	8,58	257,0	154,0	103,0
Пропан	10,02	440,0	139,0	301,0
Бутаны	5,55	322,0	40,0	282,0
Пентаны	5,00	360,0	12,9	347,1
Гексаны	11,23	967,0	7,7	959,3
Нефтяной остаток	40,70	10200,0	—	10200,0
Итого	100,0	12893,0	Σ M _г = 677,6	12215,4

Средняя молекулярная масса газа

$$M_{\text{ср}} = \frac{\sum M_{\text{г}}}{\sum N_0} = \frac{677,6}{26,83} = 24,8.$$

Плотность газа

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{24,8}{22,4} = 1,10 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый состав выделяющегося в сепараторе газа приводится в табл. 11.

Т а б л и ц а 11

Компонент	Молекулярная масса М	Молярная концентрация (из табл. 9, гр. 5)	Массовый состав $\frac{(2) \cdot 100 \cdot M}{\sum N_0}$	Содержание тяжелых углеводородов $(3) \cdot \rho_{\text{ср}} \cdot 10 \text{ г/м}^3$
1	2	3	4	5
Азот	28	0,136	15,1	—
Метан	16	0,520	32,0	—
Этан	30	0,192	24,5	—
Пропан	44	0,117	19,2	$19,2 \cdot 1,10 \cdot 10 = 211,0$
Бутаны	58	0,250	6,4	$6,4 \cdot 1,10 \cdot 10 = 70,4$
Пентаны	72	0,070	1,9	$1,9 \cdot 1,10 \cdot 10 = 20,9$
Гексаны	86	0,030	0,9	$0,9 \cdot 1,10 \cdot 10 = 9,9$
Итого		1,00	100,0	312,2

Теперь количество газа, извлекаемого из недр вместе с нефтью, определим не по константам равновесия, как было сделано выше, а по упругости паров летучих углеводородов при температуре, например, 16° С. Упругость паров углеводородов согласно рис. 82 для метана составляет 39,2 МН/м² (400 кГ/см²), этана 3,72 МН/м² (38 кГ/см²), пропана 0,785 МН/м² (8 кГ/см²), бутанов 0,314 МН/м² (2,3 кГ/см²), пентанов 58,8 кН/м² (0,6 кГ/см²), гексана 13,75 кН/м² (0,14 кГ/см²).

Решим предыдущую задачу приближенным способом, без учета молекулярной массы нефтяного остатка, для случая, когда давление в сепараторе равно атмосферному.

Сначала пересчитаем летучую часть пластовой нефти из массовых соотношений в молярные, а затем сделаем пересчет молярных соотношений в их общую массу в пластовой нефти. Указанные расчеты сведены в табл. 12.

Т а б л и ц а 12

Компонент	Массовые соотношения m , %	Молекуляр- ная масса M	Число молей $N_0 = \frac{m}{M}$	Молярные соотношения, пересчитанные на массовое количество $\left(\frac{m}{M} \cdot 21\right) : \sum N_0$
Азот	0,8	28	0,0286	1,30
Метан	1,9	16	0,1183	5,30
Этан	2,0	30	0,0667	3,02
Пропан	3,5	44	0,0796	3,61
Бутаны	2,5	58	0,0432	1,92
Пентаны	2,8	72	0,0388	1,84
Гексаны	7,5	86	0,0874	3,91
Итого	21,0	—	$\sum N_0 =$ = 0,4625	21,0

Составляем уравнения концентраций для каждого углеводорода, используя выражение (IV.15) и данные табл. 12.

$$y_1 = \frac{5,30 \cdot 400}{100 + 399m_0} = \frac{2120}{100 + 399m_0};$$

$$y_2 = \frac{3,02 \cdot 38}{100 + 37m_0} = \frac{114,5}{100 + 37m_0};$$

$$y_3 = \frac{3,61 \cdot 8}{100 + 7m_0} = \frac{28,8}{100 + 7m_0};$$

$$y_4 = \frac{1,92 \cdot 2,3}{100 + 1,3m_0} = \frac{4,41}{100 + 1,3m_0};$$

$$y_5 = \frac{1,84 \cdot 0,6}{100 - 0,4m_0} = \frac{1,11}{100 - 0,4m_0};$$

$$y_6 = \frac{3,91 \cdot 0,14}{100 - 0,86m_0} = \frac{0,546}{100 - 0,86m_0}.$$

Подбор величины m_0 приводится в табл. 13.

Т а б л и ц а 13

Компонент	$m_0 = 6$	$m_0 = 8$	$m_0 = 9,8$
Метан	0,834	0,654	0,526
Этан	0,365	0,291	0,250
Пропан	0,201	0,155	0,169
Бутаны	0,041	0,040	0,039
Пентаны	0,011	0,010	0,011
Гексаны	0,005	0,005	0,005
$\sum_{i=1}^6 y =$	1,457	1,156	1,00

Прибавив массовую часть азота, получим общую массу выделяющегося газа $9,8 + 0,8 = 10,6$ кг на 100 кг пластовой нефти, или 10,6 кг на 89,4 кг нефти в поверхностных условиях. В процентах это составит:

$$\frac{10,6 \cdot 100}{89,4} = 11,8\% \text{ массовых}$$

или 118 кг газа выделится из 1000 кг сырой нефти.

Произведем расчет сепарации на второй ступени, пользуясь уравнением (IV.14), но вместо констант равновесия подставим значение упругости паров отдельных углеводородов при атмосферном давлении и $t = 16^\circ \text{C}$.

Т а б л и ц а 14

Компонент	$N = 40$	$N = 35$	$N = 37$
Метан	0,381	0,434	0,414
Этан	0,203	0,235	0,230
Пропан	0,211	0,231	0,212
Бутаны	0,084	0,088	0,086
Пентаны	0,035	0,034	0,035
Гексаны	0,024	0,022	0,023
$\sum_{i=1}^6 y =$	0,938	1,044	1,00

Составляем уравнения концентраций для каждого углеводорода с использованием данных табл. 7:

$$y_1 = \frac{15,25 \cdot 400}{100 + 399N} = \frac{6100}{100 + 399N};$$

$$y_2 = \frac{8,58 \cdot 38}{100 + 37N} = \frac{325}{100 + 37N};$$

$$y_3 = \frac{10,02 \cdot 8}{100 + 7N} = \frac{80,16}{100 + 7N};$$

$$y_4 = \frac{55,5 \cdot 2,3}{100 + 1,3N};$$

$$y_5 = \frac{5,00 \cdot 0,6}{100 - 0,4N} ;$$

$$y_6 = \frac{11,23 \cdot 0,14}{100 - 0,86N} .$$

Подбор величины N представлен в табл. 14.

Составим материальный баланс в молях на 100 молей пластовой нефти (табл. 15) и затем массовый баланс тоже на 100 молей пластовой нефти (табл. 16).

Т а б л и ц а 15

Компонент	Молярный состав пластовой нефти, %	Выделившийся газ		Оставшаяся нефть (2) — (4)
		молярная концентрация (из табл. 14)	моли $N_0 = 37 \cdot (3)$	
1	2	3	4	5
Азот	3,67	—	3,67	—
Метан	15,25	0,414	15,20	0,05
Этан	8,58	0,230	8,50	0,08
Пропан	10,02	0,212	7,86	2,16
Бутаны	5,55	0,086	3,18	2,37
Пентаны	5,00	0,035	1,29	3,71
Гексаны	11,23	0,023	0,85	10,38
Нефтяной остаток	40,70	—	—	40,70
	100,0	1,00	$\Sigma N_0 = 40,55$	59,45

Т а б л и ц а 16

Компонент	Молярный состав пластовой нефти, %	Пластовая нефть, (2) · М, кг	Газ из сепаратора $N_0 M$ (из табл. 15, гр. 4), кг	Нефть из сепаратора (3) — (4), кг
1	2	3	4	5
Азот	3,67	103,0	103,0	—
Метан	15,25	244,0	243,0	1,0
Этан	8,58	257,0	254,0	3,0
Пропан	10,02	440,0	345,0	95,0
Бутаны	5,55	322,0	184,0	138,0
Пентаны	5,00	360,0	93,0	267,0
Гексаны	11,23	967,0	73,0	894,0
Нефтяной остаток	40,70	10 200,0	—	10 200,0
Итого	100,0	12 893,0	$\Sigma N_0 M = 1295,0$	11 498,0

Средняя плотность газа

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{\sum N_0 M}{\sum N_0 \cdot 22,4} = \frac{1295}{40,55 \cdot 22,4} = 1,42 \text{ кг/м}^3.$$

Газовый фактор

$$G = \frac{1295}{11\,498 \cdot 1,42} = 0,0795 \text{ м}^3/\text{кг} = 79,5 \text{ м}^3/\text{т}.$$

Средняя молекулярная масса газа

$$M_{\text{ср}} = \frac{\sum M N_0}{\sum N_0} = \frac{1295}{40,55} = 31,9.$$

Объем выделяющегося газа (на 100 молей пластовой нефти) будет

$$V_{\text{г}} = \sum N_0 \cdot 22,4 = 40,55 \cdot 22,4 = 910 \text{ м}^3.$$

Содержание тяжелых углеводородов в газе получим делением массы каждого компонента на общий объем выделяющегося газа (910 м³).

Содержание в газе (в г/м³):

пропана	345 000 : 910 = 380;
бутана	184 000 : 910 = 201;
пентана	93 000 : 910 = 102;
гексана	73 000 : 910 = 80.

Общее содержание тяжелых углеводородов 763 г/м³.

Определим погрешность приближенного метода расчета сепарации (без молекулярной массы нефтяного остатка) путем сопоставления его с точным методом, т. е. с учетом молекулярной массы нефтяного остатка.

Если принять среднюю плотность газа равной 1,42 кг/м³, то газовый фактор для приближенного метода получится

$$G = \frac{118}{1,42} = 83 \text{ м}^3/\text{т};$$

по точному методу $G = 79,5 \text{ м}^3/\text{т}$.

Таким образом, погрешность составляет

$$\frac{(83 - 79,5) \cdot 100}{83} = 4,2 \%,$$

что вполне допустимо для промысловых расчетов.

Описанная выше методика расчета сепарации с учетом молекулярной массы нефтяного остатка, несомненно, является точной, однако расчеты по этой методике занимают много времени. В производственных условиях высокая точность определения газовой фазы, выделяющейся из нефти, не нужна, поэтому в этих случаях рекомендуется пользоваться номограммой, полученной в Грозненском нефтяном институте А. И. Гужовым (см. приложение 2).

Сущность ускоренного способа определения выделившейся из нефти газовой фазы по номограмме А. И. Гужова сводится к следующему.

Уравнения фазового состояния углеводородных систем для условных 100 молей исходной смеси преобразовываются и приводятся к следующему виду:

$$n_i = \frac{A_i K_i}{\frac{L}{N} + K_i} \text{ — система уравнений для паровой фазы;} \quad (\text{IV.16a})$$

$$l_i = \frac{A_i \frac{1}{K_i}}{\frac{N}{L} + \frac{1}{K_i}} \text{ — система уравнений для жидкой фазы;} \quad (\text{IV.16б})$$

Здесь n_i и l_i — числа молей компонентов смеси соответственно в паровой и жидкой фазах; N и L — общее число молей паровой и жидкой фаз; A_i — содержание компонентов в исходной смеси в молярных процентах $\sum A_i = 100$; K_i — коэффициенты распределения (константы равновесия) компонентов смеси.

Из материального баланса следует, что

$$N + L = 100; \quad n_i + l_i = A_i; \\ \sum n_i = N; \quad \sum l_i = L.$$

Решение систем уравнений (IV.16a) и (IV.16б) сводится к решению задачи о качественном и количественном распределении сложной углеводородной смеси на жидкую и паровую фазы при следующих заданных условиях:

- а) молекулярный состав исходной смеси A_i ;
- б) давление и температура системы $K_i = f(p, T)$.

Неизвестными величинами являются N и n_i или L и l_i в зависимости от того, какая из двух рассмотренных систем уравнений используется для решения задачи. Так как системы уравнений (IV.16a) и (IV.16б) эквивалентны, то при решении задачи обычно используется одна из этих систем в зависимости от того, для какой фазы хотим получить результат. После получения результата для какой-либо одной фазы решение для другой фазы легко осуществляется на основе материального баланса:

$$N + L = 100 \text{ и } n_i + l_i = A_i.$$

Задача решается, как говорилось выше, при помощи номограммы, на которой изображено семейство кривых, построенных по уравнениям (IV.16a) и (IV.16б), и вспомогательной линейки с рабочей шкалой для $L/N = f(N)$ и $N/L = f(L)$.

Так как в системах уравнений границы изменения переменных лежат в очень широких пределах (например, константы равновесия углеводородов K_i могут изменяться от 0,001 до 1000), то графически эти функции изображаются на номограмме при помощи логарифмических шкал.

Изображенные на номограмме кривые имеют отметки, увеличивающиеся слева направо. Эти отметки являются численными значениями n_i или l_i и при данных значениях A_i , K_i и L или N могут быть найдены из номограммы.

По оси x номограммы отложены в логарифмической сетке величины коэффициентов распределения K_i или обратные им величины $1/K_i$ от 0,001 до 1000, т. е. в пределах, позволяющих решать задачи для всех случаев практики. Дополнительно к этому под осью x помещена рабочая шкала с величинами $L/N = f(N)$ и $N/L = f(L)$, которая построена в масштабе шкалы, принятой для оси x . Для удобства расчетов эта шкала построена в половинном размере на специальной линейке, которую можно прикладывать к любой точке номограммы. При помощи этой шкалы и шести логарифмических шкал оси x находят абсциссы заданных точек. Ординаты этих точек откладываются по оси y как численные значения A_i , т. е. процентное содержание компонентов в исходной смеси.

В связи с тем, что в уравнениях (IV.16a) и (IV.16б) величины A_i входят как множители, то по оси ординат целесообразно иметь только одну логарифмическую шкалу, которую удобнее всего построить в пределах значений от 10 до 100. Значения же A_i меньшие 10 можно откладывать после умножения их на величину, кратную десяти, помня при этом, что полученные из номограммы результаты для n_i или l_i в этом случае необходимо уменьшить в соответствующее число раз (в 10 или 100 раз).

За начало координат принята точка с координатами $K = 1$, $A = 10$, а за начало рабочей шкалы точка 0 с пометкой 50.

Под осью x помещена еще одна вспомогательная шкала — со значениями зависимости между K_i и $1/K_i$.

Решение уравнений фазового состояния углеводородных систем при помощи указанной номограммы состоит в следующем.

1. В соответствии с заданными условиями (молекулярный состав исходной смеси, давление и температура смеси) отыскиваются значения констант равновесия компонентов углеводородной смеси K_i .

Если задача решается относительно жидкой фазы, то отыскиваются также обратные константам величины $1/K_i$.

2. На номограмму наносятся m точек по числу компонентов в исходной смеси в координатах A_i и K_i или A_i и $1/K_i^*$ в зависимости от того, для какой фазы решается задача. Точки наносятся с возможно максимальной точностью тонко отточенным карандашом, после чего обводятся кружками и нумеруются. Ординаты точек A_i для компонентов, процентное содержание которых в исходной смеси менее 10, откладываются увеличенными в 10, а иногда в 100 раз и кроме номера имеют особую пометку (перечеркиваются одной или

* На номограмме по определению фазовых состояний углеводородных систем, приведенной в приложении 2, шкала для расчета величин $1/K$ не приводится.

двумя линиями), напоминающую о том, что нужно уменьшить результаты в соответствующее число раз.

3. Подбирается величина паровой N или жидкой L фазы, причем задача оказывается решенной при достижении равенства $\sum n_i = N$ или $\sum l_i = L$.

Если при пробном решении оказывается, что $\sum n_i < N$ или $\sum l_i < L$, то действительное значение N или L будет заведомо меньше полученной величины $\sum n_i$ или $\sum l_i$ и, наоборот, если $\sum n_i > N$ или $\sum l_i > L$, то действительное значение N или L будет заведомо больше полученной суммы $\sum n_i$ или $\sum l_i$. Следовательно, для решения задачи необходимо задаваться пробными значениями N или L и соответственно отыскивать $\sum n_i$ или $\sum l_i$, что выполняется при помощи рабочей шкалы для N и L на вспомогательной линейке.

Нанесенные на номограмму m точек попадают на различные кривые семейства, пометки которых и являются значениями для n_i или l_i (при $N = 50$ или $L = 50$). Это отвечает первому пробному решению.

Если $\sum n_i$ или $\sum l_i$ оказалась меньше или больше 50, то следует задаться вторым пробным значением N или L с таким расчетом, чтобы оно оказалось по другую сторону истинного значения этих величин. Для этого пользуются линейкой, начало шкалы которой (с пометкой 50) последовательно устанавливается на указанные выше точки.

При горизонтальном положении линейки по номограмме можно получить величины n_i или l_i при любых значениях N или L как пометки на кривых, полученные путем приложения упомянутой линейки с делениями. Задача считается решенной, если сумма полученных из номограммы величин ($\sum n_i$ или $\sum l_i$) оказалась равной пробному значению N или L , т. е. если $\sum n_i = N$ или $\sum l_i = L$.

Так как для каждого пробного значения N и L величины n_i и l_i получаются быстро, весь процесс решения осуществляется за весьма короткое время.

Для наглядности ниже приводится решение задачи для углеводородной смеси с шестью компонентами.

Решение дано относительно паровой фазы, в соответствии с чем точки нанесены на номограмму в координатах K_i и A_i .

Все данные, а также результаты подбора величины паровой фазы сведены в табл. 17 при $p = 1,67 \text{ МН/м}^2$ (17 кг/см^2) и $t = 70^\circ \text{ С}$.

Из таблицы видно, что первый расчет произведен при значении доли паровой фазы $N = 50\%$. Содержание компонентов в паровой фазе n_i берем из номограммы в соответствии с пометками на кривых, на которые попали точки, соответствующие этим компонентам. Сумма ($\sum n_i$) оказалась меньше пробного значения N , т. е. $\sum n_i = 40,3$. Следовательно, истинное значение N будет заведомо меньше 40,3. Поэтому задаемся следующим пробным значением и принимаем его равным 10. Для этого начало шкалы вспомогательной линейки последовательно прикладываем к точкам на кривых, а против деле

Таблица 17

Компоненты	A_i	K_i	Пробные значения величин паровой фазы				Молярный состав	
			$N=50$	$N=10$	$N=15$	$N=11,5$	паровой фазы $\frac{n_i}{N}$	жидкой фазы $x_i = \frac{y_i}{K_i}$
C_1	3,44	15,00	3,25	2,16	2,500	2,28	0,148	0,013
C_2	11,90	3,40	9,20	3,25	4,500	3,67	0,319	0,093
C_3	9,73	1,30	5,50	1,23	1,800	1,41	0,122	0,094
C_4	51,20	0,58	18,80	3,10	4,75	3,60	0,314	0,540
C_5	12,97	0,24	2,50	0,34	0,525	0,39	0,034	0,140
C_6	10,76	0,11	1,05	0,13	0,205	0,15	0,013	0,120
	100	—	40,3	10,21	14,23	11,50	1,000	1,00

ния шкалы линейки со значением 10 с номограммы считываем значения n_i как пометку на соответствующих кривых.

Суммируя полученные величины n_i , находим значение суммы, равное 10,21, т. е. несколько большее 10, что указывает на то, что истинное значение для N будет также больше 10.

Задаваясь следующим пробным значением для N и принимая его равным 15, получаем $\sum n_i = 14,23$, т. е. искомая величина находится между значениями 10 и 15. Интерполируя полученные данные, находим $N = 11,5$. Так как сумма $\sum n_i$, определенная по номограмме при значении $N = 11,5$, также оказалась равной этой величине, задача считается решенной.

Для решения другой задачи нанесенные ранее на номограмму точки стираются резинкой и наносятся другие точки в соответствии с новыми значениями A_i и K_i или A_i и $1/K_i$.

§ 2. НАЗНАЧЕНИЕ, КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКЦИИ СЕПАРАТОРОВ

Отделение нефти от газа и воды в различных сепараторах производится с целью: 1) получения нефтяного газа, используемого как химическое сырье или как топливо; 2) уменьшения перемешивания нефтегазового потока и снижения тем самым гидравлических сопротивлений; 3) разложения образовавшейся пены; 4) отделения воды от нефти при добыче нестойких эмульсий; 5) уменьшения пульсаций при транспорте нефти от сепараторов первой ступени до установки подготовки нефти.

Сепараторы, применяемые на площадях нефтяных месторождений, можно условно подразделить на следующие основные категории:

- 1) по назначению — замерные и сепарирующие;

2) по геометрической форме и положению в пространстве — цилиндрические, сферические, вертикальные, горизонтальные и наклонные;

3) по типу обслуживаемых скважин — фонтанные, компрессорные и насосные;

4) по характеру проявления основных сил — гравитационные, инерционные (жалюзийные), центробежные и ультразвуковые;

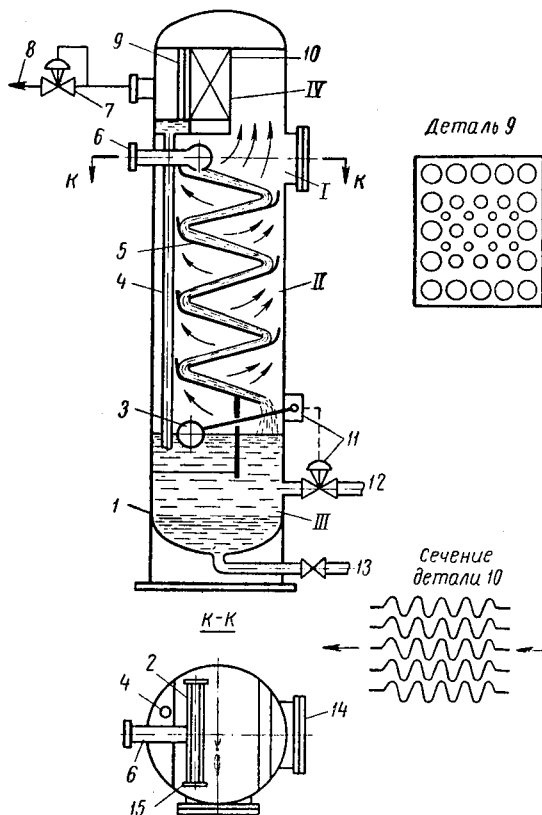


Рис. 46. Разрез вертикального сепаратора.

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.

5) по рабочему давлению — высокого давления — выше $6,28 \text{ МН/м}^2$ (64 кг/см^2), среднего $2,45 \text{ МН/м}^2$ (25 кг/см^2), низкого $0,588 \text{ МН/м}^2$ (6 кг/см^2) и вакуумные;

6) по числу обслуживаемых скважин — индивидуальные и групповые;

7) по числу ступеней сепарации — первый, второй, третьей и т. д.

В сепараторе любого типа различают следующие четыре секции (рис. 46):

I — основная сепарационная секция, служащая для отделения нефти от газа; на работу сепарационной секции большое влияние оказывает конструктивное оформление ввода продукции скважин (тангенциальное, радиальное, с использованием различного рода насадок — диспергаторов, турбулизирующих ввод газожидкостного потока);

II — осадительная секция, в которой происходит дополнительное выделение пузырьков газа, увлеченных нефтью из сепарационной секции; для более интенсивного выделения окклюдированных

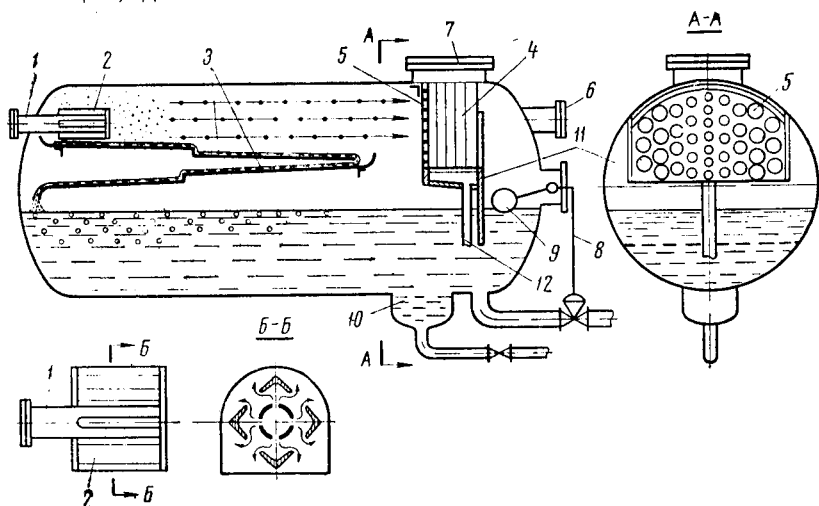


Рис. 47. Разрез горизонтального сепаратора.

1 — ввод газонефтяной смеси; 2 — диспергатор; 3 — наклонные плоскости; 4 — жалузный каплеуловитель; 5 — перегородка для выравнивания потока газа; 6 — выход газа; 7 — люк; 8 — регулятор уровня; 9 — поплавковый уровеньдержатель; 10 — сброс грязи; 11 — перегородка для предотвращения прорыва газа; 12 — сливная трубка.

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 также с небольшим порогом, способствующим выделению газа из нефти (см. дет. 3 на рис. 47);

III — секция сбора нефти, занимающая самое нижнее положение в сепараторе и предназначенная как для сбора, так и для вывода нефти за пределы сепаратора; нефть может находиться здесь или в однофазном состоянии, или в смеси с газом — в зависимости от эффективности работы сепарационной и осадительной секций;

IV — каплеуловительная секция, расположенная в верхней части сепаратора и служащая для улавливания мельчайших капелек жидкости, уносимых потоком газа за пределы сепаратора.

Эффективность работы сепаратора любого типа зависит от двух основных показателей: количества капельной жидкости, уносимой потоком газа из каплеуловительной секции IV, и количества

пузырьков газа, уносимых потоком нефти из секции сбора нефти III. Чем меньше величина этих показателей, тем эффективнее работа сепаратора.

Сепаратор с жалюзийной насадкой 10, показанный на рис. 46, работает следующим образом. Нефтегазовая смесь под давлением через патрубок 6 поступает 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. Капельки нефти, отбиваемые в жалюзийной насадке, стекают в поддон и по дренажной трубе 4 направляются в нижнюю часть сепаратора. За жалюзийной насадкой 10 по ходу потока газа установлена перегородка 9 с большим числом отверстий, выполненных по принципу пропуска равных расходов, выравнивающих скорость движения газа.

Каплеуловительная секция 10 конструктивно может быть различной и работа ее может основываться на одном или нескольких принципах: столкновение потока газа с различного рода перегородками; изменение направления потока; изменение скорости потока; использование принципа центробежной силы; использование коалесцирующей набивки (различных металлических сеток).

На рис. 47 приведен разрез горизонтального сепаратора, в котором осаждение частиц жидкости происходит под действием гравитационных и инерционных сил.

Работает этот сепаратор следующим образом. Нефтегазовая смесь, подаваемая в патрубок 1, вначале попадает в отбойник газа 2, где происходит дробление (диспергирование) нефтегазовой смеси. Диспергирование нефти приводит к существенному увеличению поверхности контакта нефть — газ, в результате чего происходит интенсивное выделение газа из нефти. После отбойника газа значительная часть нефти под действием гравитационных сил оседает на наклонные плоскости 3, захватывая при этом пузырьки газа, и незначительная часть ее в виде мельчайших капелек уносится основным потоком газа. Для изменения структуры потока наклонные плоскости следует выполнять с уступами (порогами), способствующими выделению газа из жидкости. Основной поток газа вместе с мельчайшими частицами нефти, не успевшими выпасть под действием силы тяжести, встречается на своем пути жалюзийную насадку 4, в которой происходит «захват» (прилипание) капелек жидкости и дополнительное высаживание их из газа; при этом образуется пленка, стекающая в поддон, из которого по трубке 12 она попадает под уровень жидкости в сепараторе. Для равномерного распределения потока газа в жалюзийной насадке 4 устанавливается по ходу газа распределительная перегородка 5 с отверстиями, выполненными по принципу равных расходов.

На рис. 48 показан горизонтальный сепаратор с шестью вводами нефтегазовой смеси. Работа сепаратора основана на принципе эффек-

тивного диспергирования нефтегазовой смеси, для чего предназначены насадки 2 форсуночного типа. Мелко раздробленная нефть в насадках 2 под действием гравитационных сил оседает на плоскости 5

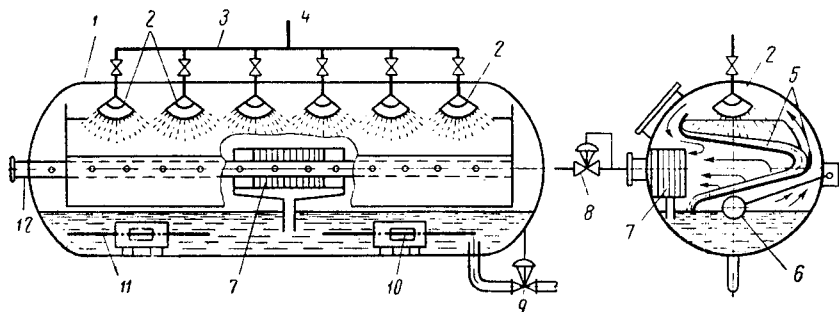


Рис. 48. Горизонтальный сепаратор с генераторами частоты.

1 — корпус сепаратора; 2 — насадки форсуночного типа; 3 — раздаточный коллектор; 4 — подводящий коллектор; 5 — наклонные плоскости; 6 — поплавок; 7 — жалюзийный каплеуловитель; 8 — регулирующий клапан давления «до себя»; 9 — исполнительный механизм; 10 — электро- или пневмовибратор; 11 — пластины вибратора; 12 — перфорированный газосборный коллектор.

и стекает по ним тонким слоем в секцию сбора нефти. В секции сбора нефти устанавливаются электромагнитные генераторы или пневмовибраторы 10 с вибрационными пластинами 11, служащие для интенсификации коалесценции окклюдированных пузырьков газа и быстрого выделения их из нефти. Данный сепаратор рекомендуется применять только для обезвоженной нефти. Его можно устанавливать на первой ступени сепарации, тогда он оборудуется каплеуловительной насадкой 7 и регулирующим клапаном давления 8 «до себя». Однако более эффективно он может быть использован после отстойников теплохимической установки (см. рис. 77, поз. 9). В данном случае горячую сепарацию желательно осуществлять под вакуумом с использованием вместо жалюзийной насадки 7 перфорированного газосборного коллектора 12.

На рис. 49 приведен поперечный разрез гидроциклонного сепаратора, разработанного в институте Гипровостокнефть. Сепараторы этого типа сравнительно широко применяются на нефтедобывающих предприятиях, однако эффективность их работы, как показали сопоставительные испытания, проведенные в Грозненском нефтяном

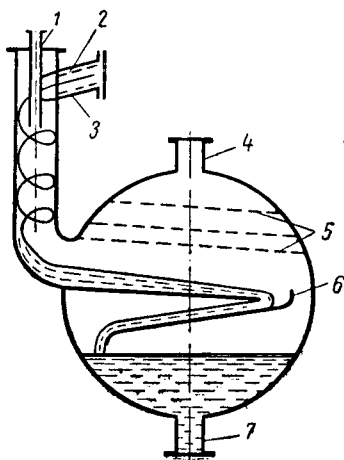


Рис. 49. Гидроциклонный сепаратор (поперечный разрез).

1 — головка гидроциклона; 2 — сменные насадки; 3 — тангенциальный ввод нефтегазовой смеси; 4 — вывод газа; 5 — каплеотбойные сетки; 6 — наклонные плоскости; 7 — вывод нефти.

институте [14], невелика и составляет всего 80 % по жидкости и 90 % по газу. Основным недостатком этих сепараторов является несовершенство ввода нефтегазовой смеси. Тангенциальный ввод, предусмотренный в этих сепараторах, эффективен, как известно, только для газовых и газоконденсатных скважин, где под действием центробежных сил «тяжелые» капельки жидкости сливаются и осаждаются в виде тонкой пленки по стенке сепаратора. В нефтяных же скважинах содержание жидкости в потоке доминирует и поэтому действие центробежной силы на выделение «легкого» газа из «тяжелой» жидкости должно проявляться значительно слабее. Однако [эти

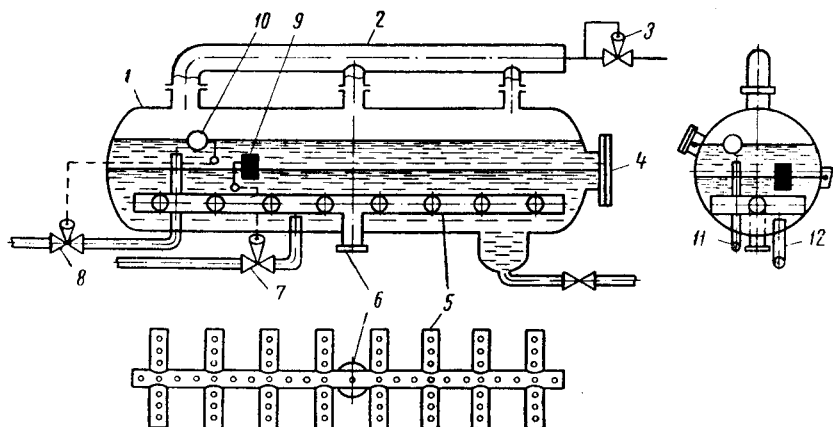


Рис. 50. Горизонтальный нефтегазоводоотделитель — концевая совмещенная сепарационная установка (КССУ).

1 — корпус сепаратора; 2 — газотводящий коллектор; 3 — регулятор давления «до себя»; 4 — люк; 5 — раздаточный коллектор; 6 — ввод нефти, газа и воды; 7 и 8 — исполнительные механизмы соответственно для сброса воды и нефти; 9 — двухфазный поплавок «вода — нефть»; 10 — поплавок; 11 и 12 — дренажные линии соответственно для нефти и воды.

сепараторы имеют одно бесспорное преимущество — они сравнительно легкие и поэтому удобны для монтажа на «Спутниках-А» и ЗУГ-5.

На указанных агрегатах, как отмечалось в § 4 гл. II, сепарация нефти от газа производится в основном с целью измерения дебита жидкости, после чего потоки газа и жидкости смешиваются и транспортируются совместно до установок подготовки нефти. Точность измерения количества жидкости счетчиками турбинного типа, устанавливаемыми после гидроциклонных сепараторов на ЗУГ-5 и «Спутниках-А», зависит от объема пузырьков газа, уносимых из сепаратора нефтью. Так как сепарация газа от жидкости для гидроциклонных сепараторов составляет лишь 80 %, естественно, что и точность измерения жидкости по скважинам небольшая.

Для максимального отделения нефти от газа, как отмечалось ранее, необходимо, чтобы поверхность контакта между фазами была наибольшей, а это возможно только при условии, если вводимая

в сепаратор нефть подвергается интенсивному диспергированию и движется в сепараторе по длинному пути тонким слоем.

На рис. 50 показан горизонтальный нефтегазоводоотделитель, который эффективно работает по предварительному сбросу пластовой воды на теплохимических установках по обезвоживанию и обессоливанию (см. рис. 77, поз. 2). Нефтегазоводяная смесь поступает в аппарат через приемный патрубок 6, из которого попадает в раздаточный коллектор 5, имеющий для выхода смеси равномерно расположенные внизу отверстия, выполненные по принципу пропуска одинаковых расходов жидкости, т. е. чем дальше от приемного патрубка 6, тем больше их диаметр. Нефтегазоводяная смесь, выходящая из отверстий раздаточного коллектора, с очень низкой скоростью поднимается через водяную подушку, имеющую в своем составе поверхностно-активные вещества (ПАВ), и расслаивается на нефть, воду и газ, которые по отдельным линиям 11, 12 и 2 выводятся из сепаратора. Эффективность отделения нефти от воды достигается в основном в результате использования тепла и ПАВ пластовых вод, подаваемых в КССУ из горячих отстойников 6 (см. рис. 77), а также за счет барботажно-флотационного процесса (см. стр. 293).

§ 3. РАСЧЕТ СЕПАРАТОРОВ НА ПРОПУСКНУЮ СПОСОБНОСТЬ ПО ГАЗУ

Из всех сепараторов, рассмотренных в предыдущем параграфе, сравнительно легко поддаются расчету только гравитационные, жальюзийные и гидроциклонные.

1. Расчет гравитационных сепараторов. В гравитационных сепараторах осаждение капельной и твердой взвеси из газового потока происходит под действием силы тяжести. Высокую степень очистки газа от капельной и твердой взвеси в гравитационном сепараторе можно получить при условии, если скорость газа будет близка к нулю. В реальных условиях эффективность сепарации в гравитационных сепараторах при скорости движения газа 0,5 м/сек резко падает и составляет лишь 70% капельной жидкости, находящейся во взвешенном состоянии.

Пропускную способность гравитационных сепараторов обычно определяют в зависимости от допустимой скорости движения газа, при которой происходит осаждение минимального размера капелек жидкости, принятых для расчета. Допустимая скорость движений газа определяется из условий равновесия сил, действующих на частицу, и силы сопротивления среды, возникающей при движении этой частицы.

При расчете гравитационных сепараторов по газу принимаются 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 времени скорость газа остается постоянной, но по абсолютному значению может быть разной; 3) движение частички принимается свободным, т. е. на нее не оказывают действия другие частицы; 4) скорость оседания частицы

постоянная, т. е. это тот случай, когда 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 $\frac{\pi d^3}{6}$ и плотностью $\rho_{\text{ч}}$ подвергается в газе, имеющем плотность $\rho_{\text{г}}$, действию силы тяжести

$$P = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g, \quad (\text{IV.17})$$

где g — ускорение силы тяжести в м/сек².

Силу сопротивления газа R при свободном оседании частицы можно представить в следующем виде:

$$R = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{ч}}^2}{2} f \text{ Н}, \quad (\text{IV.18})$$

где ζ — коэффициент сопротивления среды, являющийся функцией критерия Рейнольдса; $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа в кг/м³; $w_{\text{ч}}$ — линейная скорость частицы в м/сек; f — миделево сечение частицы, т. е. в нашем случае $f = \pi d^2/4$.

Учитывая четвертое допущение, т. е., что при равномерном движении частицы сила сопротивления газовой среды становится равной массе частицы, можем записать следующее равенство ($P = R$):

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g = \zeta \frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{ч}}^2}{2} \frac{\pi d^2}{4}. \quad (\text{IV.19})$$

Коэффициент сопротивления ζ определяется из уравнения (IV.19):

$$\zeta = \frac{4}{3} \frac{d (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g}{w_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{г}}}. \quad (\text{IV.20})$$

Для ламинарного движения коэффициент сопротивления ζ получается теоретически ($\text{Re} = 1$):

$$\zeta = \frac{24}{\text{Re}} = \frac{24 \nu_{\text{г}}}{w_{\text{ч}} d}, \quad (\text{IV.20a})$$

где $\nu_{\text{г}} = \mu_{\text{г}}/\rho_{\text{г}}$ м²/сек — кинематическая вязкость газа.

Если подставить данное выражение в уравнение (IV.20), то скорость оседания шарообразной частицы в газовой среде определится по формуле Стокса:

$$w_{\text{ч}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g}{18 \mu_{\text{г}}}. \quad (\text{IV.21})$$

Здесь $\mu_{\text{г}}$ — динамическая вязкость газа в кг/м·сек; d — диаметр частицы в м; $\rho_{\text{ч}}$ — плотность частицы в кг/м³.

При значениях числа Рейнольдса от 2 до 500 зависимость коэффициента сопротивления ζ представляется эмпирическим уравнением следующего вида:

$$\zeta = 18,5 \text{ Re}^{-0,6}. \quad (\text{IV.22})$$

Подставляя данное уравнение в формулу (IV.20) и решая ее относительно скорости осаждения w_q , получим формулу Аллена:

$$w_q = 0,152 \frac{d^{1,14} (\rho_q - \rho_r)^{0,71} g^{0,71}}{\vartheta^{0,43} \rho_r^{0,71}}. \quad (\text{IV.23})$$

При значениях числа Рейнольдса > 500 коэффициент сопротивления ζ для шарообразной частицы становится постоянным и равным 0,44. Подставляя это значение в формулу (IV.20), получим уравнение Ньютона — Риттингера:

$$w_q = 1,75 \sqrt{\frac{d (\rho_q - \rho_r) g}{\rho_r}}. \quad (\text{IV.24})$$

Уравнение (IV.18) можно представить также в следующем виде:

$$R = \zeta \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho_r w_q^2}{2} = \zeta \frac{\pi}{8} w_q^2 d^2 \rho_r = \psi w_q^2 d^2 \rho_r, \quad (\text{IV.25})$$

где ψ — коэффициент сопротивления среды,

$$\psi = \frac{R}{w_q^2 d^2 \rho_r}. \quad (\text{IV.26})$$

Величина ψ представляет собой критерий Эйлера

$$\text{Eu} = \frac{\Delta p}{w^2 \rho}, \quad (\text{IV.27})$$

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)	$\text{Re} = 2-500$	$\psi = \frac{7,27}{\text{Re}}$
турбулентный (уравнение Ньютона)	$\text{Re} = > 500$	$\psi = 0,175$

Для осаждения твердых частиц из жидкости или газа необходимо, чтобы действующая сила P (сила тяжести, центробежная сила) была равна или больше силы сопротивления среды R :

$$P \geq R.$$

Скорость осаждения может быть определена помимо формул (IV.24), (IV.23), (IV.24) также из уравнения (IV.26) путем замечы в нем R на P . Тогда

$$w_q = \frac{1}{d} \sqrt{\frac{P}{\psi \rho_r}}. \quad (\text{IV.28})$$

Коэффициент сопротивления ψ , как было показано выше, зависит от критерия Re , в который входит искомая скорость осаждения w_q ($Re = w_q d / \nu_r$). Поэтому уравнение (IV.28) можно решать только подбором: принимая произвольно величину Re , определяют ψ и по формуле (IV.28) находят w_q , после чего рассчитывают действительное значение Re . Расчет повторяют до совпадения расчетной величины Re с предварительно принятой.

Расчет можно упростить, если исключить искомую скорость w_q из выражения (IV.25), умножив обе его части на ρ_r / μ_r^2 . Тогда, заменяя R на P , получим

$$\frac{P \rho_r}{\mu_r^2} = \psi \frac{w_q^2 d^2 \rho_r^2}{\mu_r^2} = \psi Re^2. \quad (IV.29)$$

Подставив в (IV.29) вместо P его значение из формулы (IV.17), получим

$$\psi Re^2 = \frac{\pi d^3 (\rho_q - \rho_r) g \rho_r}{6 \mu_r^2} = \frac{\pi}{6} Ar, \quad (IV.30)$$

где Ar — критерий Архимеда, который равен

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_q - \rho_r) g \rho_r}{\mu_r^2}. \quad (IV.31)$$

Подставляя в уравнение (IV.30) значения ψ , полученные по формулам Стокса, Аллена или Ньютона, и решая полученные выражения относительно Re , найдем:

при $Re < 2$ или $Ar < 36$

$$Re = 0,056 Ar; \quad (IV.32)$$

при $Re = 2 \div 500$ или $Ar = 36 \div 83 \cdot 10^3$

$$Re = 0,152 Ar^{0,71}; \quad (IV.33)$$

при $Re > 500$ или $Ar > 83 \cdot 10^3$

$$Re = 1,75 Ar^{0,5}. \quad (IV.34)$$

Определив критерий Re по одной из приведенных формул (в зависимости от величины Ar), можно легко найти скорость осаждения частицы:

$$w_q = \frac{\mu_r Re}{d \rho_r}. \quad (IV.35)$$

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 из формулы (IV.35).

На основании приведенных формул могут быть определены скорости «витания» капель в газовом пространстве сепаратора в зависи-

мости 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 (в м³/сутки) вертикального гравитационного сепаратора по формуле

$$V = 86\,400 \frac{p_1}{p_0} \frac{T_0}{T_1} \frac{1}{z} \frac{\pi D^2}{4} w_{\text{ч}} \quad (\text{IV.36})$$

или

$$V = 67\,824 \frac{p_1}{p_0} \frac{T_0}{T_1} \frac{D^2}{z} w_{\text{ч}}, \quad (\text{IV.37})$$

где p_1 и p_0 — соответственно рабочее давление в сепараторе и давление при нормальных условиях в Н/м²; T_0 и T_1 — абсолютные температуры в °K ($T_0 = 273^\circ$ и $T_1 = 273^\circ + t$); D — диаметр сепаратора в м; z — коэффициент сжимаемости газа; $w_{\text{ч}}$ — скорость осаждения частиц, определяемая по формуле (IV.35), в м/сек.

Однако использование приведенных выше 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. 51, б), который не должен превышать допустимых норм, а нормы эти пока точно не установлены. Критерием допустимых норм уноса капельной взвеси из сепараторов должен быть технико-экономический расчет пропускной способности газопровода в зависимости от числа сепараторов.

Таким образом, в настоящее время основное требование при выборе минимального диаметра осаждающихся частиц практически не выполнимо, так как отсутствуют надежные данные о дисперсности капельной взвеси, образующейся в сепараторе, и не установлены еще технико-экономические критерии норм уноса. Вследствие изложенных трудностей в определении пропускной способности гравитационных сепараторов при выборе оптимальных скоростей газа стали исходить 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 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 w_0 является 0,1 м/сек при давлении 5,87 МН/м² (60 кг/см²). Учитывая это обстоятельство, можно построить график зависимости

скорости газа в гравитационном сепараторе от величины давления, используя для этого следующую зависимость:

$$w_{\text{опт}} = w_0 \sqrt{\frac{p_1}{p_2}} \quad (\text{IV.38})$$

Результаты расчета по формуле (IV.38) [при $p_1 = 5,87 \text{ МН/м}^2$ (60 кг/см^2) и $w_0 = 0,1 \text{ м/сек}$] приведены в виде кривой на рис. 51, а.

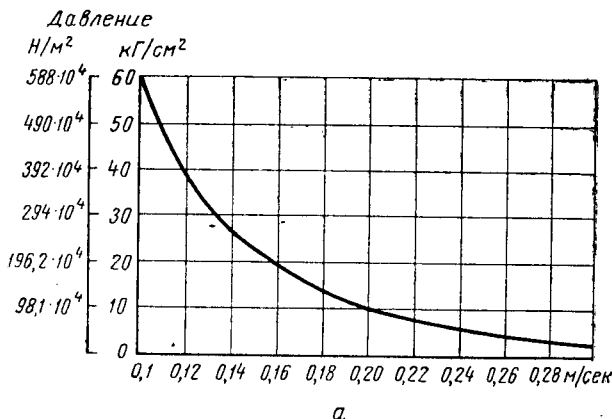
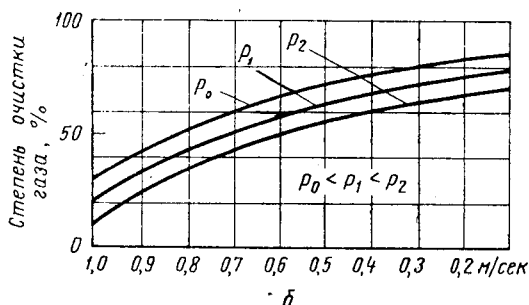


Рис. 51. Характерные кривые работы гравитационных сепараторов. а — оптимальные скорости движения газа; б — степень очистки газа от жидкости и твердых частиц в зависимости от скорости и давления газа.



Таким образом, пропускная способность гравитационного сепаратора при известной оптимальной скорости газа $w_{\text{опт}}$ определяется из формулы (IV.36) путем замены в ней скорости $w_{\text{ч}}$ на $w_{\text{опт}}$.

2. Расчет жалюзийных сепараторов. Выше было отмечено, что гравитационные сепараторы недостаточно эффективны и поэтому не могут обеспечить надежного отделения газа от жидкости. Кроме того, гравитационные сепараторы весьма чувствительны к изменению давления и скорости газа в них, что видно из рис. 51, а и б, т. е. они могут работать только на расчетных режимах, обеспечить которые в реальных условиях не представляется возможным.

Сепараторы с жалюзийными насадками не имеют недостатков, присущих гравитационным сепараторам. Сепараторы с жалюзий-

ными насадками могут эффективно работать при значительных отклонениях от расчетных режимов, что имеет исключительно большое значение для нефтегазодобывающих предприятий, когда дебиты нефти и газа могут изменяться в широких пределах.

Основной задачей при исследовании процесса сепарации в жалюзийной насадке является правильный расчет предельно допустимых нагрузок по газу и жидкости, чтобы предупредить возникновение кризисных явлений в сепарационном элементе. Кризисные явления в жалюзийной насадке, характеризующиеся срывом капелек с поверхности пленки отсепарированной жидкости, существенно ухудшают работу таких сепараторов. Срыв капелек с поверхности отсепарированной жидкости сопровождается уносом их за пределы сепаратора. Критические скорости, при которых происходит срыв капель, зависят от целого ряда факторов, прежде всего от физических свойств жидкости и газа и формы сепарирующих элементов и определяются взаимодействием сил инерции, тяжести, поверхностного натяжения и трения.

Унос жидкости за пределы сепаратора любого типа характеризуется коэффициентом уноса капельной взвеси K_y и выражается следующим соотношением:

$$K_y = \frac{G'_2}{G'' + G'_2} 100, \quad (\text{IV.39})$$

где G'_2 — массовый расход жидкости после сепаратора в кг/ч; G'' — массовый расход газа, прошедшего через сепаратор, в кг/ч.

Было установлено, что на величину коэффициента уноса, характеризующего степень интенсивности кризисного явления, влияют три критерия: Фруда Fr , Вебера We и Рейнольдса Re :

$$Fr = \frac{w^2}{gl}; \quad We = \frac{\sigma}{w^2 l \rho}; \quad Re = \frac{w l \rho}{\mu}, \quad (\text{IV.40})$$

где w — скорость потока газа в м/сек; g — ускорение силы тяжести в м/сек²; l — характерный размер в м; σ — поверхностное натяжение в Н/м ($H = \text{кг} \cdot \text{м}/\text{сек}^2$); ρ — плотность в кг/м³; μ — абсолютная вязкость в кг/м · сек.

Обработка экспериментального материала по исследованию жалюзийных насадок показала, что коэффициент уноса капельной взвеси K_y в интервале от 0,0001 до 10% (рис. 52) характеризуется следующим выражением:

$$K_y = 6 \left(\frac{Er \rho_1}{We \rho_2} \right)^3. \quad (\text{IV.41})$$

Подставляя в данную формулу значения Fr и We из (IV.40), получим:

$$K_y = 6 \left(\frac{w^{12} \rho_1^8}{g^3 \sigma^3 \rho_2^3} \right), \quad (\text{IV.42})$$

где ρ_1 и ρ_2 — соответственно плотность газа и жидкости в условиях сепаратора.

Последнее выражение устанавливает взаимосвязь между скоростью набегания газа на жалюзи w , коэффициентом уноса K_y и физическими свойствами взаимодействующих фаз — жидкости и газа.

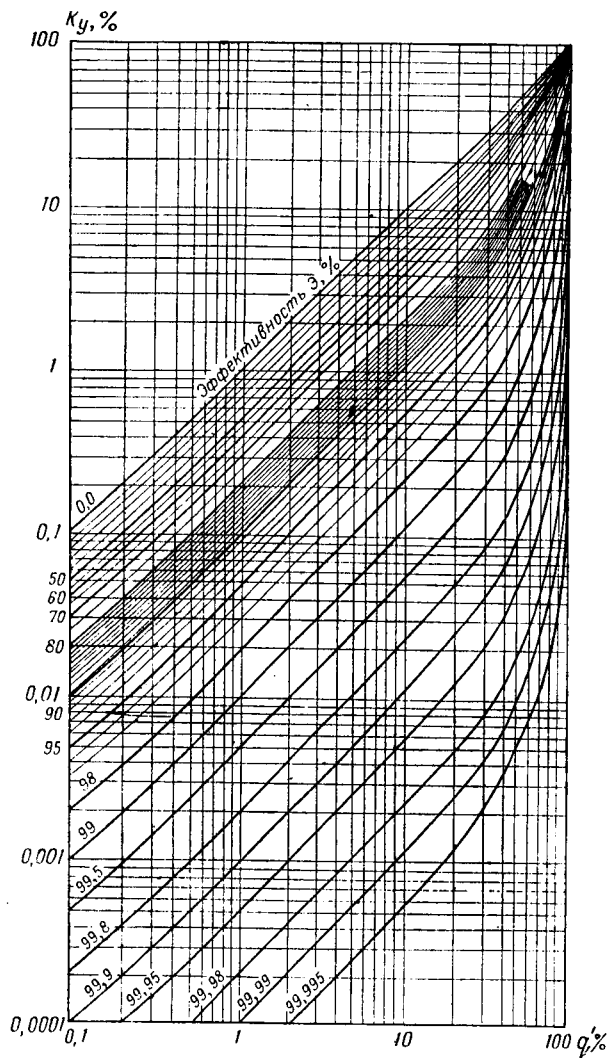


Рис. 52. Зависимость коэффициента уноса капельной взвеси K_y от содержания жидкости на входе в сепарирующий элемент q' .

$$\Theta = \frac{\text{Эффективность}}{(G'_1 - G'_2) \cdot 100},$$

где G'_1 и G'_2 — соответственно массовый расход жидкости до и после сепаратора.

Из формулы (IV.42) легко определяется скорость набегания газа на жалюзи:

$$w = \sqrt[12]{K_y \frac{\sigma^3 \rho_{\text{ж}}^3 g^3}{6 \rho_{\text{г}}^4}}, \quad (\text{IV.43})$$

где σ — поверхностное натяжение системы нефть — газ, которое можно принимать равным $21 \cdot 10^{-4}$ кг/м ($21 \cdot 9,81 \cdot 10^{-4}$ Н/м).

Принимая коэффициент уноса по кривым рис. 52, можно определить допустимую скорость набегающего газа на жалюзи w . Подставляя значение этой скорости в формулу (IV.36)

$$F = \frac{VT_1 p_0 z}{86\,400 T_0 p_1 w}, \quad (\text{IV.44})$$

можно определить площадь любого сечения жалюзийной насадки F при известном расходе газа V .

3. Расчет гидроциклонных сепараторов. Работа гидроциклонных сепараторов основана на принципе использования силы инерции; в них происходит очистка нефти как от пузырьков газа, так и от твердых частиц. Нефтегазовая смесь, поступающая в сепаратор (см. рис. 49) по касательной, движется в нем по спирали. Если окружную скорость частицы обозначить w , массу частицы m , а радиус кривизны спирали r , то сила инерции, действующая на частицу в направлении радиуса, выразится в виде:

$$P = m \frac{w^2}{r}. \quad (\text{IV.45})$$

Ускорение силы инерции w^2/r может быть во много раз больше ускорения силы тяжести g , поэтому очистка в гидроциклоне нефти от газа и твердых частиц в принципе должна быть более эффективна, чем в гравитационных сепараторах.

Силе инерции P противодействует сила сопротивления среды, возникающая при движении твердой частицы или пузырька газа, которая по закону Стокса равна

$$R = \pm 3\pi\mu dw_q. \quad (\text{IV.46})$$

Знак плюс в уравнении (IV.46) показывает, что твердые частицы направлены по радиусу к стенке и совпадают с направлением силы инерции P , а знак минус характеризует движение пузырька газа в противоположном направлении относительно силы инерции, т. е. к оси циклона.

Сила сопротивления среды R получается из формулы (IV.18) путем подстановки в нее вместо f значения $\pi d^2/4$ и вместо коэффициента ζ его значения из формулы (IV.20а), т. е.

$$\begin{aligned} R &= \zeta \frac{\rho_r w_q^2}{2} f = \frac{24}{\text{Re}} \frac{\rho_r w_q^2}{2} \frac{\pi d^2}{4} = \\ &= \frac{24\mu_{ж}}{w_q d \rho_r} \frac{\rho_r w_q^2}{2} \frac{\pi d^2}{4} = \pm 3\pi\mu_{ж} dw_q. \end{aligned}$$

Приравняв формулы (IV.45) и (IV.46) и заменив массу частицы (газа, твердого вещества) в формуле (IV.45) произведением ее объема $\pi d^3/6$ на плотность ρ_q , получим составляющую скорости движения частицы, направленную по радиусу к оси циклона (для газа) и к стенке циклона (для твердого вещества):

$$w_q = \mp \frac{d^2 \rho_q}{18\mu_{ж}} \frac{w^2}{r}. \quad (\text{IV.47})$$

Из формулы (IV.47) видно, что чем меньше радиус циклона, тем больше скорость ω , при одной и той же производительности скважины, и тем эффективнее очистка нефти от газа и твердых частиц.

Однако уменьшение радиуса циклона приводит к увеличению сопротивления циклона, которое определяется из следующей формулы:

$$\Delta p = \frac{\lambda \rho_{\text{ж}} \omega^2}{2} \text{ Н/м}^2, \quad (\text{IV.48})$$

где λ — коэффициент сопротивления циклона, принимаемый на основании опытных данных НИИОгаза¹ равным $60 \div 180$; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность нефти, проходящей через циклон, в кг/м^3 .

Диаметр циклонной головки D определяют по условной скорости нефтегазовой смеси v , отнесенной к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785v}}, \quad (\text{IV.49})$$

где V — расход нефтегазовой смеси, проходящей через циклон, в $\text{м}^3/\text{сек}$.

Гидроциклонные сепараторы, как отмечалось в § 2 данной главы, работают с низкой эффективностью, хотя они должны работать значительно лучше, чем гравитационные сепараторы. К объяснению низкой эффективности работы циклонного сепаратора, частично данному в § 2 этой главы, можно добавить, что аппараты такого типа должны работать на строго расчетном режиме. В частности, уменьшение входной скорости смеси может существенно снизить эффективность отделения нефти от газа, так как значение скорости входит в расчетные уравнения (IV.45) и (IV.47) в квадрате.

§ 4. РАСЧЕТ СЕПАРАТОРОВ НА ПРОПУСКНУЮ СПОСОБНОСТЬ ПО ЖИДКОСТИ

Как указывалось выше, пропускную способность промышленных сепараторов обычно определяют по количеству газа, прошедшего через них, и величине допустимого коэффициента уноса капельной жидкости K_y . Однако в ряде случаев появляется необходимость расчета сепараторов по количеству поступающей в них нефти. Контроль пропускной способности сепараторов по нефти вызывается необходимостью существенного уменьшения или сведения к нулю количества пузырьков газа, увлекаемых из сепаратора 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, количество уносимых нефтью пузырьков газа из сепаратора

¹ Циклоны НИИОгаз. Каталог № 22А, М., Госхимиздат, 1961.

будет увеличиваться. Естественно, встает вопрос, какими способами можно определить количество уносимого нефтью газа и каковы должны быть пути коренного усовершенствования конструкций сепараторов, обеспечивающих минимальный унос газа.

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. Сопоставление газовых факторов должно производиться при одинаковых условиях, т. е. при одних и тех же 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, разгазирование в сепараторе происходит при равновесных условиях и пузырьки газа не уносятся жидкостью.

В условиях нефтеносных площадей вязкость поступающей в сепаратор нефти может изменяться в широких пределах в зависимости от температуры окружающей среды и дебита скважин. Большую вязкость может иметь нефть в зимний период и при работе скважины с низкими дебитами. В зимний период сепараторы могут работать неудовлетворительно из-за большого уноса газа жидкостью. Улучшение эффективности выделения пузырьков газа из нефти путем снижения ее вязкости вызывает большие трудности, связанные с подводом в сепаратор теплоносителя. Поэтому для достаточно полного выделения захваченных нефтью пузырьков газа в сепараторе остается один весьма неэффективный способ — увеличение времени пребывания нефти в сепараторе, или, что одно и то же, снижение скорости ее подъема. Неэффективность этого способа обусловлена необходимостью иметь большое число сепараторов для отделения газа от нефти. Идти по этому направлению при разработке новых типов сепараторов, естественно, невыгодно. Поэтому при всех прочих равных условиях необходимо стремиться к тому, чтобы безводная нефть вводилась в сепараторы в высокодисперсном состоянии и движение ее в сепараторе происходило тонким слоем по длинному пути для лучшего выделения окклюдированных пузырьков газа. Всплывание пузырьков газа из нефти в сепараторе в основном происходит за счет разницы в плотностях этих фаз и определяется формулой Стокса (IV.21)¹.

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 в м/сек; v_r — скорость всплывания окклюдированных пузырьков газа в нефти в м/сек.

¹ Или по формулам (IV.23) — (IV.24).

При этом соотношении пропускная способность по жидкости для различных по положению в пространстве сепараторов будет определяться следующими формулами:

1) для вертикальных сепараторов

$$v_n = \frac{Q}{86400F} < v_r = \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)g}{18\mu_n} \quad (\text{IV.50})$$

или

$$Q < 86400F \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)g}{18\mu_n} \text{ м}^3/\text{сутки}, \quad (\text{IV.51})$$

после подстановки в данную формулу значения $F = \pi D^2/4$ и замены g получим

$$Q < 36650D^2 \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)}{\mu_n}; \quad (\text{IV.52})$$

2) для горизонтальных сепараторов

$$Q < 47000F \frac{d^2(\rho_n - \rho_r)}{\mu_n}, \quad (\text{IV.53})$$

где F — площадь зеркала нефти, являющаяся функцией уровня нефти в сепараторе, в м^2 ; μ_n — динамическая вязкость нефти в $\text{кг/м} \cdot \text{сек}$; d — диаметр окклюдированных пузырьков газа в м ; ρ_n и ρ_r — плотность нефти и газа в условиях сепаратора в кг/м^3 .

В сепараторах, имеющих развитые поверхности, по которым тонким слоем движется газированная нефть (см. рис. 46 и 48), 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 F , пределы изменения которой поддерживаются регулятором уровня жидкости.

Кроме того, необходимо знать истинную скорость подъема уровня нефти v_y , которая подобно площади зеркала F может изменяться в широких пределах.

Закон изменения параметров F и v_y , а также площади сегмента сепаратора f , определяющего уровень жидкости в сепараторе, приведен на рис. 53, б.

Однако при расчете горизонтальных сепараторов важно знать также средневзвешенную скорость подъема уровня жидкости $\bar{v}_y$, которая не должна превышать скорости подъема пузырьков газа до-

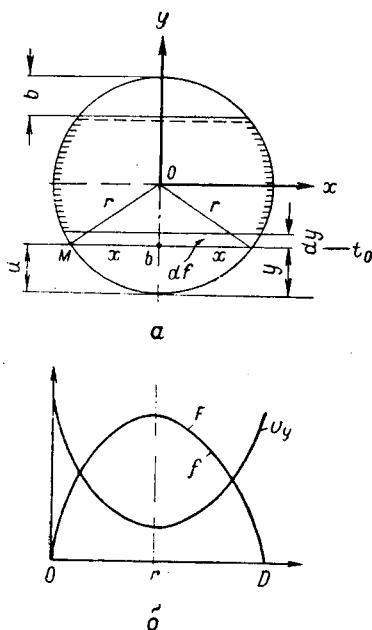


Рис. 53. Схема к расчету горизонтального сепаратора.

а — поперечный разрез сепаратора; б — изменение истинной скорости подъема уровня жидкости v_y , площади зеркала нефти F и площади сегмента f .

пустимых размеров $(1 \div 2 \text{ мм})^1$, чтобы избежать уноса их с нефтью за пределы аппарата.

Средневзвешенная скорость подъема уровня зеркала жидкости в горизонтальном сепараторе определяется из выражения

$$\bar{v}_y = \frac{1}{b-a} \int_a^b v_y dy,$$

где a и b — пределы интегрирования, определяемые способом ввода жидкости в сепаратор и высотой зеркала жидкости в сепараторе.

Взяв начало координат в центре поперечного сечения сепаратора (точка O), последнее выражение можем записать в следующем виде (см. рис. 53, а):

$$\bar{v}_y = \frac{1}{b+a} \int_{-a}^b v_y dy. \quad (\text{IV.54})$$

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 ($\text{м}^3/\text{сек}$), которая при каком-то времени t_0 занимает уровень a . За время dt уровень в сепараторе увеличивается на величину dy . Тогда согласно схеме можно записать следующее равенство:

$$q dt = 2x(y) l dy, \quad (\text{IV.55})$$

где l — длина сепаратора.

Разделив обе части уравнения (IV.55) на dt , получим

$$q = 2x(y) l \frac{dy}{dt} = 2x(y) l v_y, \quad (\text{IV.56})$$

откуда

$$v_y = \frac{q}{2x(y) l} \quad (\text{IV.56a})$$

Подставляя в подынтегральное выражение (IV.54) вместо истинной скорости v_y ее значение из (IV.56a), получим

$$\bar{v}_y = \frac{q}{2l(b+a)} \int_{-a}^b \frac{dy}{x(y)}. \quad (\text{IV.57})$$

Но так как

$$x^2 + y^2 = r^2,$$

откуда

$$x = \sqrt{r^2 - y^2},$$

¹ Размер пузырьков газа влияет на точность измерения дебитов нефти в ЗУГ-5 и «Спутниках-А» и В. Поэтому необходимо стремиться к тому, чтобы размер пузырьков был минимальным.

то выражение (IV.57) записывается в следующем виде:

$$\bar{v}_y = \frac{q}{2l(b+a)} \int_{-a}^b \frac{dy}{\sqrt{r^2 - y^2}} = \frac{q}{2l(b+a)} \left| \arcsin \frac{y}{r} \right|_{-a}^b. \quad (\text{IV.58})$$

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 полосу площадью df и начало отсчета совместим с нижней образующей сепаратора. Тогда

$$df = 2x dy. \quad (\text{IV.59})$$

Из прямоугольного треугольника OMb имеем

$$x^2 + (r - y)^2 = r^2,$$

откуда

$$x = \sqrt{2ry - y^2}.$$

Подставляя последнее выражение в (IV.59), получим

$$df = 2\sqrt{2ry - y^2} dy.$$

Площадь полного сегмента найдем, взяв интеграл от последнего выражения:

$$f = 2 \int_0^{y=2r} \sqrt{2ry - y^2} dy = 2 \int_0^{y=2r} \sqrt{r^2 - (y-r)^2} dy. \quad (\text{IV.60})$$

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 (IV.60), получим

$$f = 2 \left| \frac{y-r}{2} \sqrt{r^2 - (y-r)^2} + \frac{r^2}{2} \arcsin \frac{y-r}{r} \right|_0^{2r}. \quad (\text{IV.60a})$$

Подстановка пределов интегрирования дает площадь круга, т. е. $S = \pi r^2$.

Площадь зеркала жидкости F в сепараторе определяется умножением длины хорды сегмента ($2x$) на длину сепаратора l .

Разделив обе части выражения (IV.60a) на площадь поперечного сечения сепаратора $S = \pi r^2$ и обозначив отношение площади сегмента f и S через n , получим

$$n = \frac{f}{S} = \frac{f}{\pi r^2} = \frac{1}{\pi} \left[\left(\frac{y}{r} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{y}{r} - 1 \right)^2} + \arcsin \left(\frac{y}{r} - 1 \right) \right]. \quad (\text{IV.61})$$

При неполном заполнении сепаратора объем нефти в нем находится в зависимости от высоты уровня y . Чтобы найти этот объем, вычисляют отношение $y/2r$. По табл. 18, составленной согласно формуле (IV.61), 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

$$V = V_0 n.$$

Т а б л и ц а 18

$\frac{y}{2r}$	n	$\frac{y}{2r}$	n	$\frac{y}{2r}$	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 определяется из следующей формулы:

$$lf = qt,$$

откуда

$$t = \frac{lf}{q} = \frac{l}{q} \left[y - r \sqrt{r^2 - (y - r)^2} + r^2 \arcsin \frac{y - r}{r} \right]_0^{2r}. \quad (\text{IV.61a})$$

При расчете горизонтального сепаратора на пропускную способность по жидкости приходится определять число Рейнольдса по формуле

$$\text{Re} = \frac{w d_s}{\phi}, \quad (\text{IV.62})$$

где d_s — эквивалентный диаметр, определяемый через гидравлический радиус R_r :

$$d_s = 4R_r = \frac{4F}{\Pi}, \quad (\text{IV.63})$$

где F — площадь зеркала жидкости в сепараторе в м^2 ; Π — смоченный периметр в м.

§ 5. ГАЗОВЫЙ ФАКТОР

Количество газа в кубических метрах, добываемого вместе с каждой тонной нефти, называется **газовым фактором**. Обычно газовый фактор выражается в нормальных¹ кубических метрах газа

¹ Хозрасчетные операции с газом производятся на нефтегазодобывающих предприятиях при стандартных условиях: $t = 20^\circ \text{C}$ и $p = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2$ (760 мм рт. ст.).

на 1 т или 1 м³ товарной нефти. Количество газа, добываемого вместе с нефтью, измеряется после выхода его из сепаратора. Поэтому при многоступенчатой сепарации газовый фактор может быть определен или для каждой ступени или общий для всех ступеней. Газовый фактор должен отражать все количество газа — добываемого как по фонтанным трубам, так и по затрубному пространству.

Иногда представляет интерес знать средний газовый фактор для нескольких скважин или скважин всего промысла. Тогда можно пользоваться следующим выражением:

$$\Gamma_{\text{ср}} = \frac{\sum_1^n \Gamma_x Q_x}{\sum_1^n Q_x}, \quad (\text{IV.64})$$

где n — число скважин; Γ_x — газовый фактор x -вой скважины в м³/т; Q_x — суточный дебит x -вой скважины в м³/сутки.

Текущий газовый фактор часто используется в качестве показателя эффективности работы скважины. При анализе работы скважин или продуктивного горизонта увеличение газового фактора по скважинам рассматривается как тревожный сигнал. Газовый фактор должен поддерживаться в процессе разработки как можно более низким, чтобы извлекать из месторождения с газонапорным режимом максимальное количество нефти.

Знание газовых факторов по скважинам и изменения их в процессе разработки позволяют: иметь представление о ресурсах нефтепромыслового газа; осуществлять гидравлические расчеты газопроводов; устанавливать нужные размеры и количество сепараторов; определять необходимую мощность компрессоров для перекачки газа; решать вопрос о необходимости строительства газобензинового завода или завода по извлечению гелия, если он содержится в газе.

Газовые факторы имеют постоянную величину только в одном случае: когда забойные давления в скважинах выше давления насыщения нефти. При этих условиях и неизменных условиях сепарации компонентный состав нефтяного газа практически остается постоянным. При снижении забойного давления ниже давления насыщения величина газовых факторов может изменяться в широких пределах (500 м³/т и выше); в равной мере может изменяться также и компонентный состав газа.

§ 6. ВЫБОР РАЗМЕРА И ТИПА ГАЗОСЕПАРАТОРА

Правильный выбор размеров и типов сепараторов при составлении проекта обустройства площади нефтяного месторождения представляет трудную задачу. Трудности эти в основном заключаются в том, что в процессе разработки месторождения изменяются дебиты скважин, процент обводненности нефти растет, увеличивается газовый фактор, постепенно повышается вязкость жидкости, поступа-

ющей в сепаратор. Само собой разумеется, что в результате изменения всех этих факторов коэффициент сепарации, характеризующий степень разделения нефти и газа, также должен изменяться.

Фактическая производительность сепараторов зависит от многих причин, главными из которых являются: 1) физические свойства сепарируемой жидкости (вязкость, плотность, фазовое равновесие); 2) конструкция и расположение ввода газонефтяной смеси в сепаратор и внутреннее устройство последнего; 3) диаметр и длина сепаратора; 4) рабочее давление и температура; 5) число ступеней сепарации; 6) уровень жидкости, поддерживаемый в сепараторе; 7) способность нефти к вспениванию; 8) характер движения жидкости в сепараторе (установившийся, пульсирующий).

Изучение и анализ всех этих факторов определяют более или менее правильный выбор типа и размера сепаратора.

Пропускную способность гравитационных сепараторов обычно рассчитывают по формуле Стокса, условно задаваясь при этом диаметром капелек жидкости, осаждающихся в потоке газа, и диаметром пузырьков газа, всплывающих в жидкости (см. §§ 3 и 4 данной главы).

Для качественной сепарации размеры газосепаратора следует выбирать такими, чтобы производительность сепарационной установки при всех возможных эксплуатационных условиях не превышала максимального значения.

Все эксплуатационные скважины, для которых подбираются сепараторы, можно разбить на две большие категории: скважины, работающие на установившемся режиме, и скважины, работающие на неуставившемся режиме и, в частности, на пульсирующем. Для первой группы скважин номинальная производительность сепаратора должна рассчитываться по среднесуточному расходу пластовой смеси, а для скважин второй группы — по максимальным кратковременным расходам. Если пренебречь пульсирующей работой скважины и предусмотреть для разделения ее продукции сепаратор, рассчитанный на среднесуточный установившийся дебит, то этот сепаратор будет периодически переполняться нефтью, в результате чего последняя начнет попадать в газопровод и нарушать нормальную его работу. Для вязких нефтей размеры газосепараторов должны быть больше, чем для нефтей меньшей вязкости.

При выборе типа сепаратора следует отдавать предпочтение горизонтальным сепараторам, имеющим лучшую гидродинамическую характеристику. В табл. 19 на основе обобщения опыта работы горизонтальных, вертикальных и сферических сепараторов как у нас, так и за рубежом приводятся их достоинства и недостатки.

Большие затруднения встречаются при выборе размеров сепаратора для сильно вспенивающихся нефтей, так как вспенивание нефти существенно снижает производительность газонефтяных сепараторов. Для отделения вспенивающихся нефтей от газа требуется более длительная выдержка и, кроме того, объем пенящейся нефти невозможно точно измерить ни расходомерами объемного типа, ни стандартными мерниками.

Характеристики сепараторов	Тип сепаратора		
	горизонтальный	вертикальный	сферический
Эффективность сепарации	3 *	2 *	1 *
Производительность (при одном и том же диаметре)	3	2	1
Простота обслуживания и осмотра	3	1	2
Приспособленность к различным условиям (мгновенное увеличение дебита)	3	2	1
Гибкость регулирования уровня жидкости	2	3	1
Устойчивость при передвижении	3	1	2
Эффективность обработки пенящейся нефти	3	2	1
Размеры в вертикальной и горизонтальной проекции	1	3	2
Эффективность устранения осадков и парафина	1	3	2

* Оценки: 3 — удовлетворительная; 2 — промежуточная и 1 — наименее удовлетворительная.

Для разрушения нефтяной пены можно применять следующие меры: отстой, перемешивание, нагрев, обработка химикатами и, в частности, силиконом, способствующим снижению поверхностного натяжения системы нефть — газ и удалению из нефти пузырьков газа.

§ 7. МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СЕПАРАТОРОВ

Наибольшее применение имеют сепараторы цилиндрической формы и исключительно редко применяются сферические сепараторы.

Приведем механический расчет цилиндрического сепаратора с эллиптическими днищами.

При работе сепаратора стенки и днища его подвергаются действию равномерно распределенного избыточного давления p [Н/м²]. Силы, действующие на днища, стремятся разорвать цилиндрическую часть сепаратора по поперечному сечению ($\sigma_2 - \sigma_2$). Давление на боковые стенки стремится разорвать сосуд по образующим цилиндра ($\sigma_1 - \sigma_1$). Описанная схема действия сил приводится на рис. 54, а.

Обозначив соответственно диаметр, длину и толщину стенки сепаратора через D_c , l и s , определим напряжения σ_1 и σ_2 .

Силы, действующие на днища и растягивающие цилиндрическую часть сепаратора вдоль образующих, равны:

$$P = p \frac{\pi D_c^2}{4} H. \quad (\text{IV.65})$$

Площадь, воспринимающая эти силы, представляет собой кольцо толщиной s и диаметром D_c :

$$F = \pi D_c s. \quad (IV.66)$$

Отсюда аксиальные напряжения, действующие вдоль оси цилиндра, будут равны:

$$\sigma_2 = \frac{P}{F} = \frac{P \frac{\pi D_c^2}{4}}{\pi D_c s} = \frac{p D_c}{4s} \text{ Н/м}^2. \quad (IV.67)$$

Тангенциальные напряжения σ_1 можно найти, разрезав сепаратор диаметральной плоскостью и отбросив верхнюю часть. Расчетная схема определения тангенциальных усилий приведена на

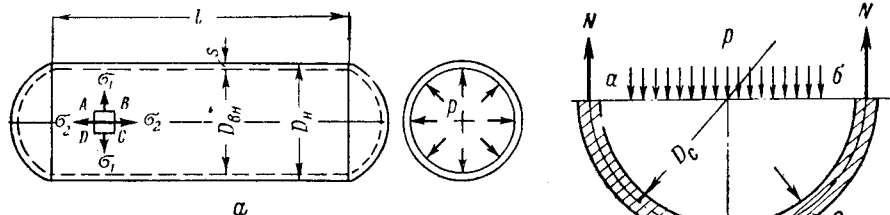


Рис. 54. Схема действия сил в сепараторе.
а — внутреннее давление на корпус сепаратора; б — тангенциальные напряжения в стенках сепаратора.

рис. 54, б. На диаметральную плоскость в оставленной части сепаратора действует давление p . Оно уравнивается силами N , растягивающими материал сепаратора в направлении, перпендикулярном образующим. При условии равновесия можно записать

$$p D_c l = 2N \text{ Н},$$

откуда

$$N = \frac{p D_c l}{2} \text{ Н}$$

и тангенциальное напряжение

$$\sigma_1 = \frac{N}{sl} = \frac{p D_c l}{2sl} = \frac{p D_c}{2s} \text{ Н/м}^2. \quad (IV.68)$$

Расчет ведут по напряжению σ_1 , так как оно в два раза больше σ_2 . В практических расчетах напряжение σ_1 заменяют допускаемым напряжением R , вводят коэффициент запаса прочности сварных швов ϕ и делают прибавку C на коррозию, в результате чего получают расчетные формулы для определения толщины стенки s через внутренний, наружный и средний диаметры:

$$s = \frac{p D_{вн}}{2R\phi - p} + C \text{ м}; \quad (IV.69)$$

$$s = \frac{p D_{н}}{2R\phi + p} + C \text{ м}; \quad (IV.69a)$$

$$s = \frac{p D_{ср}}{2R\phi} + C \text{ м}. \quad (IV.69б)$$

Величина C принимается равной $2 \div 3$ мм.

В практических расчетах сварных корпусов сепараторов величину φ можно принимать равной 0,95, а допустимое напряжение на разрыв для сталей Ст. 3 $R = 1500 \text{ кг/см}^2$ ($9,81 \cdot 10^4 \cdot 1500 \text{ Н/м}^2 = 147 \text{ МН/м}^2$).

Расчет эллиптических днищ. Толщину эллиптических днищ определяют по тем же формулам, что и толщину цилиндрической части сепаратора (IV.69), (IV.69а), (IV.69б), с той лишь разницей, что в числитель этих формул вводят коэффициент перенапряжения (фактора формы) y_s , зависящий от отношения H/D (где H — высота выпуклости эллиптического днища). Коэффициент перенапряжения y_s в практических расчетах обычно принимается равным 1,06.

НАСОСЫ И КОМПРЕССОРЫ ДЛЯ ПЕРЕКАЧКИ НЕФТИ, ГАЗА И ГАЗОНЕФТЯНЫХ СМЕСЕЙ

Насосы и компрессоры, применяемые на площадях нефтяных месторождений, устанавливаются в тех случаях, когда пластовой энергии или энергии глубинных насосов (штанговых, электропогружных) недостаточно для транспорта нефти и газа до мест их подготовки или потребления. При внедрении в ближайшее время в больших масштабах герметизированной системы нефтегазоводосбора должны существенно измениться техника и технология добычи, транспорта и подготовки нефти на нефтегазодобывающих предприятиях.

Особое место в этой технологической цепочке занимают насосы и компрессоры, основные характеристики которых приводятся в данной главе.

§ 1. ВЫБОР ТИПА НАСОСА

Для перекачки нефти и нефтяных эмульсий по территории нефтяного месторождения могут применяться как поршневые, так и центробежные насосы, а для транспорта газонефтяных смесей — винтовые компрессорные машины (ВКМ), часто называемые насос-компрессорами.

Выбор типа того или иного насоса зависит от условий его эксплуатации и определяется технико-экономическими показателями.

Кратко перечислим достоинства и недостатки насосов различных типов.

Центробежные насосы, выпускаемые для перекачки нефти и нефтяных эмульсий, имеют следующие преимущества:

- 1) малое число деталей;
- 2) возможность достижения большой производительности и высокого напора при сравнительно небольших габаритах; в настоящее время выпускаются насосы производительностью, превышающей 4000 м³/ч, при напоре свыше 200 м;

3) высокий к. п. д. (более 0,7) при перекачке маловязких жидкостей (меньше 20 спз);

4) возможность пуска насоса при закрытой задвижке на напорной линии без угрозы аварийной ситуации;

5) плавное изменение подачи в зависимости от гидравлического сопротивления в трубопроводе;

6) возможность непосредственного подсоединения вала насоса к валу быстроходного электродвигателя без применения промежуточных редукторов;

7) возможность перекачки нефтей, содержащих механические примеси;

8) простота автоматизации насосных станций, оборудованных центробежными насосами.

Однако центробежные насосы имеют и некоторые недостатки:

1) значительно снижается к. п. д. при перекачке высоковязких жидкостей и газожидкостных смесей;

2) максимальная эффективность этих насосов наблюдается в относительно ограниченном интервале производительности и др.

Поршневые насосы по сравнению с центробежными имеют следующие преимущества:

1) достаточно высокий к. п. д. ($0,8 \div 0,85$), который практически не изменяется при перекачке вязких жидкостей;

2) в широких пределах — независимость напора от производительности.

В то же время эти насосы имеют существенные недостатки, главными из которых являются:

1) большое число деталей, могущих быстро выходить из строя по разным причинам (клапаны, пальцы кривошипов, коленчатые валы, сальники);

2) невозможность достижения высокой производительности насоса в связи с его тихоходностью;

3) значительная стоимость и большие габариты насосов и насосных установок, что существенно увеличивает расходы на сооружение насосных станций;

4) невозможность плавного изменения подачи, если насос соединен с нерегулируемым двигателем;

5) невозможность пуска насоса при закрытой задвижке на выкидной линии, так как это может повлечь за собой аварию;

6) вследствие неравномерности подачи жидкости насосом необходимость установки на всасывающих и нагнетательных линиях воздушных колпаков, требующих постоянного контроля и наблюдения за ними;

7) порча клапанов и седел, а также задиранье поверхности цилиндров и плунжеров при перекачке даже незначительно загрязненной механическими примесями нефти;

8) необходимость сооружения массивных фундаментов в связи с тихоходностью поршневых насосов.

Сильными конкурентами поршневых насосов являются винтовые насосы, свободные от недостатков, присущих поршневым насосам, и обладающие более высокими показателями.

В Советском Союзе винтовые компрессорные машины проектируются и изготавливаются для компрессии различных газов, с различными параметрами и для работы в различных условиях.

На Лениногорской площади Ромашкинского месторождения в течение длительного времени испытывались для перекачки нефтегазовых смесей насос-компрессоры, изготовленные на заводе в г. Казани. С 1964 по 1970 г. были испытаны насосы двух типов: РКО и винтовой насос-компрессор 15ВК.

Положительные результаты испытания насос-компрессора 15ВК привели к следующим выводам.

1. Этими насосами возможна перекачка газожидкостных смесей с содержанием жидкой фазы до 25% по объему.

2. При номинальных параметрах работы коэффициент подачи винтовых насос-компрессоров достигает 0,9, а изотермический к. п. д. составляет 0,55.

3. Возможна эксплуатация винтовых насос-компрессоров на открытой площадке.

4. Насос-компрессоры имеют широкий диапазон изменений давления на всасывании (более атмосферы) при оптимальном режиме работы без значительного изменения к. п. д. агрегатов.

5. Винтовые насос-компрессоры исключительно просты в обслуживании.

6. В двухступенчатом насос-компрессоре, охлаждаемом водой, можно получить большую производительность ($100 \text{ м}^3/\text{мин}$) и сравнительно высокий напор ($7,84 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2 = 8 \text{ кг/см}^2$) при небольших габаритах.

7. Возможно плавное изменение подачи с изменением числа оборотов.

В табл. 20 приведены сравнительные технико-экономические показатели (в тыс. руб.) создания напора в трубопроводе винтовыми насос-компрессорами и погружными электронасосами для участка в 30 скважин, полученные на Лениногорской площади в Татарии.

Т а б л и ц а 20

Показатели	Создание напора в трубопроводах		Экономия в пользу винтовых насос-комп- рессоров
	винтовыми насос-ком- прессорами	погруж- ными элект- ронасосами	
Единовременные капитальные вложения	55,7	189,0	133,3
Эксплуатационные расходы	33,3	75,5	42,2
Экономия приведенных затрат	—	—	68,8
Экономическая эффективность на одну скважину	—	—	2,3

Как видно из таблицы, насос-компрессоры по сравнению с погружными насосами имеют большие преимущества, особенно по одновременным и эксплуатационным расходам.

Основным требованием, предъявляемым к насос-компрессорам, является высокая точность изготовления отдельных деталей и, в частности, обойм, винтов, подшипников и др.

Таким образом, чтобы принять обоснованное решение о выборе типа насоса, следует учесть все перечисленные выше достоинства и недостатки поршневых и центробежных насосов, а также винтовых насос-компрессоров для конкретных условий.

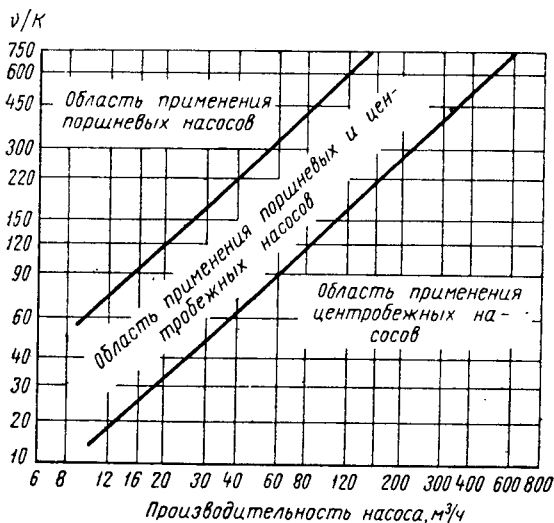


Рис. 55. Области применения центробежных и поршневых насосов в зависимости от вязкости перекачиваемой жидкости и производительности насоса.

ν — кинематическая вязкость в $\text{м}^2/\text{сек}$ или сСт; K — переводной коэффициент, соответственно равный 10^{-6} или 1,0.

Для перекачки нефти и нефтяных эмульсий (с содержанием свободного газа до 15%) по территории месторождений широкое распространение получили насосы с электроприводом.

Поршневые насосы могут применяться в основном на тех площадях, где нефть содержит значительный процент парафина (15%) и для нормальной перекачки таких нефтей требуется не только их подогрев, но и сравнительно высокие давления, которые не могут развить центробежные насосы.

На рис. 55 показаны области применения центробежных и поршневых насосов в зависимости от вязкости перекачиваемой жидкости и производительности насоса.

§ 2. РАСЧЕТ ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА С УЧЕТОМ РАБОТЫ ЕГО НА СЕТЬ

Рабочие органы центробежного насоса рассчитываются для определенного сочетания подачи, напора и числа оборотов, причем размеры и форма проточной части выбираются так, чтобы гидравлические потери при работе на этом режиме были минимальными. Такое

сочетание подачи, напора и числа оборотов называется расчетным режимом. Для правильной эксплуатации насоса необходимо знать, как изменяются напор, к. п. д. и мощность, потребляемая насосом, при изменении его подачи, т. е. знать рабочую характеристику насоса, под которой понимается зависимость напора, мощности и к. п. д. от подачи насоса при постоянном числе оборотов.

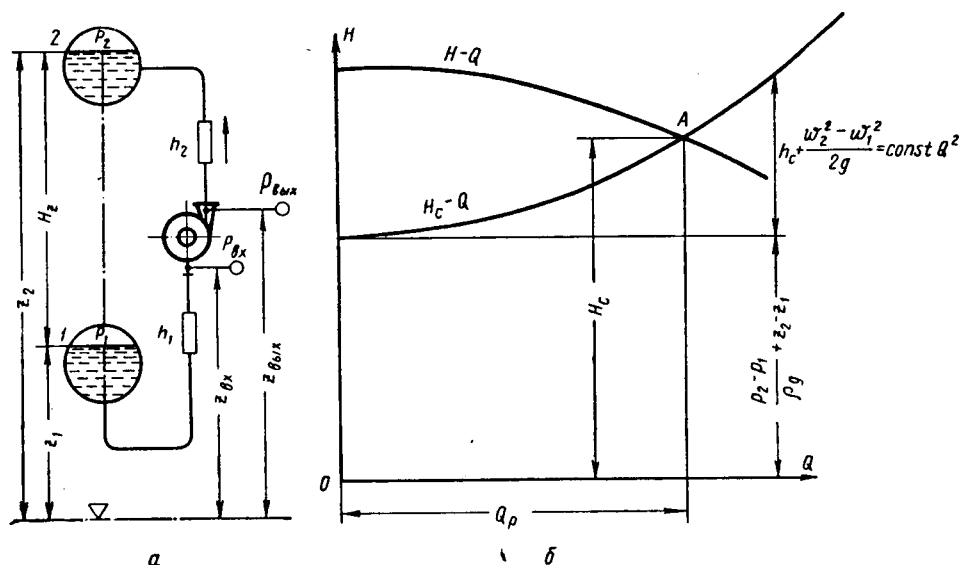


Рис. 56. Схема насосной установки (а) и характеристика ее работы (б).
 Q_p — рабочий расход.

Формулы пересчета подачи Q , напора H и мощности N для одного и того же насоса, работающего на разных оборотах n , имеют следующий вид:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \frac{\rho_1}{\rho_2}. \quad (\text{V.1})$$

Рабочая характеристика насоса может быть получена лишь опытным путем. Для всех центробежных насосов, выпускаемых нашей промышленностью, рабочая характеристика насосов строится из расчета работы их на воде.

На рис. 56 слева изображена схема насосной установки (а), а справа характеристика ее работы (б).

Определим напор, потребляемый внешней сетью H_c . Обозначим давление (в Н/м²) на свободные поверхности жидкости в резервуарах 1 и 2 через p_1 и p_2 , а отметки этих поверхностей z_1 и z_2 .

Сопротивление всасывающего трубопровода обозначим h_1 , а нагнетательного h_2 . При заданной конфигурации и размерах сети для

данного расхода Q_c величины h_1 и h_2 можно рассчитать. Обозначив через E_1 и E_2 энергию в конце и в начале сети, получим для энергии в контрольных сечениях у нагнетательного и всасывающего патрубков насоса (из уравнения Бернулли)

$$E_{\text{вых}} = E_2 + h_2 = \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + \frac{w_2^2}{2g} + h_2; \quad (\text{V.2})$$

$$E_{\text{вх}} = E_1 - h_1 = \frac{p_1}{\rho g} + z_1 + \frac{w_1^2}{2g} - h_1, \quad (\text{V.2a})$$

где w_1 и w_2 — скорости жидкости на поверхностях резервуаров 1 и 2. Отсюда напор, потребляемый сетью, будет

$$H_c = E_{\text{вых}} - E_{\text{вх}} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + z_2 - z_1 + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} + h_1 + h_2. \quad (\text{V.3})$$

Обозначая $z_2 - z_1 = H_z$ — геометрический напор насоса; $h_1 + h_2 = h_c$ — сопротивление всей системы, получим

$$H_c = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_z + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} + h_c. \quad (\text{V.4})$$

Таким образом, потребный в системе напор H_c складывается из следующих составляющих:

$\frac{p_2 - p_1}{\rho g}$ — разности давлений в конце и в начале системы, выраженной в метрах столба жидкости;

H_z — геометрического напора в м;

$\frac{w_2^2 - w_1^2}{2g}$ — разности скоростных напоров в конце и в начале системы в м;

$h_c = h_1 + h_2$ — гидравлического сопротивления системы, исключая насос, в м.

Заметим, что гидравлическое сопротивление системы пропорционально квадрату скорости и, следовательно, квадрату расходов, т. е.

$$h_c = \left(\sum \xi + \lambda \frac{l}{d} \right) \frac{w^2}{2g} = nQ^2, \quad (\text{V.5})$$

так же как и разность скоростных напоров.

Поэтому уравнение (V.4) можно представить так:

$$H_c = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_z + nQ^2, \quad (\text{V.6})$$

где n — постоянная величина, характеризующая размеры трубопровода и материал.

Графическая зависимость $H_c = f(Q)$ выражается параболой с вершиной в точке $\frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_z$ на оси напоров (см. рис. 56). Находясь на том же графике характеристику насоса $H - Q$, получим в точке пересечения A (рабочей точке) режим, удовлетворяющий

условиям материального и энергетического балансов системы, т. е. установившийся режим работы насоса в данной системе.

В § 9 главы III была рассмотрена параллельная работа насосов с целью увеличения производительности нефтепровода. Теперь рассмотрим последовательную работу их с целью увеличения напора.

Последовательная работа центробежных насосов применяется в тех случаях, когда при неизменной подаче необходимо получить такой напор, который не может быть создан одним насосом. При этом общий напор равен сумме напоров обоих насосов, взятых при одной и той же подаче. Следовательно, суммарная характеристика насосов $I + II$ (рис. 57) получается сложением ординат кривых напоров I и II обоих насосов. Пересечение суммарной характеристики насосов с характеристикой насосной установки даст рабочую точку A , которая определяет подачу Q и суммарный напор $H_1 + H_2$ обоих насосов. Опустив из точки A вертикаль, получаем на пересечении ее с кривыми напоров напоры насосов H_1 и H_2 . При последовательном соединении насосов жидкость, подводимая к насосу 2, имеет значительное давление. При этом давление в насосе 2 может превысить величину, допустимую по условиям прочности. В этом случае насос 2 следует размещать отдельно от насоса 1 и в такой точке напорного трубопровода, в которой давление жидкости снижается до безопасной для насоса 2 величины.

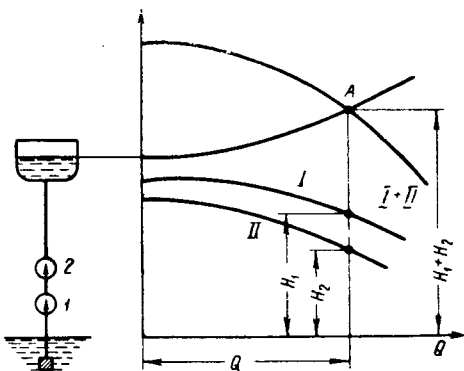


Рис. 57. Последовательная работа центробежных насосов.

Выше была рассмотрена работа центробежных насосов на воде, тогда как на площадях нефтяных месторождений эти насосы перекачивают нефть и нефтяные эмульсии, вязкость которых может значительно (в 100 раз и выше) отличаться от вязкости воды. Поэтому при перекачке жидкостей, имеющих большую вязкость, чем вода, характеристики центробежных насосов могут существенно изменяться под влиянием дисковых и гидравлических потерь. Вследствие увеличения сопротивления на трение при прокачке вязких жидкостей в проточных каналах и трения поверхности уплотнительных колец рабочих колес насоса напор, производительность и к. п. д. уменьшаются, а потребляемая мощность увеличивается.

Изменение характеристик насосов при работе на более вязких жидкостях, чем вода, рассчитывается в основном по методике Гипро-нефтемаша, предусматривающей введение поправочных коэффициентов K_Q , K_H , K_η к характеристикам, полученным при работе насосов на воде.

Пересчет характеристик центробежных насосов с воды на вязкую жидкость основывается на применении теории гидродинамического подобия. Определяющим критерием при этих пересчетах является критерий Рейнольдса, имеющий следующую формулу записи:

$$Re = \frac{10^3 Q_v}{D_3 v}, \quad (V.7)$$

где Q_v — производительность насоса, работающего на воде, соответствующая максимальному к. п. д., в л/сек; D_3 — эквивалентный диаметр рабочего колеса в см

$$D_3 = \sqrt{4D_2 b_2 K},$$

где D_2 — внешний диаметр рабочего колеса в см; b_2 — ширина лопатки рабочего колеса на внешнем диаметре в см; K — коэффициент сужения, который для всех случаев можно принимать равным 0,9.

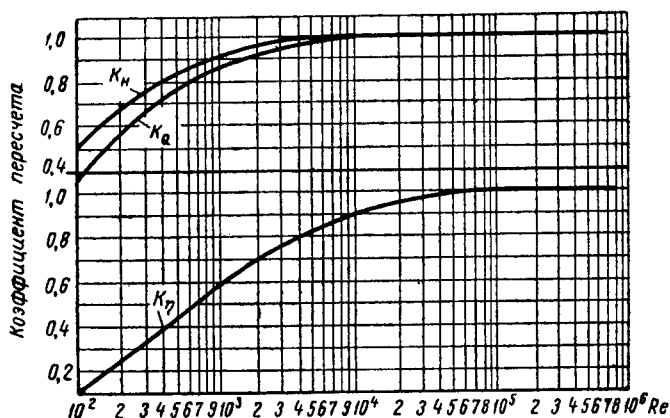


Рис. 58. Кривые поправочных коэффициентов для пересчета характеристик центробежных насосов с воды на вязкие жидкости.

В зависимости от критерия Re по графикам, представленным на рис. 58, являющимся обобщением экспериментальных данных работы центробежных насосов на высоковязких жидкостях, определяются к. п. д. насоса и относительные коэффициенты K_Q , K_H и K_η для производительности, напора и к. п. д.

Для пересчета характеристик необходимо знать характеристику насоса при перекачке воды и вязкость жидкости, на которой должен работать насос. По оптимальному значению Q_v , соответствующему максимальной величине к. п. д., взятому из характеристики насоса при работе на воде, определяется по формуле (V.7) значение критерия Re при работе насоса на вязкой жидкости. Затем из графиков, приведенных на рис. 58, определяются относительные коэффициенты K_Q , K_H и K_η , позволяющие вычислить значения Q_n , H_n и η_n при работе насоса на вязкой жидкости.

Таким образом, подача, напор и к. п. д. насоса при перекачке вязкой жидкости равны:

$$Q_{\text{нефти}} = K_Q Q_{\text{в}};$$

$$H_{\text{нефти}} = K_H H_{\text{в}};$$

$$\eta_{\text{нефти}} = K_{\eta} \eta_{\text{в}}.$$

Потребная мощность насоса определяется по формуле

$$N = \frac{QH\rho g}{1000\eta} \text{ кВт}, \quad (\text{V.8})$$

где ρ — плотность жидкости в кг/м^3 ; Q — производительность насоса в $\text{м}^3/\text{сек}$; H — напор в м столба перекачиваемой жидкости.

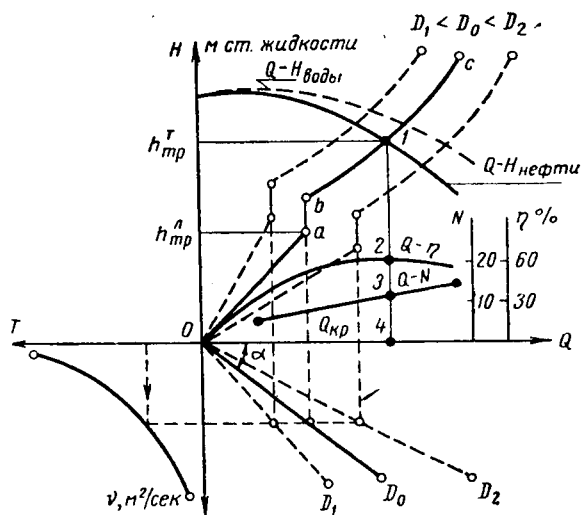


Рис. 59. Совмещенная характеристика работы центробежного насоса и нефтепровода с учетом вязкости перекачиваемой жидкости.

Имеется также много других методик пересчета характеристик центробежных насосов с воды на жидкость другой вязкости. В частности, в методике, изложенной в работе [33], характерным является то, что число Рейнольдса определяется по формуле

$$\text{Re} = \frac{\sqrt[3]{Q_B^2 n}}{v},$$

отличающейся предельной простотой и достаточно высокой точностью. Определение числа Рейнольдса по данной формуле не требует знания геометрических размеров колеса центробежного насоса, что может существенно облегчить расчеты.

После того как сделан пересчет известной характеристики работы насоса с воды ($Q-H_{\text{воды}}$) на вязкую жидкость ($Q-H_{\text{нефти}}$), необходимо найти рабочую точку 1 (рис. 59), получающуюся при пересчете

характеристик насоса и трубопровода. Для определения действительного режима работы трубопровода (т. е. его характеристики) требуется найти зависимость потерь напора в трубопроводе $h_{тр}$ от расхода Q . В общем виде такая зависимость $h_{тр} = f(Q)$ для трубопровода может быть построена по точкам как в области ламинарного течения, отвечающего малым расходам ($Q < Q_{кр}$), так и в области турбулентного течения.

Из формулы для критического значения числа Рейнольдса

$$Re_{кр} = \frac{wD}{\nu} = \frac{4Q_{кр}}{\pi D\nu} \quad (V.9)$$

определяется критический расход

$$Q_{кр} = \frac{\pi D_0 Re_{кр}}{4} \nu, \quad (V.10)$$

который, как видно, пропорционален коэффициенту кинематической вязкости

$$Q_{кр} = n\nu,$$

где

$$n = \frac{\pi Re_{кр}}{4} D_0 = \frac{3,14 \cdot 2320}{4} D_0 = 1820 D_0.$$

Зная зависимость коэффициента кинематической вязкости от температуры $\nu = f(T)$, можно построить график, позволяющий быстро определить критический расход перекачиваемой жидкости $Q_{кр} = f(\nu)$ для трубопровода одного или различных диаметров $D_1 < D_0 < D_2$. На рис. 59 $tg \alpha = n = 1820 D_0$. На этом рисунке (верхняя часть) изображены еще шесть зависимостей: потери напора при ламинарном $h_{тр}^л$ и турбулентном $h_{тр}^т$ режимах движения, показанные соответственно линиями $0-a$ и $b-c$; зависимость производительности центробежного насоса от напора $Q-H$ при перекачке воды и нефти; зависимость производительности центробежного насоса от к. п. д. и, наконец, зависимость мощности насоса от производительности его $Q-N$. Графическая зависимость потерь напора $h_{тр}$ от расхода Q (линия $0-a$) построена по формуле (III.9). Поскольку в области ламинарного режима ($Q < Q_{кр}$) эта зависимость линейна, достаточно определить одну точку a , отвечающую $Q_{кр}$:

$$h_{тр}^л = \frac{128}{\pi g} \frac{Q_{кр} \nu l}{D_0^4}, \quad (V.11)$$

или, подставляя в данную формулу вместо $Q_{кр}$ ее значение из формулы (V.9), получить

$$h_{тр}^л = \frac{32 Re_{кр}}{g} \frac{\nu^2 l}{D_0^3}. \quad (V.12)$$

В турбулентной области (закон Блазиуса) потери напора согласно (III.9) при критическом значении расхода выражаются формулой

$$h_{\text{тр}} = \frac{0,241}{g} \frac{Q_{\text{кр}}^{1,75} v^{0,25}}{D^{4,75}}, \quad (\text{V.13})$$

по которой величина потерь напора получается несколько большей, чем при ламинарном режиме движения (участок $a-b$).

Кривая bc выражает закон зависимости потери напора от расхода в области турбулентного режима, причем начальная ветвь этой кривой описывается уравнением (V.13). Когда расход в трубопроводе достигнет значения Q_1 , соответствующего режиму «гидравлически гладких» труб, и начнет переходить в режим смешанного трения, значение этого расхода может быть найдено по эмпирической формуле Рихтера [47]:

$$Q_1 = \frac{46,7 D_0 v}{\left(\frac{2e}{D_0}\right)^{3/4}}. \quad (\text{V.14})$$

В области расходов выше Q_1 закон сопротивления все больше приближается к квадратичному. Здесь для построения кривой $h_{\text{тр}} = f(Q_1)$ необходимо найти две-три точки при значениях расходов, меньших и больших заданных для проектирования.

Таким образом, для известного диаметра трубопровода D_0 , относительной шероховатости $2e/D_0$ и кинематической вязкости жидкости мы нашли пересечение характеристик насоса и трубопровода в точке 1. Опуская перпендикуляр из точки 1 на ось расходов Q , получаем точки пересечения 2, 3 и 4, соответственно определяющие к. п. д. насоса, мощность его и расход жидкости.

Построение данного графика показало, что пересечение в точке 1 кривых, характеризующих работу трубопровода (D_0) и насоса, происходит при максимальном к. п. д. насоса. А как быть в том случае, когда при подобном построении графика мы попадаем в область низких к. п. д. насоса? Тогда можно идти по одному из следующих путей, изменяя: 1) вязкость перекачиваемой жидкости; 2) диаметр трубопровода; 3) напор насоса; 4) производительность насоса.

Пунктирные линии на рисунке показывают поиск максимального к. п. д. насоса при изменении диаметра напорного трубопровода.

Таков в общем принцип расчета и подбора центробежного насоса, работающего на жидкости, отличающейся от воды.

§ 3. НЕКОТОРЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ВИНТОВЫХ НАСОС-КОМПРЕССОРОВ

Винтовые насосы-компрессоры по принципу действия относятся к типу объемных (поршневых), и подача жидкости или газа в них производится вращающимися винтами, находящимися в зацеплении. Типовая конструкция винтового насос-компрессора показана на рис. 60. Перекачиваемая жидкость или газожидкостная смесь движется в корпусе насоса поступательно, и при равномерном

вращении винтов обеспечивается непрерывная подача их без завихрения и пенообразования.

Одной из основных характеристик данного насос-компрессора является зависимость производительности от числа оборотов. Для

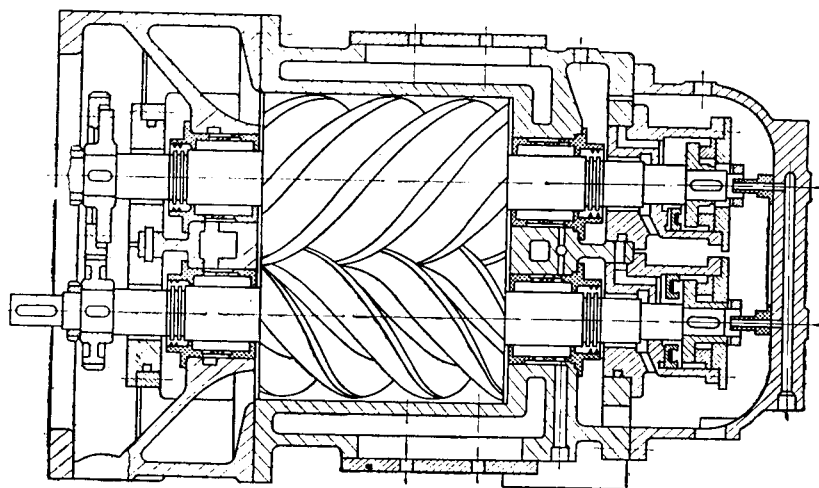


Рис. 60. Типовая конструкция винтового насос-компрессора.

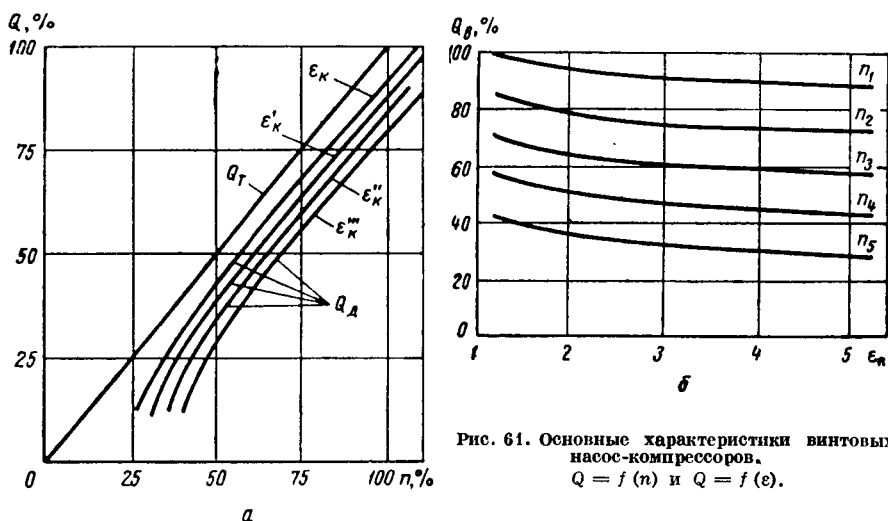


Рис. 61. Основные характеристики винтовых насос-компрессоров.
 $Q = f(n)$ и $Q = f(\epsilon)$.

компрессорной машины с объемным принципом сжатия теоретическая производительность Q_T зависит от числа оборотов n линейно. Прямая $Q_T = f(n)$ показана на рис. 61, а, где также помещены кривые производительности компрессора $Q_A = f(n)$ при различных степенях сжатия ϵ [49]. Разность ординат теоретической Q_T и дей-

ствительной производительности Q_d при одном и том же числе оборотов показывает величину потери производительности вследствие утечек газа и жидкости в зависимости от степени сжатия. При низких числах оборотов величина утечек относительно велика и с повышением числа оборотов она уменьшается.

Не менее важной характеристикой является зависимость действительной производительности Q_d данной машины от степени сжатия ϵ_k при различных постоянных числах оборотов (рис. 61, б), которая указывает на следующие две особенности: 1) действительная производительность падает почти линейно с увеличением степени сжатия за счет повышения утечек в зазорах; 2) при низких числах оборотов (малых окружных скоростях) производительность с ростом степени сжатия изменяется значительно, чем в тех же условиях при высоких числах оборотов.

Как известно, для всех объемных машин важным показателем их качества является коэффициент подачи, который характеризуется отношением действительной производительности, отнесенной к условиям всасывания, к теоретической производительности при данных оборотах. Коэффициент подачи учитывает влияние наполнения полостей компрессора и утечки в зазорах. Для рассматриваемого типа машин этот коэффициент достаточно высок ($\sim 0,92$) и мало меняется в широком диапазоне изменения числа оборотов или степени сжатия.

Теоретическая производительность одновинтового насос-компрессора определяется объемом жидкости, проходящей через поперечное сечение обоймы в единицу времени, т. е. объемом полостей, несущих жидкость, и скоростью их осевого перемещения.

Суммарное проходное сечение полостей между винтом и обоймой, равное $4eD$, при одном обороте винта перемещается в осевом направлении на величину шага обоймы s . Следовательно, за один оборот винта насос подает жидкость объемом $4eDs$, и его секундная теоретическая производительность при числе оборотов винта в минуту n будет равна

$$Q_{\tau} = \frac{4eDsn}{60}, \quad (V.15)$$

где e — эксцентриситет винта; D — диаметр винта; s — шаг обоймы; n — число оборотов в минуту.

Действительная производительность насоса Q_d оказывается меньше теоретической вследствие возвратного движения жидкости через зазоры между винтом и обоймой.

§ 4. КОМПРЕССОРЫ ДЛЯ КОМПРИМИРОВАНИЯ НЕФТЯНОГО ГАЗА И РАСЧЕТ ПОТРЕБЛЯЕМОЙ ИМИ МОЩНОСТИ

На площадях нефтяных месторождений для сбора газа, выходящего со второй ступени сепараторов, и передачи его на ГПЗ или газофракционные установки (ГФУ) широкое распространение получили ротационные компрессоры РСР-50/7, выпускаемые Сумским заводом.

Характеристика	Компрессор	
	РСК-50/7	ГТК-7/5
Производительность, м³/мин	45	116,6
Давление нагнетания, Н/м² (кг/см²) . . .	6,85 · 10⁵ (7,0)	4,9 · 10⁵ (5,0)
Расход воды для охлаждения, м³/ч . . .	8	80,0
Число оборотов электродвигателя, об/мин	485	2 975
Число оборотов вала компрессора, об/мин	485	13 640
Мощность электродвигателя, квт	330	630

Применяются также двухступенчатые турбокомпрессоры ГТК-7/5.

Техническая характеристика этих компрессоров приведена в табл. 21.

Ротационные компрессоры работают по принципу поршневых, но отличаются от них тем, что сжатие газа происходит не при воз-

вратно-поступательном движении поршня, а в результате вращательного движения цилиндрического поршня, называемого ротором. Поэтому подача газа в ротационном компрессоре отличается от подачи в поршневом большей плавностью. На рис. 62 показана схема работы пластинчатого ротационного компрессора. Ротор расположен эксцентрично по отношению к оси цилиндра и имеет радиально расположенные пазы, в которые свободно вставлены пластины. При вращении ротора пластины под действием центробежной силы

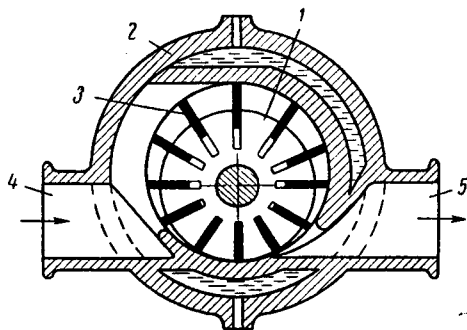


Рис. 62. Поперечный разрез пластинчатого ротационного компрессора.

1 — ротор; 2 — корпус 3 — скользящие пластины; 4 — приемный патрубок; 5 — выкидной патрубок.

выдвигаются из пазов и скользят по внутренней поверхности цилиндра, разделяя серповидное пространство между ротором и цилиндром на ряд отсеков. Когда любой отсек проходит левую половину цилиндра, соединенную с приемным патрубком, объем отсека увеличивается и он заполняется газом из приемного патрубка 4. При перемещении этого отсека в правую половину цилиндра объем отсека уменьшается, а находящийся там газ сжимается и под повышенным давлением выбрасывается в канал цилиндра, соединенного с выкидным патрубком 5.

Корпус ротационного компрессора в процессе работы охлаждается водой. Одноступенчатые компрессоры данного типа обеспечивают давление на выкиде от 5 кг/см² (4,9 бар) до 7 кг/см² ($7 \times 0,981 =$

$= 6,87$ бар) в зависимости от давления на приеме, двухступенчатые компрессоры — до 15 кг/см^2 ($14,7$ бар).

Теоретическая производительность V_T (в $\text{м}^3/\text{мин}$) ротационного компрессора выражается формулой

$$V_T = 2en(\pi D - zs)l, \quad (\text{V.15a})$$

где e — эксцентриситет в м; n — число оборотов ротора в минуту; D — внутренний диаметр статора в м; z — число пластин; s — толщина пластин в м; l — длина ротора в м.

Для получения фактической производительности ротационного компрессора правую часть данной формулы умножают на коэффициент подачи η , который принимается в пределах $0,8 \div 0,9$.

Поршневые компрессоры на площадях нефтяных месторождений применяются в настоящее время в следующих трех случаях: 1) при компрессорном способе добычи нефти; 2) при транспорте нефтяного газа на расстояния, превышающие 100 км , и 3) при компрессорном способе извлечения тяжелых углеводородов из нефтяного газа.

При работе компрессоров основную роль играет степень повышения давления (степень сжатия), под которой принято понимать отношение давления на выкиде компрессора p_2 к давлению на приеме p_1 , т. е.

$$x = \frac{p_2}{p_1} \quad (\text{V.16})$$

В зависимости от степени сжатия все ротационные компрессоры условно подразделяются на следующие группы: 1) вентиляторы, $x \leq 1,1$; 2) нагнетатели (газодувки), $x > 1,1$, максимально $x = 3$; 3) компрессоры, $x > 3$ (с охлаждением цилиндров).

При небольших степенях сжатия к реальным газам приближенно можно применить формулы, выведенные на базе уравнений (20), (21) состояния идеального газа (см. приложение 1). Так, температура нагрева газа при адиабатическом сжатии определится из уравнения

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}, \quad (\text{V.17})$$

где T_1 и T_2 — температура газа до и после сжатия в $^\circ\text{K}$; p_1 и p_2 — абсолютное давление газа до и после сжатия в Н/м^2 ; $k = C_p/C_v$ — показатель адиабаты.

Мощность на валу компрессора при одноступенчатом сжатии определяется из выражений:

1) для изотермического процесса

$$N_{\text{из}} = \frac{GL_{\text{из}}}{1000\eta_{\text{мех}}\eta_{\text{из}}} = \frac{G'2,303RT_1 \lg \frac{p_2}{p_1}}{3600 \cdot 102\eta_{\text{мех}}\eta_{\text{из}}} \text{ кВт}; \quad (\text{V.18})$$

2) для адиабатического процесса

$$N_{\text{ад}} = \frac{GL_{\text{ад}}}{1000\eta_{\text{мех}}\eta_{\text{ад}}} = \frac{G_0 \frac{k}{k-1} RT \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]}{3600 \cdot 102\eta_{\text{мех}}\eta_{\text{ад}}}, \quad (\text{V.19})$$

где G и G_0 — расход газа соответственно в кг/сек и кг/ч; $L_{\text{из}}$, $L_{\text{ад}}$ — работа сжатия при изотермическом и адиабатическом процессах в Дж/кг; $R = \frac{848}{M}$ — газовая постоянная, отнесенная к 1 кг газа, в кГ·м/(кг·°С) [Дж/(кг·°С)]; M — молекулярная масса газа; T_1 — температура газа на приеме компрессора в °К; 1000 — переводной коэффициент мощности из вт в кВт; 102 — переводной коэффициент мощности из кГ·м/сек в кВт; $\eta_{\text{мех}}$ — механический к. п. д. компрессора, характеризующий потери от трения в самом компрессоре; обычно $\eta_{\text{мех}} = 0,9$; $\eta_{\text{ад}}$ — адиабатический к. п. д. компрессора, равный отношению адиабатической работы сжатия к действительной работе сжатия, определенной при помощи индикаторной диаграммы; обычно $\eta_{\text{ад}} = 0,95$; $\eta_{\text{из}}$ — изотермический к. п. д. компрессора, равный отношению изотермической работы сжатия $L_{\text{из}}$ к действительной работе сжатия, определяемой при помощи индикаторной диаграммы; обычно для компрессоров, работающих с охлаждением, $\eta_{\text{из}} = 0,75 \div 0,85$.

Производительность центробежных компрессорных машин устанавливается путем их испытания и зависит от характеристики сети, на которую они работают. Поршневые компрессоры имеют постоянную производительность и не зависят от характеристики сети, на которую они работают.

Произведем расчет мощности центробежного компрессора, сжимающего нефтяной газ.

Пример. Газ в количестве $V_0 = 3170$ м³/ч состава $\text{CH}_4 = 85\%$ (объемных); $\text{C}_2\text{H}_6 = 10\%$, $\text{C}_3\text{H}_8 = 3\%$, $\text{C}_4\text{H}_{10} = 2\%$ сжимается компрессором от $p_n = = 1$ кГ/см² до $p_k = 12$ кГ/см² (от $9,81 \cdot 10^4$ до $117,5 \cdot 10^4$ Н/м²).

Температура газа на приеме компрессора $t_n = 20^\circ \text{C}$, на выходе из компрессора газ охлаждается до $t_k = 40^\circ \text{C}$.

Определить: 1) необходимое число ступеней сжатия; 2) мощность компрессора (изотермическую и адиабатическую) и 3) количество тепла, отнимаемое в холодильниках компрессора.

Решение. Для компрессоров большой производительности число ступеней сжатия n выбирают с таким расчетом, чтобы степень сжатия x в каждой из ступеней не превышала величину 4.

Поэтому можно написать

$$x^n = \frac{p_{\text{кон}}}{p_n}.$$

Логарифмируя, получим

$$n = \frac{\lg p_{\text{кон}} - \lg p_n}{\lg x},$$

или

$$n = \frac{\lg 12 - \lg 1}{\lg 4} = 1,8.$$

Округляя до целых, примем число ступеней сжатия $n = 2$. Тогда уточненная степень сжатия будет

$$x = \sqrt[n]{\frac{p_{\text{кон}}}{p_{\text{н}}}} = \sqrt[2]{\frac{12}{1}} = 3,5.$$

Используя соотношение (V.16), найдем давление в конце первой ступени сжатия:

$$p_2 = x p_1 = 3,5 \cdot 1 = (3,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2) (3,5 \text{ кг/см}^2).$$

Сжатию в нашем случае подвергается газовая смесь. Поэтому надлежит определить для нее значения k и M .

Показатель адиабаты смеси k , если заданы объемные (мольные) концентрации компонентов, может быть найден из выражения

$$k = \frac{\sum (v M C_p)_i}{\sum (v M C_v)_i}.$$

Значения C_p и C_v в ккал/(кг·°C) или 4,19 кДж/(кг·°C) можно взять из работы [7], откуда

$$k = \frac{85 \cdot 16 \cdot 0,530 + 10 \cdot 30 \cdot 0,415 + 3 \cdot 44 \cdot 0,376 + 2 \cdot 58 \cdot 0,357}{85 \cdot 16 \cdot 0,405 + 10 \cdot 30 \cdot 0,346 + 3 \cdot 44 \cdot 0,324 + 2 \cdot 58 \cdot 0,312} = 1,27.$$

Средняя молекулярная масса газа определяется по формуле (35) (см. приложение 1):

$$M_{\text{ср}} = \sum v_i M_i = 0,85 \cdot 16 + 0,1 \cdot 30 + 0,03 \cdot 44 + 0,02 \cdot 58 = 19,0.$$

Следовательно,

$$R = \frac{848}{19} = 44,7 \text{ кг} \cdot \text{м}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) [\text{Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})].$$

Масса газа, поступающего на сжатие:

$$G = V_0 \rho_0 = V_0 \frac{M_{\text{ср}}}{22,4} = 3170 \cdot \frac{19}{22,4} = 2700 \text{ кг/ч}.$$

Подставляя найденные величины в формулы (V.18) и (V.19), получим мощность изотермического и адиабатического сжатия газа в первой ступени:

$$N_{\text{из}}^I = \frac{2,303 \cdot 44,7 \cdot (20 + 273) \cdot 2700 \cdot \lg 3,5}{3600 \cdot 102 \cdot 0,9 \cdot 0,85} = 138 \text{ кВт};$$

$$N_{\text{ад}}^I = \frac{2700 \cdot \frac{1,27}{1,27-1} \cdot 44,7 \cdot (20 + 273) \left[\left(\frac{3,5}{1} \right)^{\frac{1,27-1}{1,27}} - 1 \right]}{3600 \cdot 102 \cdot 0,9 \cdot 0,95} = 143 \text{ кВт}.$$

Считая, что между ступенями газ охлаждается до температуры 40° С, по тем же формулам (V.18) и (V.19) найдем мощность изотермического и адиабатического сжатия газа во второй ступени:

$$N_{\text{из}}^{\text{II}} = \frac{2700 \cdot 2,303 \cdot 44,7 (40 + 273) \cdot \lg \frac{12}{3,5}}{3600 \cdot 102 \cdot 0,9 \cdot 0,85} = 160 \text{ кВт};$$

$$N_{\text{ад}}^{\text{II}} = \frac{2700 \cdot \frac{1,27}{1,27-1} \cdot 44,7 \cdot (40 + 273) \left[\left(\frac{12}{3,5} \right)^{\frac{1,27-1}{1,27}} - 1 \right]}{3600 \cdot 102 \cdot 0,9 \cdot 0,95} = 170 \text{ кВт}.$$

Полная мощность

$$N_{\text{вз}}^{\text{I+II}} = 138 + 160 = 298 \text{ кВт};$$

$$N_{\text{ад}}^{\text{I+II}} = 143 + 170 = 313 \text{ кВт}.$$

Температура газа в конце адиабатического сжатия (T_2 в $^{\circ}\text{K}$) определится из выражения

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}.$$

Температура газа после сжатия в первой ступени

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = (20 + 273) \left(\frac{3,5}{1} \right)^{\frac{1,27-1}{1,27}} = 381^{\circ} \text{ K} = 108^{\circ} \text{ C}.$$

Температура газа после сжатия во второй ступени

$$T_2 = (40 + 273) \left(\frac{12}{3,5} \right)^{\frac{1,27-1}{1,27}} = 404^{\circ} \text{ K} = 131^{\circ} \text{ C}.$$

Приравняв среднюю теплоемкость газовой смеси $C = 0,5 \text{ ккал/}(\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C})$, определим количество тепла, отнимаемого от газа в холодильнике между первой и второй ступенями компрессии:

$$Q = GC_p (t_2 - t_1) = 2700 \cdot 0,5 (131 - 40) = 123\,000 \text{ ккал/ч}$$

или

$$Q = \frac{123\,000 \cdot 4,19}{3600} = 143 \text{ кВт}.$$

ОЧИСТКА НЕФТИ ОТ ПЛАСТОВОЙ ВОДЫ И МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ

§ 1. ПЛАСТОВЫЕ ВОДЫ

Содержание в нефти воды и водных растворов минеральных солей приводит к увеличению транспортных расходов, вызывает образование стойких нефтяных эмульсий и создает затруднения при переработке нефти вследствие усиленного развития коррозии оборудования. Вот почему нефти, добываемые из скважин вместе с пластовой водой, подвергают обезвоживанию и обессоливанию. Содержание воды, солей и механических примесей в нефти важно знать также для определения количества чистой нефти при передаче ее товарно-транспортным организациям.

До недавнего времени пластовым водам, добываемым вместе с нефтью из скважин, почти не уделялось серьезного внимания. В настоящее время в связи со все возрастающими объемами добываемой вместе с нефтью воды и возможностью использования ее для обратной закачки в продуктивные пласты с целью продления фондирования скважин анализам пластовых вод уделяется большое внимание. Результаты анализа пластовой воды обычно используются для определения пригодности ее к нагнетанию в пласт, совместимости ее с пресной водой, применяемой также для заводнения, и для выбора метода химической и физической обработки ее.

Пластовые воды, добываемые из скважин различных месторождений, обычно различаются своими характеристиками и, в частности, концентрацией растворенных в них минеральных солей, газов и присутствием микроорганизмов.

Пластовые воды могут иметь самый разнообразный химический состав, однако их можно подразделить на две основные группы: 1) жесткие — хлоркальциевые, или хлоркальциево-магниевые; 2) щелочные, или гидрокарбонатнонатриевые.

Главными составными частями большинства пластовых вод нефтяных месторождений являются хлористый натрий NaCl , хлористый

кальций CaCl_2 и хлористый магний MgCl_2 . В некоторых водах содержатся соли бикарбонатов: магния $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$, кальция $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, железа $\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$, а также в незначительных количествах растворенные соли бария, стронция, йода и других микроэлементов.

В пластовых водах растворены многие обычные соли, распадающиеся (диссоциируемые) на анионы и катионы. К анионам относятся: гидроксил-ион OH^- , хлор-ион Cl^- , сульфат-ион SO_4^{--} , бикарбонат-ион HCO_3^- , карбонат-ион CO_3^{--} , бром-ион Br^- и др. К катионам относятся: H^+ , K^+ , Na^+ , NH_4^+ , Mg^{++} , Ca^{++} , Fe^{++} , Ba^{++} , Li^+ .

В пластовых водах могут содержаться: коллоиды — двуокись кремния SiO_2 , окись железа Fe_2O_3 , окись алюминия Al_2O_3 ; газообразные вещества — уголекислота CO_2 , сероводород H_2S , азот N_2 , водород H_2 ; редкие газы — гелий He , аргон Ar , неон Ne , а также органические вещества — нафтеновые кислоты и их соли.

Количество растворенных веществ в пластовой воде, отнесенное к единице объема ее, называется о б щ е й м и н е р а л и з а ц и е й.

Минерализация пластовых вод колеблется в широких пределах — от 1 кг/м^3 (1000 мл/л) до 200 кг/м^3 ($200\,000 \text{ мг/л}$). Первые воды относятся к пресным, вторые — к рассолам.

В промысловой практике минерализацию рассолов принято выражать через их плотность ρ или в градусах Боме ($^\circ\text{Be}$), а также через миллиграмм-эквиваленты (мг-экв/л). Для пересчета плотности ρ пластовой воды в градусы Боме и обратно используются следующие формулы:

$$\rho = \frac{144,3}{144,3 - ^\circ\text{Be}};$$

$$^\circ\text{Be} = 144,3 - \frac{144,3}{\rho}.$$

При этом способе измерения плотности нуль по шкале Боме соответствует плотности дистиллированной воды, а 15° — плотности 15%-го раствора NaCl .

Если известна минерализация пластовых вод, выраженная в мг/л , то для пересчета концентрации солей в мг-экв/л служит следующая формула:

$$c = \frac{b}{e},$$

где c — концентрация вещества в мг-экв/л ; b — концентрация вещества в мг/л ; e — эквивалентная масса данного вещества.

Важнейшей характеристикой воды, учитываемой при всех видах ее обработки, является показатель концентрации водородных ионов pH , по которому определяется кислотная или щелочная среда водных растворов.

Из общего числа молекул химически чистой воды крайне малая часть ее диссоциирует на ионы водорода H^+ и гидроксильные ионы OH^- согласно уравнению



Прилагая к уравнению диссоциации воды закон действующих масс, известный из курса химии, можно записать:

$$\frac{f_H [H^+] f_{OH} [OH^-]}{[H_2O]} = K,$$

или

$$f_H [H^+] f_{OH} [OH^-] = K [H_2O] = K_b. \quad (a)$$

Константа K_b носит название ионного произведения воды и численно зависит от температуры воды:

при температуре воды $0^\circ C$ $K_b = 0,115 \cdot 10^{-14}$;

при температуре воды $25^\circ C$ $K_b = 1,008 \cdot 10^{-14}$.

В химически чистой воде одна молекула воды, диссоциируя, дает по одному иону H^+ и OH^- , а так как оба эти иона одновалентны, то $f_H = f_{OH}$ и, следовательно,

$$f_H [H^+] = f_{OH} [OH^-],$$

откуда из выражения (a) имеем

$$f_H ([H^+])^2 = K_b.$$

При температуре воды $25^\circ C$ $K_b = 1,008 \cdot 10^{-14}$, или приближенно 10^{-14} . Тогда

$$(H^+) = f_H [H^+] = \sqrt{K_b} = \sqrt{10^{-14}} = 10^{-7}.$$

После логарифмирования получим

$$\lg (H^+) = \lg 10^{-7} = -7, \text{ или } -\lg (H^+) = 7.$$

Отрицательный логарифм какой-либо величины принято обозначать через «р». Поэтому последнее равенство записывают так: $pH = 7$. Следовательно, для химически чистой воды при температуре $25^\circ C$ $pH = 7$. Такую воду называют нейтральной.

Необходимо научиться определять кислые и щелочные растворы, знание которых для практики трудно переоценить.

Кислоты, как известно, диссоциируют с образованием ионов H^+ ($HCl \rightleftharpoons H^+ + Cl^-$), а щелочи с образованием ионов OH^- ($NaOH \rightleftharpoons Na^+ + OH^-$). Поэтому чем больше концентрация кислоты в растворе, тем больше концентрация ионов H^+ , а чем больше концентрация щелочи, тем больше концентрация ионов OH^- и тем меньше, следовательно, концентрация ионов H^+ . Таким образом, концентрация в растворе ионов H^+ является мерой кислотности раствора. Чем больше концентрация ионов H^+ , тем более кислым является раствор и тем меньше pH раствора, так как $pH = -\lg (H^+)$.

В практике классифицируют воды по величине рН на следующие пять групп: 1) кислые — с рН до 3; 2) слабокислые — с рН от 4 до 6; 3) нейтральные — с рН = 7; 4) слабощелочные — с рН от 8 до 10; 5) щелочные — с рН от 11 до 14.

Величина рН воды и содержание в воде растворенного кислорода оказывают существенное влияние на протекание коррозии. На рис. 44, а была показана общая зависимость коррозии железа от величины рН воды и содержания в воде растворенного кислорода. Растворенные в пластовой воде соли ускоряют коррозию железа вследствие увеличения электропроводности среды.

Исключительно опасным в коррозионном отношении является присутствие в пластовых водах уголекислоты CO_2 и сероводорода H_2S , о чем говорилось в § 15 гл. III. Свободная уголекислота понижает рН воды и препятствует образованию прочных защитных пленок на металле. Отложения окислов железа получаются рыхлыми и легко уносятся потоком жидкости.

При содержании в воде сероводорода коррозия железа значительно интенсифицируется. Продуктом коррозии железа в сероводородной воде является сернистое железо FeS , пленка которого также довольно рыхла и не защищает железо от дальнейшей коррозии.

С повышением температуры пластовой воды скорость коррозии железа также возрастает; особенно она увеличивается, если в воде имеется кислород, попавший в пластовую воду в процессе закачки воды в пласт или в процессе продвижения этой воды по очистным сооружениям.

§ 2. ОБРАЗОВАНИЕ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ И ИХ КЛАССИФИКАЦИЯ

Под нефтяными эмульсиями будем понимать механическую смесь нефти и пластовой воды, количественное соотношение которых в процессе разработки месторождения может изменяться в широких пределах.

В пластовых условиях нефтяные эмульсии не образуются. Образование эмульсий происходит 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 клапанов; наличие газа в насосе; погружение насоса под уровень; степень эффективности 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 образования эмульсий в компрессорных скважинах те же самые, что и в фонтанных скважинах, однако эмульсии, обра-

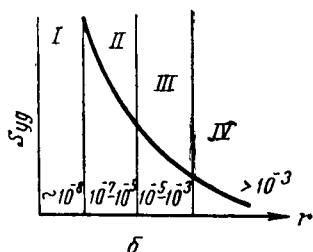
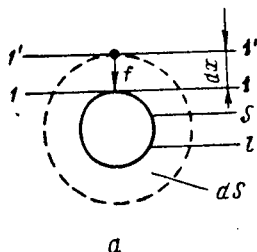
зующиеся при применении газлифта и особенно эрлифта, обладают крайне высокой стойкостью. Высокая стойкость эмульсий, образующихся при эрлифтном способе добычи нефти, объясняется окислением нафтенowych кислот, которые затем становятся эффективными эмульгаторами.

На образование эмульсий влияет также отложение парафина на стенках трубопроводов, в результате чего уменьшаются сечения трубопроводов и возрастают скорости потока, усиливающие перемешивание нефти и воды.

Таким образом, нефтяная эмульсия может образоваться только под влиянием энергии, которая в промысловых условиях проявляется в виде: 1) механической энергии; 2) энергии расширения газа и 3) энергии, обусловленной силой тяжести.

Рис. 63. Характер образования поверхности дисперсной системы (а) и зависимость удельной поверхности системы от размера частиц (б).

I, II, III, IV — системы соответственно молекулярно-дисперсные, коллоидные, микрогетерогенные, грубодисперсные (нефтяные эмульсии).



Размер капель (глобул) воды в нефтяных эмульсиях обычно прямо пропорционален количеству затраченной энергии, и чем больше этой энергии, тем меньше диаметр капель, а следовательно, больше их суммарная поверхность. Таким образом, увеличение суммарной 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 σ , 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 случая изотермического процесса.

Пусть имеется капля воды с поверхностью S (рис. 63, а). Работа образования новой поверхности будет равна σdS и должна затрачиваться в плоскости $I—I$, касательной к поверхности. Следовательно, работу, затрачиваемую на образование новой поверхности, можно рассматривать как направленную против силы f , действующей в плоскости $I'—I'$ в сторону сокращения поверхности. Если при таком расширении 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

$$\sigma dS = fl dx, \quad (\text{VI.1})$$

т. е. свободная энергия единицы поверхности (1 см^2) численно равна тангенциальной силе, приходящейся на 1 см длины контура, ограничивающего поверхность раздела. Очевидно, что оба способа выражения должны быть эквивалентны в отношении размерности. Покажем это. Энергия единицы поверхности выражается в эрг/см^2 , т. е. $\text{дин} \cdot \text{см/см} \cdot \text{см}$. Сокращая, находим: дин/см или $\text{Дж/м}^2 = \text{Н/м}$, $\text{Н/м} = \text{Н/м}$, 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 $\sigma = 18,4 \text{ эрг/см}^2$.

Установлено, что на границе двух жидкостей величина поверхностного натяжения всегда меньше, чем наибольшее из поверхностных натяжений этих жидкостей на границе с воздухом. Установлено также, что поверхностное натяжение уменьшается с ростом температуры вследствие ослабления сил молекулярного притяжения, обусловленного увеличением среднего расстояния между молекулами.

В эмульсиях вообще и в нефтяных в частности принято различать две фазы — внутреннюю и внешнюю. Жидкость, в которой размещаются мельчайшие капли другой жидкости, называют дисперсионной средой (внешней, сплошной), а жидкость, размещенную в виде мелких капель в дисперсионной среде, — дисперсной фазой (внутренней, разобщенной).

По характеру дисперсной фазы и дисперсионной среды различают эмульсии двух типов: прямого типа, когда неполярная жидкость (нефть) размещается в виде мелких капель в полярной жидкости (воде), и обратного типа — когда полярная жидкость (вода) размещается в виде мелких глобул в неполярной жидкости (нефти). Эмульсии прямого типа называются нефтеводными эмульсиями и условно обозначаются Н/В, а эмульсии обратного типа — водонефтяными и условно обозначаются В/Н.

Тип эмульсий обычно устанавливают при определении свойств дисперсионной среды. В эмульсиях Н/В внешней фазой является вода, и поэтому они смешиваются с водой в любых отношениях и обладают высокой электропроводностью, в то время как эмульсии В/Н смешиваются только с углеводородной жидкостью и не обладают заметной электропроводностью. Установлено, что тип образующейся эмульсии в основном зависит от соотношения объемов нефти и воды, и дисперсионной средой (внешней) обычно стремится стать та жидкость, объем которой больше. Однако при смешении нефти и воды в присутствии эмульгаторов, которыми в нефтяных эмульсиях являются асфальтены, нафтены, смолы, парафины, соли и различного рода тонкоизмельченные механические примеси, значение

соотношения объемов жидкостей существенно снижается. Эмульгаторы, обладающие гидрофобными свойствами (т. е. растворимые в нефти), образуют эмульсию типа В/Н, а гидрофильные (т. е. растворимые в воде) эмульгаторы образуют эмульсию типа Н/В. Эмульсии Н/В содержат невысокий процент нефти и в промысловых условиях встречаются сравнительно редко.

В промысловых условиях о количестве содержащейся воды в эмульсиях судят обычно по их цвету: эмульсии, содержащие до 10% воды, по цвету практически не отличаются от чистой безводной нефти; эмульсии, содержащие от 15 до 20% воды, изменяют цвет от коричневого до желтого и, наконец, эмульсии, содержащие свыше 25% воды, — желтые.

§ 3. ВЛИЯНИЕ СОСТАВА НЕФТИ И ПЛАСТОВОЙ ВОДЫ НА ОБРАЗОВАНИЕ ЭМУЛЬСИЙ

Несмотря на то, что почти все нефти — как с высокой, так и с низкой плотностью парафиновые, нафтеновые или смешанные — образуют эмульсии при определенных условиях, способность их к эмульгированию далеко не одинакова. Способность нефтей к образованию эмульсий зависит в большой степени от изменения свойств эмульгаторов и их особенностей. Огромную роль в образовании эмульсий играют также свойства пластовой воды: наличие в них растворенных солей, кислот и мелкодисперсных механических примесей. Парафиновые нефти в противоположность нафтеновым не так склонны к образованию эмульсий даже при интенсивном перемешивании, тогда как нафтеновые нефти могут легко образовывать стойкие эмульсии. В нефтях, содержащих эмульгаторы, к которым относятся нафтеновые кислоты, низкомолекулярные смолы, асфальтены и парафин, водонефтяные эмульсии образуются исключительно легко. Нефти, не содержащие эмульгаторов, и пластовые воды, не содержащие солей и кислот, не образуют устойчивых эмульсий.

§ 4. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Нефтяные эмульсии характеризуются следующими основными физико-химическими свойствами: дисперсностью, вязкостью, плотностью и электрическими свойствами. Кратко остановимся на этих свойствах эмульсий.

1. Дисперсность эмульсий. Под дисперсностью эмульсий принято понимать степень раздробленности дисперсной фазы в дисперсионной среде. Дисперсность является основной характеристикой эмульсий, определяющей их свойства. Дисперсность эмульсий может характеризоваться тремя величинами: либо диаметром капелек d , либо обратной величиной диаметра капельки $D = 1/d$, называемой обычно дисперсностью, либо удельной межфазной поверхностью, т. е. отношением суммарной поверхности частиц к общему их объему. Все эти величины взаимосвязаны.

Размеры капелек дисперсной фазы в эмульсиях могут быть самыми разнообразными и колебаться в пределах от 0,1 до 100 мк ($10^{-6} \div 10^{-2}$ 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.

Удельная поверхность всякой дисперсной системы $S_{уд}$ равна общей поверхности между фазами S , деленной на объем дисперсной фазы V . Удельную поверхность эмульсий, содержащих в дисперсной фазе сферические частицы диаметром d , определяют по следующей формуле:

$$S_{уд} = \frac{S}{V} = \frac{\pi d^2}{\frac{\pi d^3}{6}} = \frac{6}{d} \text{ 1/см,} \quad (\text{VI.2})$$

т. е. удельная поверхность обратно пропорциональна размеру частиц, и чем меньше эти частицы, тем больше удельная поверхность. Зависимость изменения удельной поверхности $S_{уд}$ от размера частиц иллюстрируется на рис. 63, б. Кривая $S_{уд} = f(r)$ имеет вид гиперболы; левая часть ее характеризует коллоидные растворы, а правая часть — эмульсии, или грубодисперсные системы.

Дисперсность эмульсий может определяться различными методами, однако наиболее простым и надежным является седиментационный метод, основанный на зависимости скорости оседания частиц от их величины. Седиментационный метод определения дисперсности эмульсий основан на использовании формулы Стокса (IV.21).

2. Вязкость эмульсий. Вязкость нефтяных эмульсий — не аддитивное свойство, т. е.

$$\mu_{\Sigma} \neq \mu_{н} + \mu_{в},$$

где $\mu_{н}$ и $\mu_{в}$ — абсолютные вязкости нефти и воды, и она зависит от следующих основных факторов: 1) вязкости самой нефти; 2) температуры, при которой получается эмульсия; 3) количества содержащейся воды в нефти; 4) степени дисперсности, или диаметра капель дисперсной фазы в дисперсионной среде (для эмульсий типа В/Н).

У нефтяных эмульсий, как и у парафинистых нефтей, не подчиняющихся закону Ньютона, вязкость μ_{Σ} изменяется в зависимости от градиента скорости (см. рис. 27, б). В этом случае вязкость μ^* называют кажущейся вязкостью. На рис. 64 приведены примерные кривые зависимости кажущейся вязкости нефтяных эмульсий от содержания воды в нефти и исходной температуры образования эмульсий. Анализ этих кривых показывает, что кажуща-

яся вязкость нефтяных эмульсий в значительной мере зависит от содержания воды в нефти. Увеличение содержания воды в нефтяной эмульсии до определенного предела (до точки инверсии, см. § 8 данной главы) 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 (см. рис. 59).

На рис. 64 левая часть кривых соответствует эмульсиям В/Н, внешней фазой которых является нефть, а правая часть — эмульсиям Н/В, внешней фазой которых является вода.

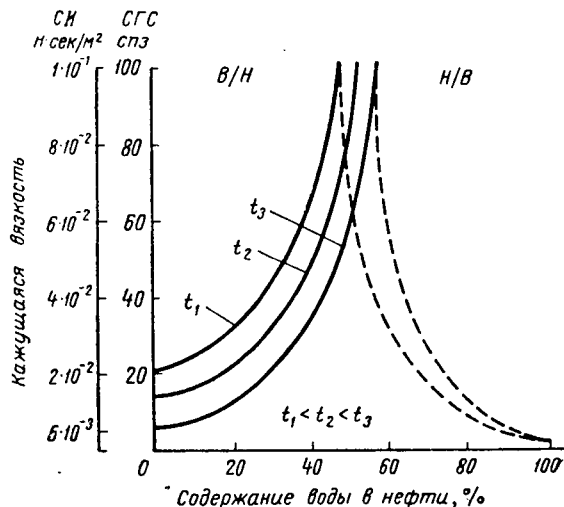


Рис. 64. Зависимость кажущейся вязкости эмульсии от процентного содержания воды в нефти и исходной температуры смешения.

Основной причиной аномалии вязкости эмульсий является деформация диспергированных частиц, возникающая в процессе увеличения напряжения. С возрастанием приложенной силы капельки эмульгированной жидкости удлиняются, превращаясь из шариков в эллипсоиды, что затрудняет течение и приводит к повышению кажущейся вязкости эмульсии.

Изучением вязкости дисперсных систем и, в частности, эмульсий занимались многие исследователи, которые предложили несколько уравнений для расчета вязкости систем с различным содержанием диспергированного вещества.

Эйнштейн, который первый занимался изучением вязкости эмульсий, предложил следующую формулу:

$$\eta_0 = \eta(1 + 2,5\varphi), \quad (\text{VI.3})$$

где η_0 — вязкость дисперсной системы; η — вязкость дисперсионной среды; φ — отношение объема диспергированного вещества к общему объему системы.

При выводе этой формулы предполагалось, что диспергированные частицы находятся в виде упругих шариков, диаметр которых мал по сравнению с расстоянием между ними.

Так как уравнение Эйнштейна не дает достаточно точных результатов при расчете вязкости эмульсии, Тейлор предложил следующую формулу:

$$\eta_0 = \eta \left(1 + 2,5\varphi \frac{\eta_i + \frac{2}{5}\eta}{\eta_i + \eta} \right), \quad (\text{VI.3a})$$

где η_0 — вязкость эмульсии; η_i — вязкость внутренней фазы; η — вязкость внешней фазы.

Для определения вязкости эмульсий предложены и другие уравнения, однако ни одно из них не является универсальным.

3. Плотность эмульсий. Плотность эмульсий определяется сравнительно легко методами, принятыми для жидкостей. Зная плотность нефти и пластовой воды, образующих эмульсию, и их процентное содержание, плотность эмульсии можно подсчитать по следующей формуле:

$$\rho_э = \frac{1}{\frac{0,01q}{\rho_в} + \frac{1-0,01q}{\rho_н}}, \quad (\text{VI.4})$$

где $\rho_э$, $\rho_в$ и $\rho_н$ — соответственно плотность эмульсии, воды и нефти; q — содержание воды и растворенных солей в эмульсии в массовых процентах.

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 в %.

4. Электрические свойства эмульсии. Нефть и вода в чистом виде являются хорошими диэлектриками — проводимость первой колеблется от 10^{-10} до 10^{-15} (ом·см) $^{-1}$, а проводимость второй — от 10^{-7} до 10^{-8} (ом·см) $^{-1}$. Однако даже при незначительном содержании в воде растворенных солей или кислот электропроводность ее увеличивается в десятки раз. Поэтому электропроводность 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 электрическое поле, капельки воды располагаются вдоль его силовых линий, что приводит к резкому увеличению электропроводности этих эмульсий. Явление это объясняется тем, что капельки воды имеют приблизительно в 40 раз большую диэлектрическую проницаемость, чем капельки нефти (~2).

Свойство капелек воды располагаться в эмульсиях вдоль силовых линий электрического поля и послужило основной причиной использования этого поля для разрушения нефтяных эмульсий, о чем подробно будет сказано в § 10 данной главы.

§ 5. УСТОЙЧИВОСТЬ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ И ИХ «СТАРЕНИЕ»

Самым важным показателем для нефтяных эмульсий является их устойчивость, т. е. способность в течение определенного времени не разрушаться и не разделяться на нефть и воду.

На устойчивость нефтяных эмульсий большое влияние оказывают следующие факторы: 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 и 5) рН эмульгированной пластовой воды.

Кратко остановимся на этих факторах.

По дисперсности нефтяные эмульсии подразделяются на: мелкодисперсные с размером капель воды от 0,2 до 20 мк; средней дисперсности, содержащие водяные капли размерами от 20 до 50 мк; грубодисперсные — с каплями воды размером от 50 до 100 мк. В нефтяных эмульсиях практически содержатся водяные капли, соответствующие всем трем видам. Такие эмульсии, как говорилось выше, называются полидисперсными.

Чем выше дисперсность эмульсии, тем устойчивее последняя при всех прочих равных условиях. Однако вследствие огромного увеличения поверхности раздела S между двумя жидкостями система, полученная диспергированием, приобретает большой запас свободной поверхностной энергии F , определяемой формулой

$$F = \sigma S,$$

где σ — свободная энергия единицы поверхности; S — суммарная площадь поверхности раздела, и становится термодинамически неустойчивой.

Такая система будет стремиться самопроизвольно перейти в устойчивое состояние путем уменьшения запаса свободной поверхностной энергии F , что в свою очередь может осуществляться двояким путем: или за счет уменьшения площади S , или за счет уменьшения поверхностного натяжения σ . Последний фактор исключительно широко используется в условиях нефтегазодобывающих предприятий для разрушения нефтяных эмульсий (см. § 7 данной главы).

На устойчивость эмульсий большое влияние оказывают стабилизирующие вещества, называемые э м у л ь г а т о р а м и, образующими на поверхности капель адсорбционные защитные оболочки, препятствующие слиянию этих капель. В образовании адсорбционных оболочек принимают участие вещества с высокой поверхностной активностью, такие как асфальтены, нафтены, смолы, парафин, комплексы металлов (ванадий, никель, цинк, литий, железо, титан)

и тонкодисперсные неорганические вещества, состоящие из глины, песка и горных пород, содержащиеся как в нефти, так и в пластовой воде. Эмульгирующее действие твердых веществ связано со смачиваемостью порошка-эмульгатора водой или нефтью. Гидрофильные эмульгаторы (глина, мел, гипс) стабилизируют эмульсию типа Н/В, а гидрофобные — типа В/Н.

На рис. 65, а показана ориентация гидрофильного эмульгатора в эмульсиях обоих типов.

Устойчивость нефтяных эмульсий в большой степени зависит также от электрического заряда на поверхности частиц (глобул), образующегося в водной среде двойной электрический слой, защищающий частицы эмульсии от слипания подобно адсорбционным оболочкам. Происхождение двойного электрического заряда на границе раздела фаз объясняется следующим образом. В гомогенной

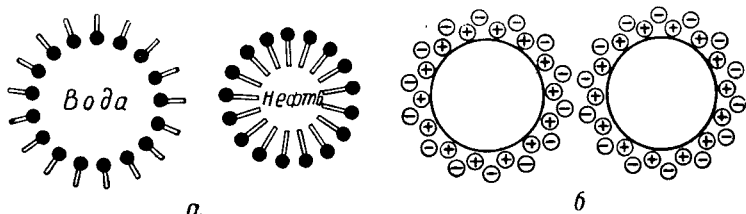


Рис. 65. Схемы поверхностных явлений в нефтяных эмульсиях.

а — ориентация гидрофильного эмульгатора на поверхности раздела жидкостей в двух типах эмульсий: 1 — эмульсии В/Н и 2 — эмульсии Н/В; б — схема двойного электрического слоя в нефтяной эмульсии.

(однородной) фазе при равновесных условиях электрический потенциал любого компонента имеет постоянную величину во всем объеме. Вместе с тем электрический потенциал для данного компонента в разных фазах имеет различную величину. Поэтому при соприкосновении двух различных фаз и особенно при их относительном движении на границе раздела происходит переход электрических зарядов из фазы с более высоким значением электрического потенциала в фазу с меньшей его величиной. Переход этот приводит к образованию заряда в одной фазе и равного, но противоположного заряда в другой. Эти противоположные заряды, благодаря взаимному притяжению остаются на границе раздела, образуя двойной электрический слой. На рис. 65, б показана схема двойного электрического слоя. Частицы, имеющие на своей поверхности одинаковые заряды, будут взаимно отталкиваться.

Устойчивость нефтяных эмульсий зависит от температуры: при повышении температуры устойчивость эмульсии понижается. При повышении температуры эмульсии механическая прочность адсорбционных оболочек, особенно содержащих парафин и церезин, снижается до нуля, в результате чего происходит сливание капель и разрушение эмульсий; при понижении же температуры таких эмульсий механи-

ческая прочность адсорбционных оболочек повышается, что влечет за собой и соответствующее повышение стойкости эмульсий.

Величина рН пластовой воды также оказывает существенное влияние на стойкость нефтяных эмульсий. Влияние водородного фактора рН сказывается на упругих свойствах поверхностных слоев, причем степень воздействия его на различные нефти неодинакова. С увеличением рН снижаются реологические свойства поверхностных слоев на границе нефть — вода, что влечет за собой расслоение эмульсии. Увеличение рН обычно достигается введением в эмульсию щелочи, способствующей снижению механических свойств бронированных оболочек и как следствие разложению эмульсии на нефть и воду.

Адсорбция диспергированных эмульгаторов на водонефтяной поверхности и утолщение межфазного бронированного слоя на этой поверхности всегда протекают во времени, поэтому эмульсия В/Н со временем становится более устойчивой, т. е. происходит ее «старение». Старение нефтяных эмульсий в начальный период происходит весьма интенсивно, затем постепенно замедляется и часто уже через сутки прекращается. Старение нефтяных эмульсий имеет большое практическое значение, так как свежие эмульсии разрушаются значительно легче и быстрее, чем подвергшиеся старению.

§ 6. ДЕЭМУЛЬГАТОРЫ ДЛЯ РАЗЛОЖЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Деэмульгаторы — поверхностно-активные вещества (ПАВ) изготовляются на заводах и применяются на площадях нефтяных месторождений для разрушения эмульсий. Существует несколько представлений о механизме действия деэмульгаторов, однако более полно этот вопрос решен в трудах акад. П. А. Ребиндера и ученых его школы [67]. Основываясь на теории образования и устойчивости эмульсий, а также на опытных данных, они считают, что, обладая большей поверхностной активностью, чем эмульгаторы, деэмульгаторы вытесняют их с поверхностного слоя глобул воды. Вытеснив с поверхностного слоя капель воды природные эмульгирующие вещества, деэмульгатор образует гидрофильный адсорбционный слой, не обладающий структурно-механической прочностью, в результате чего капельки воды сливаются при столкновении в более крупные капли и оседают. Чем эффективнее деэмульгатор, тем больше он снижает прочность «бронированного» слоя и тем интенсивнее происходит разрушение эмульсии. Для наиболее успешного разрушения и прекращения старения нефтяных эмульсий деэмульгаторы следует подавать на забой скважин и осуществлять «внутрискважинную деэмульсацию».

В работе А. П. Крылова и Г. С. Лутошкина [27] было установлено, что подача деэмульгатора на забой нефтяных обводненных скважин не только устраняет образование эмульсий, но и увеличивает к. п. д. подъемника на 15—20%. При подаче деэмульгаторов к башмаку колонны компрессорных труб, по которым движется обводненная

нефть, происходит увеличение к. п. д. подъемника, главным образом в результате образования «сотовой» структуры потока (см. рис. 28, поз. б) и уменьшения тем самым относительного скольжения фаз. Кроме того, подача деэмульгаторов на забой скважин может способствовать также инверсии эмульсии (см. § 8 гл. VI), т. е. превращению эмульсии В/Н в эмульсию Н/В, в которой внешней фазой является вода, существенно снижающая потери давления от трения.

Вместе с тем следует иметь в виду, что подача деэмульгаторов на забой скважин при современных системах сбора нефти, газа и воды потребует некоторых дополнительных денежных и материальных средств, связанных с подводом деэмульгаторов к устью каждой скважины от групповых замерных установок, дожимных насосных станций (ДНС) или от общепромысловых установок подготовки нефти. Однако расходы, связанные с «внутрискважинной» или устьевой деэмульсацией нефти, могут быстро окупиться, так как это мероприятие может в 1,5—2 раза сократить время подготовки нефти и потребность в оборудовании, монтируемом на установках подготовки нефти.

Теоретически деэмульгатор может быть эффективным только для какой-то одной эмульсии, имеющей вполне определенное соотношение жидких фаз, определенную степень их дисперсности, а также содержащей известное количество эмульгатора определенного состава, образующего защитную оболочку для капель воды. Следовательно, деэмульгаторы в процессе разработки нефтяного месторождения теоретически должны заменяться по мере изменения состава эмульсий и их физических свойств, что практически пока осуществляется крайне редко. Как известно, под эффективностью деэмульгаторов понимают их деэмульсационную способность, которая характеризуется их расходом, качеством подготовленной нефти (содержанием в ней остаточных хлористых солей, воды и механических примесей), а также минимальной температурой и продолжительностью отстоя нефти. При оценке эффективности деэмульгатора необходимо принимать во внимание также чистоту выделенной при деэмульгировании воды (т. е. содержание в ней нефти) и возможность повторного образования эмульсии. Эффективность деэмульгаторов испытывают, как правило, на идентичных образцах эмульсий, которые должны готовиться из безводной нефти и пластовой воды одного и того же месторождения.

Относительно растворимости деэмульгатора в воде или нефти имеются самые разноречивые суждения. Одни считают, что для эффективного разложения эмульсии деэмульгатор должен растворяться в воде, другие утверждают, что высокоэффективный деэмульгатор не должен хорошо растворяться ни в воде, ни в нефти, обеспечивая тем самым максимальную концентрацию его на границе раздела жидких фаз. В условиях нефтегазодобывающих предприятий применяются как водорастворимые, так и нефтерастворимые деэмульгаторы; которые из них являются наиболее эффективными, в настоящее время пока не установлено.

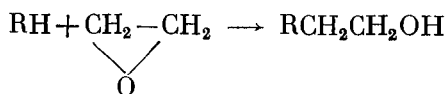
В нефтяные эмульсии деэмульгаторы могут вводиться как в высококонцентрированном, так и в разбавленном состоянии. Более эффективный процесс разложения эмульсий происходит тогда, когда деэмульгатор разбавлен, вводится в эмульсию в мелкодисперсном состоянии и интенсивно перемешивается с ней.

§ 7. КЛАССИФИКАЦИЯ ДЕЭМУЛЬГАТОРОВ

Деэмульгаторы, применяемые с целью разрушения нефтяных эмульсий, делятся на две большие группы: ионогенные и неионогенные, т. е. диссоциирующие и не диссоциирующие на ионы в водных растворах. Представителями первой подгруппы являются малоэффективные деэмульгаторы НЧК (нейтрализованный черный контакт), НКГ (нейтрализованный кислый гудрон) и т. д. До недавнего времени в качестве деэмульгаторов у нас применяли только натриевый и аммиачный НЧК, получаемые сульфированием масляных и керосиновых фракций. Практикой установлено, что аммиачный НЧК более эффективен, чем натриевый, однако первый содержит свободный аммиак NH_3 и сульфат аммония, которые при взаимодействии с пластовой водой приводят к выпадению твердого осадка в виде гипса CaSO_4 и гидрата окиси железа $\text{Fe}(\text{OH})_3$, засоряют нефтепроводы и аппаратуру.

Ионогенный деэмульгатор НЧК ввиду его малоэффективного действия на разложение эмульсий с производства снимается. Средний расход НЧК при подготовке нефти к транспорту составляет от 3 до 7 кг/т, в то время как дисольвана при тех же условиях требуется всего лишь 40÷50 г/т.

Неионогенные деэмульгаторы не образуют ионов в водных растворах. Они получаются присоединением окиси этилена CH_2OCH_2 к органическим веществам с подвижным атомом водорода:



Деэмульгирующую способность неионогенных соединений можно легко регулировать, изменяя количество молекул присоединяемой окиси этилена. При удлинении окись-этиленовой цепи растворимость неионогенного вещества в воде увеличивается. Неионогенным веществам можно придать также и гидрофобные свойства добавкой окиси пропилена. Таким образом, неионогенные вещества можно получить с любыми свойствами, широко изменяя соотношения между гидрофобной и гидрофильной частями деэмульгатора. В зависимости от соотношения гидрофобной и гидрофильной частей молекулы можно увеличить или уменьшить сродство деэмульгатора к воде или к нефти, а также изменить его поверхностную активность. В настоящее время синтезировано большое количество неионогенных деэмульгаторов как у нас, так и за рубежом. Основными представи-

телями 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 диссольван 4411, диссольван 4400 и сипарол, выпускаемые в ФРГ. Испытаны в промышленных условиях поверхностно-активные вещества США (оксид-А) и Японии (Х-2647).

Неионогенные деэмульгаторы имеют ряд преимуществ перед ионогенными и, в частности, перед НЧК. Преимущества эти следующие:

1) незначительный удельный расход — для дипроксамина-157 и диссольвана 4411 40—50 г на тонну 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/Н, и они не образуют при этом эмульсий Н/В; ионогенные деэмульгаторы могут превращать эмульсию В/Н в эмульсию Н/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, чем НЧК.

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 количество неионогенных ПАВ, не уступающих мировым образцам по действию на эмульсии.

Деэмульгаторы должны удовлетворять следующим основным требованиям:

1) хорошо растворяются в одной из фаз эмульсии (нефти или воде);

2) иметь достаточную поверхностную активность, чтобы вытеснить с границы раздела «нефть — вода» полярные компоненты слоя, адсорбированного из нефти;

3) быть способными изменять смачивание поверхности твердых компонентов слоя — «бронирующих» эмульгаторов и обеспечивать переход их полностью в одну из фаз эмульсии;

4) образовывать на границе раздела нефти и воды адсорбционные слои с низкими структурно-механическими свойствами, не способными стабилизировать эмульсии нефти и воды как прямого, так и обратного типа;

5) максимальное снижение межфазного натяжения на границе фаз «нефть — вода» должно обеспечиваться при малых расходах реагента;

6) не коагулировать в пластовых водах;

7) быть инертными по отношению к металлам.

Одновременно с этим деэмульгаторы должны быть дешевыми, транспортабельными, не изменять своих свойств от изменения тем-

пературы, не ухудшать качества нефти после обработки и обладать определенной универсальностью, т. е. разрушать эмульсии различных нефтей и вод.

По химическим свойствам неионогенные деэмульгаторы полностью удовлетворяют большинству этих требований, так как они не вступают в реакцию с солями и кислотами, содержащимися в обводненной нефти. Но поверхностно-активные вещества, обладая хорошими моющими свойствами, смывают со стенок труб и оборудования нефтяные пленки и обнажают поверхность металла, которая под действием пластовой воды может интенсивно корродировать. Задача сводится к тому, чтобы синтезировать такой деэмульгатор, который не только разрушал бы эмульсии, но и защищал металл от коррозии.

В табл. 22 приведены некоторые характеристики поверхностно-активных веществ.

Т а б л и ц а 22

Деэмульгатор	Плотность, г/см ³	Температура застывания, °C	Вязкость при $t = 20^\circ \text{C}$, сст	Цвет жидкости	Растворимость		
					в воде		в углеводороде
					пресной	пластовой	
Пентамин-67	—	—	—	—	Растворим		Нерастворим
Проксамин-385	1,04	+34	—	—	Растворим		—
Дипроксамин-157	1,028	—38	790	Бесцветная	Нерастворим		Растворим
Диссольван 4411	1,0404	+10	1760	Темнокрасная	Растворим	Нерастворим	Нерастворим
Оксид-А	1,044	+5	1377	Молочная	Незначительно		Растворим
L-1738	1,043	+10	1110	Коричневая	Растворим		—
X-2647	1,048	+10	1062	Бесцветная	—	—	—

§ 8. КОАГУЛЯЦИЯ, КОАЛЕСЦЕНЦИЯ И ИНВЕРСИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Из второго закона термодинамики известно, что условием устойчивости равновесия системы является минимум свободной поверхностной энергии, определяемой из формулы

$$F = \sigma S.$$

Стремление поверхностной энергии системы к минимуму обуславливает образование частицы жидкости шарообразной формы, являющейся минимальной поверхностью для данного объема. Системы

с большим запасом свободной поверхностной энергии, к каким относятся рассмотренные выше эмульсии, являются термодинамически не устойчивыми и в них самопроизвольно протекают процессы коагуляции (слипания) и коалесценции (слияния) капель воды, сопровождающиеся уменьшением запаса свободной поверхностной энергии.

Коагуляция — это укрупнение диспергированных частиц в эмульсиях, вызываемое их слипанием под действием молекулярных сил сцепления и броуновского движения. Причиной слипания (адгезии) частиц является действие сил притяжения между поверхностными молекулами, имеющими характер ван-дерваальсовых сил. Сближению частиц на расстояние, необходимое для слипания, называемое радиусом сферы действия, способствует броуновское движение частиц; противодействуют такому сближению электростатические силы отталкивания частиц (см. рис. 65, б).

Коагуляция может быть вызвана различными факторами, например изменением состава дисперсионной среды, температурой эмульсии или добавкой к ней деэмульгатора.

Коалесценция — слияние (объединение в одно целое) капелек воды или нефти, содержащихся в эмульсиях, — протекает самопроизвольно с уменьшением свободной поверхностной энергии вследствие уменьшения общей поверхности S сливающихся капель. Коалесценция ведет к разрушению дисперсной системы и является наиболее глубокой стадией коагуляции частиц нефтяных эмульсий с полным исчезновением поверхности соприкосновения между ними.

Обращение фаз, или инверсия, нефтяных эмульсий происходит обычно при введении в эмульсию в процессе ее перемешивания избытка поверхностно-активного вещества, являющегося стабилизатором эмульсий противоположного типа. В результате этого первоначальная эмульсия может обращаться, т. е. дисперсная фаза становится в ней дисперсионной средой, а дисперсионная среда — дисперсной фазой, т. е. В/Н $\rightleftharpoons$ Н/В. Однако инверсия нефтяных эмульсий может происходить и без введения в них деэмульгаторов, только вследствие увеличения процентного содержания воды в эмульсии (см. рис. 64). Обращение фаз нефтяных эмульсий имеет исключительно большое практическое значение. Эмульсии Н/В, имеющие внешней фазой воду, перекачиваются при меньших энергетических затратах, чем эмульсии В/Н, имеющие внешней фазой нефть. Кроме того, методы разрушения эмульсий В/Н совершенно неприменимы для эмульсий Н/В.

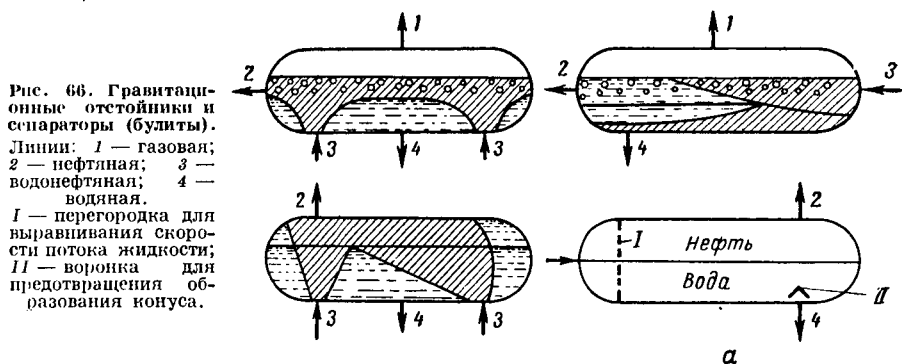
Эмульсии Н/В встречаются главным образом при переработке нефти, а также при ее добыче, когда содержание воды в нефти достигает свыше 80 %. Эти эмульсии хорошо смешиваются с водой во всех соотношениях и могут сильно загрязнять водоемы рек и озер.

Разрушение эмульсий Н/В достигается в основном добавкой к ним кислот (HCl , H_2SO_4), применением различного рода смачивающихся водой фильтров и барботажем газа. Для разрушения же

эмульсий В/Н применяют в основном деэмульгаторы и подогрев, а также пользуются методами разложения их в электрическом и магнитном полях.

§ 9. КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ КОНЦЕВЫХ СОВМЕЩЕННЫХ СЕПАРАТОРОВ ДЛЯ ОТДЕЛЕНИЯ ОТ НЕФТИ ВОДЫ, ГАЗА И МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ. ОТСТОЙНИКИ ДЛЯ ГОРЯЧЕЙ НЕФТИ

Продукцию обводненных скважин, поступающую с групповых замерных установок, стремятся предварительно разделить на нефть и воду, с тем чтобы избежать излишней затраты тепла на подогрев пластовой воды в установках подготовки нефти (см. § 10 данной главы).



При напорной системе нефтегазоводосбора, которая сейчас повсеместно внедряется в нефтедобывающих предприятиях, первой предварительной ступенью очистки нефти от воды и механических примесей являются концевые совмещенные сепарационные установки (КССУ, см. рис. 77, поз. 2). Однако нередко для указанных целей применяются еще сырьевые негерметизированные резервуары (см. рис. 70 и 71, поз. 1), а также герметизированные отстойники и сепараторы (булиты, рис. 66). Работа этих аппаратов с гидродинамической точки зрения весьма несовершенна, что объясняется в основном двумя причинами: 1) неправильным вводом нефтеводяной смеси в аппарат и 2) как следствие этого — сравнительно большими скоростями заполнения аппаратов этой смесью. При указанных на схемах вводах продукции скважин в эти аппараты в них за счет повышенных скоростей жидкости получаются большие возмущенные зоны (штриховка под углом), в результате чего разделения фаз в этих зонах в процессе заполнения практически не происходит. Поэтому в таких аппаратах отстой нефти от пластовой воды и механических примесей чаще всего осуществляется при прекращении подачи в них жидкости и выдержке содержимого отстойников в течение длительного времени (2—4 ч). Отсюда — необходимость увеличения числа таких аппаратов.

За последнее время конструктивное оформление аппаратов для предварительного сброса пластовой воды и механических примесей существенно улучшилось: внутри них монтируются различные коалесцирующие и коагулирующие перегородки, а ввод жидкости осуществляется или через эллиптическое днище (см. рис. 66, а), или через специальное устройство — маточник, позволяющее равномерно распределять количество поступающей в аппарат жидкости по всей площади. Сепаратор-отстойник с маточником (КССУ) показан на рис. 50, а на рис. 67 изображен аппарат для предварительного сброса воды и механических примесей, работающий следующим

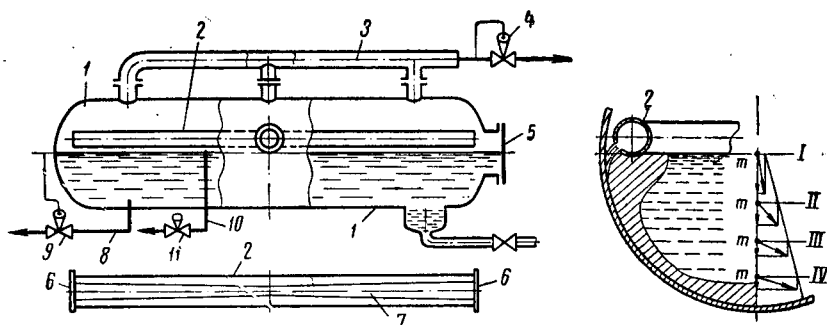


Рис. 67. Сепаратор для предварительного сброса воды.

1 — корпус; 2 — раздаточный коллектор; 3 — газовый коллектор; 4 — регулятор давления «до себя»; 5 — люк; 6 — заглушки; 7 — щель; 8 и 10 — сброс воды и нефти; 9 и 11 — исполнительные механизмы по сбросу воды и нефти.

образом. Нефтегазоводяная смесь подается в коллектор 2, имеющий продольную щель 7 с постоянным расходом жидкости по длине. Как показано на схеме, коллектор 2 расположен у стенки отстойника, благодаря чему живая сила струи жидкости, вышедшей из коллектора, гасится стенкой и жидкость равномерно стекает по стенке, не возмущая всего объема содержимого аппарата. С правой стороны рисунка в увеличенном масштабе показаны разрез аппарата и эпюры скоростей осаждающейся частицы m при различных уровнях жидкости в аппарате. Штриховкой под углом примерно показана возмущенная зона, возникающая в процессе заполнения аппарата жидкостью. Как видно из рисунка, в данном аппарате в отличие от булитов имеются лучшие условия для гравитационного разделения фаз в процессе его заполнения.

В концевых совмещенных сепараторах обычно происходит одновременное отделение от нефти воды, газа и механических примесей, что значительно усложняет расчеты этих аппаратов, упрощенно излагаемые нами ниже.

Отделение воды от нефти

Рассмотрим общий случай предварительного разделения нефтяной эмульсии, состоящей из чистого компонента H (нефть), образующего внешнюю фазу, и компонента B (вода), являющегося внутренней фазой. Пусть Q кг/ч такой нефтеводяной смеси поступает в концевой совмещенный сепаратор, в котором эта смесь разделяется соответственно на два потока — G' и G'' . Обозначим массовую концентрацию (в долях единицы) чистой нефти в потоках Q , G' и G'' соответственно через z_H , y_H и x_H , а концентрации чистой воды в этих же потоках — через z_B , y_B и x_B . Очевидно, что

$$z_H + z_B = 1, \quad y_H + y_B = 1, \quad x_H + x_B = 1. \quad (\text{VI.5})$$

Материальный баланс для потоков в целом будет

$$Q = G' + G'' \text{ кг/ч.} \quad (\text{VI.6})$$

Материальный баланс по нефти, образующей сплошную фазу (дисперсионную среду),

$$Qz_H = G'y_H + G''x_H. \quad (\text{VI.7})$$

Материальный баланс по воде, образующей внутреннюю (дисперсную) фазу,

$$Qz_B = G'y_B + G''x_B. \quad (\text{VI.8})$$

Решая совместно уравнения (VI.6) и (VI.7), а затем (VI.6) и (VI.8), получим соотношения, связывающие количества исходной смеси первого G' и второго G'' потоков с их составами по нефти:

$$\frac{Q}{y_H - x_H} = \frac{G'}{z_H - x_H} = \frac{G''}{y_H - z_H} \quad (\text{VI.9})$$

и по воде:

$$\frac{Q}{y_B - x_B} = \frac{G'}{z_B - x_B} = \frac{G''}{y_B - z_B}. \quad (\text{VI.10})$$

К описанной выше схеме разделения нефтяных эмульсий, устойчивость которых зависит от целого ряда факторов (см. § 5 данной главы), не представляется пока возможным подвести теоретической базы.

Адамар и Бонд [68, 69] исследовали падение капель жидкости в среде другой жидкости методом Стокса и получили следующую формулу:

$$w_0 = \frac{d^2 (\rho_q - \rho_c) g}{18\mu_c} \frac{3(\mu_q + \mu_c)}{2\mu_q + 3\mu_c}, \quad (\text{VI.11})$$

где ρ_q и ρ_c — плотность частицы и среды в кг/м³; μ_q и μ_c — динамическая вязкость взвешенной жидкой частицы и сплошной жидкой фазы в кг/м·сек; d — диаметр частицы в м; g — ускорение силы тяжести в м/сек².

Эта формула отличается от выражения Стокса лишь добавочным множителем, составленным из отношения вязкостей. Однако она применима только для случая, когда значение критерия Рейнольдса

движущейся капли не превышает единицы и когда среда бесконечна и влияние стенок сосуда на каплю исключено. Кроме того, данная формула характеризует осаждение или всплытие капель в неподвижной среде, тогда как для практики наиболее важным является случай, когда этот процесс протекает в движущейся среде.

В работах Н. А. Фигуровского и Я. Циборовского [55, 56] внесены поправки к формуле Стокса, характеризующие влияние стенок сосуда.

Для скорости осаждения частиц относительно стенок аппарата w (а не относительно жидкости $w_{\text{ж}}$) в работе [56] была получена следующая формула:

$$w = \frac{d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) g \epsilon^2}{18\mu} f(\epsilon) = w_{\text{св}} \epsilon^2 f(\epsilon), \quad (\text{VI.11a})$$

где $w_{\text{св}}$ — скорость свободного осаждения частиц по закону Стокса.

Здесь объемная скорость «потока» вещества (осаждаемого или поднимаемого) выражается произведением $(1 - \epsilon)w$. Линейная скорость движения жидкости вверх относительно стенок аппарата равна $w_{\text{ж}} - w$, а объемная скорость $\epsilon (w_{\text{ж}} - w)$.

Поскольку происходит вытеснение дисперсионной среды оседающими или поднимающимися частицами, то объемные скорости должны быть равны между собой, т. е.

$$(1 - \epsilon)w = \epsilon (w_{\text{ж}} - w),$$

или

$$w = w_{\text{ж}} \epsilon.$$

Функция $f(\epsilon)$ в работе [56] эмпирически представлена следующей формулой:

$$f(\epsilon) \approx 0,123 \frac{\epsilon}{1 - \epsilon}. \quad (\text{VI.11б})$$

В данном выражении и в формуле (IV.11a) ϵ обозначает долю общего объема дисперсионной среды.

В связи с большой сложностью описанного выше процесса разложения эмульсии и трудностью определения величины ϵ прикилочные расчеты концевых совмещенных сепараторов рекомендуется производить по формуле (VI.11) с занижением этой скорости на 10—15% на влияние не учтенных в ней факторов. Для этого определяют скорость подъема уровня нефти $v_{\text{н}}$ в КССУ по формуле

$$v_{\text{н}} = \frac{Q}{86\,400F} < w_0 = \frac{d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) g}{18\mu_{\text{с}}} \cdot \frac{3(\mu_{\text{ч}} + \mu_{\text{с}})}{2\mu_{\text{ч}} + 3\mu_{\text{с}}} \text{ м/сек.} \quad (\text{VI.12})$$

Отсюда производительность КССУ будет

$$Q < 86\,400Fw_0 = 86\,400F \cdot \frac{d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) g}{18\mu_{\text{с}}} \cdot \frac{3(\mu_{\text{ч}} + \mu_{\text{с}})}{2\mu_{\text{ч}} + 3\mu_{\text{с}}} \text{ м}^3/\text{сутки}, \quad (\text{VI.13})$$

где F — площадь зеркала нефти, являющаяся функцией уровня нефти в КССУ ($2x$); определяется из уравнения (IV.60a).

Отделение газовой фазы от жидкости

В сепараторе любого типа отделение жидкости от газа происходит в двух зонах: в газовой и жидкой. В газовой зоне капельная взвесь, образовавшаяся при входе в сепаратор, под действием силы тяжести оседает на уровень жидкости или улавливается каплеуловительной насадкой (см. рис. 46, 47). В жидкой зоне или зоне сбора жидкости отделение газовой фазы от жидкости происходит за счет разницы в плотностях этих фаз. Таким образом, в газовой зоне происходят осаждение и улавливание не успевших осесть мельчайших капелек жидкости, в то время как в зоне сбора жидкости окклюдированные пузырьки газа всплывают на поверхность жидкости. Поэтому расчет гравитационных сепараторов производится как по газу, так и по жидкости (см. § 3 и 4 гл. IV). Если требуется рассчитать вертикальный гравитационный сепаратор по газу, т. е. выделить капельную взвесь из газовой фазы, то пользуются формулами (VI.21), (IV.23) и (IV.24). При расчете же на пропускную способность по жидкости гравитационного горизонтального сепаратора и, в частности, КССУ, где нефтегазоводяная смесь вводится под уровень нефти (см. рис. 50), встречается ряд затруднений. Так, пузырек газа, образовавшийся в слое нефти, будет устремляться вверх, в то время как глобулы воды, оказавшиеся в том же слое нефти, будут двигаться ему навстречу, т. е. вниз, притормаживая тем самым всплывание этого пузырька. Таким образом, нефтегазоводяная смесь, заключенная в объеме концевой совмещенной сепарационной установки, находится под постоянным действием барботажно-флотационного эффекта¹, обусловленного разностью плотностей компонентов этой смеси. В результате этого эффекта происходит непрерывное перемещение глобул воды относительно дисперсионной среды (нефти), приводящее к эффективному столкновению и слиянию этих глобул и осаждению их на дно аппарата. Таково физическое объяснение сложных явлений, происходящих в КССУ, для точного аналитического выражения которых в дальнейшем потребуется еще постановка специальных исследований.

Однако, если исключить указанное влияние сил, действующих на окклюдированные пузырьки газа при подъеме их, и предположить, что размеры этих пузырьков невелики и они всплывают в статических условиях, то приближенный расчет таких аппаратов на пропускную способность по жидкости следует выполнять по формулам (IV.58) и (IV.60a), а также по формуле (VI.13), задавшись диаметром пузырьков газа.

Отделение механических примесей от нефти

Суспензия (механические примеси в нефти) и другие неоднородные системы в большинстве случаев содержат частицы различных размеров — и крупные, и мелкие. Даже при очень продолжительном

¹ Барботажно-флотационный эффект рассматривается в § 3 гл. X.

отстое, когда жидкую или газовую среду можно считать практически чистой, в ней остаются взвешенные частицы, так как с уменьшением размера их скорость свободного осаждения резко снижается, а частицы диаметром менее 0,5 мк под действием силы тяжести вовсе не осаждаются. Рассмотрим движение твердой частицы, осаждающейся в жидкости.

Допустим, твердая частица, имеющая массу m , на которую действует сила F , движется в нефти. Найдем закон движения этой частицы без начальной скорости. Пусть в течение t сек частица проходит путь h , который будем считать положительным при движении вниз. Если m — масса частицы и g — ускорение силы тяжести, то вес частицы G будет mg . Сопротивление, возникающее при движении частицы, будет направлено вверх, и оно пропорционально, как известно, скорости движения частицы. Силу сопротивления движению частицы m можно записать как $R = Kw$, где K — коэффициент пропорциональности, зависящий от вязкости нефти, размера и формы твердой частицы.

Равнодействующая сил F , приложенных к частице m , будет равна

$$F = G - R = mg - Kw. \quad (\text{VI.14})$$

Согласно закону Ньютона можно записать

$$G - R = ma = m \frac{dw}{dt}, \quad (\text{VI.15})$$

где a — ускорение частицы в жидкости в м/сек².

Тогда, приравнявая уравнения (VI.14) и (VI.15), получим

$$mg - Kw = m \frac{dw}{dt}, \quad (\text{VI.16})$$

или, разделяя переменные, будем иметь

$$\frac{dw}{mg - Kw} = \frac{dt}{m}. \quad (\text{VI.16a})$$

Для интегрирования данного выражения представим его в следующем виде:

$$-\frac{1}{K} \frac{dw}{mg - Kw} = \frac{dt}{m}.$$

После интегрирования получаем

$$-\frac{1}{K} \ln (mg - Kw) = \frac{t}{m} + C \quad (\text{VI.17})$$

или

$$\ln (mg - Kw) = \frac{-Kt}{m} + C. \quad (\text{VI.18})$$

Найдем постоянную интегрирования C .

Так как $w = 0$ при $t = 0$, то $C = \ln mg$. Подставляя найденное значение C в уравнение (VI.18), находим

$$\ln (mg - Kw) = \frac{-Kt}{m} + \ln mg, \quad (\text{VI.18a})$$

или

$$mg - Kw = mge^{\frac{-Kt}{m}}; \quad (\text{VI.19})$$

отсюда

$$w = \frac{mg}{K} \left(1 - e^{\frac{-Kt}{m}} \right). \quad (\text{VI.20})$$

Но, с другой стороны, $w = \frac{dh}{dt}$ или

$$\frac{dh}{dt} = \frac{mg}{K} \left(1 - e^{\frac{-Kt}{m}} \right). \quad (\text{VI.21})$$

Интегрируя еще раз уравнение (VI.21), получим

$$hK = mgt - mg \int e^{\frac{-Kt}{m}} dt, \quad (\text{VI.22})$$

или

$$hK = mgt - \frac{mg}{\left(-\frac{K}{m}\right)} \int e^{\frac{-Kt}{m}} d\left(-\frac{K}{m}\right)t. \quad (\text{VI.23})$$

Окончательно будем иметь

$$hK = mgt + \frac{m^2g}{K} e^{\frac{-Kt}{m}} + C. \quad (\text{VI.24})$$

Найдем постоянную интегрирования C ; $h = 0$ при $t = 0$; следовательно, $C = -m^2g/K$.

Подставляя найденное значение C в выражение (VI.24) и решая его относительно h , получим

$$h = \frac{mgt}{K} + \frac{m^2g}{K^2} \left(e^{\frac{-Kt}{m}} - 1 \right). \quad (\text{VI.25})$$

Таков в общей сложности закон оседания твердых частиц в нефти. Однако последнюю формулу можно значительно упростить, если учесть, что величины K и m по своему физическому смыслу положительны и с возрастанием t значение $e^{\frac{-Kt}{m}}$ будет стремиться к нулю.

Если t велико, то величиной $e^{\frac{-Kt}{m}}$ можно пренебречь, и тогда по уравнению (VI.21) скорость движения твердой частицы через достаточно большой промежуток времени можно практически считать постоянной:

$$w = \frac{mg}{K}.$$

Эта постоянная скорость называется скоростью осаждения, обозначается через w_4 и может определяться также по формуле (IV.28).

Отстойники для горячей нефти

Отстойники — это аппараты, в которых происходит разделение эмульсий на нефть и воду в условиях статичности или в условиях ламинарного режима движения смеси ($Re \ll 2320$).

Разрушение же эмульсий, поступающих в отстойники, должно осуществляться за пределами этих аппаратов в результате продолжительного перемешивания их в сборных коллекторах или в специальных турбулизаторах.

В нефтегазодобывающих предприятиях чаще всего применяются горизонтальные отстойники непрерывного и полунепрерывного действия. В первых отстойниках оба продукта (нефть и вода) выводятся за пределы аппарата непрерывно, во втором случае нефть выводится также непрерывно, а вода — периодически, по мере ее накопления в отстойнике. В результате отстоя неоднородной смеси образуются два слоя отстоявшихся фаз, между которыми обычно находится слой еще не отстоявшейся смеси. Чтобы при выводе из аппарата любой чистой фазы предотвратить унос частиц другой фазы, необходимо, чтобы слой чистой фазы был достаточной высоты. В горизонтальных цилиндрических отстойниках высота ограничивается их диаметром, поэтому одновременный вывод обеих чистых фаз несколько затрудняется. Однако горизонтальные отстойники имеют важное преимущество перед вертикальными и сферическими отстойниками, о чем будет сказано несколько ниже.

При расчете любого типа отстойников необходимо знать высоту слоя h жидкости, в которой совершается за счет разности плотностей разделение фаз, и необходимое время осаждения частиц τ . Тогда можно определить скорость осаждения:

$$w_4 = \frac{h}{\tau} \text{ м/сек.}$$

Порядок расчета отстойников для горячей нефти с использованием практических величин τ и w_4 может быть различным. Если, например, известны размеры отстойника D и l [м] и время отстоя τ [ч], то при общей производительности установки подготовки нефти, равной Q м³/ч, необходимое число отстойников n будет

$$n = \frac{\tau Q}{Q_0} = \frac{4\tau Q}{\pi D^2 l},$$

где Q_0 — объем одного отстойника в м³.

Так как при одинаковых значениях n и D скорость потока в отстойниках зависит от схемы включения их, то необходимо проверить величину скорости.

При последовательном соединении отстойников и вводе нефтяной эмульсии со стороны эллиптического днища (см. рис. 66, а) скорость потока будет

$$w_1 = \frac{4Q}{3600\pi D^2} \text{ м/сек.}$$

При параллельном соединении отстойников

$$w_2 = \frac{4Q}{3600\pi D^2 n} \text{ м/сек.}$$

Полученные скорости не должны превышать допустимых скоростей осаждения w_q для данной нефти при заданных условиях, которые определяются из соотношения

$$w_q = \frac{w_1 h}{l} \text{ или } w_q = \frac{w_2 h}{l},$$

где l — длина отстойника в м, обеспечивающая осаждение твердых частиц и глобул воды из нефти.

Если нефтяная эмульсия вводится в отстойник через маточник, как это делается в КССУ, то расчет таких отстойников производится по формулам (IV.60а) и (VI.13).

В настоящее время в нефтегазодобывающих предприятиях можно встретить отстойники различной геометрической формы: горизонтальные, вертикальные и сферические. Эффективность работы этих аппаратов зависит главным образом от: 1) геометрической формы; 2) положения в пространстве (горизонтальный, вертикальный); 3) способа ввода нагретой продукции и 4) предварительной подготовки нагретой продукции перед поступлением ее в отстойники. Некоторые из этих факторов и, в частности, влияние способа ввода нагретой продукции на эффективность работы отстойников частично были рассмотрены в данном параграфе. Ниже рассматриваются геометрическая форма отстойников, положение их в пространстве и влияние этих факторов на скорость отстоя.

Проведем сравнительную оценку эффективности работы трех отстойников: горизонтального, вертикального и сферического при следующих исходных данных: объем всех трех аппаратов одинаковый и равный 100 м^3 ; диаметр вертикального и горизонтального отстойников принимается равным $3,6 \text{ м}$. Вертикальный отстойник имеет высоту $4,8 \text{ м}$.

На рис. 68 приведены схемы этих аппаратов и показаны эпюры распределения скоростей жидкости в них.

Объемы отстойников определяются из следующих формул:

$$V_r = \pi R^2 L; \quad V_v = \pi R^2 H; \quad V_{ш} = \frac{4}{3} \pi R^3$$

(индексы г, в, ш обозначают соответственно: горизонтальный, вертикальный, сферический — шаровой).

Подставляя принятые выше данные в эти формулы, получим:

$$1) 100 = 3,14 \cdot 1,8^2 L; \quad L = 9,8 \text{ м};$$

$$2) 100 = 3,14 \cdot 1,8^2 H; \quad H = 9,8 \text{ м}; \quad 9,8 : 4,9 = 2 \text{ отстойника};$$

$$3) 100 = \frac{4}{3} \cdot 3,14 R^3; \quad R = 2,88 \text{ м}.$$

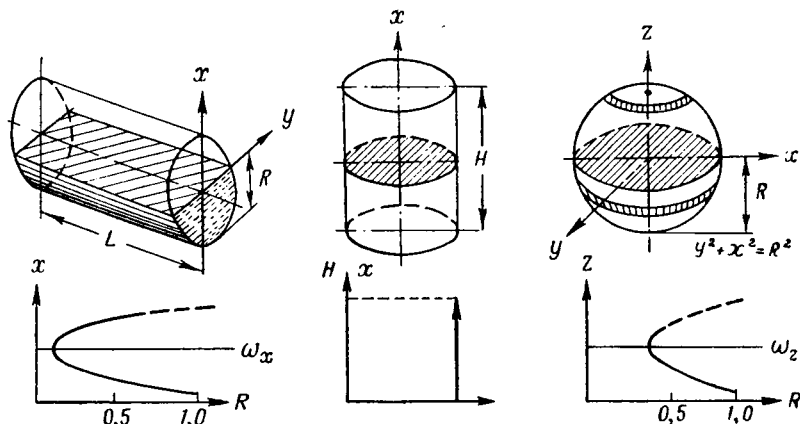


Рис. 68. Схемы отстойников горячей воды и эпюры скоростей жидкости в них.

Максимальные площади горизонтальных сечений этих аппаратов будут соответственно равны:

$$1) S_r = DL = 3,6 \cdot 9,8 = 35,3 \text{ м}^2;$$

$$2) S_b = \pi R^2 \cdot 2 = 3,14 \cdot 1,8^2 \cdot 2 = 20,4 \text{ м}^2;$$

$$3) S_{ш} = \pi R^2 = 3,14 \cdot 2,88^2 = 26,4 \text{ м}^2.$$

Таким образом, расчеты показывают, что при условии одинаковых объемов отстойников максимальная площадь аппарата получается у горизонтального отстойника. Следовательно, если в указанные отстойники одновременно поступает одно и то же количество жидкости и она равномерно распределяется по площади, то горизонтальный отстойник будет работать эффективнее двух других, так как скорости подъема жидкости в нем будут значительно ниже.

Для горизонтального отстойника с известными конструктивными вводами жидкости средневзвешенная скорость подъема уровня может определяться по формуле (VI.58).

Для шарового отстойника с началом координат в центре шара средневзвешенная скорость подъема уровня жидкости определится из следующего выражения:

$$\bar{v}_y = \frac{q}{b+a} \int_{-a}^b \frac{dy}{R^2 - y^2} = \frac{q}{2R} \ln \left| \frac{R+y}{R-y} \right|_{-a}^b, \quad (\text{VI.27})$$

где q — количество жидкости, поступающей в отстойник, в $\text{м}^3/\text{сек}$; b и a — пределы интегрирования, определяемые характером и способом ввода сырья; R — большой радиус сферы; y — текущая ордината.

Эффективность разделения эмульсии на нефть и воду в отстойниках в огромной степени зависит от продолжительности и интенсивности перемешивания этой эмульсии за пределами отстойника. Увеличение продолжительности перемешивания эмульсии с введенным в нее деэмульгатором способствует более равномерному распределению деэмульгатора на глобулах воды, что приводит к эффективному разложению эмульсии на нефть и воду.

Однако интенсивность перемешивания нефтяной эмульсии может играть двойную роль: в мелкодисперсных эмульсиях при умеренной интенсивности перемешивания ($Re = 5000 \div 10\,000$) эффективность разделения нефти и воды улучшается; в грубодисперсных эмульсиях ($> 100\ \mu\text{м}$) и при повышенной интенсивности перемешивания ($Re \gg 10\,000$) может произойти ухудшение разделения нефти и воды. В первом случае за счет интенсивности перемешивания эмульсии получается коалесценция капель воды и осаждение их в дренаж, во втором случае — диспергирование этой воды и ухудшение условий осаждения.

Перемешивание смеси в трубопроводе или в специальном аппарате с вращающимися внутри него лопастями (лучше — с коалесцирующими сетками) способствует столкновениям и соударениям глобул воды, несущих на себе «бронированные оболочки» эмульгаторов и электростатические двойные слои зарядов (см. рис. 65, б), в результате чего разделение эмульсии на нефть и воду происходит более интенсивно.

При интенсивном перемешивании эмульсии с деэмульгатором одновременно происходят два процесса: коагуляция и дробление находящихся в нефти капель воды. С увеличением времени перемешивания вероятность равномерного распределения деэмульгатора на поверхностях глобул пластовой воды возрастает и достигает такого значения, при котором дальнейшее перемешивание становится неэффективным.

Критический размер капель в нефтеводяном потоке определяется формулой [22, 28]

$$d_{кр} = 2,82 \sqrt[5]{\frac{l^2 \sigma^3}{w^6 K \rho}},$$

где l — масштаб пульсаций; σ — поверхностное натяжение; w — скорость потока; K — коэффициент, характеризующий геометрические размеры; ρ — плотность дисперсионной среды.

Из приведенной формулы видно, что критический размер капель пропорционален масштабу пульсаций и поверхностному натяжению и обратно пропорционален скорости потока и плотности среды.

В качестве перемешивающего устройства эмульсий с деэмульгатором лучше всего использовать (до установок подготовки нефти) выкидные линии и сборные коллекторы, а после первой ступени теплообменников на установках подготовки нефти (см. рис. 77, поз. 5) — смесители ротационного типа с коалесцирующей сеткой (см. рис. 79).

Предварительно подготовленная таким образом смесь направляется в отстойники гравитационного типа, в которых и должно произойти окончательное разделение фаз на нефть и воду. Однако, если перед отстойниками смесь нефти с водой находится в грубодисперсном состоянии, в чем можно убедиться отбором проб и их отстоем, то предварительное перемешивание такой смеси перед направлением ее в отстойники необязательно.

Гравитационные отстойники с раздаточным устройством маточного типа для повышения эффективности работы должны иметь коалесцирующую насадку, устанавливаемую в максимальном сечении отстойника и выполненную или из кассет с древесной стружкой, легко заменяемых при засорении от продолжительной работы, или из различных гидрофильных материалов, свободно пропускающих нефть и задерживающих подъем пластовой воды. Эффективно работающие коалесцирующие сетки и кассеты в отдельных случаях способствуют увеличению в 1,5—2 раза пропускной способности отстойников, а следовательно, и сокращению их общего количества при запланированной добыче обводненной нефти.

§ 10. ОСНОВНЫЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ И РАЗРУШЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Применяется несколько методов деэмульгирования нефтяных эмульсий В/Н, основные из них: гравитационное разделение (холодный отстой); центрифугирование; фильтрация; теплехимическое воздействие; электрическое воздействие и, наконец, различные сочетания перечисленных выше методов.

Гравитационное разделение (холодный отстой)¹

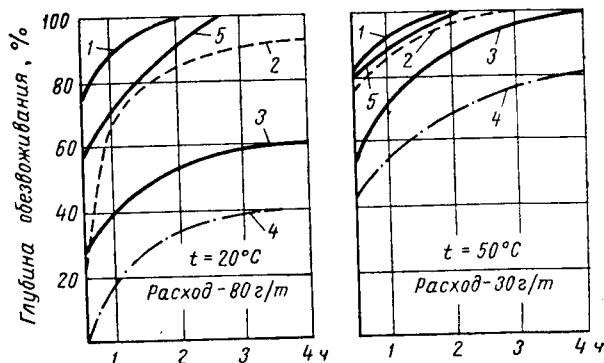
Гравитационное разделение эмульсий может осуществляться как без деэмульгаторов, так и с введением деэмульгаторов. Деэмульгаторы не применяются для этой цели в том случае, когда содержание пластовой воды в нефти достигает 50% и более и если отсутствуют эмульгаторы, способствующие образованию стойких эмульсий. Применение деэмульгаторов, нагнетаемых в нефтесборную систему, создает возможность разлагать эмульсии в трубопроводах и транспортировать совместно нефть и воду до установок подготовки нефти без опасения коррозионного разрушения трубопроводов в связи с низкими температурами флюидов.

¹ Холодный отстой — отстой эмульсии без нагрева.

На рис. 69 приведены опытные данные по разложению нефтяных эмульсий на Ромашкинском месторождении с применением различных деэмульгаторов: оксида-А, диссольвана 4411 и сепарола, деэмульгатора L-99 и дипроксамина-157. Оксид-А при холодном отстое (20° С) обеспечивает 100%-ное обезвоживание в течение 2 ч

Рис. 69. Эффективность действия различных деэмульгаторов.

1 — деэмульгатор оксид-А; 2 — диссольван 4411; 3 — сепарол; 4 — деэмульгатор L-99; 5 — дипроксамин-157.



при расходе его 80 г/т. Если же температуру эмульсии повысить всего лишь до 50° С, то расход деэмульгатора снижается до 30 г/т при 100%-ном обезвоживании и той же продолжительности отстоя.

Из приведенного примера видно, что к вопросу обезвоживания нефтей нужно подходить с иных позиций по сравнению с прежними представлениями. Несколько лет назад считалось, что для обезвоживания нефти на площадях месторождений должны применяться высокие температуры, так как при этом процесс разложения эмульсий протекает более эффективно; строили для этих целей довольно сложные, дорогие и металлоемкие установки. Обезвоживание нефти при высоких температурах приводило к большим расходам топлива на подогрев эмульсий и, что самое главное, к значительным потерям легких фракций нефти, направляемой после технологических установок (рис. 70 и 71) в негерметизированные товарные резервуары. Потери легких фракций нефти в таких резервуарах от «больших» и «малых» дыханий доходили от 1,5 до 2%.

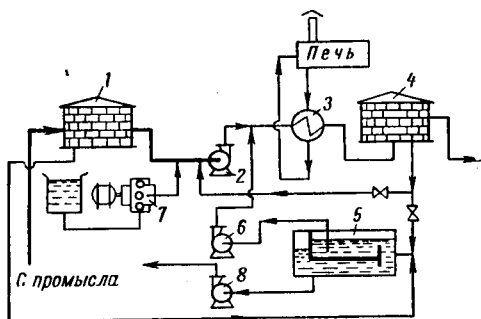


Рис. 70. Принципиальная схема теплехимической деэмульсационной установки (без давления).

1 — сырьевые резервуары; 2 — центробежный насос; 3 — теплообменник (подогреватель); 4 — отстойный резервуар; 5 — нефтеловушка; 6 — насос для откачки ловушечной нефти; 7 — дозировочный насос для подачи деэмульгатора; 8 — насос для откачки пластовой воды.

Из сказанного выше видно, что при обезвоживании нефти на площадях нефтегазодобывающих предприятий нужно идти по пути синтеза новых более эффективных деэмульгаторов, позволяющих осуществлять деэмульсацию нефти без нагрева, а дальнейший транспорт товарной нефти организовать по возможности «из насоса в насос» с минимальным использованием негерметизированных резервуаров.

Холодный отстой эмульсии с деэмульгатором осуществляется следующим образом. Нефтяная эмульсия вместе с необходимым количеством деэмульгатора и пластовой водой поступает на прием центробежного насоса, выход которого соединен с отстойником. Подача в эмульсию деэмульгатора и пластовой воды вызывает инверсию фаз и способствует полному разложению эмульсии на нефть и воду.

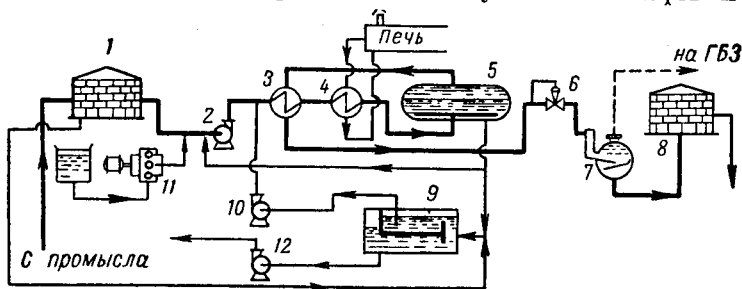


Рис. 71. Принципиальная схема теплохимической деэмульсационной установки (под давлением).

1 — сырьевые резервуары; 2 — насос; 3 — теплообменники; 4 — пароподогреватели (или печь); 5 — отстойники; 6 — регулятор давления «до себя»; 7 — сепаратор; 8 — товарные резервуары; 9 — нефтеловушка; 10 — насос для откачки ловушечной нефти; 11 — дозирующий насос для подачи деэмульгатора; 12 — насос для откачки пластовой воды.

Центрифугирование

Большая сила инерции, возникающая в центрифуге, может быть использована для разделения жидкостей различной плотности. Осаждение мелких твердых частиц или капель подчиняется, как известно, закону Стокса. Можно воспользоваться уравнением (IV.21), заменив в нем ускорение силы тяжести g ускорением силы инерции a :

$$w_{\text{ч}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) a}{18\mu}. \quad (\text{VI.28})$$

Ускорение силы инерции в центрифуге определяется выражением

$$a = \frac{\omega^2}{R} = \frac{(2\pi Rn)^2}{R} = 4\pi^2 n^2 R, \quad (\text{VI.29})$$

где $\omega = 2\pi Rn$ — окружная скорость частички жидкости, зависящая от числа оборотов центрифуги; R — внешний радиус центрифуги; $\rho_{\text{в}}$ — плотность воды; $\rho_{\text{н}}$ — плотность нефти; n — число оборотов центрифуги.

Для частицы, находящейся на расстоянии r от оси вращения, мгновенная скорость в радиальном направлении определится как

$$w_{\text{ч}} = \frac{dr}{dt} = \frac{2\pi^2 d^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) n^2 R}{9\mu}. \quad (\text{VI.30})$$

Интегрируя уравнение (VI.30) в пределах от r до R , получим время τ , необходимое для осаждения капли диаметром d на стенке:

$$\tau = \frac{9\mu}{2\pi^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) d^2 n^2} \ln \frac{R}{r}. \quad (\text{VI.31})$$

В течение этого времени капли воды диаметром $\geq d$ будут удалены полностью.

Разделение водонефтяных эмульсий в центрифугах — исключительно эффективный метод, однако он еще не нашел практического применения ни у нас, ни за рубежом.

Фильтрация

Нестойкие эмульсии иногда успешно расслаиваются при пропускании их через фильтрующий слой, который может быть выполнен из гравия, битого стекла, древесных и металлических стружек, стекловаты и др.

Деэмульсация нефтей при помощи фильтров основана на явлении селективного смачивания.

Фильтрующее вещество должно удовлетворять следующим основным требованиям:

- 1) иметь хорошую смачиваемость, благодаря которой происходят сцепление глобул воды с фильтрующим веществом и разрыв межфазных пленок эмульсии, способствующий коалесценции капель воды;
- 2) быть достаточно прочным, обеспечивая длительную эксплуатацию без замены;
- 3) иметь противоположный, чем у оболочки глобул воды, знак электростатического заряда, чтобы обеспечивать снятие заряда с оболочек глобул воды и устранять отталкивающую силу между ними.

Конструктивно фильтры выполняются обычно в виде колонн, причем размеры их зависят от объема прокачиваемой эмульсии, вязкости ее и скорости движения. Нагретая эмульсия вводится в низ колонны и проходит через фильтр, в котором разделяется на нефть и воду. Нефть отводится через верх колонны, а выделившаяся вода сбрасывается с низа колонны.

Деэмульсация нефтей фильтрацией как самостоятельный процесс почти не применяется, однако в сочетании с теплехимическими методами она находит широкое распространение (см. рис. 80, поз. 5).

Теплохимическое деэмульгирование

Практикой установлено, что деэмульсация нефти без применения тепла и поверхностно-активных веществ малоэффективна. Поэтому в настоящее время около 80% всей добываемой нефти с водой проходит обработку на теплохимических установках, имеющих следующие преимущества: предельно простое оборудование (теплообменник, отстойник и насос); сравнительно низкую чувствительность режима работы к широкому изменению содержания воды в нефти; возможность изменения деэмульгатора по мере изменения характеристики эмульсии без изменения оборудования и аппаратуры.

Теплохимические установки по деэмульсации нефти подразделяются на работающие под избыточным давлением и работающие под атмосферным давлением.

Самыми распространенными у нас в недавнем прошлом были теплохимические установки, работающие без давления (см. рис. 70).

Нефтяная эмульсия, освобожденная на площади месторождения от газа, по сборному коллектору поступает в сырьевые резервуары 1 центрального пункта, откуда центробежным насосом 2 подается в группу теплообменников 3, а затем в отстойные резервуары 4, в которых находится от нескольких часов до 2—3 суток в зависимости от стойкости эмульсии. Перед поступлением эмульсии на прием центробежного насоса 2 в нее вводится дозировочным насосом 7 деэмульгатор, а также подогретая пластовая вода из отстойного резервуара 4, содержащая отработанный деэмульгатор. Использование подогретой воды, содержащей деэмульгатор, для расслоения нефтяной эмульсии позволяет значительно сэкономить топливо на нагрев эмульсии в теплообменниках и расход деэмульгатора, подаваемого на прием центробежного насоса.

Нагревание эмульсии может осуществляться как в специальных трубчатых печах, так и при помощи пара или нагретой воды, подаваемых из котельной в межтрубное пространство теплообменников.

Установки описанного выше типа пока продолжают работать на некоторых старых площадях нефтяных месторождений.

Деэмульсация нефти на таких установках имеет ряд недостатков:

1) большие потери легких фракций нефти, обусловленные нагреванием и остыванием ее в негерметизированных резервуарах;

2) возможная загазованность резервуарного парка;

3) в результате применения сравнительно низких температур ($40^{\circ} \div 50^{\circ} \text{C}$) при деэмульсации нефти и малой эффективности деэмульгаторов (НЧК) требуется значительное время отстоя для расслоения эмульсии и, следовательно, большое количество отстойных резервуаров.

При обезвоживании нефти в теплохимических установках, работающих под давлением, отмеченные недостатки частично устраняются. Теплохимические деэмульсационные установки, работающие под давлением (см. рис. 71), отличаются от установок, работающих без давления, наличием отстойника 5, сепаратора 7, регулятора давления

«до себя» 6 и второй ступенью пароподогревателя 4. Работа этой установки осуществляется следующим образом.

Сырая нефть, освобожденная от газа, по коллектору с площади месторождения поступает в сырьевые резервуары 1, из которых забирается центробежным насосом 2 и прокачивается через группу теплообменников 3 и пароподогреватели 4 в отстойники 5. Нагрев эмульсии на данной установке осуществляется в пределах $60 \div 80^\circ \text{C}$. На прием центробежного насоса 2 вместе с эмульсией одновременно подаются дозирочным насосом 11 деэмульгатор и горячая пластовая вода из отстойников 5. Обезвоженная горячая нефть после отстойников 5 направляется в межтрубное пространство теплообменников 3, где она отдает тепло проходящей по трубам этих теплообменников сырой нефти, и поступает через регулятор давления «до себя» сначала в сепаратор 7, а затем в резервуар 8. Большая часть отстоявшейся горячей воды из отстойников 5 сбрасывается в нефтеловушку 9 и очистные сооружения (амбары, фильтры, не показанные на схеме) и после отстоя в них от капелек нефти перекачивается насосом в коллектор для подачи в нагнетательные скважины. Собранная в ловушке 9 нефть забирается насосом 10 и подается обратно в линию сырой нефти для повторного обезвоживания.

Если данная установка предназначена для работы на режиме обессоливания, то в установку добавляется вторая ступень отстойников 5, перед которыми в нефть вводится горячая пресная вода.

Недостатки этих установок по существу те же, что и установок, работающих без давления.

Основным преимуществом установок, работающих под давлением, по сравнению с установками, описанными выше, является предварительная сепарация нефти от газа перед поступлением ее в резервуары 8.

Недостатки описанных выше установок устраняются в установках, предусматривающих предварительную «промывку» нефти через водяную подушку, находящуюся в концевых совмещенных сепараторах (см. рис. 77, поз. 2).

Электрическое деэмульгирование нефтяных эмульсий

Разрушение нефтяных эмульсий В/Н успешно осуществляется также в электрическом поле, в то время как разрушение эмульсий Н/В в этом поле связано с опасностью короткого замыкания электродов через эмульсию. Механизм разрушения эмульсий, помещенных в электрическое поле, можно объяснить следующим образом. В безводной нефти между плоскими параллельными электродами, находящимися под высоким напряжением, возникает однородное электрическое поле, силовые линии которого параллельны друг другу (рис. 72). При замене безводной нефти эмульсией В/Н расположение силовых линий совершенно меняется и однородность электрического поля нарушается (б, в). Диспергированные в нефти глобулы воды стремятся расположиться вдоль силовых линий поля, образуя

цепочки из капель воды. В результате индукции электрического поля диспергированные капли воды поляризуются и вытягиваются вдоль линий поля с образованием в вершинах капель воды электрических зарядов, располагающихся: положительные — по направлению поля, отрицательные — в противоположном направлении. В результате действия основного и дополнительных электрических полей происходит сначала упорядоченное движение, а затем столкновение глобул воды, обусловленное силами, определяемыми следующей формулой:

$$F = \frac{K\varepsilon^2 r^6}{l^2}, \quad (\text{VI.32})$$

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 глобул воды «бронированные» оболочки, разделяющие их от нефти, сдавливаются и разрушаются, в результате чего происходит коалесценция капель воды.

Эффективность разрушения эмульсий в поле постоянного и пере-

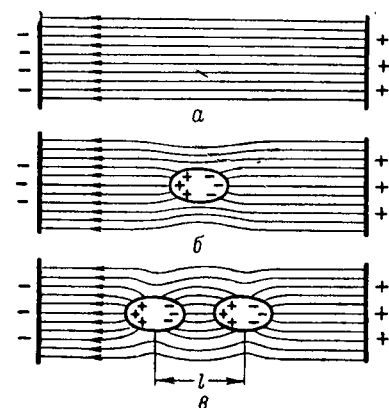


Рис. 72. Расположение глобул воды в нефти, помещенных в электрическое поле.

менного тока различна. В поле переменного тока она значительно выше, чем в поле постоянного тока, что объясняется следующими причинами. В поле переменного тока происходит циклическое изменение направления 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, в связи с чем капли воды испытывают непрерывную деформацию, что способствует разрушению адсорбированных оболочек на глобулах воды и их слиянию [29, 44].

На эффективность электрического деэмульгирования нефти большое влияние оказывают также процентное содержание воды в нефти и дисперсность системы. Чем больше воды в нефти и выше дисперсность системы, тем эффективнее протекает деэмульгирование. Однако увеличение содержания воды в нефти, как отмечалось выше, может приводить к нарушению режима работы электродегидратора в результате замыкания тока на корпус или между электродами. Поэтому для поддержания нормального режима работы электродегидратора количество воды в эмульсии не должно превышать $2 \div 3\%$.

В настоящее время деэмульсационные установки с использованием электрического поля строятся в основном на переменном токе промышленной частоты (50 герц), реже на постоянном токе и совсем редко на токе высокой частоты (10^5 герц).

По геометрической форме электродегидраторы изготовляют цилиндрическими и сферическими, по расположению в пространстве — вертикальными и горизонтальными.

1. Вертикальные электродегидраторы.

Вертикальные и шаровые электродегидраторы, рассматриваемые ниже, в настоящее время на нефтегазодобывающих предприятиях не строятся. Однако они пока сравнительно широко применяются на старых площадях месторождений, поэтому на них кратко следует остановиться.

На рис. 73 показан вертикальный электродегидратор, имеющий диаметр 3 м и высоту 6 м. Аппарат рассчитан на работу при температуре 90°C и давлении $3,92 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2$ (4 кг/см^2) с производительностью от 300 до 600 т/сутки. Эмульсия подается в электродегидратор по горизонтальной 100-мм трубе 2, на которой по оси аппарата установлен стояк 3, оканчивающийся распределительной головкой 4, обеспечивающей поступление эмульсии в межэлектродное пространство в виде веерообразной струи. Цель в распределительной головке 4 может регулироваться специальной тягой 5, выходящей наружу аппарата. Отстоявшаяся вода удаляется через патрубок 6 в нижнем днище аппарата, а обезвоженная и обессоленная нефть — через патрубок 7. В средней части аппарата расположены два горизонтальных электрода 8 и 9 диаметром 2,7 м. Каждый электрод подвешен на трех гирляндах изоляторов 10 к шестиугольной звезде 11, закрепленной в крыше аппарата. Расстояние между электродами 8 и 9 может изменяться от 10 до 14 см, в зависимости от чего скорость разложения эмульсии в межэлектродном пространстве также может изменяться. Время пребывания эмульсии в электрическом поле примерно равно от 1 до 3 мин. Электроды питаются от двух высоковольтных трансформаторов 12 мощностью по 5 кв. Напряжение между электродами колеблется от 15 000 до 33 000 в.

Описанный электродегидратор имеет ряд недостатков: сравнительно быстрое разрушение подвесных изоляторов 10 из-за местных разрядов, обусловленных оседанием на них различных механических

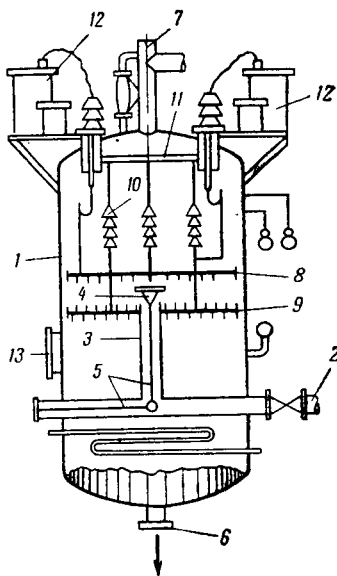


Рис. 73. Вертикальный электродегидратор.

1 — корпус; 2 — ввод эмульсии; 3 — вертикальный стояк; 4 — распределительная головка; 5 — тяги для регулирования щели в распределительной головке; 6 — спуск воды; 7 — выход нефти; 8 и 9 — электроды; 10 — подвесные изоляторы; 11 — опора для изоляторов; 12 — трансформаторы; 13 — водомерное стекло.

примесей и соленой воды; система тяг 5, регулирующих щель в распределительной головке 4, часто выходит из строя, а сама головка забивается грязью и не поддается перемещению; эффективность работы распределительной головки крайне низка, так как поступление эмульсии в межэлектродное пространство происходит неравномерно, что приводит к возникновению различной напряженности электрического поля по сечению аппарата.

2. Шаровые электродегидраторы. В связи с увеличением обводненности нефти и темпов роста нефтедобычи вертикальные электродегидраторы оказались слишком малопродуктивными. На Московском НПЗ была разработана конструкция шарового электродегидратора диаметром 10,5 м, объемом 600 м³ и производительностью до 10 000 т/сутки. Толщина стенки аппарата равна 24 мм и определена из условия работы его при давлении $5,88 \cdot 10^5$ Н/м² (6 кг/см²) и температуре 100° С. Вес аппарата около 70 т, а вместе с площадками, электрооборудованием и лестницами — 100 т.

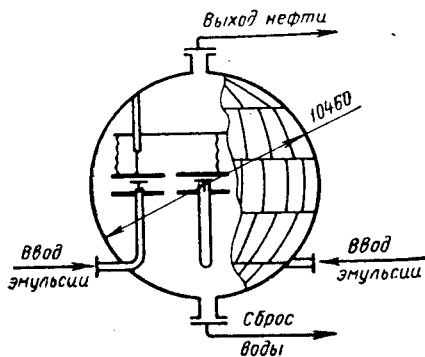


Рис. 74. Шаровой электродегидратор.

По принципу действия шаровой электродегидратор (рис. 74) аналогичен описанной выше конструкции, только вместо одного стояка с распределительной головкой для ввода эмульсии и одной пары электродов в шаровом электродегидраторе их соответственно по три. Распределительные головки стояков расположены симметрично и находятся на расстоянии 3 м от вертикальной оси. Размер

щелей в распределительных головках можно регулировать от 0 до 25 мм тягой и штурвалами. Наружная поверхность аппарата теплоизолирована. Расстояние между электродами может регулироваться специальным устройством от 140 до 170 мм. Электроды, имеющие диаметр от 2 до 3 м, питаются током высокого напряжения от шести трансформаторов мощностью 50 ква каждый, установленных сверху на площадке. Шаровые электродегидраторы, несмотря на их большую производительность, имеют два существенных недостатка: 1) они весьма трудоемки в изготовлении и громоздки; 2) скорость движения эмульсии по сечению изменяется от нуля у стенки до 5 м/сек в зоне электродов, что крайне неблагоприятно отражается на разложении и расслоении эмульсии.

3. Горизонтальные электродегидраторы. Горизонтальные электродегидраторы, разработанные институтом Гипронефтемаш и испытанные в нефтедобывающих предприятиях, имеют ряд преимуществ по сравнению с вертикальными и шаровыми. Принцип работы этих дегидраторов примерно такой же, как вертикальных и шаровых. Разработаны две конструкции типовых горизонтальных электро-

дегидраторов: ЭГФ и ЭГ, диаметром 3 и 3,4 м, соответственно рассчитанных на рабочее давление $9,81 \cdot 10^5$ Н/м² (10 кг/см²) и температуру 140° С и на давление 1,76 МН/м² (18 кг/см²) и температуру 160° С.

Первый электродегидратор имеет следующую конструкцию. Вдоль аппарата (рис. 75) по оси на равных расстояниях друг от друга установлены вертикальные стойки 3, оканчивающиеся распределительными головками 6 для ввода эмульсии в межэлектродное пространство. Над и под каждой головкой подвешены круглые электроды 4 и 5, создающие электрическое поле вокруг головок.

Распределительные головки 6, расположенные в центре межэлектродного пространства каждой пары круглых электродов, на-

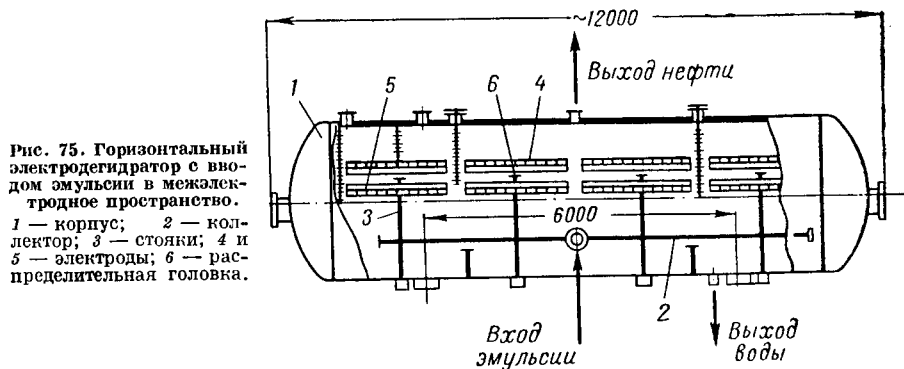


Рис. 75. Горизонтальный электродегидратор с вводом эмульсии в межэлектродное пространство.

1 — корпус; 2 — коллектор; 3 — стойки; 4 и 5 — электроды; 6 — распределительная головка.

правляют круговую струю эмульсии в радиальном направлении перпендикулярно направлению электрического поля. Все верхние электроды объединены в один, а все нижние — в другой общий электрод; питание к ним подводится от двух повышающих трансформаторов. Уровень отстаившейся воды автоматически поддерживается ниже нижнего электрода примерно на 50 см. Таким образом, в данном электродегидраторе электроды образуют две зоны обработки нефтяной эмульсии: первая зона между электродами, в которую вводится сырье, характеризуется высокой напряженностью электрического поля; вторая зона обработки — между нижним электродом и уровнем оставшейся воды, в которой скапливается эмульсия повышенной обводненности, — характеризуется сравнительно небольшой напряженностью электрического поля. Расстояние между электродами 15 см.

Второй электродегидратор, представленный на рис. 76 в поперечном разрезе, отличается конструктивными особенностями электродов 1 и 2 и подачи сырья:

В этом электродегидраторе электроды подвешены горизонтально друг над другом, имеют форму прямоугольных рам, занимающих все продольное сечение аппарата. Расстояние между электродами 25—40 см. питаются они от двух трансформаторов мощностью по 50 ква.

Подача сырья в электродегидратор осуществляется не через распределительные головки, расположенные в межэлектродном пространстве, а снизу — через маточник, обеспечивающий равномерное поступление эмульсии по всему горизонтальному сечению аппарата. Такая система ввода эмульсии в электродегидратор исключает неравномерное движение ее в межэлектродном пространстве и позволяет значительно увеличить эффективность работы аппарата. В электродегидраторе ЭГ эмульсия проходит через три зоны обработки. В первой зоне эмульсия проходит слой отстоявшейся воды, уровень

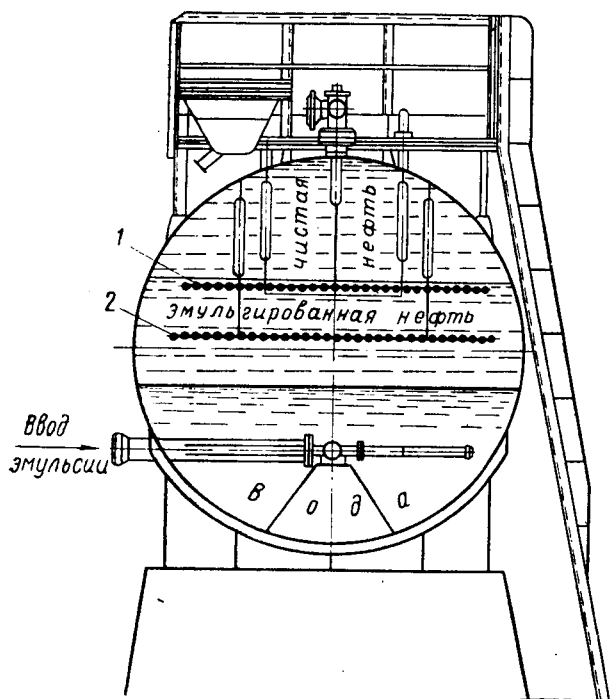


Рис. 76. Сечение горизонтального электродегидратора с вводом эмульсии под водяную подушку.
1 и 2 — электроды.

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. Обезвоженная таким способом эмульсия, двигаясь в вертикальном направлении с небольшой скоростью, последовательно подвергается обработке сначала в зоне слабой напряженности электрического поля (вторая зона), между уровнем отстоявшейся воды и нижним электродом 2, а затем в зоне сильной напряженности, между обоими электродами 2 и 1.

Вертикальное движение потока эмульсии по всему сечению аппарата, создаваемое при помощи маточника, и ступенчатое повышение напряженности электрического поля от нуля в первой зоне до макси-

мальной величины в третьей позволяют в данном электродегидраторе эффективно обрабатывать нефтяную эмульсию любой обводненности без опасения замыкания электродов и достигать таким образом высокой степени обезвоживания и обессоливания нефти.

Установки подготовки нефти с использованием различных методов деэмульсации. Обессоливание и стабилизация нефти

Установки подготовки нефти, изображенные на рис. 70 и 71, имеют существенные недостатки и, кроме того, они непригодны для обессоливания и стабилизации нефти. На рис. 77 приведена схема установки, предусматривающая обезвоживание, обессоливание и предупреждение потерь нефти путем ее стабилизации при помощи высокотемпературной сепарации.

Установка работает следующим образом. Сырая нефть вместе с газом по коллектору, идущему от групповых замерных установок, поступает в концевую совмещенную сепарационную установку (КССУ) 2, в которую одновременно подается через смеситель 1 горячая пластовая вода с деэмульгатором, отводимая из отстойников 6. В концевой сепарационной установке 2 происходит предварительное разделение эмульсии на нефть, воду и газ под действием тепла пластовой воды и отработанного деэмульгатора, поступающих из отстойников 6. Газ из КССУ 2 под собственным давлением ($2,94 \div 3,93 \cdot 10^5$ Н/м² ($3 \div 4$ кг/см²)) направляется на газобензиновый завод, а вода через двухфазный регулятор уровня — в нефтеловушку 20. Нефть вместе с оставшейся в ней водой забирается из КССУ центробежным насосом 3 и прогоняется через теплообменники 4 и подогреватели 5. В качестве подогревателей 5 могут быть использованы специальные печи или теплообменники, нефтяная эмульсия в которых нагревается теплом горячей воды или водяного пара, поступающих из котельной. Практикой установлено, что с технико-экономической точки зрения рациональнее всего применять специальные печи, в которых эмульсия может нагреваться до 100° С и выше. Нагретая эмульсия поступает в отстойники 6 для окончательного разложения и расслоения на нефть и пластовую воду. Выделившаяся вода уносит с собой основное количество солей из нефти, однако не до норм, предусмотренных техническими условиями. Поэтому из отстойника 6 нефть поступает в смеситель 1, в который центробежным насосом 17 подается горячая пресная вода, поступающая через теплообменник 15 и обескислороживатели воды 16. В смесителе 1 горячая пресная вода тщательно перемешивается с нефтью, содержащей соли, и в отстойнике 7 нефть доводится до нужной кондиции по солям.

На рис. 78 показан один из смесителей диафрагменного типа, применяемый как для ввода в эмульсию деэмульгаторов, так и для «промывки» ее пресной водой. В смесителе данной конструкции не происходит достаточно тщательного перемешивания деэмульгатора и пресной воды с эмульсией. Как деэмульгатор, так и пресная вода,

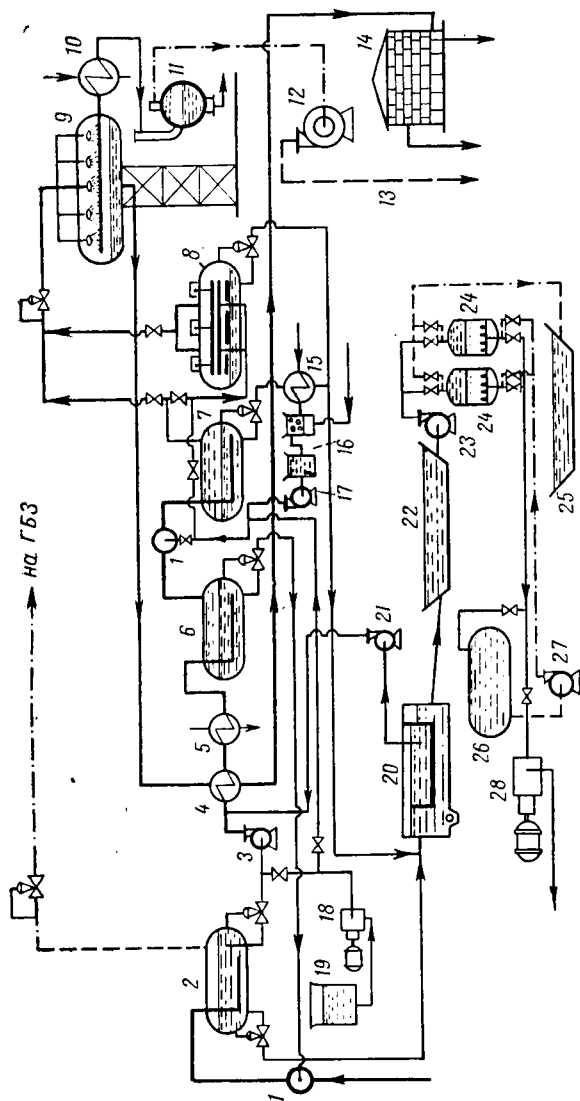


Рис. 77. Тепловая установка по обезжелезиванию, обессоливанию и стабилизации нефти.

1 — смеситель; 2 — концентрированная соляная кислота; 3 — сырьевая установка КСУ; 4 и 15 — теплообменники; 5 — пароперегреватель (или печь); 6 и 7 — отстойники; 8 — электродегазатор; 9 — вакуумный сепаратор; 10 — холодильники; 11 — сепаратор; 12 — вакуум-компрессор; 13 — газовая линия на газифракционирующую установку; 14 — резервуар товарной нефти; 16 — емкость для обескислоривания воды; 17 — насос для подачи пресной воды; 18 — дозировочный насос для подачи деаэризатора; 19 — емкость для деаэризатора; 20 — нефтеловушка; 21 — насос для «ловушечной» нефти; 22 — пруды-отстойники для очищенной воды; 23 — емкость для сброса промывной воды; 24 — амбар для промывки фильтров; 25 — поршневой насос для подачи сточной воды; 26 — емкость для сточной воды; 27 — насос для промывки фильтров; 28 — поршневой насос для подачи сточной воды в нагнетательные скважины.

подаваемые в эмульсию сравнительно в небольших количествах, должны весьма равномерно распределяться по всему объему эмульсии, с тем чтобы каждую защитную оболочку, в которой находятся

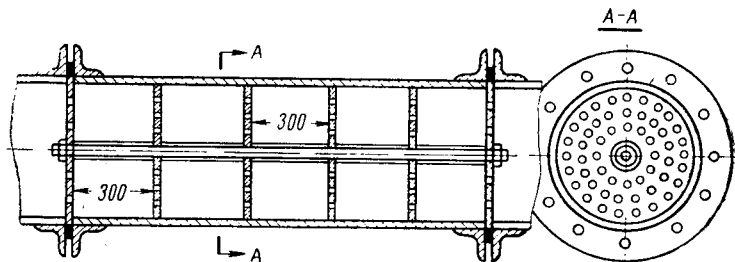


Рис. 78. Смеситель диафрагменного типа.

глобулы воды, не только разрушить (для облегчения последующего слияния этих глобул), но и за счет соединения высокоминерализованных капель пластовой воды с каплями пресной воды довести концентрацию солей в нефти до определенной нормы. Для этих целей необходимо применять смесители, имеющие внутреннее вращающее устройство. Такой смеситель приводится на рис. 79. Характерной особенностью этого смесителя является то, что вращающаяся часть его (ротор) выполнена в виде сетки (металлической, полимерной и т. д.). Сущность работы такого аппарата сводится к следующему.

Горячая пресная вода с деэмульгатором подается на прием центробежного насоса, в котором нефтяная эмульсия предварительно смешивается с пресной водой. Затем эта смесь поступает в упомянутый выше смеситель «тонкого» смешения, в котором происходит окончательная очистка нефти от содержащихся в ней солей.

Смеситель «тонкого» смешения представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд, в котором при помощи небольшого мотора, могущего изменять число оборотов, вращается цилиндрическая сетка (ротор) вместе с валом. Необходимое число оборотов вала и сетки для разных эмульсий каждый раз должно устанавливаться опытным путем.

Эмульсия подается насосом на нижний срез вращающейся сетки-ротора и доходит до верха аппарата, из которого поступает в от-

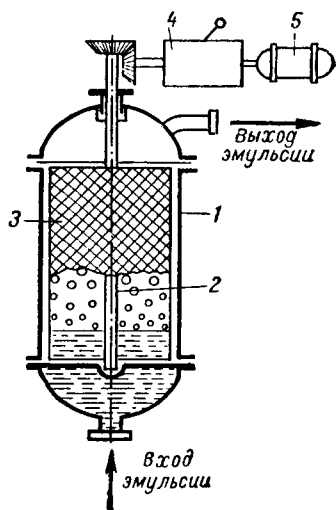


Рис. 79. Смеситель ротационного типа.

1 — корпус смесителя; 2 — вал; 3 — вращающаяся сетка; 4 — редуктор; 5 — двигатель.

стойник 7 (см. рис. 77). Вращающаяся сетка 3 (см. рис. 79) предназначена не для диспергирования пресной воды, которое завершается в основном в центробежном насосе, а для обеспечения столкновений «целиков» нефти, содержащей соли, проскочивших через диспергированные глобулы пресной воды.

Таким образом, в описанном аппарате-смесителе происходит слияние глобул пресной и пластовой воды, окончательное отделение которых от нефти осуществляется в отстойнике 7. Из отстойника 7 обессоленная и обезвоженная нефть может поступать или в вакуумный сепаратор 9 (см. рис. 77), или, если она некондиционна по содержанию воды и солям, — на дополнительное обессоливание и обезвоживание в горизонтальный электродегидратор 8. В теплоизолированном сепараторе 9 поддерживается небольшой вакуум $50 \cdot 133,3 = 6,65 \cdot 10^3 \text{ Н/м}^2$ ($\sim 50 \text{ мм рт. ст.}$) за счет работы центробежных вакуум-компрессоров 12. Отбор газа из сепаратора 9 осуществляется через холодильники 10, в которых газ охлаждается до $+20^\circ \text{С}$ и конденсируется основная часть низкокипящих углеводородов. Конденсат вместе с несконденсированными углеводородами поступает в гидроциклонный сепаратор 11, где происходит их разделение. Газ из гидроциклонного сепаратора забирается на прием вакуум-компрессоров 12, а конденсат центробежным насосом (не показанным на схеме) подается на газобензиновый завод для дальнейшей переработки на целевые продукты (получение жидкого пропана и бутана). Сжатый в вакуум-компрессорах 12 до давления $(2,94 \div 4,9) \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2$ ($\sim 3 \div 5 \text{ кг/см}^2$) газ может содержать большое количество несконденсированных в холодильнике 10 этана, пропана и бутана. Поэтому для получения этих компонентов из газа, нагнетаемого компрессорами 12, он направляется на специальные установки по деэтанзации, депропанзации и дебутанизации (рассматриваемые в специальных курсах).

Несмотря на ряд преимуществ описанной выше установки подготовки нефти сравнительно с установками подобного типа, изображенными на рис. 70 и 71, она имеет недостатки: на изготовление отстойников, сепараторов и теплообменников требуется большой расход металла; необходимо сооружение специальных печей для подогрева эмульсии или котельных.

Сепараторы-подогреватели (деэмульсаторы)

На рис. 1, а была показана схема современной установки подготовки нефти с сепаратором-подогревателем вертикального типа (см. поз. 5), а на рис. 80 приведен горизонтальный сепаратор-подогреватель, разработанный конструкторским бюро объединения Саратовнефтегаз.

Указанный аппарат работает по следующему принципу. Предварительно подогретая в теплообменниках (не показанных на рисунке) эмульсионная нефть подается в сепаратор-деэмульсатор, разделенный перегородками на четыре отсека. Эмульсионная нефть,

предварительно нагретая в теплообменниках, поступает вначале в верхнюю часть I отсека, разделенного перегородкой 3 на два коаксиальных пространства, и движется вниз до прорезей в разделяющей перегородке 3. Затем эта эмульсия через нижние прорези поступает внутрь перегородки 3 и проходит слой горячей воды, нагреваемой двумя П-образными огневыми подогревателями 2 до температуры около 80°C ; при этом эмульсия разрушается и частично отделяется вода. Отделившаяся вода стекает вниз навстречу поднимающейся эмульсии, в результате чего происходит интенсивное перемешивание их, и через сифон (см. правую часть рисунка) и разгрузочный клапан вода выводится из сепаратора. Не успевшая разложиться эмульсия поднимается вверх, где промывается пресной водой, вводимой внутри перегородки 3, и по перепускным трубам 6 перетекает в IV отсек, в котором она также по кольцевому пространству опускается до нижних прорезей перегородки 3. Затем эмульсия проходит слой горячей воды, нагреваемой П-образным подогревателем до температуры 100°C . В IV отсеке подобно I отсеку происходит те же процессы. Из IV отсека нефть через специальные окна глухой перегородки поступает в III отсек, из которого перетекает в распределители эмульсии 7 (маточки) II отсека. Для эффективного и окончательного отделения воды от нефти во II отсеке имеется слой коалесцирующей

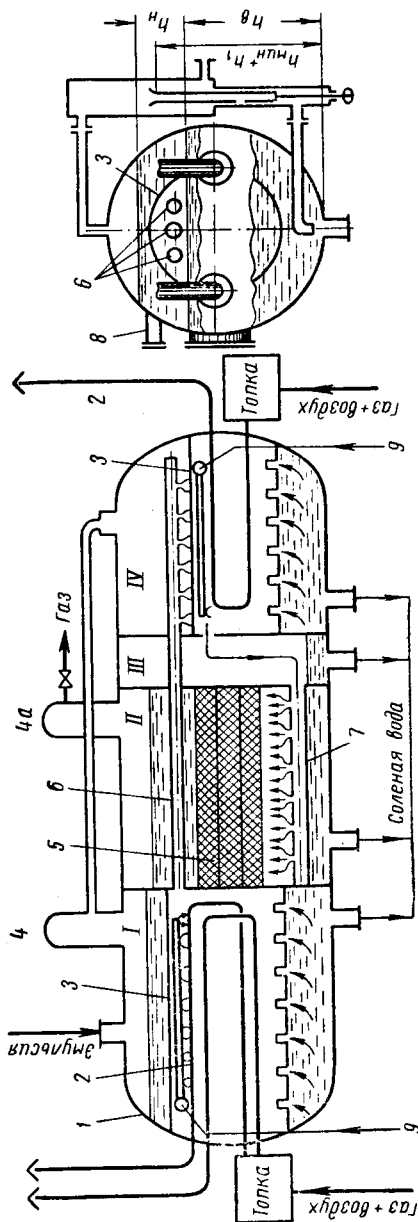


Рис. 80. Горизонтальный сепаратор-деэмульсатор.

1 — корпус; 2 — П-образные огневые подогреватели; 3 — разделяющая перегородка; 4 и 4а — сепараторы; 5 — коалесцирующая набивка; 6 — перепускные трубы; 7 — распределительные трубы; 8 — выход чистой нефти; 9 — ввод пресной воды; I, II, III, IV — отсеки.

набивки 5, состоящей из древесной стружки. Горячая нефть, прошедшая коалесцирующую набивку и отстоявшаяся во II отсеке, выводится наружу через патрубок 8 и направляется в теплообменники, где отдает свое тепло сырой нефти и охлаждается до температуры 30° С, а затем следует в резервуары товарной нефти.

Газ, выделившийся при нагревании эмульсии в I отсеке, поступает в сепаратор 4, из которого перепускается в IV отсек. Газ, выделившийся из нефти в III отсеке, вместе с газом из I и IV отсеков поступает через гидрозатвор во II отсек, а затем в сепаратор 4а и во внешнюю сеть.

С правой стороны рисунка показаны вид сбоку сепаратора-деэмульгатора и схема работы сифона для отвода из аппарата горячей воды. Уровень воды в отсеках аппарата регулируется при помощи подвижных сифонных трубок. Выбор положения подвижной трубки сифона при определенном уровне воды в отсеке зависит от разности плотности нефти и воды и от высоты столба нефти. Перелив воды через верхний срез подвижной трубы сифона будет происходить при условии

$$h_{\text{мин}} + h_1 \leq \frac{h_{\text{в}}\rho_{\text{в}} + h_{\text{н}}\rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{в}}}, \quad (\text{VI.33})$$

где $h_{\text{мин}}$ — минимальная высота уровня воды, соответствующая нижнему положению подвижной трубы сифона, в мм; $h_1 = 0 \div 500$ мм — ход подвижной трубы сифона; $h_{\text{в}}$ и $h_{\text{н}}$ — соответственно высоты столбов воды и нефти в отсеке в мм; $\rho_{\text{в}}$ и $\rho_{\text{н}}$ — плотность воды и нефти в г/см³.

Описанный выше сепаратор-деэмульсатор, в котором одновременно происходят обезвоживание, обессоливание и стабилизация нефти, имеет следующие преимущества перед теплотехническими установками подготовки нефти, изображенными на рис. 70, 71 и 77.

1. За счет коалесцирующей набивки 5 сокращается время отстоя, особенно стойких и тяжелых эмульсий, которые трудно поддаются разрушению на обычных установках.

2. Эмульсия подогревается газом, сжигаемым в топке, в связи с чем отпадает необходимость в строительстве специальных печей и котельных для подогрева эмульсий.

3. Применение сепараторов-деэмульсаторов полностью исключает потери легких фракций нефти, имевших место в указанных выше двух первых установках подготовки нефти.

4. С применением сепараторов-деэмульсаторов сокращаются затраты металла на установки подготовки нефти в среднем в 2—2,5 раза по сравнению с установками, приведенными на рис. 71 и 77.

5. Для монтажа сепараторов-деэмульсаторов требуется в 2—3 раза меньше площади, чем для установок подготовки нефти обычного типа. Это обстоятельство имеет особое значение для нефтяных месторождений Тюменской области, территория которых на 80—85% залита водой и изыскание суши в этих условиях для строительства установок подготовки нефти сопряжено с большими трудностями.

6. Сепараторы-деэмульсаторы со всей автоматикой, необходимой для ведения процесса, изготавливаются полностью на заводе и могут включаться в работу в течение 10—12 дней.

Горизонтальный сепаратор-деэмульсатор УДО-2М, приведенный на рис. 80, имеет следующую техническую характеристику.

Производительность по жидкости при 30%-ной обводненности нефти, т/сутки:	
при нагреве:	
от 10 до 90° С	1000
до 60° С	1600
до 40° С	2000
Общая поверхность нагрева огневых подогревателей, м ²	45,6
Расход топливного газа, м ³ /ч	225
Рабочее давление, МН/м ²	0,588 (6 кг/см ²)
Масса сепаратора в нерабочем состоянии, т	42,5

К недостаткам этого аппарата можно отнести: 1) недостаточную поверхность нагрева огневых подогревателей, а следовательно, и невысокий к. п. д. использования газа, сжигаемого в топках, и 2) возможный перегар жаровых труб вследствие осаждения на них накипи, что может вывести установку из строя на продолжительное время.

На рис. 81 приведен общий вид сепаратора-подогревателя СП-2000, разработанного институтом Башнефтепроект.

Сепаратор-подогреватель, как и УДО-2М, предназначен для разрушения нефтяной эмульсии подогревом и выдержкой ее в течение определенного времени при непрерывной работе.

Нагрев нефтяной эмульсии в аппарате происходит через стенки жаровых труб при сжигании в них газа.

Сепаратор-подогреватель имеет следующие основные показатели:

Рабочее давление, Н/м ²	39,2 · 10 ⁴ (4 кг/см ²)
Номинальная теплопроизводительность топочного устройства, ккал/ч	500 000
Номинальная производительность по отработанной нефти в м ³ /сутки при нагреве на 40° С и выдержке в течение:	
30 мин.	1200
40 »	750
60 »	600
Номинальная производительность по жидкости, м ³ /сутки	2000
Производительность по газу, м ³ /сутки	100 000—300 000
Расход топлива при погружении топки в воду, м ³ /ч	60
Габариты (диаметр и высота), мм	3000 × 9000
Масса аппарата, кг:	
сухого	20 600
заполненного	90 600

Сепаратор-деэмульсатор представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд 1, внутренняя полость которого разделена перегородками на четыре отсека (I, II, III, IV). Отсеки I и IV сообщаются между собой через сливную трубу 11, а сообщение

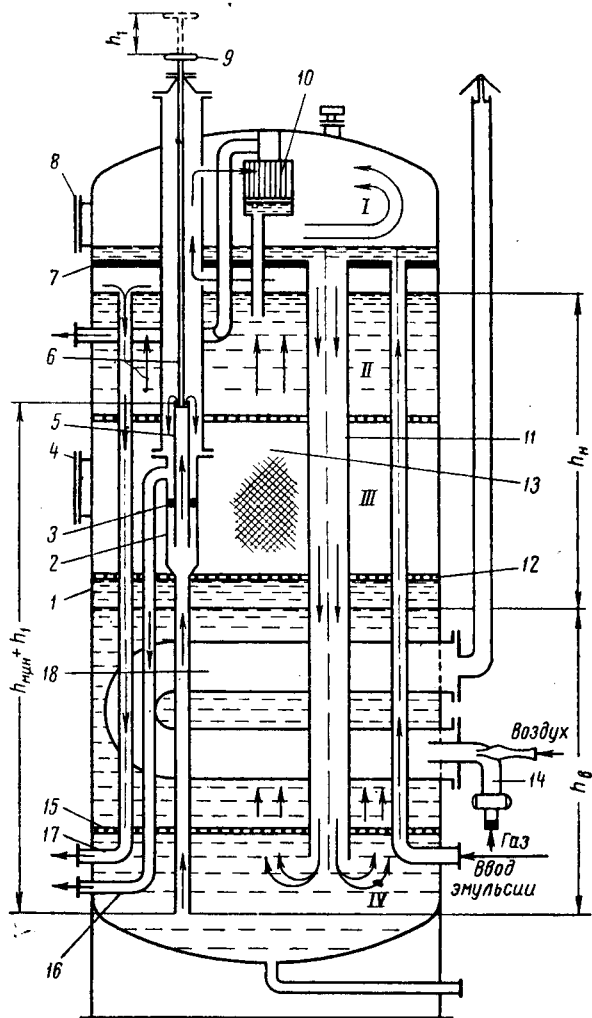


Рис. 81. Принципиальная схема сепаратора-подогревателя СП-2000 конструкции института Башнефтепроект.

1 — корпус аппарата; 2 — неподвижная труба; 3 — сальник; 4 — люк для замены древесной стружки; 5 — подвижная труба; 6 — тяга; 7 — глухая перегородка; 8 — люк для монтажа жалюзийной касеты; 9 — штуцер для регулирования уровня воды в аппарате; 10 — жалюзийная касета; 11 — сливная труба; 12 — перфорированная перегородка; 13 — древесная стружка; 14 — газовая горелка; 15 — перфорированная перегородка для равномерного распределения потока эмульсии по сечению аппарата; 16 — сброс воды на клапан; 17 — сброс нефти на клапан; 18 — жаровая труба.

между IV и III и между III и II отсеками осуществляется через перфорированные перегородки 12.

Отсек III, образованный двумя перфорированными перегородками 12, заполнен древесной стружкой 13. Емкость отсека III равна 10,8 м³. Отсек I имеет глухую перегородку 7 и жалюзийную касету 10 для удержания капельной жидкости, уносимой газом в газовую линию.

Сепаратор-деэмульсатор работает следующим образом.

Нефтяная эмульсия по специальной трубе, проходящей внутри корпуса *I*, поступает в отсек *I*, разливаясь по глухой перегородке *7*, где происходит выделение основного количества газа из эмульсии. Затем эмульсия по сливной трубе *11* перетекает под перфорированную распределительную решетку *15*. Дальше эмульсия с малой скоростью поднимается из отсека *IV* через слой горячей воды, нагреваемой за счет сжигания газа в жаровых трубах, в результате чего происходит разложение эмульсии на нефть и воду и дополнительное выделение газа. Нефть, поднимаясь, проходит отсек *III*, заполненный древесной стружкой *13*, применяемой как фильтрующий материал для укрупнения мельчайших капель воды и отделения ее от нефти.

Достигнув уровня верхнего среза трубы *17*, нефть самотеком переливается в нее и попадает за корпусом аппарата в емкость разгрузочного клапана прямого действия. В трубе *17* нефть накапливается до тех пор, пока не достигнет уровня, при котором автоматически открывается разгрузочный клапан. Через открывшийся клапан определенная порция нефти сливается из трубы *17*. Клапан отрегулирован таким образом, что он закрывается в момент, когда часть нефти еще остается в трубе *17*, которая и служит гидрозатвором, предотвращающим прорыв газа. Отделившаяся от нефти в секции нагрева и отсеке *III* свободная вода за счет разности их плотностей оседает в отсеке *IV*, где уровень ее при помощи специального устройства поддерживается постоянным. Излишки воды по трубе *2* поступают в подвижную трубу *5*, отделенную от трубы *2* сальником *3*, и через верхний срез трубы *5* перетекают в трубу *16*. Переток свободной воды в трубу *16* осуществляется под действием разности давлений, создаваемых, с одной стороны, столбом воды и нефти $(h_{в\rho_{в}} + h_{н\rho_{н}})g$ в сепараторе и, с другой стороны, уровнем воды в трубе *16*, регулируемым подвижной трубой *5* $(h_{мин} + h_1)\rho_{в}g$. Таким образом, перелив воды через верхний срез подвижной трубы *5* будет осуществляться при условии

$$h_{мин} + h_1 \leq \frac{h_{в\rho_{в}} + h_{н\rho_{н}}}{\rho_{в}}, \quad (\text{VI.33a})$$

где $h_{мин} = 6500$ мм — минимальная высота воды, соответствующая нижнему положению подвижной трубы *5*; $h_1 = 0 \div 900$ мм — ход подвижной трубы, являющийся переменной величиной, зависящей от плотности воды и нефти; $h_{в} = 8000$ мм — высота столба воды в сепараторе; $h_{н} = 4000$ мм — высота столба нефти в сепараторе; $\rho_{в}$ и $\rho_{н}$ — плотность воды и нефти.

Газы, выделившиеся из нефти в отсеках *IV*, *III* и *II* во время технологического цикла, скапливаются в верхней полости отсека *II*, которая через отверстия в трубе *2* соединяется с газовой полостью отсека *I*. Таким образом, газы, выделившиеся за время всего технологического цикла в отсеках *I* и *II*, проходят через жалюзийную

кассету 10 и направляются в газовую линию к регулятору давления «до себя», а затем — в газопровод и на ГБЗ. Нагревание эмульсии в аппарате происходит за счет сжигания газа в топке посредством форсунки 14. Газ в форсунку 14 подается с первой ступени сепарации.

Для обеспечения оптимального режима работы сепаратор-деэмульсатор оснащен приборами, позволяющими контролировать давление жидкости и газа, давление газа перед форсункой, уровень воды в сепараторе (водомерным стеклом), температуру в сепараторе. Кроме того, осуществляются автоматический контроль и регулирование уровня воды и нефти в сепараторе при помощи разгрузочных клапанов прямого действия, а также температуры в сепараторе при помощи регулятора температуры прямого действия.

Основными недостатками данного сепаратора-деэмульсатора являются: малая поверхность нагрева воды; возможное отложение накипи (солей) на теплопередающих трубах, что может вызвать снижение коэффициента теплопередачи и перегорание этих труб; трудность расчета и изготовления перфорированной перегородки 15, работа которой основана на принципе эквивалентности отверстий, т. е. отверстия должны пропускать одинаковое количество жидкости, чтобы обеспечить равномерный расход и нагрев эмульсии по сечению аппарата.

Для более эффективного использования зоны нагрева следует предусматривать вместо одной две сливные трубы 11, располагаемые по обе стороны жаровых труб 18.

Расчет сепараторов-подогревателей

Сепараторы-подогреватели являются весьма сложными технологическими аппаратами, в которых одновременно происходит нагрев и разрушение эмульсии, а также сепарация нефти от газа. Основными элементами сепараторов-подогревателей являются секции подогрева, отстоя и сепарации. Ниже рассматривается примерный расчет аппарата по тепловой нагрузке.

При всех подобных расчетах вначале составляются материальный и тепловой балансы, чтобы определить число аппаратов, распределение потоков и количество тепла, необходимого для подогрева эмульсии.

Основным параметром при этих расчетах является температура подогрева эмульсии, которую рассчитывают исходя из следующих соображений. Прежде всего задаются производительностью установки по безводной нефти G_n (т/сутки) и теплопроизводительностью аппарата Q (кДж/ч). Затем по известным обводненности исходной нефти W (%) и содержанию солей в пластовой воде x (%) определяют содержание пластовой воды в нефти из выражения $100W/(100 - x)$. Потери тепла в окружающую среду принимают в размере $\sim 15\%$.

После этого с учетом принятых параметров установки G_n и Q , а также известных обводненности W и содержания солей x расчи-

тывают количество воды, добываемой вместе с нефтью, по следующей формуле:

$$\frac{\frac{100W}{100-x} G_n}{100 - \frac{100W}{100-x}} = \frac{\frac{W}{100-x} G_n}{1 - \frac{W}{100-x}} = \frac{G_n}{\frac{100-x}{W} - 1} = \frac{G_n W}{100 - W - x} \text{ т/сутки.} \quad (\text{VI.34})$$

Теперь можно написать тепловой баланс установки в виде:

$$\left(G_n C_n + \frac{G_n W}{100 - W - x} C_v \right) \cdot 1000 \Delta t \cdot 1,15 = 24Q, \quad (\text{VI.35})$$

где C_n и C_v — теплоемкость нефти и воды соответственно ($C_n = 0,5 \cdot 4,19$ кДж/(кг·°C); $C_v = 1 \cdot 4,19$ кДж/(кг·°C); Δt — температурный перепад, определяемый температурой нефти, выходящей из аппарата, минус температура нефти, входящей в аппарат.

После несложных преобразований последнее выражение можно записать в следующем виде:

$$500G_n \Delta t + \frac{1150 \Delta t G_n W}{100 - W - x} = 24Q. \quad (\text{VI.36})$$

Как уже говорилось выше, качество подготовки нефти характеризуется в основном двумя показателями: остаточным количеством воды и количеством солей, содержащихся в нефти.

Количество солей можно определять прибором ЛАС-1 (см. § 3, гл. II), а также расчетным путем по формуле

$$x_k = x_n \frac{\rho_o}{\rho_n} \frac{W_k}{W_n + 100Q}, \quad (\text{VI.37})$$

где x_k и x_n — конечное и начальное содержание солей в нефти в мг/л; W_k и W_n — конечное и начальное содержание воды в %; ρ_o и ρ_n — плотность обработанной и исходной нефти; Q — количество пресной воды, подаваемой на промывку, в м³ на 1 т исходной нефти.

Для получения более точных результатов по определению остаточного содержания солей в нефти в последнюю формулу необходимо вводить поправочный коэффициент, учитывающий эффективность перемешивания, или коэффициент контактирования, который можно принимать в пределах $1,05 \div 1,15$ в зависимости от метода, принимаемого для перемешивания (см. § 10, гл. VI).

Если количество пресной воды для промывки нефти взять в процентах, а плотности нефти ρ_o и ρ_n принять одинаковыми, то последняя формула примет вид:

$$x_k = x_n \frac{W_k}{W_n + Q}. \quad (\text{VI.38})$$

§ 11. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ НЕОБХОДИМОСТИ СТАБИЛИЗАЦИИ НЕФТИ

Ранее отмечалось, что легкие углеводороды, выделяемые из нефти, представляют собой исключительно ценное сырье для нефтехимической промышленности. Так, из этана получают пластмассы, синтетический спирт, диэтиленгликоль, моноэтаноламин. Последние два продукта широко используются для осушки природных газов от паров воды и обессеривания природных и нефтяных газов. Пропан

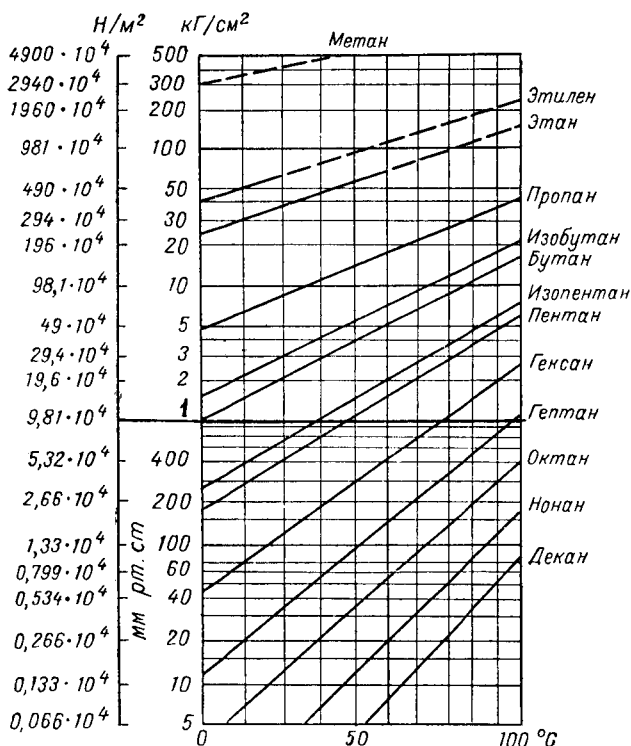


Рис. 82. Зависимость упругости насыщенных паров углеводородов от температуры.

в больших количествах употребляется как жидкое топливо, из него можно получать также пластмассы, синтетический каучук, целлюлозу и др.; бутан, как и пропан, используется в качестве топлива; изобутан служит сырьем для получения синтетического каучука, бутиловых спиртов и др. Вот почему легкие углеводороды, содержащиеся в нефти, следует тщательно собирать на месторождениях для использования в нефтехимической промышленности. В настоящее время этому вопросу придается особое значение, что является одной из причин отказа от самотечной системы сбора нефти и повсеместного перехода на герметизированную систему. Особое значение в комплексе этих мероприятий отводится стабилизации нефти,

под которой следует понимать извлечение легких углеводородов, при нормальных условиях являющихся газами.

На рис. 82 приведены прямые, характеризующие давление насыщения (упругость паров) индивидуальных углеводородов, входящих в состав нефтей. Как это видно из рисунка, упругость паров нефти в значительной мере зависит от содержания в ней легких углеводородов. Чем больше легких углеводородов в нефти, тем больше ее упругость паров и тем интенсивнее она может испаряться¹ и кипеть² при стабилизации. Однако надо помнить, что получить стабильную нефть, т. е. нефть, совершенно неспособную к испарению при нормальных условиях, — задача практически невозможная. В любых условиях нефть испаряется, даже если она была предварительно подвергнута стабилизации при давлении ниже атмосферного и температуре, скажем, плюс 100° С. Однако следует также помнить, что испарение нефти, подвергнутой стабилизации при указанных выше условиях, будет настолько ничтожно малым, что оно практически несколько не повлияет на потери нефти при транспорте. Как будет показано в § 12, при нагреве нефти до 100° С и отборе из нее газа при этих условиях содержание легких углеводородов, при нормальных условиях являющихся газами, не превышает 8,7%.

До недавнего времени стабилизация нефти рассматривалась как способ снижения потерь легких фракций при сборе, подготовке и транспорте этой нефти дальним потребителям. Поэтому стабилизацией нефти предусматривалось извлечение из нефти легких углеводородов и использование их как сырья для нефтехимии и как топлива.

В настоящее время в связи с бурным развитием нефтехимии и большой потребностью в сырье для этой отрасли промышленности прежнее понимание назначения стабилизации нефти постепенно меняется.

В зависимости от температуры и давления, при которых осуществляется стабилизация нефти, этот процесс называют поверхностной или глубокой стабилизацией. При поверхностной стабилизации нефти, к которой относится и обычная сепарация, температура нефти колеблется от 15 до 40° С, а давление — от $4,9 \cdot 10^4$ до $98,1 \cdot 10^4$ Н/м² ($0,5 \div 10$ кГ/см²). Глубокая стабилизация нефти осуществляется на специальных установках и характеризуется высокими температурами (низ колонны 180 ÷ 250° С, верх — 50 ÷ 90° С), давление в колонне поддерживается от 2 до 6 кГ/см² ($19,6 \cdot 10^4 \div 58,8 \cdot 10^4$ Н/м²).

Стабилизация нефти, осуществляемая обычным путем, т. е. с применением как одноступенчатой, так и многоступенчатой сепарации, проводимой при сравнительно низких температурах, не обеспечивает удовлетворительного извлечения легких углеводородов,

¹ Испарением называется процесс парообразования, происходящий только со свободной поверхности жидкости.

² Кипение — это процесс выделения паров не только со свободной поверхности, но и внутри массы жидкости.

которые, попадая вместе с нефтью в негерметизированные резервуарные парки, испаряются. Потери от испарения нефти в резервуарах достигают от 1,5 до 2% добываемой нефти, поэтому снижение этих потерь до минимума является одной из серьезных проблем.

Как известно, снижение потерь легких фракций нефти при подготовке и транспорте ее до потребителя (НПЗ) можно достичь двумя путями: 1) внедрением на площадях месторождений герметизированной системы нефтесбора и перекачки нефти дальним потребителям «из насоса в насос» и 2) нагреванием нефти на установках подготовки до температуры $\sim 100^{\circ}\text{C}$, при которой основная масса легких углеводородов может быть извлечена и использована по прямому назначению.

Нагрев эмульсий позволяет снижать расходы деэмульгаторов, а также получать нефть более высокого качества (по содержанию воды и солей). Вопрос остается пока не решенным о степени нагрева эмульсии. На разных месторождениях борьбу с нефтяными эмульсиями проводят при разных температурах нагрева. Вместе с тем, если к решению этого вопроса подходить комплексно, т. е. рассматривать его не изолированно от процесса стабилизации нефти, то нагрев эмульсии следует доводить до температур $\sim 100^{\circ}\text{C}$. Ниже приводится расчет, подтверждающий выбор данной температуры.

Всякий раз, когда приходится решать вопрос о глубине стабилизации нефти для какого-то конкретного месторождения, следует учитывать следующие основные факторы: 1) количество в нефти легких углеводородов; 2) объем извлекаемых запасов нефти из месторождений; 3) существующая или предполагаемая система сбора нефти и степень ее герметизации; 4) возможность реализации продуктов стабилизации; 5) технико-экономическая целесообразность затрат на проведение тех или иных мероприятий по стабилизации нефти; 6) возможное увеличение вязкости нефти за счет глубокого извлечения углеводородов, а следовательно, и увеличение энергии, необходимой для перекачки этой вязкой нефти дальним потребителям; 7) влияние стабилизации на бензиновый потенциал в нефти.

Перечисленные основные положения должны полностью определять принимаемую глубину стабилизации нефти, которая и на сегодня все еще продолжает оставаться дискуссионной. Так, в недалеком прошлом были случаи, когда в течение 5—6 лет строились громоздкие и дорогостоящие установки по глубокой стабилизации нефти, а сбор ее на промыслах осуществлялся по негерметизированной самотечной системе со множеством горящих факелов.

Глубокая стабилизация нефти, осуществляемая на некоторых месторождениях с применением дорогих и громоздких установок, при огромных затратах денежных и материальных средств удовлетворяет лишь нужды нефтехимической промышленности, а присущие этому процессу недостатки не всегда принимаются в расчет при его оценке. Эти недостатки следующие:

1) обрабатываемую нефть приходится дважды нагревать до высоких температур: один раз на площади месторождения при стабили-

зации (250°C), второй раз — на НПЗ ($350 \div 600^{\circ}\text{C}$), на что нерационально расходуется огромное количество топлива;

2) вязкость глубокостабилизированной нефти в 3—3,5 раза выше вязкости нефти, прошедшей обычную сепарацию; следовательно, затраты энергии на транспорт глубокостабилизированной нефти больше, чем нефтей меньшей вязкости;

3) глубокая стабилизация нефти отрицательно сказывается на бензиновом потенциале, т. е. на выходе бензина при получении его на НПЗ.

§ 12. ВОЗМОЖНЫЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ СТАБИЛИЗАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Выше отмечалось, что глубокая стабилизация нефти, призванная обеспечивать нефтехимическую промышленность сырьем, осуществляется на специальных установках, рассчитанных на высокие температуру ($250 \div 300^{\circ}\text{C}$) и давление ($0,588 \div 0,685 \text{ МН/м}^2 = 6 \div 7 \text{ кГ/см}^2$). Принципиальная технологическая схема стабилизационной установки приведена на рис. 83.

Установка построена в НГДУ Первомайнефть на площади Мухановского месторождения и предназначена для комплексной обработки нефти угленосных горизонтов Мухановского, Михайловского, Дмитриевского и других прилегающих месторождений.

В комплекс подготовки нефти на этой установке входят процессы обезвоживания до 0,3% пластовой воды, обессоливания до 30 мг/л и стабилизации с отбором 40% пентанов от потенциала их в исходной нефти.

Нефть с промысла, где она предварительно проходит первую ступень сепарации при давлении $0,588 \text{ МН/м}^2$ (6 кГ/см^2), поступает в концевые совмещенные сепараторы 1, в которых при атмосферном давлении происходит окончательное разделение ее от газа. Разгазированная нефть с концевых сепараторов поступает на прием сырьевых насосов 2, которыми через теплообменники 3 и отстойники 4 подается в сферические электродегидраторы 5. В теплообменниках сырая нефть нагревается до температуры $\sim 100^{\circ}\text{C}$ за счет тепла стабильной нефти. Перед отстойниками в струю сырой нефти вводятся деэмульгатор и горячая пластовая вода, сбрасываемая с электродегидраторов. Технологически более правильно было бы, если бы деэмульгатор подавался на прием сырьевого насоса 2, а пластовая вода, сбрасываемая с электродегидраторов 5, поступала бы в приемные линии концевых совмещенных сепараторов 1. Это мероприятие позволило бы за счет использования горячей воды и содержащегося в ней деэмульгатора предварительно отделить от нефти уже в концевых сепараторах значительно больший процент воды, чем это достигается при работе установки в соответствии с приведенной схемой.

Подогретая нефть, обработанная деэмульгатором и водой, поступает в отстойники, в которых и происходит отделение основного

количества пластовой воды. Эта вода сбрасывается через промежуточную емкость 9 и очистные сооружения, а обезвоженная нефть поступает в сферические электродегидраторы 5 промышленной частоты системы Московского нефтеперерабатывающего завода. В нефть перед подачей ее в электродегидраторы 5 вводится через смесительный клапан подогретая пресная вода с деэмульгатором.

В электродегидраторы нефть подвергается интенсивному воздействию электрического поля, благодаря чему образовавшаяся эмульсия разрушается.

Нефть отводится с верха электродегидратора, а вода подается насосом 8 в струю сырой нефти после теплообменников 3.

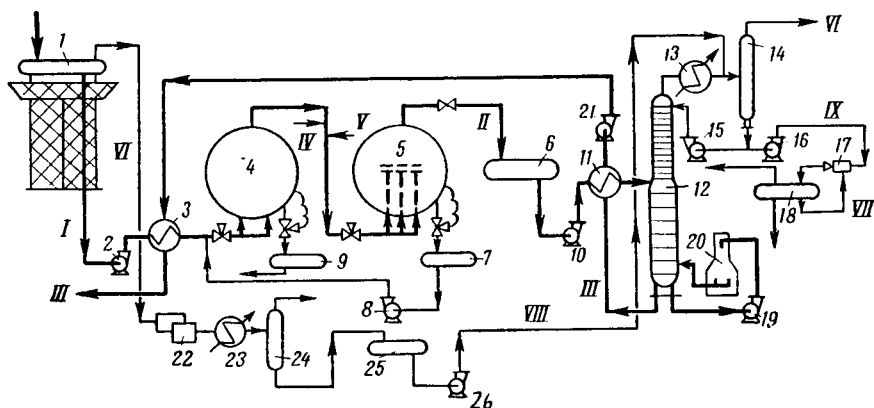


Рис. 83. Принципиальная технологическая схема стабилизационной установки в НГДУ Первомайнефть Мухановского месторождения.

1 — концевые сепараторы; 2, 8, 10, 15, 16, 19, 21, 26 — насосы; 3, 11 — теплообменники; 4 — отстойники; 5 — электродегидраторы; 6, 7, 9 — промежуточные емкости; 12 — стабилизационная колонна; 13, 23 — конденсаторы-холодильники; 14, 24 — сепараторы; 17 — узел защелачивания; 18 и 25 — емкости для бензина; 20 — печь; 22 — компрессор. Линии: I — сырая нефть; II — товарная нефть на стабилизацию; III — стабильная нефть; IV — деэмульгатор; V — пресная вода; VI — газ; VII — щелочь; VIII — компрессионный бензин; IX — нестабильный бензин.

Обессоленная и обезвоженная нефть поступает в промежуточную емкость 6, откуда забирается насосами 10 и подается через теплообменник 11 в стабилизационную колонну 12. В теплообменниках обезвоженная и обессоленная нефть за счет тепла отводимой стабилизационной нефти (210°C) подогревается до температуры зоны питания стабилизационной колонны. Парогазовая смесь верхнего продукта и орошения с верха колонны 12 с температурой 80°C поступает в конденсаторы-холодильники 13 и охлаждается; при этом большая часть углеводородов конденсируется и отделяется от оставшегося газа в сепараторе 14, куда также поступает компрессионный бензин, образовавшийся при компримировании газов концевой ступени сепарации 1. Из сепаратора 14 часть бензина забирается насосом 15 и подается на верх стабилизаторов в качестве орошения, а оставшаяся часть как товарный продукт перекачивается насосами 16 через узел защелачивания 17 в емкость бензина 18.

Для поддержания температуры низа колонны (260° С) предусматривается циркуляция части стабильной нефти при помощи насосов 19 через печь 20. Стабильная нефть вторым потоком с низа колонны под остаточным давлением поступает через теплообменники 11 на прием насоса 21. В теплообменниках стабильная нефть, отдавая свое тепло обессоленной и обезвоженной нефти, охлаждается до 137° С. Затем стабильная нефть с этой температурой подается через сырьевую группу теплообменников 3, в которых она охлаждается до 40—45° С и следует в резервуары товарной нефти.

Основными аппаратами установки являются:

кожухотрубчатые теплообменники поверхностью $450 \text{ м}^2 \times 2$ каждый (всего 32 пары);

сферические отстойники диаметром 10,5 м, $V = 600 \text{ м}^3$ и $p = 8 \text{ кг/см}^2$;

четыре сферических электродегидратора промышленной частоты производительностью от 5000 до 7500 $\text{м}^3/\text{сутки}$ каждый;

Т а б л и ц а 23

Показатели	Единица измерения	Количество	В том числе по стабилизации
Поступающая нефть	тыс. т/год	9860	—
Стабильная нефть	»	6638,5	6638,5
Получаемый нестабильный бензин	»	261,5	261,5
Расходные показатели:			
свежая вода на обессоливание и пополнение оборотной системы	$\text{м}^3/\text{ч}$	262	137
приготовление реагентов	»	24,5	23,8
Электроэнергия:			
на технологические блоки	квт·ч	6121,0	2813,0
на оборотное водоснабжение	»	650,0	607,0
на компрессорную	»	1328,0	—
на прочие объекты	»	590	190
Дезмульгатор (НЧК)	т/ч	4,76	—
Топливный газ	$\text{м}^3/\text{ч}$	9930	6340
Суперфосфат	кг/сутки	417	—
Каустическая сода	кг/ч	44	44
Капитальные вложения	тыс. руб.	9012,8	2414,0
Капитальные вложения на 1 т нефти:			
исходной	руб.	0,57	—
стабильной	»	1,34	—
Эксплуатационные расходы	тыс. руб.	4424	1310
В том числе по установке	»	4125	1310
Эксплуатационные расходы на 1 т исходной нефти	руб.	0,45	—
Себестоимость подготовки 1 т нефти . .	»	0,43	—
Металловложения на установку	т	6000	2500
В том числе:			
аппаратура	»	3650	1600
трубопроводы	»	150	50
металлоконструкции	»	2200	850

стабилизационная колонна, состоящая из нижней колонны диаметром 4,2 м и верхней колонны диаметром 3,4 м;

четыре трубчатые печи ПБ-20 теплопроизводительностью 20 млн. ккал/ч каждая, предназначенные для поддержания температуры низа колонны и температурного режима установки.

В табл. 23 приведены расчетные технико-экономические показатели описанной выше установки [20].

Анализ таблицы показывает, что расходы, связанные с глубокой стабилизацией нефти, выполняемой на площади месторождения, достигают больших величин. Поэтому можно ограничиваться проведением стабилизации нефти на таких температурных режимах, которые позволяли бы получать лишь углеводороды, являющиеся при нормальных условиях газами. Для разных нефтей такие температурные режимы будут, естественно, разными.

На рис. 77 была приведена примерная схема технологической установки по обезвоживанию, обессоливанию и стабилизации нефти, работающая на режиме высокотемпературной сепарации, которая отличается от установки, описанной выше, простотой и сравнительно невысокими температурными режимами. Описание работы этой установки приведено на стр. 218.

Сделаем расчет состава углеводородов, которые можно получить из нефти при нагревании ее до 100° С, т. е. на установке, приведенной на рис. 77. С этой целью продолжим пример расчета, который был сделан на стр. 123 для обычной сепарации газа при температуре нефти 16° С. В данном случае температура нефти в теплообменниках доводится до 100° С и при этой температуре нефть поступает в сепаратор с атмосферным давлением. Расчет проводим по уравнению (IV.14). Упругость паров летучих углеводородов при 100° С (см. рис. 82): метан — весь в газовой фазе; этан — 14,7 МН/м² (150 кГ/см²); пропан — 3,92 МН/м² (40 кГ/см²); бутаны — 1,86 МН/м² (19 кГ/см²); пентаны — 0,685 МН/м² (7 кГ/см²); гексан — 2,8 кГ/см². Составим уравнение концентраций для каждого углеводорода с использованием данных столбца 2 приведенной ранее табл. 9:

$$y_2 = \frac{8,58 \cdot 150}{100 + 149N};$$

$$y_3 = \frac{10,02 \cdot 40}{100 + 39N};$$

$$y_4 = \frac{5,55 \cdot 19}{100 + 18N};$$

$$y_5 = \frac{5,0 \cdot 7}{100 + 6N};$$

$$y_6 = \frac{11,25 \cdot 2,8}{100 + 1,8N}.$$

Подбор величины N сведен в табл. 24.

Составим материальный баланс в молях на 100 молей пластовой нефти (табл. 25).

В последнем столбце табл. 25 помещены данные состава нефти, нагретой до 100° С. Данные эти показывают, что в нефти, нагретой до 100° С, остается незначительный процент углеводородов, которые при нормальных условиях являются газами и которые при транспорте нефти по негерметизированной системе могут теряться.

Т а б л и ц а 24

Компонент	N = 20	N = 25	N = 33,1
Этан	0,417	0,345	0,250
Пропан	0,455	0,372	0,280
Бутаны	0,230	0,191	0,150
Пентаны	0,158	0,140	0,117
Гексаны	0,229	0,213	0,203
Итого	1,489	1,261	1,00

В исходной нефти пропан и бутаны составляли $10,02 + 5,55 = 15,57\%$, в нефти же, нагретой до 100°C , этих углеводородов осталось лишь $0,76 + 0,59 = 1,35\%$. Таким образом, после нагрева нефти до 100°C в ней остается пропан-бутанов только $\frac{1,35 \cdot 100}{15,57} = 8,67\%$ от потенциала.

Т а б л и ц а 25

Компонент	Молярный состав пластовой нефти, %	Выделившийся газ в сепараторе		Оставшаяся нефть (2) — (4)
		молярная концентрация	моли N 22,5 · (3)	
1	2	3	4	5
Азот	3,67	—	3,67	—
Метан	15,25	—	15,25	—
Этан	8,58	0,250	8,28	0,30
Пропан	10,02	0,280	9,26	0,76
Бутаны	5,55	0,150	4,96	0,59
Пентаны	5,00	0,117	3,86	1,14
Гексаны	11,23	0,203	6,71	4,52
Нефтяной остаток	40,70	—	—	40,70
	100,0	1,00	$\Sigma N = 51,99$	48,01

Институт Гипровостокнефть на основании анализа фактического материала проектных разработок произвел расчет капитальных и эксплуатационных затрат на подготовку нефти на период с 1971 по 1975 г., приняв добычу нефти на последний год в 487 млн. т. Данные этих расчетов приведены в табл. 26 (в млн. руб).

Из данных этой таблицы следует, что наименьшие капитальные затраты на подготовку нефти обеспечиваются по первому варианту, по второму они больше, чем по первому, на 34%, а по третьему (с четкой ректификацией) — более чем 2,2 раза. Однако, первым вариантом не предусматривается горячая сепарация нефти, без

Вариант	Степень подготовки нефти	Всего капитальных затрат	В том числе на строительство установок
I	Обезвоживание до 0,5%, обессоливание на действующих установках	399,5	179,7
II	Подготовка по ГОСТ 9965-62, т. е. обезвоживание 0,1—0,2%, обессоливание 40 мг/л	535,5	297,0
III	Подготовка по ГОСТ 9965-62 плюс: стабилизация с четкой ректификацией стабилизация с горячей сепарацией . .	907,8 603,7	577,5 326,0

которой возможны потери легких фракций. Для осуществления горячей сепарации капитальные вложения составляют 603,7 — 535,5 = 68,2 млн. руб.

Таким образом, и в этом случае затраты по первому варианту будут 399,5 + 68,2 = 467,7 млн. руб., что значительно меньше, чем по другим сравниваемым вариантам.

На нефтестабилизационных установках, работающих на высокотемпературных режимах, получаются два продукта: нестабильный бензин и неконденсируемые газы. Основная часть расходов нефтестабилизационных установок приходится на себестоимость нестабильного бензина, которая определяется главным образом методом и глубиной отбора легких и тяжелых углеводородов.

§ 13. ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННОЙ АППАРАТУРЫ¹

При проектировании обезвоживающих и стабилизационных установок чаще всего приходится рассчитывать необходимое количество тепла для подогрева нефти, расход электроэнергии, воды и химических реагентов. Наибольшую сложность в этих расчетах представляет определение необходимого количества тепла для подогрева нефти и поверхности теплообменной аппаратуры.

Введем основные понятия и определения по расчету теплообменной аппаратуры.

Различают три вида теплообмена — теплопроводность, конвекцию и излучение (радиация, лучеиспускание).

Теплопроводностью называется процесс распространения тепла путем колебательного движения частиц при их взаимном соприкосновении без относительного перемещения.

¹ Для более полного изучения материала по данному вопросу рекомендуется книга К. Ф. Павлова и др. «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии». Л., изд-во «Химия», 1970, а также книга Т. Хоблера «Теплопередача и теплообменники». М., Госхимиздат, 1961.

Конвекция — распространение тепла путем переноса его жидкими или газообразными частицами, т. е. частицами, перемещающимися относительно друг друга.

Процесс распространения тепла путем электромагнитных колебаний, вызываемых лучистой энергией, называется тепловым излучением или лучеиспусканием.

При проектировании указанных выше установок приходится иметь дело с двумя первыми процессами передачи тепла — теплопроводностью и конвекцией.

1. Закон распространения тепла путем теплопроводности впервые был открыт Фурье и имеет следующую математическую запись:

$$Q = -\lambda \frac{dt}{dn} F \tau, \quad (\text{VI.39})$$

т. е. при теплопроводности количество переданного тепла (в Дж) в единицу времени пропорционально коэффициенту λ , температурному градиенту $\frac{dt}{dn}$ и площади сечения потока F , направленной перпендикулярно распространению тепла. Если количество переданного тепла отнести к единице площади сечения и единице времени, то выражение (VI.39) можно записать так:

$$q = \frac{Q}{F \tau} = -\lambda \frac{dt}{dn} = -\lambda \text{ grad } t \text{ Дж/м}^2 \cdot \text{сек или Вт/(м} \cdot \text{°C).} \quad (\text{VI.40})$$

Величина λ в данном уравнении — коэффициент теплопроводности, характеризующий способность вещества проводить тепло. Размерность λ :

$$\lambda = \frac{q}{\text{grad } t} = \frac{\frac{Q}{F \tau}}{\frac{\Delta t}{\Delta n}} \text{ Дж/(м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \frac{\text{°C}}{\text{м}}) = \text{Вт/(м} \cdot \text{°C).}$$

Соотношения между этими двумя единицами измерения коэффициента λ можно найти в табл. 8 приложения 1.

Коэффициент теплопроводности λ в основном зависит от природы, структуры, влажности и температуры материала.

Количество тепла Q , передаваемого через плоскую стенку, пропорционально поверхности стенки F (м²), времени τ (сек.), температурному перепаду Δt (град.) и обратно пропорционально толщине стенки δ (м), т. е.

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F \tau \Delta t \text{ Дж.} \quad (\text{VI.41})$$

Величину λ/δ (Вт/(м²·°C)) принято называть тепловой проводимостью стенки, а обратную ей величину δ/λ (м²·°C/Вт) — термическим сопротивлением стенки.

Количество тепла Q , передаваемого через цилиндрическую стенку, можно определить из формулы (VI.39), подставляя вместо F значение поверхности трубы:

$$Q = -\lambda F \frac{dt}{dr} = -\lambda \cdot 2\pi r l \frac{dt}{dr}. \quad (\text{VI.42})$$

Интегрирование уравнения (VI.42) дает

$$t = -\frac{Q}{2\pi l \lambda} \ln r + C.$$

Подставляя в данное уравнение граничные значения переменных (при $r=r_1$ $t=t_1$ и при $r=r_2$ $t=t_2$) и исключая постоянную C , получаем

$$Q = \frac{2\pi \lambda l}{\ln \frac{d_2}{d_1}} (t_1 - t_2), \quad (\text{VI.43})$$

где l — длина трубы в м; d_2 и d_1 — наружный и внутренний диаметры трубы; t_1 и t_2 — температура на внутренней и наружной поверхности трубы в °С (или °K).

Формула (VI.43) справедлива как при $t_1 > t_2$, так и при $t_2 > t_1$.

При $d_2/d_1 < 2$ расчет теплопроводности цилиндрической стенки без особой погрешности можно производить по формуле для

плоской стенки, т. е. по формуле (VI.41), а также (VI.48).

2. 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. 84). Поэтому увеличение степени турбулентности, приводящее к уменьшению толщины пограничного слоя δ , способствует более интенсивной теплоотдаче. В этом случае процесс теплоотдачи рассчитывается по формуле Ньютона

$$Q = \alpha_c F (t_{\text{ж}} - t_c), \quad (\text{VI.44})$$

согласно которой количество переданного тепла Q пропорционально поверхности теплообмена F и разности температур между основной массой жидкости и стенкой. Интенсивность процесса здесь определяется коэффициентом теплоотдачи через соприкосновение α_c , размерность которого выражается в 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 $t_{\text{ж}}$ и температуры стенки t_c .

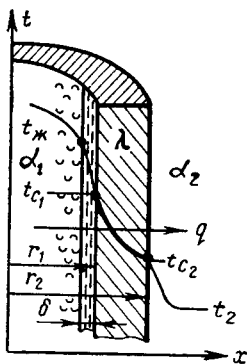


Рис. 84. Схема теплопередачи через цилиндрическую стенку.

Величина коэффициента теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha_c = \text{Nu} \frac{\lambda}{d}, \quad (\text{VI.45})$$

где Nu — критерий Нуссельта, характеризующий процесс теплообмена между теплоносителем и стенкой; λ — коэффициент теплопроводности; d — диаметр трубы.

В свою очередь критерий Nu является сложной функцией, зависящей для конвективного теплообмена от критерия Рейнольдса Re , критерия Грасгофа Gr и критерия Прандтля Pr , т. е.

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr});$$

$$\text{Re} = \frac{wd}{\nu}; \quad \text{Pr} = \frac{\nu C \rho}{\lambda}; \quad \text{Gr} = \frac{d^3 g}{\nu^2} \beta \Delta t.$$

Критерий Прандтля характеризует отношение вязкостных и температуропроводных свойств теплоносителя, а критерий Грасгофа — отношение сил молекулярного трения и подъемной силы, обусловленной разницей плотностей в отдельных точках неизотермического потока.

В приведенных выражениях w — скорость жидкости в м/сек; d — диаметр трубы в м; ν — вязкость жидкости в м²/сек; g — ускорение силы тяжести в м/сек²; β — коэффициент объемного расширения в 1/°C; C — удельная теплоемкость в Дж/(кг·°C) или (во внесистемных единицах) в ккал/(кг·°C); ρ — плотность жидкости в кг/м³.

Обработка опытного материала позволила М. А. Михееву и И. М. Михеевой [41] получить (для ламинарного течения любой жидкости) формулу для определения критерия Нуссельта в следующем виде:

$$\text{Nu} = 0,15 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,33} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,43} \text{Gr}_{\text{ж}}^{0,1} \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ж}}}{\text{Pr}_{\text{с}}} \right)^{0,25}. \quad (\text{VI.46})$$

Для турбулентного режима ($\text{Re} > 10^4$)

$$\text{Nu} = 0,021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,8} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ж}}}{\text{Pr}_{\text{с}}} \right)^{0,25}. \quad (\text{VI.47})$$

Для газов $\text{Pr} = \text{const}$, а $\text{Pr}_{\text{ж}}/\text{Pr}_{\text{с}} = 1$, и поэтому все приведенные выше расчетные формулы упрощаются.

Таким образом, мы рассмотрели отдельно перенос тепла путем теплопроводности и конвекции. В действительности же эти два процесса часто протекают одновременно и действуют совместно, поэтому количественной характеристикой этого совместного процесса принято считать коэффициент теплопередачи.

Коэффициентом теплопередачи K определяется количество тепла, передаваемого 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:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^m \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}). \quad (\text{VI.48})$$

Коэффициент теплопередачи через цилиндрическую стенку определяется по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 D_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{D_2}{D_1} + \frac{1}{\alpha_2 D_2}} \quad \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})^*, \quad (\text{VI.49})$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от горячей жидкости к стенке трубы в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$; α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нагреваемой жидкости или во внешнюю среду в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$; D_1 и D_2 — внутренний и наружный диаметры трубопровода в м; λ — коэффициент теплопроводности в $\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{С})$.

Для многослойной цилиндрической стенки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 D_1} + \sum_1^m \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{i+1}}{D_i} + \frac{1}{\alpha_2 D_{i+1}}}. \quad (\text{VI.50})$$

Расчетная формула теплопередачи для стационарного режима имеет следующий вид:

$$Q = KF(t_1 - t_2) \quad \text{Вт}^*. \quad (\text{VI.51})$$

При проектировании новых теплообменных аппаратов могут быть поставлены три следующие задачи: 1) определение поверхности нагрева F , необходимой для передачи заданного количества тепла Q от горячего теплоносителя к холодному; 2) расчет количества тепла Q , передаваемого через известную поверхность нагрева F , и 3) нахождение конечных температур теплоносителей, если известны величины F и Q .

Во всех расчетах основными являются уравнение (VI.51) и уравнение теплового баланса:

$$Q = M_1 C_1 (T_n - T_k) = M_2 C_2 (t_k - t_n), \quad (\text{VI.52})$$

где Q — количество тепла в кДж/сек; M_1 и M_2 — массовые расходы горячего и холодного теплоносителей в кг/сек; 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 — теплоемкости теплоносителей в кДж/(кг · °С).

* При расчетах следует пользоваться соотношениями, приведенными в табл. 4, 5 и 8 из приложения 1.

Обозначим произведение $M_1 C_1 = W_1$ и $M_2 C_2 = W_2$, где W носит название водяного эквивалента теплоносителя. Тогда уравнение (VI.52) примет вид:

$$Q = W_1 (T_H - T_K) = W_2 (t_K - t_H) = W_1 \Delta T_1 = W_2 \Delta t_2, \quad (\text{VI.52a})$$

Из уравнения (VI.52a) 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.

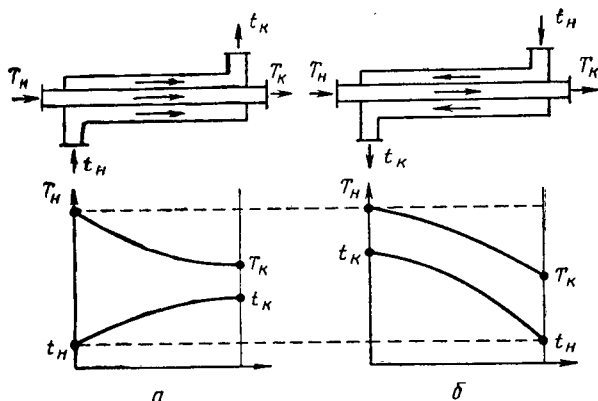


Рис. 85. Характер изменения температур рабочих жидкостей при протокте (а) и противотокте (б).

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 применяются в основном три схемы движения жидкостей: 1) протокте — когда горячая и холодная жидкости протекают параллельно; 2) противотокте — когда горячая и холодная жидкости протекают в противоположном друг другу направлении; 3) перекрестная — когда жидкости протекают в перекрестном направлении. На рис. 85 приведена схема теплообменников типа «труба в трубе» и распределения температуры при протокте (а) и противотокте (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 протокте, можно прийти к выводу, что нельзя нагреть входящий холодный теплоноситель температурой t_H выше температуры выходящего горячего теплоносителя T_K , т. е. $t_K < T_K$, что обуславливается термическим сопротивлением стенок теплообменника. При противотокте же конечная температура холодного теплоносителя t_K может быть выше конечной температуры горячего теплоносителя T_K , что и показано на схеме.

При прямотоке и противотоке, которые преимущественно используются в теплообменных аппаратах, температурный напор определяется по среднелогарифмической или среднеарифметической разности температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T_{\text{н}} - t_{\text{н}}) - (T_{\text{к}} - t_{\text{к}})}{\ln \frac{T_{\text{н}} - t_{\text{н}}}{T_{\text{к}} - t_{\text{к}}}} \quad \text{для прямотока;} \quad (\text{VI.53})$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T_{\text{н}} - t_{\text{к}}) - (T_{\text{к}} - t_{\text{н}})}{\ln \frac{T_{\text{н}} - t_{\text{к}}}{T_{\text{к}} - t_{\text{н}}}} \quad \text{для противотока.} \quad (\text{VI.54})$$

По указанным формулам получаются совпадающие результаты. Поэтому для противотока и прямотока вместо формул (VI.53) и (VI.54) можно написать одну:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,303 \lg \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (\text{VI.55})$$

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 отношение $\Delta t_{\text{б}}/\Delta t_{\text{м}} > 2$, то определяется среднелогарифмическая температура по формуле (VI.55); если отношение $\Delta t_{\text{б}}/\Delta t_{\text{м}} < 2$, то определяется среднеарифметическая температура по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}}}{2}. \quad (\text{VI.56})$$

При расчетах теплообменной аппаратуры приходится пользоваться эквивалентным диаметром, который определяется из следующих формул:

а) для кожухотрубчатых теплообменников

$$d_3 = \frac{4F}{\Pi} = \frac{4 \left(\frac{\pi D^2}{4} - n \frac{\pi d^2}{4} \right)}{\pi D + n \pi d} = \frac{D^2 - n d^2}{D + n d}; \quad (\text{VI.57})$$

б) для теплообменников типа «труба в трубе» при движении теплоносителя в межтрубном пространстве

$$d_3 = \frac{4F}{\Pi} = \frac{4 (D^2 - d^2) \frac{\pi}{4}}{\pi (D + d)} = \frac{D^2 - d^2}{D + d} = \frac{(D + d)(D - d)}{D + d} = D - d. \quad (\text{VI.58})$$

В формулах (VI.57) и (VI.58) обозначены:

F — площадь сечения потока в м^2 ; Π — смоченный периметр в м; D — внутренний диаметр аппарата или внутренний диаметр наружной трубы; d — наружный диаметр трубок; n — число трубок.

Большие затруднения встречаются при определении полного коэффициента теплопередачи K по формулам (VI.49) и (VI.50), 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 $3,49 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}$ ($3,0 \text{ ккал/м}^2 \cdot ^\circ\text{С}$), 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 антикоррозийной изоляции и отложений парафина и грязи на внутренней поверхности трубопровода. Коэффициент α_1 определяется тепловым и гидравлическим режимом потока нефти (см. рис. 84), 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 . Исключение 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, перекачки нефтей, особенно парафинистых, целесообразно осуществлять в области ламинарного режима, чтобы уменьшить их остывание в пути.

Внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 при ламинарном течении жидкости определяется из формул (VI.45) и (VI.46). Для турбулентного режима движения нефти коэффициент α_1 определяется из формул (VI.45) и (VI.47).

Для определения внешнего коэффициента теплоотдачи α_2 (от поверхности трубопровода в окружающую среду) рекомендуется пользоваться достаточно хорошо подтвержденной экспериментально формулой Форхгеймера — Власова:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{\text{гр}}}{D_{\text{н}} \ln \left[\frac{2h}{D_{\text{н}}} + \sqrt{\left(\frac{2h}{D_{\text{н}}} \right)^2 - 1} \right]}, \quad (\text{VI.59})$$

где $\lambda_{\text{гр}}$ — коэффициент теплопроводности грунта; h — глубина заложения трубопровода в грунт (до оси); $D_{\text{н}}$ — наружный диаметр трубопровода.

При $2h/D > 2$ можно рассчитывать α_2 с точностью до 1 % по формуле вида:

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_{\text{гр}}}{D_{\text{н}} \ln \frac{4h}{D_{\text{н}}}}. \quad (\text{VI.60})$$

Формулы (VI.59) и (VI.60) дают хорошие результаты при сравнительно больших заглублениях нефтепроводов: $h/D_{\text{н}} > 3 \div 4$. При малых заглублениях в указанные формулы должны вводиться

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:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{\text{гр}}}{D_n \ln \left[4 \left(\frac{h}{D_n} + \frac{1}{\text{Nu}} \right) \right]}, \quad (\text{VI.61})$$

где Nu определяется из формулы (VI.45), в которой λ — коэффициент теплопроводности воздуха принимается равным $0,021 \cdot 1,163 = 0,144 \text{ Вт/(м} \cdot ^\circ\text{С)}$ ($0,021 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$).

Для закрепления знаний, полученных по данному параграфу, и для приобретения навыков в расчетах произведем определение основных размеров теплообменника.

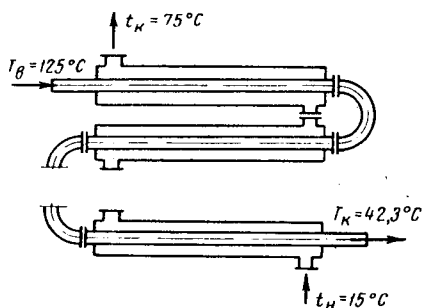


Рис. 86. К расчету теплообменника типа «труба в трубе».

Пример. Определить поверхность нагрева водо-нефтяного теплообменника типа «труба в трубе».

Греющая вода движется по внутренней трубе ($\lambda = 45 \text{ Вт/(м} \cdot ^\circ\text{С)}$) диаметром $\frac{d_2}{d_1} = \frac{55}{50}$ мм и имеет температуру на входе $T_{\text{в}} = 125^\circ \text{С}$. Расход греющей воды $G_1 = 6000 \text{ кг/ч}$. Нагреваемая нефть плотностью $\rho_{15} = 800 \text{ кг/м}^3$ движется противотоком по кольцевому пространству и нагревается от $t_{\text{н}} = 15^\circ \text{С}$ до $t_{\text{к}} = 75^\circ \text{С}$.

Внутренний диаметр внешней трубы $D = 90 \text{ мм}$. Расход нагреваемой нефти $G_2 = 10\,000 \text{ кг/ч}$. Длина одной секции теплообменника $l = 4 \text{ м}$. Потерями тепла

через внешнюю поверхность теплообменника пренебрегаем.

Расчетная схема теплообменника приведена на рис. 86.

Решение. Теплоемкость воды $C_{p2} = 1 \text{ ккал} = 4,19 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{С)}$. Теплоемкость нефти C_{p1} при 15°С равна $1,54 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{С)}$, при 75°С — $1,98 \text{ кДж/(кг} \cdot ^\circ\text{С)}$.

Количество переданного тепла определяется по формуле

$$Q = G_2 \frac{C_{p1} + C_{p2}}{2} (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) = \frac{10\,000}{3600} \left(\frac{1,54 + 1,98}{2} \right) (75 - 15) = 294 \text{ кВт.}$$

Температура греющей воды на выходе

$$T_{\text{к}} = T_{\text{н}} - \frac{Q}{G_1 C_{p2}} = 125 - \frac{294 \cdot 3600}{6000 \cdot 4,19} = 42,3^\circ \text{С.}$$

Находим средние арифметические значения температур теплоносителей и значения физических свойств воды при этих температурах:

$$T_{\text{в}}^{\text{ср}} = \frac{T_{\text{н}} + T_{\text{к}}}{2} = 0,5 (125 + 42,3) = 83,6^\circ \text{С.}$$

При этой температуре основные параметры воды [7]: плотность $\rho_{\text{в}} = 974 \text{ кг/м}^3$, вязкость $\nu_{\text{в}} = 0,4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$, коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{в}} = 0,658 \text{ Вт/(м} \cdot ^\circ\text{С)}$, критерий Прандтля $\text{Pr}_{\text{в}} = 2,45$.

При средней температуре нефти в теплообменнике $t_{\text{н}}^{\text{ср}} = (t_{\text{н}} + t_{\text{к}})/2 = 0,5 (15 + 75) = 45^\circ \text{С}$ основные показатели ее следующие: плотность $\rho_{45} =$

$= 780 \text{ кг/м}^3$, вязкость $\nu_n = 1,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$, коэффициент теплопроводности $\lambda_n = 0,144 \text{ Вт/(м} \cdot ^\circ\text{С)}$ *, критерий Прандтля $Pr_n = 3,5$ **. Скорость движения теплоносителей:

$$w_B = \frac{G_1 \cdot 4}{\rho_B \pi d_1^2} = \frac{4 \cdot 6000}{974 \cdot 3,14 (5,0 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 3600} = 0,875 \text{ м/сек};$$

$$w_n = \frac{G_2 \cdot 4}{\rho_n \pi (D^2 - d_2^2) \cdot 3600} = \frac{4 \cdot 10000}{780 \cdot 3,14 (9,0^2 - 5,5^2) \cdot 10^{-4} \cdot 3600} = 0,89 \text{ м/сек}.$$

Критерий Рейнольдса для потока греющей воды

$$Re_B = \frac{w_B d_1}{\nu_B} = \frac{0,875 \cdot 5,0 \cdot 10^{-2}}{0,4 \cdot 10^{-6}} = 10,9 \cdot 10^9.$$

Режим движения греющей воды турбулентный, поэтому расчет критерия Нуссельта и коэффициента теплоотдачи соответственно производим по формулам (VI.45) и (VI.47) ***.

Так как температура стенки внутренней трубы $t_{ст}$ не известна, то в первом приближении задаемся ее значением

$$t_{ст} = \frac{T_B^{cp} + T_n^{cp}}{2} = \frac{83,6 + 45}{2} = 64,3^\circ \text{ С}.$$

При этой температуре $Pr_{c1} = 2,76$.

Тогда, подставляя известные значения в формулу (VI.47), получим

$$Nu_B = 0,021 (10,9 \cdot 10^4)^{0,8} (2,45)^{0,43} \left(\frac{2,45}{2,76} \right)^{0,25} = 321.$$

Коэффициент теплоотдачи от греющей воды к стенке трубы

$$\alpha_1 = Nu_B \frac{\lambda_B}{d_1} = 321 \frac{0,658}{5,0 \cdot 10^{-2}} = 4224 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}.$$

Критерий Рейнольдса для потока нагреваемой нефти

$$Re_n = \frac{w_n D_3^{****}}{\nu_n} = \frac{w_n (D - d_2)}{\nu_n} = \frac{0,89 (90 - 55) 10^{-2}}{1,2 \cdot 10^{-6}} = 2,59 \cdot 10^5.$$

Приняв в первом приближении $t_{ст1} = t_{ст2}$ и, следовательно, $Pr_{c2} = Pr_{c1} = 2,76$, получим

$$Nu_n = 0,021 Re_n^{0,8} Pr_n^{0,43} \left(\frac{Pr_n}{Pr_c} \right)^{0,25} = 0,021 (2,59 \cdot 10^5)^{0,8} 3,5^{0,43} \left(\frac{3,5}{2,76} \right)^{0,25} = 1215.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нагреваемой нефти

$$\alpha_2 = Nu_n \frac{\lambda_n}{D_3} = Nu_n \frac{\lambda_n}{(9,0 - 5,5) 10^{-2}} = 1215 \frac{0,144}{3,5 \cdot 10^{-2}} = 5850 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}.$$

* Из-за отсутствия данных для нефти принимаем данные для масла.

** К. Ф. Павлов и др. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л., изд-во «Химия», 1970.

*** В формулах (VI.45) и (VI.47) значения физических констант следует брать: а) для вычислений критерия Pr_c — при температуре стенки, соприкасающейся с потоком; б) для вычисления критериев Nu , Re и Pr — при средней арифметической температуре жидкости или газа.

**** Эквивалентный диаметр для межтрубного пространства определяется по формуле (VI.58).

Так как $d_2/d_1 < 2$, то коэффициент теплопередачи определится по формуле для плоской стенки (VI.48):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{4224} + \frac{2,5 \cdot 10^{-2}}{45} + \frac{1}{5850}} = 1040 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{C)}.$$

Ввиду того, что в рассматриваемом случае

$$\frac{T_H - t_K}{T_K - t_H} = \frac{125 - 75}{42,3 - 15} = \frac{50}{27,3} < 2,$$

температурный напор Δt с достаточной для практических целей точностью можно определять по средней арифметической разности температур:

$$\Delta t = T_{\text{Б}}^{\text{CP}} - t_{\text{H}}^{\text{CP}} = 83,6 - 45 = 38,6^\circ \text{C}.$$

Плотность теплового потока

$$q = K \Delta t = 1040 \cdot 38,6 = 40\,900 \text{ Вт/м}^2.$$

Поверхность нагрева

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{294\,000}{40\,900} = 7,2 \text{ м}^2.$$

Число секций

$$n = \frac{F}{\pi d_2 l} = \frac{7,2}{3,14 \cdot 5,5 \cdot 10^{-2} \cdot 4} = 10,4.$$

Температура стенок труб

$$t_{\text{ст}1} = T_{\text{Б}}^{\text{CP}} - \frac{q}{\alpha_1} = 83,6 - \frac{40\,900}{4\,224} = 73,9^\circ \text{C}.$$

$$t_{\text{ст}2} = t_{\text{H}}^{\text{CP}} + \frac{q}{\alpha_2} = 45 + \frac{40\,900}{5850} = 52^\circ \text{C}.$$

При этих температурах $\text{Pr}_{\text{с}1} = 3,59$ и $\text{Pr}_{\text{с}2} = 3,83$ и поправки на изменения физических свойств жидкости по сечению потока имеют следующие значения:

$$\left(\frac{\text{Pr}_{\text{Б}}}{\text{Pr}_{\text{с}1}} \right)^{0,25} = \left(\frac{2,45}{3,59} \right)^{0,25} = 0,91 \text{ (в расчете было принято } 0,96);$$

$$\left(\frac{\text{Pr}_{\text{H}}}{\text{Pr}_{\text{с}2}} \right)^{0,25} = \left(\frac{3,5}{3,83} \right)^{0,25} = 0,96 \text{ (в расчете было принято } 1,06).$$

Совпадение сравнительно хорошее, поэтому можно принять $F = 7,2 \text{ м}^2$.

НЕФТЯНЫЕ РЕЗЕРВУАРЫ

§ 1. НАЗНАЧЕНИЕ, КЛАССИФИКАЦИЯ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ

Нефтяные резервуары, устанавливаемые на территории месторождения, 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. На площадях месторождений такие группы резервуаров обычно называются сборными пунктами. В зависимости от назначения нефтесборные пункты бывают промежуточными, участковыми, бригадными или промысловыми. Резервуарные парки, служащие для приема и хранения нефти, прошедшей установки обезвоживания и обессоливания, являются товарными парками. Промежуточные и участковые резервуарные парки при самотечной системе нефтегазосбора обычно размещаются в пониженных местах, чтобы обеспечить самотечный сбор нефти, а центральные или промысловые — в повышенных местах для самотечной отгрузки товарной нефти в товарные резервуарные парки. Часто на небольших месторождениях центральный резервуарный парк выполняет функции товарного парка. На площади промежуточных и участковых резервуарных парков устанавливают по два-три резервуара небольшой емкости ($200 \div 400 \text{ м}^3$), в центральном парке — четыре-шесть резервуаров объемом 2000 м^3 и в товарном парке — от шести до десяти резервуаров объемом $5000\text{—}10\,000 \text{ м}^3$ каждый в зависимости от плановых заданий на разработку месторождения и норм на проектирование обустройства производственных площадей.

На новых месторождениях с напорной системой нефтесбора строительство резервуарных парков резко сокращается, в связи с чем резко сократятся также и потери нефти от испарения из-за негерметичности резервуаров.

Нефтяные резервуары строят из негорючих материалов в наземном, полуподземном и подземном исполнении. Для сбора,

хранения и замера нефти на нефтяных месторождениях в большинстве случаев сооружают цилиндрические стальные наземные резервуары и реже — бетонные и железобетонные, полностью или частично заглубленные под землю.

Стальные резервуары строят с постоянной и переменной толщиной стенок корпуса. В зависимости от объема и высоты резервуаров их изготавливают из листовой стали толщиной от 4 до 10 мм. По технологическим условиям изготовления резервуаров (сварка) листовая сталь толщиной менее 4 мм не может применяться. В связи с этим на практике делаются отступления от теоретической толщины стенок. Резер-

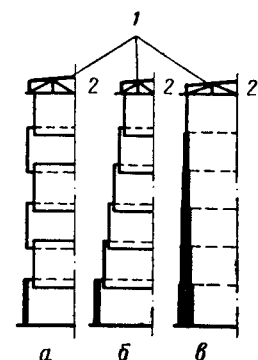


Рис. 87. Схема расположения поясков резервуаров.

а — ступенчатое; б — телескопическое; в — встык. 1 — крыша; 2 — ферма.

вуары малой емкости, когда расчетная толщина стенки получается меньше $3 \div 4$ мм, выполняются с постоянной толщиной стенки 4 мм. Резервуары средней и большой емкости в целях экономии металла изготавливаются 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, а при избыточном давлении — по закону трапеции. В первом случае давление в нижней точке резервуара будет

$$p = H\rho g \quad \text{Н/м}^2.$$

На глубине h давление выражается так:

$$p = h\rho g \quad \text{Н/м}^2,$$

а толщину стенки определяют из уравнения

$$\delta = \frac{h\rho Dg}{2R_z} \text{ м}, \quad (\text{VII.1})$$

где h — высота столба от уровня жидкости до рассматриваемого пояса резервуара в м; ρ — плотность жидкости в кг/м^3 ; D — диаметр резервуара в м; R_z — допустимое напряжение на растяжение на мартеновскую сталь Ст.3 ($R_z = 1400 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$).

Толщину дна резервуара обычно не рассчитывают, поскольку гидростатическое давление, создаваемое столбом жидкости, воспринимается фундаментом, на котором установлен резервуар. Поэтому толщина листовой стали, идущей на изготовление дна резервуаров, не превышает 5 мм.

При сооружении корпуса резервуара стальные пояса могут располагаться тремя способами: ступенчатым, телескопическим и встык (рис. 87). Крыша резервуара 1 воспринимает внешние нагрузки от снега и вакуума в пределах 245 Н/м^2 (25 кг/м^2) и внутреннюю нагрузку от избыточного давления в паровом пространстве резервуара (до 200 кг/м^2); обычно ее изготавливают из листовой стали толщиной не более 2,5 мм. Крыши вертикальных резерву-

аров строят трех типов: конические, сферические и плоские. На нефтяных месторождениях чаще всего применяются резервуары с плоскими крышами, имеющие наименьшее газовое пространство, а следовательно, и обеспечивающие наименьшие потери легких фракций от малых и больших «дыханий» (см. §§ 3 и 4 данной главы). Крыши резервуаров располагаются 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. 27.

Т а б л и ц а 27

Обозначение резервуара	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-1000	12 000	9 600	21,57
PBC-2000	14 670	12 320	36,07
PBC-3000	18 680	12 320	54,54
PBC-5000	22 680	12 270	78,37
PBC-7500	28 020	12 270	125,56
PBC-10000	33 350	12 270	174,44

Геометрические размеры типовых резервуаров определены из условия минимального расхода стали при использовании листов стандартных размеров.

Весьма ответственной операцией при строительстве резервуаров является сооружение фундамента, который при неправильном выполнении может давать неравномерную осадку резервуара, в результате чего могут образоваться трещины в сварных швах, появиться течь в корпусе и днище, а также может обрушиться строительное перекрытие. Поэтому при выборе площадки под резервуары руководствуются удельным давлением на грунт, которое не должно быть ниже $11,8 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ ($1,2 \text{ кг/см}^2$). В качестве строительного материала для фундамента под резервуар используют песок, супесь и суглинок. Вокруг фундамента для отвода ливневых вод устраивают кювет с уклоном $i = 0,005$ в сторону сети технической канализации.

§ 2. ОБОРУДОВАНИЕ СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ

На рис. 88 приведена схема расположения оборудования на наземных вертикальных цилиндрических стальных резервуарах.

Для проведения операций по приему, хранению и отпуску сырой и товарной нефти резервуары оборудуют специальной гарнитурой и арматурой.

Оборудование резервуаров имеет своим назначением обеспечивать правильную и безопасную эксплуатацию резервуаров, в частности: 1) наполнение и опорожнение 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.

На нефтяных резервуарах монтируется следующее оборудование.

Люк-лаз 7 устанавливается на нижнем поясе резервуара и предназначается для проникновения людей внутрь резервуара при

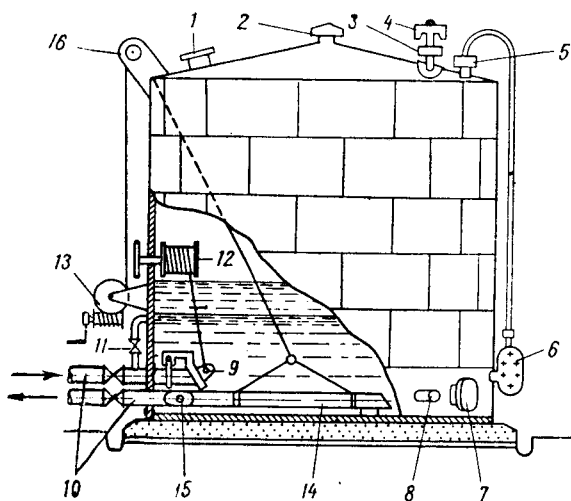


Рис. 88. Схема расположения оборудования на наземном вертикальном цилиндрическом стальном резервуаре.

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 — хлопушка; 10 — приемно-раздаточные патрубки; 11 — перепускное устройство; 12 — управление хлопушкой; 13 — лебедка; 14 — подъемная труба; 15 — шарнир подъемной трубы; 16 — роликовый блок.

ремонте и очистке его от грязи, а также для освещения и проветривания резервуара при проведении этих работ.

Замерный люк 5 служит для замера в резервуаре уровня нефти и подтоварной воды, а также для отбора проб пробоботборником. Замерный люк устанавливается на патрубке, вваренном вертикально в крышу резервуара. Крышка замерного люка герметично соединяется с корпусом посредством прокладки и нажимного откидного болта. Внутри замерного люка расположена направляющая колодка, по которой спускают в резервуар замерную ленту с лотом. Колодка изготавливается из меди или алюминия, чтобы предотвратить искрообразование.

Световой люк 1 устанавливается на крыше резервуара над приемно-раздаточным патрубком. При открытой крышке через него внутрь резервуара проникает свет и производится проветривание резервуара перед зачисткой или ремонтом.

Приемо-раздаточные патрубки 10 предназначаются для присоединения к ним приемных или раздаточных трубопроводов снаружи резервуаров, а хлопушка и шарнир подъемной трубы — внутри

резервуара. Патрубки устанавливаются на нижнем поясе 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 $0,5 \div 2,5$ м/сек.

Хлопушки 9 устанавливаются 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 на свое место, закрывая трубу. При откачке нефти из резервуара крышка хлопушки открывается принудительно специальным устройством, состоящим из вращающегося барабана с наматывающимся на него тросом.

Перепускное устройство 11 служит для выравнивания давления нефти с обеих сторон крышки хлопушки путем перепуска его из резервуара в приемо-раздаточный патрубок. Перепускное устройство устанавливается на всех резервуарах высотой более 6 м.

Подъемная труба 14 монтируется внутри резервуара и предназначается для отбора нефти с требуемой высоты.

Дыхательный клапан (рис. 89) автоматически сообщает газовое пространство резервуара с атмосферой в те моменты, когда в резервуаре создается предельно допустимое давление или вакуум в результате изменения температуры, а также при наполнении и опорожнении резервуара. Дыхательные клапаны рассчитаны на избыточное давление или вакуум в газовом пространстве резервуара $20 \cdot 9,81$ Н/м² (20 мм вод. ст.). При таком избыточном давлении масса кровли резервуара, изготовленной из листовой стали толщиной 2,5 мм, уравновешивается силой избыточного давления на нее. Масса 1 м² крыши составляет 20 кг и, следовательно, принятое предельное избыточное давление в $196,2$ Н/м² не будет превосходить массы крыши, чем исключаются ее деформация и нарушение плотности швов.

Клапан работает следующим образом. При повышении давления внутри резервуара клапан 2 поднимается и сбрасывает в атмосферу излишний газ, а при понижении давления внутри резервуара открывается клапан 1 и в резервуар поступает воздух. Клапаны 1 и 2 могут быть отрегулированы на определенное давление и подниматься

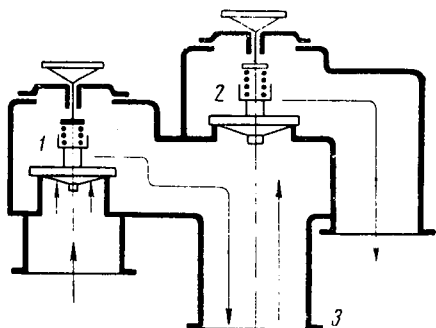


Рис. 89. Схема дыхательного клапана.
1 — клапан вакуума; 2 — клапан давления; 3 — фланец для установки клапана на огневом предохранителе.

только в том случае, когда давление или разряжение внутри резервуара достигнет определенной величины. Над клапанами 1 и 2 имеются съемные люки, через которые вынимаются 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

Во избежание коррозии корпус клапана и седло изготавливают из алюминиевого сплава АЛ-2.

Дыхательный клапан является ответственным элементом оборудования резервуара, в связи с чем исправному состоянию клапанов и правильной эксплуатации их должно уделяться особое внимание. В зимнее время дыхательные клапаны часто выходят из строя, так как при прохождении влажных паров нефти через клапан влага, конденсируясь на тарелках и седлах, приводит их к взаимному примерзанию. Этот недостаток устраняется путем изоляции смерзающихся поверхностей клапана фторопластом, имеющим большую механическую прочность при низких температурах и высокую химическую стойкость.

Гидравлический предохранительный клапан (рис. 90) предназначен для ограничения избыточного давления или вакуума в газовом пространстве резервуара при отказе в работе дыхательного клапана, а также при недостаточном сечении дыхательного клапана для быстрого пропускa газа или воздуха. Предохранительные клапаны рассчитаны на несколько большее давление и вакуум, чем дыхательный клапан: на избыточное давление 588 Н/м² и разрежение 392 Н/м². Гидравлический предохранительный клапан устанавливается в комплексе с огневым предохранителем. Предохранительный клапан заливают незамерзающими неиспаряющимися мало-вязкими жидкостями (раствор глицерина, этиленгликоль и др.), образующими гидравлический затвор, через который происходит барботаж из резервуара излишней смеси газа с воздухом или «вдох» в резервуар недостающего для нормальной работы воздуха. В случаях резкого повышения давления в резервуаре может произойти выброс жидкости из клапана в кольцевой клапан; обратно из него жидкость стекает через отверстия в стенке кармана. На рис. 90, а показан момент, когда давление в газовом пространстве резервуара выше расчетного и газ сбрасывается в атмосферу через предохранительный клапан. На рис. 90, б при-

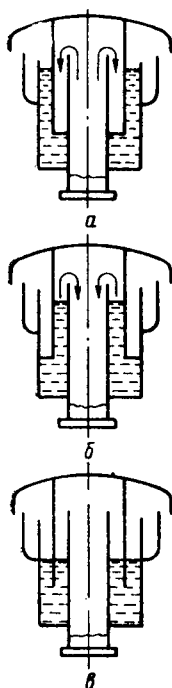


Рис. 90. Схема работы гидравлического предохранительного клапана.

а — в резервуаре избыточного давления; б — в резервуаре, имеющем вакуум; в — в резервуаре с давлением, равным атмосферному.

ведено положение, когда дыхательный клапан не сработал и образовавшийся в газовом пространстве резервуара вакуум стал настолько большим, что поступление воздуха в резервуар происходит через предохранительный клапан. На рис. 90, в показан случай, когда давление в газовом пространстве резервуара и атмосферного воздуха одинаково.

Огневые предохранители (см. рис. 89) устанавливаются на резервуарах в комплекте с дыхательными и предохранительными клапанами и 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, в результате чего дробится на отдельные мелкие потоки; поверхность соприкосновения пламени с предохранителем увеличивается, возрастает отдача тепла стенкам каналов, и пламя затухает. Основной деталью огневых предохранителей является спиральная ленточная кассета цилиндрической формы, изготовленная из цветных металлов и помещенная в корпус предохранителя.

Для измерения уровня и оперативного учета количества нефти в резервуарах различных типов применяется указатель уровня УДУ, изображенный на рис. 91. Прибор состоит из поплавка и мерной ленты, помещенной в герметичный кожух, выполненный 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.

Водоспускные приспособления предназначены для спуска в нефтеловушки излишней пластовой воды. Такие приспособления могут быть двух типов: пробковые краны с поворотной трубой или непрерывно работающие сифоны (рис. 92). Высота колена сифона h_c определяется расчетом в зависимости от выбранного соотношения высот столбов воды h_b и нефти h_n в резервуаре по следующей формуле:

$$g(h_n \rho_n + h_b \rho_b) = h_c \rho_b g,$$

откуда

$$h_c = \frac{h_n \rho_n}{\rho_b} + h_b.$$

Приведенный на рис. 88 общий вид стального резервуара с расположенным на нем оборудованием имеет существенный недостаток, заключающийся в неправильном вводе жидкости в резервуар. Особенно этот недостаток выявляется тогда, когда сырьевой резервуар используется в качестве аппарата для предварительного сброса пластовой воды (вместо КССУ) или для «холодной» промывки

эмульсии через водяную подушку. Резервуары должны оборудоваться для этих целей специальным распределительным устройством, обеспечивающим равномерность подъема эмульсии по всему сечению резервуара.

На рис. 93а приведен общий вид (снизу) распределительного устройства, монтируемого из алюминиевых труб и расположенного на расстоянии 0,5 м от дна резервуара. Распределительное устройство состоит из трех элементов: подводящего коллектора 1, лучевых отводов 2, подсоединенных к общей емкости 3, выполненной в виде барабана с эллиптической крышкой. С целью создания равномерного распределения эмульсии по площади резервуара и эффективного ее разрушения в лучевых отводах 2 сверлятся отверстия с постепенным увеличением их диаметра от центра к периферии резервуара.

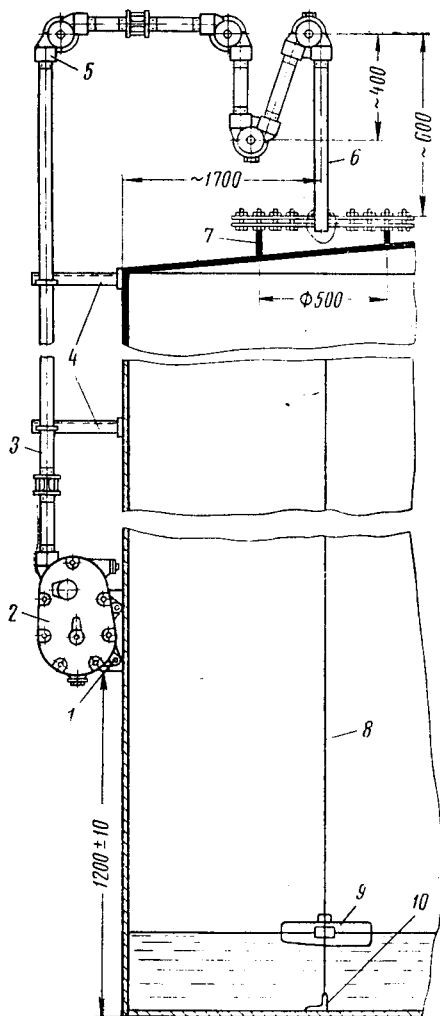


Рис. 91. Указатель уровня с дистанционной передачей УДУ.

1 — опора; 2 — указатель уровня с дистанционной приставкой; 3 и 6 — трубы; 4 — кронштейны; 5 — угловые ролики; 7 — люк; 8 — направляющий трос; 9 — поплавок; 10 — опора для крепления троса.

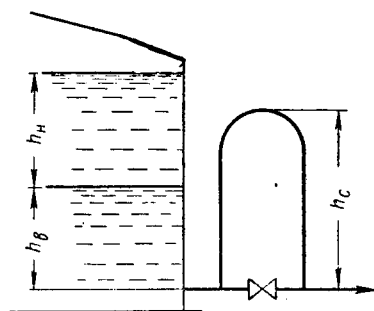


Рис. 92. Схема сифонного отвода воды из резервуаров.

распределительных устройств, рекомендуемых к установке в резервуарах. Предположим, что отверстия для выхода эмульсии расположены очень часто, тогда с известным приближением можно считать

Ниже приводятся расчетные формулы для определения напора и диаметров отверстий

расход по пути непрерывным. В лучевых отводах 2 с непрерывной раздачей по пути расход, поступивший в начале участка $Q/n = q$ л/сек (где Q — общий расход в коллекторе 1, n — количество отводов-лучей), по мере движения по отводу 2 будет постепенно и равномерно уменьшаться в связи с раздачей эмульсии на каждой единице пути.

Очевидно, что потеря напора на участке с непрерывной раздачей некоторого расхода должна быть меньше, чем в том случае, когда тот же расход проходил бы от начала до конца участка. На рис. 93б приведена расчетная схема распределения напора.

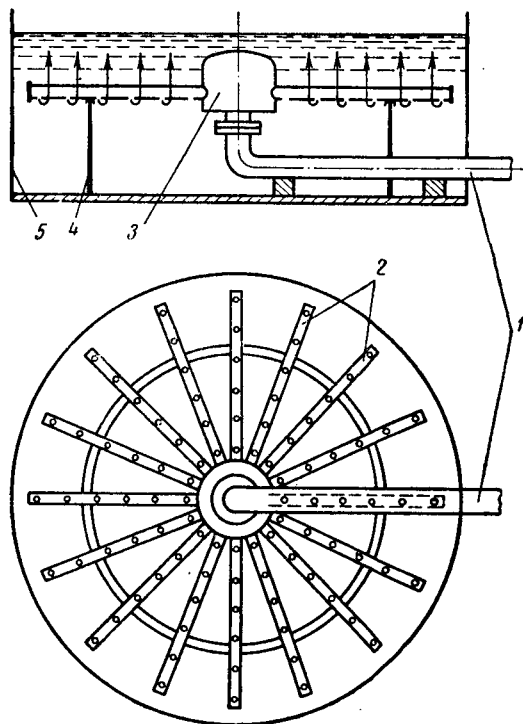


Рис. 93а. Распределительное устройство резервуаров для равномерного подъема нефтяной эмульсии по сечению.

1 — коллектор; 2 — отводы-лучи; 3 — барабан; 4 — стойки опоры лучей; 5 — корпус резервуара.

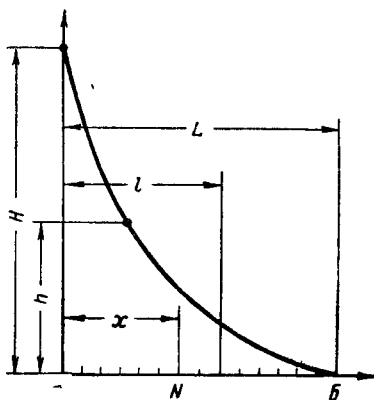


Рис. 93б. Распределение напора жидкости вдоль луча 2 при равномерном отборе.

Для получения аналитического выражения потери напора при непрерывном расходе эмульсии по пути рассмотрим сечение N , взятое на произвольном расстоянии x от начала участка AB .

Расход q_N будет меньше расхода q , поступившего в начале участка, на величину распределенного уже расхода по пути x , т. е.

$$q_N = q - \frac{q}{L} x = \frac{q}{L} (L - x). \quad (\text{VII.2})$$

Иначе говоря, в сечении N отвод 2 несет расход, достаточный для раздачи на оставшемся до конца участка пути $L - x$ по той же равномерной норме q/L .

Как известно, пьезометрический уклон во всяком сечении по формуле (III.10) равен

$$i = \frac{\lambda}{d} \frac{w^2}{2g} = \frac{\lambda \cdot 16q^2}{2g\pi^2 d^5} = \frac{q^2}{K^2}. \quad (\text{VII.3})$$

Подставляя значение расхода в сечении N , равное q/L ($L - x$), получим пьезометрический уклон для этого сечения:

$$i_N = \frac{q^2 (L-x)^2}{L^2 \cdot K^2}. \quad (\text{VII.4})$$

Тогда падение напора вдоль бесконечно малого элемента пути dx будет

$$dH = i_N dx = \frac{q^2 (L-x)^2}{L^2 K^2} dx.$$

Интегрируя это выражение в пределах всей длины участка AB , т. е. от $x = 0$ до $x = L$, получим потерю напора на всем участке с непрерывной раздачей эмульсии:

$$H_{A-B} = \frac{q^2}{L^2 K^2} \int_0^L (L-x)^2 dx, \quad (\text{VII.5})$$

откуда

$$H_{A-B} = \frac{q^2}{3} \frac{L}{K^2}. \quad (\text{VII.6})$$

Сравнивая формулу (VII.6) с формулой (VII.3), видим, что при непрерывной раздаче эмульсии по пути требуется напор в три раза меньший, чем при транзитной подаче, когда путевой расход жидкости отсутствует.

Представим уравнение (VII.6) в виде:

$$q = \sqrt{3} K \sqrt{\frac{H}{L}} = \sqrt{3} K \sqrt{i}.$$

Сравнивая его с формулой (VII.3), видим, что один и тот же напор при непрерывной раздаче подает эмульсии в $\sqrt{3}$ раза больше, чем при транзите.

Уравнение (VII.5) при верхнем пределе, равном не всей длине, а некоторому расстоянию l , дает потерю напора h на длине l . Это уравнение можно использовать для построения пьезометрической линии по точкам, взятым на разных расстояниях l от начала участка.

После построения пьезометрического напора на всей длине участка $A-B$ можно определить диаметры отверстий на отводе 2 путем подбора из формулы (VII.6), заменяя в ней H_{A-B} на h , L — на l и принимая $q = wf = w \frac{\pi d^2}{4}$.

Тогда

$$h = \frac{w^2 \pi^2 d^4}{3 \cdot 16} \cdot \frac{l \cdot 2g\pi^2 d^5}{\lambda \cdot 16}$$

$$d = 1,1 \sqrt[9]{\frac{w^2 l}{\lambda h}}. \quad (\text{VII.6a})$$

Неизвестными в этой формуле являются скорость выхода эмульсии w из отверстий и коэффициент гидравлического сопротивления λ , которые с некоторым приближением вполне можно принять за постоянные величины. Тогда, анализируя формулу (VII.6a), можно прийти к выводу, что по мере удаления от центра резервуара к периферии диаметры отверстий в отводе 2 должны увеличиваться. В практических условиях сверление можно начинать с 1,5-мм отверстий и заканчивать, в зависимости от диаметра лучевых отводов 2 и диаметра резервуара, отверстиями диаметром 6—10 мм. Лучевые отводы 2 с торцов должны быть закрыты заглушками. При выходе эмульсии через отверстия, направленные вниз, направление движения струек жидкости изменяется, что способствует их дроблению, а следовательно, и образованию еще большей поверхности эмульсии, контактирующей с водяной подушкой. Капли нефтяной эмульсии, поднимаясь через слой воды, адсорбируют на поверхности глобул деэмульгатор и разрушаются, что приводит к интенсификации процесса подготовки нефти и, как следствие этого, высвобождению оборудования.

§ 3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ МАЛЫХ И БОЛЬШИХ «ДЫХАНИЯХ» РЕЗЕРВУАРОВ

При сборе и хранении нефти на месторождении могут происходить различные потери нефти, вызываемые в основном утечками ее и испарением легких фракций.

При регулярном осмотре оборудования насосных станций, нефтепроводов и арматуры утечек нефти можно избежать. Потери нефти, связанные с испарением легких фракций, составляют на месторождениях до $1,5 \div 2\%$ от объема добытой нефти; ликвидация этих потерь при современном уровне развития резервуаростроения вполне возможна, но достигается она пока далеко не во всех случаях и с большими трудностями.

Основные потери нефти, связанные с испарением легких фракций, обуславливаются малыми и большими «дыханиями» резервуаров.

Малые «дыхания» в резервуарах возникают в результате изменения суточной температуры и барометрического давления наружного воздуха. Днем при нагревании резервуара и верхнего слоя нефти количество паров и их упругость в герметически закрытом резервуаре увеличиваются, и если давление превысит расчетное, то часть паров через предохранительный или дыхательный клапан выйдет из резервуара в атмосферу. В ночное время, когда температура воздуха понижается, часть паров нефти в резервуаре сконденсируется, давление упадет и в газовое пространство резервуара, при достижении вакуума сверх расчетного, будет входить наружный воздух.

Процесс впуска воздуха и выпуска смеси паров и воздуха при опорожнении и наполнении резервуара нефтью принято называть большими «дыханиями».

В резервуарах малой емкости потери от малых «дыханий» увеличиваются по сравнению с потерями в больших резервуарах в связи с тем, что в этом случае нефть имеет меньшую тепловую инерцию и сильнее подвержена колебаниям температуры.

Существует много методов определения потерь углеводородов при испарении нефти, основными из которых являются: 1) объемный или весовой метод, заключающийся в прямом измерении высоты взлива жидкости в резервуаре; 2) метод, основанный на измерениях относительной плотности нефти; 3) метод материального баланса, т. е. сравнение углеводородного состава нефти до и после ее испарения; 4) измерение средней концентрации углеводородов в газовом пространстве резервуара; 5) непосредственное измерение количества продуктов испарения.

Все перечисленные выше методы или чрезвычайно сложны и требуют много времени (второй, третий и четвертый методы), или они не дают необходимой точности (первый метод). Сущность третьего, самого точного аналитического метода достаточно полно освещена в § 1 гл. V, где рассматриваются вопросы сепарации нефти от газа.

Первый метод чрезвычайно прост, но вследствие погрешностей, возникающих при определении массы нефти из-за несовершенства замера уровня и плотности, он недостаточно точен. В самом деле, если температурную поправку для нефти обозначить через Δt , а относительное изменение плотности нефти при изменении температуры на 1°C — через a , то погрешность при определении плотности будет

$$\Delta \rho = a \Delta t \cdot 100\%,$$

где Δt — ошибка в определении средней температуры нефти (обычно она не превышает 1°C).

При $\Delta t = 1^\circ \text{C}$ и $a = 0,0005 \frac{1}{^\circ \text{C}}$ для нефтей получим

$$\Delta \rho = 0,0005 \cdot 1 \cdot 100 = 0,05\%.$$

Если в резервуаре хранится 10 000 т нефти, то погрешность в определении массы нефти будет

$$\Delta G = 10\,000 \cdot 0,05 = 5 \text{ т},$$

что недопустимо.

В резервуарах, не рассчитанных на внутреннее давление, к которым относятся все вертикальные цилиндрические стальные резервуары, объем большого «дыхания» приблизительно равен объему закачанной в резервуар нефти. Этот объем нефти вытесняет газ через дыхательный клапан (см. рис. 89) в атмосферу, в результате чего происходят потери нефти от испарения.

Количество углеводородов, выходящих из резервуара через дыхательный клапан при его загрузке, зависит от многих факторов,

главными из которых являются: 1) объем резервуара V_p ; 2) давление насыщенных паров нефти p_n , соответствующее температуре поверхностного слоя этой нефти; 3) абсолютное давление $p_{абс}$, соответствующее настройке дыхательного клапана; 4) давление p_v , соответствующее настройке дыхательного клапана на создание вакуума в резервуаре; 5) коэффициент загрузки K , характеризующий обрачиваемость резервуаров (наполнение и опорожнение), принимаемый равным $0,7 \div 0,8$.

Для приближенного расчета количества углеводородов, выходящих из резервуаров при большом «дыхании», за рубежом пользуются следующей формулой:

$$V_y = 0,0043 p_n \frac{p_v - p_n}{p_{абс} - p_n} K V_p,$$

где V_y — потери углеводородов, выраженные в м³ жидкости. Остальные обозначения указаны выше.

Количество углеводородов, выходящих из резервуара при его загрузке, существенно зависит от коэффициента загрузки K и чем он больше, тем больше потери углеводородов. Однако из этого не следует делать вывод о том, что с целью уменьшения потерь углеводородов необходимо стремиться к уменьшению коэффициента загрузки K . Это может привести к значительному увеличению числа резервуаров, а значит, и повышению затрат на их сооружение.

При откачке нефти из резервуара происходят обратные явления: понижение уровня нефти, образование небольшого вакуума, равного перепаду на дыхательном клапане, испарение легких фракций с поверхности зеркала нефти и с освободившихся от нефти стенок резервуара, «вдох» атмосферного воздуха через дыхательный клапан (см. рис. 89). Вошедший в резервуар воздух насыщается парами нефти, количество которых постепенно увеличивается и достигает такой величины, при которой клапан откроется и произойдет «выдох» газозоудушной смеси в атмосферу.

Потери нефти от малых «дыханий», как правило, бывают меньшими, чем при больших «дыханиях».

§ 4. МЕТОДЫ БОРЬБЫ С ПОТЕРЯМИ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ «ДЫХАНИЯХ» РЕЗЕРВУАРОВ

Методы снижения потерь углеводородов при испарении нефти в резервуарах условно можно разбить на три группы: 1) методы, предупреждающие испарение нефти; 2) методы, уменьшающие испарение, и 3) методы, основанные на сборе продуктов испарения нефти.

Потери нефтей при хранении их в негерметизированных резервуарах в большой степени зависят от испаряемости нефтей, т. е. способности их при данной температуре и давлении переходить в газообразное состояние. Переход части нефти из жидкого в газообразное состояние зависит от содержания в ней легких фракций. Чем больше в нефти легких фракций, тем больше испаряемость ее

и тем, следовательно, больше потери легких фракций при всех прочих равных условиях. Из сказанного вытекает вывод, что на последней ступени сепарации должны поддерживаться высокая температура и давление в сепараторе ниже атмосферного. Чтобы существенно снизить потери нефти от испарения, необходимо также поддерживать в резервуаре давление, превышающее давление насыщенных паров нефти.

Однако этим методом снижения потерь нефти в большинстве случаев нельзя пользоваться, поскольку резервуары большого объема не рассчитаны на избыточное давление выше 1962 Н/м^2 (200 кг/м^2). Поэтому для этих целей в настоящее время успешно используется иной путь — уменьшение или сведение до минимума газового пространства резервуара.

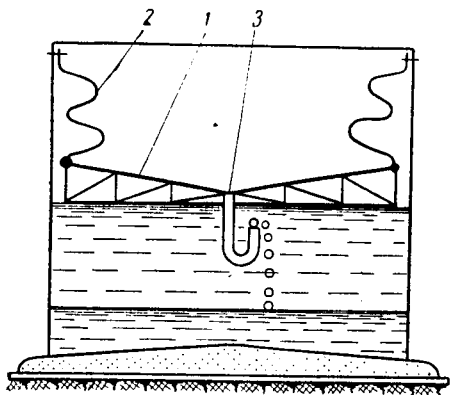


Рис. 94. Схема плавающей крыши (понтон). 1 — плавающая крыша; 2 — затвор плавающей крыши; 3 — сифонная трубка для спуска на дно резервуара скопившейся на крыше воды.

резервуара и предотвращения тем самым утечки легких фракций делаются специальные затворы из асбестовой ткани, пропитанной бензостойкой резиной, или из цветного металла. Применение плавающих крыш наиболее эффективно на оперативных резервуарах, работающих с большим коэффициентом оборачиваемости. Сооружение плавающих крыш обходится дороже обычных крыш, однако разница в стоимости погашается в течение одного года экономией потерь легких фракций нефти.

Ливневые воды с поверхности крыши удаляются по водостокам с обратным сифоном 3, представляющим собой короткую вертикальную загнутую на конце трубку, погруженную в нефть. Работа обратного сифона основана на том положении, что вода тяжелее нефти, уровень воды в трубке всегда ниже уровня нефти в резервуаре. Атмосферные воды, стекая по поверхности крыши, попадают в трубку водостока, переливаются через край ее и, пройдя слой нефти, скапливаются на дне резервуара, откуда удаляются обычным способом.

Для уменьшения испарения нефти в резервуарах за рубежом особенно широкое распространение получили экраны из пластмассовых полых шариков и пластмассовых пленок. Пластмассовые шарики изготавливаются из фенольных, формальдегидных и карбамидных смол, диаметром 0,01—0,2 мм; шарики наполнены азотом. Применение экрана из пластмассовых шариков позволяет уменьшить испарение нефти в 5—6 раз. Сплошные экраны на поверхности нефти в резервуаре изготавливают из высококачественных поливиниловых и других пленок. Поливиниловые пленки негоряемы, прочны и не корродируют.

Ко второй группе методов, уменьшающих испарение нефти в резервуарах, можно отнести также защиту их от нагревания солнечными лучами. Как известно, солнечное тепло интенсивно поглощается телами, окрашенными в черный цвет или другие темные тона. Поэтому резервуары должны покрываться лучеотражающими, как правило, — светлыми красками с высоким коэффициентом отражения. Наиболее распространенными теплоотражающими красками являются белые и алюминиевые, причем белые краски значительно эффективнее алюминиевых. В табл. 28 приведены основные показатели работы резервуаров, покрытых различными красками.

Т а б л и ц а 28

Показатели, %	Окраска корпуса		
	белая	алюминиевая	черная
Солнечная радиация, поглощенная резервуаром	59	88	100
Потеря газовоздушной смеси	100	170	200
Потеря нефтепродукта	100	180	240

Так как окраска резервуаров одновременно является защитой и от атмосферной коррозии, то краски должны быть стойкими против воздействия атмосферных факторов.

К методам третьей группы по снижению потерь нефти при хранении ее в резервуарах относится использование газоуравнивательной 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 в значительной степени производятся 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. 95). Из резервуаров 1, работающих

несинхронно, излишний газ поступает по наклонному газопроводу (во избежание образования гидравлических и гидратных пробок) сначала в конденсатосборник 3, а затем в резервуар-компенсатор 4 с подъемной крышей. В этот резервуар поступает избыток газов из газовых пространств резервуаров 1, когда подача нефти в них превышает отпуск, и, наоборот, из резервуара-компенсатора газ поступает в резервуары 1, когда отпуск нефти преобладает над поступлением. Для контроля за работой обвязанных газопроводами резервуаров устанавливают самопишущие манометры.

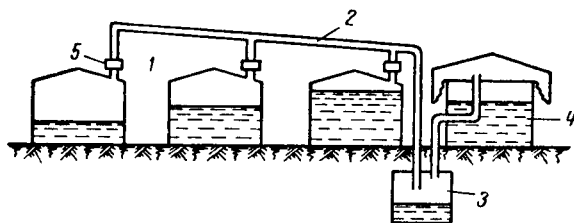


Рис. 95. Схема газорегулирующей системы.

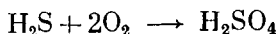
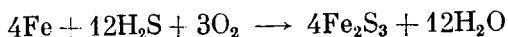
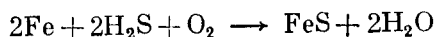
1 — резервуары; 2 — газопровод; 3 — конденсатосборник; 4 — резервуар-компенсатор; 5 — огневого предохранителя.

§ 5. ЗАЩИТА СТАЛЬНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ ОТ КОРРОЗИИ

Стальные резервуары подвергаются внешней и внутренней коррозии. Внешняя коррозия вызывается действием агрессивных агентов атмосферы и различных почвенных факторов. Почвенной коррозии подвергается днище резервуара, находящееся в контакте с грунтом, а корпус и крыша резервуара подвергаются атмосферной коррозии. Атмосферная коррозия стальных резервуаров обычно не отличается особой интенсивностью и ее с успехом предотвращают нанесением на наружную поверхность различных красок и лаков, а также металлических защитных покрытий. 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 в первую очередь от химического состава грунтов и их влажности. Наименее агрессивными грунтами являются чистые, сухие пески. Защита днищ резервуаров от коррозионного разрушения достигается 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. § 15 гл. III).

Внутренняя коррозия резервуаров является более интенсивной, чем внешняя, 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. В газовое пространство резервуара при больших «дыханиях» всасывается влажный атмосферный воздух. На холодной стенке резервуара

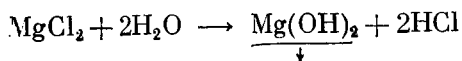
(ночью) происходит конденсация паров воды и образуются капли, в которых растворяется выделившийся из нефти сероводород. Сероводород в присутствии кислорода воздуха образует серную кислоту и сульфиды железа, могущие в некоторых случаях вызвать самовозгорание и воспламенение нефтепродуктов:



Для устранения контакта газа и кислорода воздуха с металлом крыши и корпусом резервуара их покрывают с внутренней стороны различными металлическими и пластмассовыми покрытиями, стойкими к воздействию нефти и легких углеводородов. Перед нанесением покрытий резервуары тщательно очищают от остатков нефти путем пропарки, протирки тряпками и обдувки песком из пескоструйных аппаратов.

Однако одним из наиболее радикальных методов защиты резервуаров от сероводородной коррозии является герметизация их, предотвращающая поступление кислорода воздуха и паров воды в газовое пространство (см. § 4 данной главы).

Пластовая вода, осаждающаяся из нефти на дне резервуаров, содержит различные соли и является хорошим электролитом. 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 новыми.

За последнее время для предотвращения внутренней коррозии стальных резервуаров все шире начинают применять биметаллы. Биметалл представляет обычную углеродистую сталь, на которую нанесится тонкий слой (от 0,3 до 2 мм) легированной антикоррозионной стали (например, ЭА-1). Листовой биметалл готовится прокаткой

на заводе. В качестве внутренних антикоррозионных покрытий резервуаров применяются также быстро сохнущие перхлорвиниловые эмали. К недостаткам их необходимо отнести невысокую термостойкость ($60 \div 70^\circ \text{C}$) и низкую адгезию (слабое сцепление с металлом).

Днище резервуаров защищают от коррозии иными 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, изготовленной на основе частично омыленного сополимера винилхлорида с винилацетатом, а также красок, изготовленных на основе фенол-формальдегидных смол (ФЛ-723, ФЛ-724-1).

УЧЕТ ТОВАРНОЙ НЕФТИ

§ 1. УЧЕТ ТОВАРНОЙ НЕФТИ

Нефть, прошедшая теплехимические установки, а в ряде случаев и установки по стабилизации, направляется в товарные парки, где повторно измеряется ее объем и она передается товарно-транспортным организациям.

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 в которых хранится эта нефть. Каждый резервуар предварительно калибруют с интервалом через каждый сантиметр с тем, чтобы установить зависимость высоты налива (взлива) H от объема V . Результаты калибровки оформляются в виде калибровочной таблицы на каждый резервуар в отдельности.

Калибровка резервуаров может производиться следующими способами: 1) для малых резервуаров — путем налива в емкость и слива из нее отмеренных объемов воды; 2) при помощи объемных счетчиков, пропускаемая через них воду при наливе в резервуар и при сливе; 3) путем обмера и подсчета объема резервуара, исходя из его фактических размеров. Последний способ составления замерных таблиц наиболее распространен.

Для измерения количества нефти объемным способом выполняются следующие операции: измеряют высоту уровня нефти и высоту подтоварной воды; рассчитывают объем нефти при данных высотах уровней по калибровочной таблице резервуара; вносят поправки на температурные измерения.

Расчеты емкости резервуара производятся с большой точностью — до четвертого знака десятичных дробей. Длину окружности и высоту резервуаров обмеряют узкой стальной лентой с натяжением ее силой в 8 кг. Измерение длин и других размеров производится 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 измеряют длину окружности второго пояса, полезную высоту каждого пояса и толщину листов поясов. Остальные размеры определяются 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 является документом, на основании которого учитывается товарная нефть.

§ 2. СПОСОБЫ ОТБОРА ПРОБ ИЗ РЕЗЕРВУАРОВ

Учет товарной нефти производится в массовых единицах (т) и определяются, как говорилось выше, по замерным таблицам резервуаров, дающих объемную величину в м^3 , с последующим пересчетом в единицы массы. Для пересчета объемных количеств товарной нефти в мас-

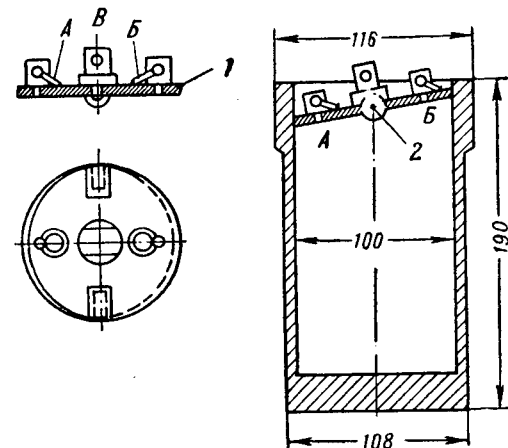


Рис. 96. Пробоотборник для взятия проб нефти из резервуаров.

совые в резервуар спускают пробоотборник и берут пробу, определяют плотность 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 изменяются. Поэтому к отбору проб нефти из резервуаров предъявляются высокие требования, чтобы свести ошибки в определении количества товарной нефти к минимуму.

Отборы проб подразделяются на 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.

Отбор проб нефти из резервуаров осуществляется стандартными пробоотборниками, представляющими собой стальные стаканы с утяжеленным дном для быстрого погружения их в нефть.

Крышка 1 пробоотборника, приведенного на рис. 96, имеет овальную форму и укрепляется на оси 2 несколько наклонно. Край

крышки плотно притерты к внутренним стенкам стакана для предотвращения попадания жидкости с других уровней резервуара в процессе подъема пробоборника. На крышке имеется два кольца A и B для крепления к ним пусковых цепей и втулка B для мерной ленты. Закрытый пробоборник спускают в резервуар через замерный люк на цепи, прикрепленной к кольцу A , до намеченного уровня, который определяют по мерной ленте. Спущенный на заданный уровень пробоборник выдерживают в течение 5—7 минут с тем, чтобы температура его сравнялась с температурой нефти. Затем цепь, соединенную с кольцом A , ослабляют и пробоборник удерживают за цепь, соединенную с кольцом B ; при этом под влиянием массы пробоборника крышка открывается и жидкость входит в пробоборник. По прекращении выделения пузырьков воздуха на поверхности нефти ослабляют цепь кольца B , крышка пробоборника 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 Δh , температуры нефти и другие ошибки, которые незначительны и поэтому здесь не рассматриваются. 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 корпуса резервуара, и т. д. Ошибка из-за неточного измерения температуры была рассмотрена нами в § 3 гл. VII.

Теперь рассмотрим и определим величины двух первых погрешностей для резервуаров объемом 10 000 м³, для чего абсолютную ошибку обозначим через ΔG_p , а относительную через ϵ .

1. Неточное измерение плотности нефти приводит к следующей ошибке:

$$\Delta G_p = G \frac{\Delta \rho}{\rho_n} = 10\,000 \frac{0,0005}{0,860} = 5,82 \text{ т},$$

где $\Delta \rho$ — точность определения плотности нефти ареометром в т/м³; ρ_n — плотность нефти;

$$\epsilon_p = 100 \frac{\Delta \rho}{\rho_n} = 0,058 \%.$$

2. Неточное измерение уровня нефти и подтоварной воды получается потому, что уровень нефти h обычно измеряется с точностью до $\Delta h = 1$ мм, а это дает ошибку

$$\Delta G_h = G \frac{\Delta h}{h} = 10\,000 \frac{0,001}{10} = 1 \text{ т};$$

$$\epsilon_h = 100 \frac{\Delta h}{h} = 0,01 \%.$$

Таким образом, погрешность от неточного определения плотности нефти приблизительно в 6 раз больше, чем при неточном определении высоты взлива нефти h .

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 емкости 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 применяются прорезные лоты длиной 300 мм. В качестве водочувствительного состава можно применять конторский клей, подкрашенный чернилами и нанесенный на бумажную ленту.

Объем нефти в резервуаре определяется 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 определять среднюю плотность всего объема нефти, чтобы найти массу последней.

Рис. 97. Нефтеденсиметр.

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 согласно этому закону. Для точного определения средней плотности нефти необходимо правильно отбирать среднюю пробу, точно и своевременно измерять температуру и плотность этой пробы. Все эти операции производятся согласно ГОСТ 2517-60. Средняя плотность пробы определяется нефтеденсиметром (рис. 97) сразу же после извлечения пробы из резервуара.

Наиболее распространен следующий порядок учета 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 температуре $+20^{\circ}\text{C}$; 3) определение содержания воды в отобранной средней пробе аппаратом Дина — Старка в массовых процентах. После этих замеров измеренный объем

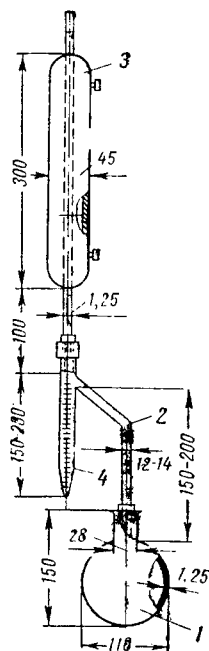


Рис. 98. Аппарат Дина—Старка для определения содержания воды в нефти.

1 — стеклянная колба;
2 — соединительная трубка;
3 — холодильник;
4 — измерительная линейка.

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.

На рис. 98 показан аппарат Дина — Старка, сущность работы которого заключается в следующем. Берут 100 г пробы обводненной нефти и смешивают ее со 100 см³ растворителя, после чего смесь погружают в колбу и нагревают. Растворитель, испаряясь, увлекает за собой содержащуюся в нефти влагу. Пары воды и растворителя конденсируются в холодильнике и отогнанная вода оседает на дно приемника — градуированной ловушки. По количеству воды в ловушке определяют процентное содержание ее в нефти. Содержание воды в процентах W вычисляется по формуле

$$W = \frac{100V}{G},$$

где V — объем воды в приемнике-ловушке в мл; G — навеска пробы нефти в г.

Полученные массы брутто, нетто и процент обводненности заносят в прямо-сдаточную квитанцию, которую подписывают представитель нефтедобывающего предприятия и представитель транспортной организации.

Все операции по двухстороннему учету и сдаче товарной нефти в настоящее время осуществляются вручную. Естественно, ручной метод выполнения всех этих операций несовершенен и вносит некоторые погрешности в количественный учет резервуарной нефти. Кроме того, значительные погрешности (от 1,5 до 2,0% от добытой нефти) получаются вследствие потерь нефти от испарения в негерметизированных резервуарах, что вызывает определенные трудности в получении баланса товарной нефти при прямо-сдаточных операциях.

§ 3. АВТОМАТИЗАЦИЯ ПРОЦЕССОВ УЧЕТА ТОВАРНОЙ НЕФТИ

Ручной способ выполнения прямо-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 проводятся через определенные промежутки времени, в которые режим работы установок по обезвоживанию и обессоливанию нефти может изменяться, и, естественно, ручной способ выполнения всех операций не может обеспечить надлежащего контроля за качеством и количеством сдаваемой нефти;

3) на точность всех операций при ручном способе существенное влияние могут оказывать также субъективные факторы со стороны лиц, осуществляющих прямо-сдаточные операции товарной нефти.

Ввиду указанных выше серьезных недостатков в прямо-сдаточных операциях Октябрьским филиалом ВНИИКанефтегаз была разработана и внедрена на Гуймазинском месторождении

автоматизированная установка по непрерывному замеру товарной нефти РУБИН (рис. 99).

Установка работает следующим образом. Нефть из подъемной трубы товарного резервуара, в котором отбора проб не производится, поступает на прием центробежного насоса 1 установки РУБИН. Из выкида центробежного насоса нефть направляется сначала в фильтр 2, в котором осаждаются твердые частицы, а затем проходит автоматически работающий влагомер 3 (см. рис. 13 и 14), турбинный расходомер 7, термометр сопротивления 8 и пробоотборник 9, после чего подается на прием насоса 13 внешней перекачки. Если нефть окажется некондиционной по воде, содержание которой непрерывно фиксируется влагомером 3, то из блока сопровождающей

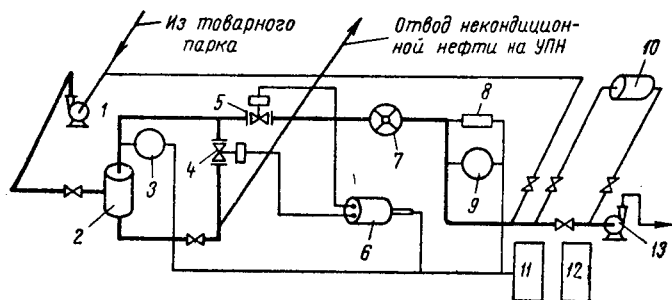


Рис. 99. Схема автоматизированной установки по замеру количества товарной нефти РУБИН.

1 — подпорный насос; 2 — фильтр; 3 — влагомер; 4 и 5 — отсекающие; 6 — гидропривод; 7 — турбинный расходомер; 8 — термометр сопротивления; 9 — пробоотборник; 10 — поверочная установка для калибровки расходомера; 11 — блок сопровождающей электроники; 12 — блок местной автоматики; 13 — насос внешней перекачки.

расходомера 7; 11 — блок сопровождающей электроники; 12 — блок местной автоматики; 13 — насос внешней перекачки.

электроники 11 подается импульс на гидропривод 6, который прикрывает отсекающий клапан на коллекторе некондиционной нефти 4 и отсекающий клапан товарной нефти 5. После этого некондиционная нефть поступает снова на повторную деэмульсацию в теплохимическую установку подготовки нефти.

За рубежом 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 передаваемой нефти. Если нефть не соответствует установленной кондиции, 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 цифронпечатающим 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 общераспространенного метода учета и сдачи продукции промысла характерно наличие большого резервуарного парка, в котором происходят накопление нефти, измерение ее качества и количества 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 коммерческой нефти потребителю — установки ЛАКТ. Конструктивно уста-

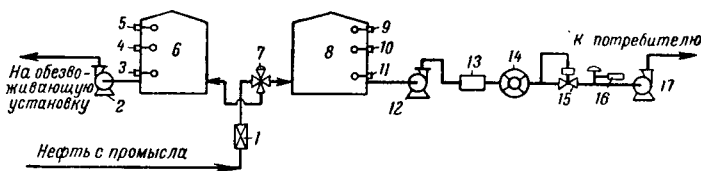


Рис. 100. Схема автоматизированной установки ЛАКТ фирмы «Шелл ойл компани».

новки ЛАКТ чрезвычайно разнообразны, однако с декабря 1961 г. к 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.

На рис. 100 показана установка ЛАКТ большой производительности, разработанная фирмой «Шелл ойл компани». 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 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 12, который начнет подавать нефть потребителю через замерный блок, состоящий из фильтра 13, объемного расходомера 14, регулятора давления 15, прободоотборника 16 и насоса внешней перекачки 17. При снижении уровня нефти в резервуаре до поплавкового переключателя 11 автоматически отключаются насосы 12 и 17. Если в процессе работы установки анализатор качества 1 выдаст сигнал о появлении некондиционной нефти, то клапан 7

переключит поток нефти в резервуар 6. Как только уровень нефти в резервуаре 6 достигнет поплавкового переключателя 4, включится насос 2, который начнет 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. При его срабатывании трехходовой клапан 7 направляет нефть в резервуар 6. Переключатель 5 предупреждает переполнение резервуара 6 путем подачи сигнала на блокирующий клапан, установленный на линии поступления нефти на данную установку.

Применение установок ЛАКТ дает следующие преимущества по сравнению с неавтоматизированной передачей нефти с промысла: 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 %.

ПОДГОТОВКА ВОДЫ ДЛЯ ЗАВОДНЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ПЛАСТОВ

§ 1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ЦЕЛИ ЗАКАЧКИ ВОДЫ В ПЛАСТ И ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ВОДЕ

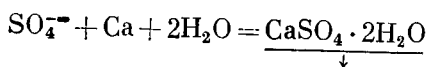
Естественная пластовая энергия не всегда обеспечивает полноту отбора нефти и надлежащую интенсивность разработки месторождения. Для получения более высоких коэффициентов нефтеотдачи и достижения необходимых темпов извлечения нефти из недр в настоящее время широко применяются методы поддержания пластового давления путем нагнетания в залежь воды или газа. Нагнетание воды в пласт не только интенсифицирует разработку месторождения и обеспечивает наибольший коэффициент нефтеотдачи, но и приводит к увеличению давления в пласте, что удлиняет период фонтанного способа эксплуатации скважин.

Поддержание пластового давления в зависимости от размера площади месторождения может осуществляться двумя способами: 1) для сравнительно небольших месторождений — путем нагнетания воды в специальные скважины, расположенные за контуром нефтеносности; 2) для больших месторождений залежь «разрезается» рядами нагнетательных скважин на отдельные эксплуатационные блоки (внутриконтурное заводнение). Эти способы поддержания пластового давления могут оказывать большое влияние на методы и качество подготовки воды к заводнению, о чем подробно говорится в § 2 данной главы.

Для поддержания пластового давления в пласт можно нагнетать как природные воды (в большинстве случаев пресные или слабо-минерализованные), так и сточные воды (см. § 1 гл. X), имеющие в своем составе минеральные соли и эмульгированную нефть.

Так как методы подготовки природных вод, подлежащих закачке в пласт, существенно отличаются от методов подготовки сточных (дренажных) вод, последний вопрос выделен здесь в самостоятельную главу (гл. X).

Пресные природные воды обычно содержат незначительное количество минеральных солей (не свыше 1000 мг/л), различные газы и механические примеси. В поверхностных и подземных водах встречаются также микроорганизмы. Каждый из перечисленных компонентов воды в той или иной степени может влиять на процесс заводнения пластов. Поэтому для успешного осуществления процесса заводнения к качеству воды предъявляются определенные требования. Механические примеси и микроорганизмы, содержащиеся в нагнетаемой воде, заиливают 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 — внутриконтурное или законтурное.

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 сульфатвосстанавливающих бактерий отмечены 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. К некоторым скважинам Ромашкинского месторождения в настоящее время уже подошла сероводородная вода.

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 глин в пласте целесообразно использовать для заводнения не пресные, а минерализованные воды, которые

практически не вызывают разбухания глин, 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.

§ 2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПРИГОДНОСТИ ВОДЫ ДЛЯ НАГНЕТАНИЯ В ПЛАСТ

Пригодность воды, подлежащей нагнетанию в пласты, обычно определяют в лабораторных условиях путем фильтрации ее через естественные керны. Вода считается пригодной для закачки в пласт, если проницаемость естественного керна остается постоянной. Основным недостатком лабораторной оценки качества воды для заводнения 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 простираению. 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, могущих фиксировать 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, обычно определяют допустимое содержание взвешенных частиц и допустимое содержание железа.

1. 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 Д-1 Миннибаевской площади Ромашкинского месторождения в течение длительного времени закачивается очищенная речная вода с содержанием 6—10 мг/л взвешенных частиц размером 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.

2. В природных водах, используемых для заводнения нефтяных пластов, содержится, как правило, железо в различных состояниях: в виде гидратов закиси $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 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 обезжелезивания не обеспечивают полной очистки воды от железа, поэтому норма содержания железа в пресных водах была установлена опытным путем в 1 мг/л.

§ 3. ВОДОЗАБОРЫ И ВОДООЧИСТНЫЕ СТАНЦИИ

а. Водозаборы. Водозаборные сооружения строятся с целью обеспечения месторождения необходимым количеством воды для заводнения в течение всего периода его разработки. Водозаборные

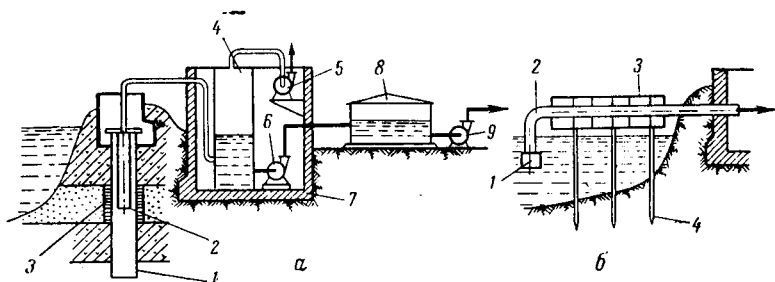


Рис. 101. Водозаборы.

а — подрусловый водозабор: 1 — обсадная труба; 2 — эксплуатационная колонна; 3 — фильтр; 4 — вакуумный резервуар; 5 — вакуум-компрессор; 6, 9 — насосы; 7 — колодец; 8 — резервуар;
б — водозабор открытого водоема: 1 — прием насоса; 2 — труба; 3 — площадка; 4 — сваи.

сооружения должны строиться по возможности вблизи районов заводнения и отличаться простотой технических решений и экономичностью капитальных и эксплуатационных расходов. Этим требованиям наиболее полно удовлетворяют водозаборы, базирующиеся на грунтовых водах. Состав грунтовых вод практически не изменяется по сезонам года, и они, как правило, мало содержат взвешенных твердых частиц и могут использоваться для заводнения без очистки.

В районах, бедных грунтовыми водами, могут быть использованы воды открытых водоемов — рек, озер, водохранилищ, морей. 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. 101, а. В пойменной части реки бурят водоотбирающие скважины глубиной 20—30 м и 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 4 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/сутки.

При наличии высоконапорных вод в разрезе пластов давление в 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

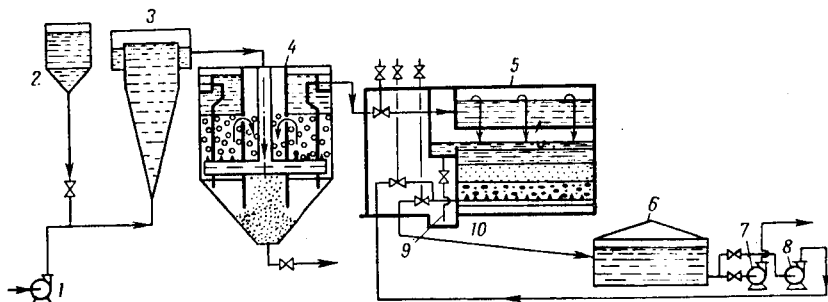


Рис. 102. Типовая схема водоочистной станции.

1 — насосная станция первого подъема 2 — дозатор; 3 — смеситель; 4 — осветлитель (отстойник); 5 — фильтр; 6 — резервуар чистой воды; 7 — насосная станция второго подъема; 8 — насос для промывки фильтров; 9 — стояк для сброса грязной воды; 10 — лоток.

погружными центробежными электронасосами. Такие схемы получают широкое распространение на месторождениях Тюменской области.

На рис. 101, б показано водозаборное сооружение из открытого водоема, вода которого нагнетается насосами на водоочистной станции.

б. Водоочистные станции. 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 3—4 мк, или коллоидные суспензии (0,1 ÷ 0,001 мк), обладая 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.

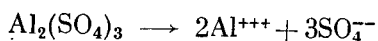
Химические реагенты, добавка которых к воде способствует укрупнению частиц взвеси и образованию хлопьев, в практике подготовки воды принято называть коагулянтами.

Воду открытых водоемов, содержащую значительное количество взвешенных частиц, подвергают химической очистке на специальной водоочистной станции, типовая схема которой приведена на рис. 102.

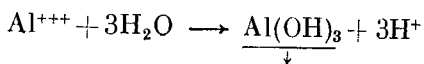
Водоочистная станция работает следующим образом. Вода из открытых водоемов (см. рис. 101, б) центробежными насосами 1 первого подъема направляется в нижнюю часть вертикального конусного смесителя 3. При этом из дозирующего устройства 2 в воду подается необходимое количество коагулянта, способствующего укрупнению взвешенных частиц. В смесителе коагулянт равномерно перемешивается со всем объемом воды. Обработанная химическим реагентом вода через верхнюю часть смесителя 3 поступает в нижнюю часть осветлителей 4, где начинают образовываться хлопья, оседающие в шахте осветлителей. Из осветлителей вода выходит с небольшим содержанием механических примесей, которые окончательно задерживаются в фильтрах 5. Очищенная вода из фильтров самотеком направляется в резервуары 6, из которых центробежными насосами второго подъема 7 перекачивается в кустовые насосные станции. Из КНС, где установлены насосы высокого давления, вода подается в нагнетательные скважины (см. рис. 105). Для промывки загрязненных фильтров 5 от взвешенных частиц имеется насос 8, который подает очищенную воду из резервуара 6 в дренажную систему фильтров для их очистки. Из фильтров 5 загрязненная вода попадает через стояк 9 в канализационный лоток 10 и сбрасывается снова в тот водоем, из которого она поступила на прием насоса 1.

При подготовке пресных вод к заводнению нефтяных пластов наибольшее распространение получили следующие коагулянты: сернокислый алюминий $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, хлорное железо FeCl_3 и железный купорос FeSO_4 .

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

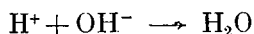


Гидрат окиси алюминия осаждается в виде хлопьев и увлекает за собой частицы взвешенных веществ, находящихся в воде. Выделившиеся при гидролизе ионы водорода H^+ понижают pH воды, кроме того, избыток этих ионов замедляет процесс гидролиза. Поэтому для успешного проведения коагуляции обычно избыток ионов

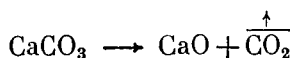
водорода связывается добавлением к воде соды, извести или едкого натра. При введении соды связывание ионов водорода происходит по реакции



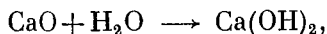
а при введении извести или едкого натра



На водоочистных станциях кроме применения указанных выше коагулянтов иногда воду подщелачивают для умягчения, обезжелезивания и стабилизации. Подщелачивание обычно производится гашеной известью CaO , получаемой в результате обжига известняка



При гашении извести получается гидрат окиси кальция (гашеная известь)



употребляемый в качестве реагента. В зависимости от количества воды, добавляемой при гашении извести, получается или известковое тесто (до $3,5 \text{ м}^3$ воды на 1 т CaO), или известковое молоко (более $3,5 \text{ м}^3$ воды). Для обработки воды обычно используется известковое молоко, которое с концентрацией до 5% CaO через специальные дозаторы вводится в обрабатываемую воду.

Кратко остановимся на работе осветлителей и фильтров, являющихся основным оборудованием водоочистных станций.

Осветлитель (рис. 103) работает следующим образом. Обработанная реагентом вода из смесителя по трубе 1 подается в межтрубное пространство 7 через дырчатые распределительные трубки 2. Из межтрубного пространства вода поднимается через дырчатое днище 3 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; достигнув перепускных окон в центральной шахте 8, часть ее вместе с хлопьями попадает 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 10 и направляется на фильтры. Избыток осадка в осветлителях через центральную шахту 8 направляется в поддонный осадкоуловитель 9. В поддонный осадкоуловитель выведены четыре конца трубок 4 для отсоса осветленной воды, выведенные к сборному лотку ниже уровня воды в осветлителе. Каждая трубка 4 имеет наверху задвижку, которой регулируются отсос воды и равномерное распределение осадка в поддонном

осадкоуловителе. Скопившийся осадок периодически сбрасывается на иловые площадки.

Описанная конструкция осветлителя широко применяется на водоочистных станциях Татарии и Башкирии.

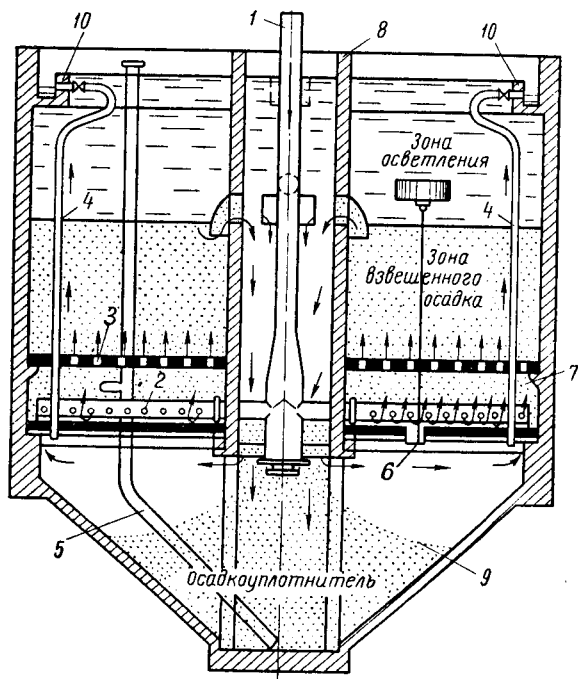


Рис. 103. Осветлитель (отстойник).

1 — подвод воды; 2 — дырчатые распределительные трубы; 3 — дырчатое днище; 4 — трубки для отсоса осветленной воды; 5 — выпуск осадка; 6 — клапан для пропускания воды при опорожнении осветлителя; 7 — межтрубное пространство; 8 — центральная шахта; 9 — поддонный осадкоуловитель; 10 — периферийные лотки осветлителя.

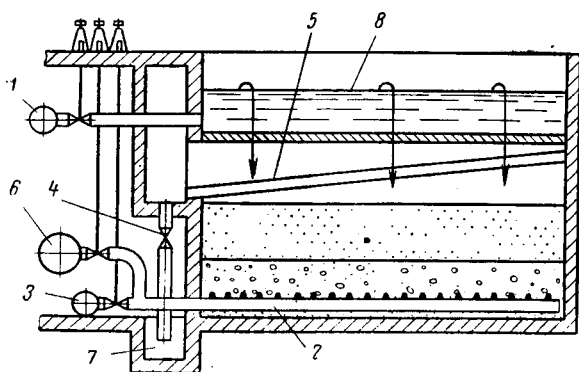


Рис. 104. Схема открытого фильтра.

1 — подача воды в фильтры; 2 — дренажная распределительная система; 3 — отвод очищенной воды; 4 — задвижка для спуска грязной промывной воды; 5 — желоб для отвода грязной промывной воды; 6 — коллектор для подачи чистой воды на промывку фильтров; 7 — канализационный канал; 8 — горизонтальные лотки для равномерного распределения воды по площади фильтра.

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.

Фильтры применяются для завершения процесса освобождения воды от взвешенных частиц при осветлении, обезжелезивании и умягчении. Фильтры представляют собой резервуары, загруженные песком или дробленным антрацитом, через которые с определенной скоростью пропускается вода. Фильтрация осуществляется под давлением столба воды, находящегося над фильтрующим материалом, высота которого колеблется от 1,5 до 2 м. 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 для данного фильтра величины, его включают для промывки. Схема продольного разреза скоростного открытого фильтра приведена на рис. 104.

На дне фильтра расположена дренажная система 2, служащая для отвода фильтрата по трубе 3 и равномерного распределения промывной воды по всей площади фильтра при его промывке. Над дренажем уложены поддерживающие гравийные слои и фильтрующий слой. Несколько выше фильтрующего слоя установлены желоба 5, предназначенные для отвода из фильтра грязной промывочной воды. Выше желоба 5 расположены горизонтальные желоба (лотки) 8, в которые по общему коллектору 1 подается вода из осветлителей.

Промывка фильтра осуществляется следующим образом. Закрывают задвижку на подводящей трубе 1, открывают задвижку 4 на спускной трубе и понижают уровень воды в фильтре до сборных желобов 5. Затем открывают задвижку для подачи очищенной воды из трубы 6 в дренажную систему 2. При этом фильтрующий материал взвешивается в восходящем потоке воды, но он не должен доходить на 200 мм до переливных кромок желобов 5. Грязная промывочная вода по желобам 5 отводится в водосточный канал 7.

При обработке воды различают фильтрование двух видов: медленное фильтрование со скоростью 0,1 ÷ 0,3 м/ч и скорое фильтрование со скоростями, достигающими 12 м/ч. На практике применяется исключительно скорое открытое фильтрование.

Фильтры рассчитываются на пропускную способность. Основным расчетным параметром для определения площади фильтров являются допустимые скорости фильтрации при нормальном режиме работы фильтров.

Общая площадь фильтров определяется по формуле

$$F = \frac{Q}{v_p(T - nt_2 - nt_3) - 3,6nwt_1} \text{ м}^2,$$

где Q — полезная производительность станции в м³/сутки; v_p — расчетная скорость фильтрования до 12 м/ч; w — интенсивность промывки фильтра (принимается в зависимости от крупности зерен фильтрующего слоя в пределах 12 ÷ 20 л/сек · м²); T — продолжительность работы станции в часах; n — число промывок фильтра в сутки (принимается равным 1,5 ÷ 2); t_2 — продолжительность

простоя фильтра в связи с промывкой в часах (принимается 0,5 ч); t_3 — продолжительность сброса первого фильтрата после промывки фильтра (принимается 0,2 ч); t_1 — продолжительность одной промывки в часах (принимается в среднем 0,1 ч).

На действующих станциях величины t_1 , t_2 и t_3 устанавливают в процессе эксплуатации. Обычно на станциях производительностью до 3 тыс. м³/сутки используют два фильтра, от 3 до 5 тыс. м³/сутки — три фильтра, от 5 до 10 тыс. м³/сутки — четыре фильтра, от 15 до 20 тыс. м³/сутки — шесть фильтров.

§ 4. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ВОДОСНАБЖЕНИЯ ДЛЯ ЗАВОДНЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ПЛАСТОВ

В комплекс сооружений по подготовке и закачке воды в пласты входят водозаборы, водоочистные станции, кустовые насосные

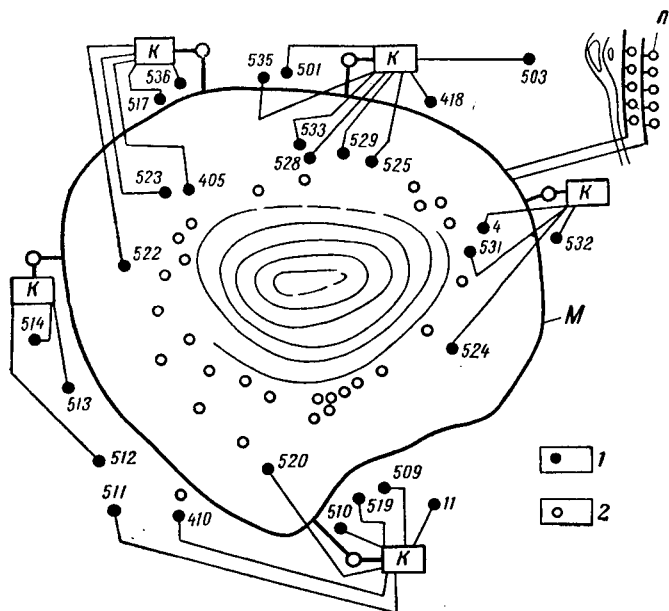


Рис. 105. Схема заводнения Бавлинского месторождения.

К — кустовые насосные станции; М — магистральный кольцевой водовод; П — подрусловые скважины; 1 — нагнетательные скважины; 2 — эксплуатационные скважины.

станции (КНС) и нагнетательные скважины, а артериями, подводящими и разводящими воду к этим и от этих сооружений, являются различного рода водоводы (рис. 105).

Водоводы по своему назначению можно разделить на магистральные и разводящие. Магистральные водоводы подают воду от насосных станций первого и второго подъема к районам распределения воды и к КНС. Разводящие же водоводы транспортируют воду непосредственно к нагнетательным скважинам. Магистральные водоводы работают под давлением, не превышающим 2,94 МН/м² (30 кг/см²), а в разводящих водоводах давление достигает 14,7 МН/м²

(150 кг/см² и выше). Для достижения лучшей маневренности системы и бесперебойной подачи воды к нагнетательным скважинам магистральные водоводы следует выполнять кольцевыми, а разводящие водоводы — лучевыми.

Водоводы, предназначенные для заводнения, выполняются из цельнотянутых бесшовных стальных труб. Разводящие водоводы от кустовых насосных станций прокладываются диаметром 100 мм при подключении одной скважины и диаметром 150 мм — при подключении двух скважин. Для обеспечения промывок нагнетательных скважин, гидравлического разрыва пластов и т. п. разводящие водоводы должны обеспечивать пропуск воды до 2500 м³/сутки. Глубина укладки разводящих водоводов для разных районов принимается разной и зависит от глубины промерзания грунтов, но не превышает, как правило, 2,2 м до низа трубы. Разводящие водоводы укладываются до четырех ниток в одну траншею.

ОБОРУДОВАНИЕ, ПРИМЕНЯЕМОЕ ПРИ ЗАВОДНЕНИИ НЕФТЯНЫХ ПЛАСТОВ

Самыми крупными сооружениями в системах заводнения нефтяных месторождений являются различного рода насосные станции. Кустовые насосные станции, насосные станции первого и второго водоподъема по существу ничем не отличаются друг от друга. В большинстве случаев на насосных станциях установлены многоступенчатые центробежные насосы, отличительными особенностями которых являются компактность и плавность подачи жидкости. В кустовых насосных станциях устанавливается от двух до пяти насосов, из которых один является резервным. Краткие технические характеристики основных насосов, применяемых в системе поддержания пластового давления, приведены в табл. 29.

Проектирование насосных станций первого и второго подъема по существу не вызывает никаких затруднений, тогда как подбор рационального насосного оборудования для КНС связан с опреде-

Т а б л и ц а 29

Характеристика	8НД-10	5МС-7-10	5Ц-10	9Ц-10
Число ступеней	5	10	10	—
Производительность, м ³ /ч	320	110 ÷ 195	270	—
Число оборотов	2950	2950	2950	
Напор, м ст. жидк.	425	680—1120	1500	
Мощность, кВт		800		
Габариты насоса, мм:				
длина	2580	2160	30	
ширина	1100	1160		
высота	1802	1070		
Масса, кг	4100	2878		

ОЧИСТКА И ИСПОЛЬЗОВАНИЕ СТОЧНЫХ ВОД НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

§ 1. СТОЧНЫЕ ВОДЫ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ И ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ИСПОЛЬЗОВАНИЮ ИХ

Сточными водами называется смесь пластовой воды, добываемой вместе с нефтью, пресной воды, расходуемой на обессоливание нефти, приготовление деэмульгаторов, охлаждение компрессоров и т.д., а также атмосферных (ливневых) вод. Пластовые воды составляют в этой смеси 82—84%, на долю пресных вод приходится примерно 15%, а на долю атмосферных вод — лишь 1,5—3% в зависимости от климатических условий месторождения.

В настоящее время из всех нефтяных месторождений Советского Союза пластовых вод извлекается примерно столько же, сколько и нефти, т. е. около 350 млн. м³ в год. Поэтому проблема использования пластовых вод для заводнения продуктивных пластов нефтяных месторождений является крайне важной и одновременно позволяет решить следующие большие задачи:

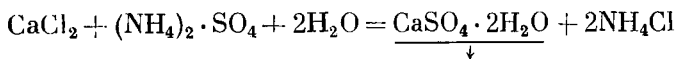
- 1) сократить расход пресной воды;
- 2) предотвратить загрязнение водоемов, а следовательно, и истощение ценных пород рыб;
- 3) сохранить проницаемость продуктивных пластов, содержащих глинистые частицы и алевролиты, так как эти породы при контакте с водой, имеющей в своем составе соли, практически не разбухают;
- 4) увеличить коэффициент нефтеотдачи пласта за счет лучшей отмывающей способности сточных вод, содержащих деэмульгаторы.

Однако утилизация сточных вод связана с целым рядом затруднений, к числу которых относятся: необходимость достижения определенной степени очистки сточных вод, предназначенных для нагнетания в продуктивные пласты; необходимость строительства сравнительно сложных и дорогих очистных сооружений; возникновение интенсивной коррозии водопроводов и оборудования, установленного в системе заводнения (§ 15 гл. III).

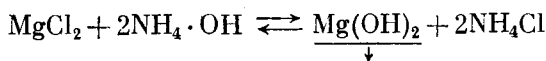
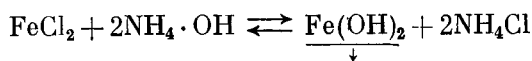
В настоящее время эти затруднения постепенно устраняются, и вопрос утилизации сточных вод, особенно на крупных нефтяных месторождениях, решается положительно. Так, например, для предупреждения коррозии применяются различного рода лакокрасочные покрытия (лаки, эпоксидные смолы) внутренних поверхностей водоводов и оборудования, что увеличивает срок их службы до 3—4 лет вместо 6—8 месяцев без покрытия.

Физико-химическая характеристика сточных вод во многом зависит от принятой системы разработки месторождения. При разработке месторождения с поддержанием пластового давления путем нагнетания пресной воды в пласт сточные воды постепенно опресняются, в результате чего изменяется физико-химическая характеристика их и, в частности, изменяются показатель pH (§ 1 гл. VI) и содержание железа. Физико-химическая характеристика сточных вод зависит также от применяемого деэмульгатора, вводимого в нефтяную эмульсию теплохимических установок. При применении неионогенных деэмульгаторов (диссольван, сепарол и т. д.) сточные воды практически не изменяют физико-химических свойств, применение же ионогенных деэмульгаторов и, в частности, НЧК не только оказывает влияние на физико-химическую характеристику сточных вод, но и в значительной мере усложняет процесс очистки их от нефти и взвешенных частиц.

Пластовые воды большинства наших месторождений относятся к хлоркальциевому типу, которые при контакте с НКЧ, содержащем до 8% сульфат-аммония, образуют гипс, выпадающий в виде осадка:



В пластовых водах содержатся, как правило, хлористое железо и хлористый магний, которые при контакте с аммиаком, имеющемся в составе НКЧ, также образуют осадок:



В сточных водах кроме указанных солей, способных к выпадению, могут содержаться механические примеси и эмульгированная нефть. Допустимая величина содержания этих примесей зависит от коллекторских свойств заводняемого пласта, размеров частиц примесей и других факторов. Сточные воды, используемые для заводнения, обычно не отвечают предъявляемым к ним требованиям, поэтому их приходится подвергать очистке в специальных очистных сооружениях.

Глубина и характер очистки сточной воды существенно отличаются от очистки пресных поверхностных вод и определяются

в настоящее время лишь требованиями беспрепятственной фильтрации этой воды через продуктивную зону пласта. Процесс фильтрации любой жидкости через пористые породы во многом зависит от степени гомогенности этой жидкости и содержания в ней посторонних примесей. В минерализованных сточных водах посторонними примесями, как отмечалось выше, могут быть нефть и взвешенные частицы различного происхождения. Основной задачей является установление для каждого конкретного месторождения норм качества сточной воды, т. е. минимального содержания в ней нефти и взвешенных частиц. Научно обоснованных и общепринятых норм качества сточной воды пока еще не выработано. Однако на основании наблюдений за приемистостью нагнетательных скважин по месторождениям, например Татарии и Башкирии, рекомендуется учитывать следующие условия, определяющие технологическую схему очистки сточных вод:

1) для закачки сточной воды в крупнозернистые песчаники и трещиноватые коллекторы необходимо улавливать из воды лишь плавающую нефть и взвешенные частицы;

2) для закачки сточной воды в скважины с плотносцементированными и слаботрещиноватыми коллекторами, находящимися в нефтяной зоне пласта, необходимо улавливать из воды в основном плавающую нефть, а также взвешенные частицы;

3) для закачки сточной воды в указанные в п. 2 коллекторы, находящиеся в водяной зоне, необходимо удалить полностью эмульгированную нефть и взвешенные частицы;

4) для закачки в плотносцементированные и слаботрещиноватые коллекторы, находящиеся в водяной или нефтяной зонах, очистку сточных вод, содержащих закисное железо или сероводород, необходимо осуществлять в закрытой системе, предотвращающей контакт этой воды с кислородом воздуха.

Таким образом, при закачке сточных вод, имеющих в своем составе эмульгированную нефть, могут встретиться два случая: первый — когда содержание нефти практически не будет оказывать влияния на приемистость скважин и второй — когда сточные воды необходимо тщательно очищать от нефти с тем, чтобы сохранить хорошую приемистость нагнетательных скважин. Если сточные воды, содержащие эмульгированную нефть, нагнетаются в законтурную часть нефтеносного пласта, который полностью насыщен минерализованной водой, то приемистость таких скважин в большой степени будет зависеть от количества содержащейся нефти в этой воде. Если же указанные воды подлежат закачке во внутриконтурные нагнетательные скважины, то эмульгированная нефть, содержащаяся в сточных водах, не будет оказывать заметного влияния на приемистость этих скважин.

Такое положение объясняется тем, что при движении воды с нефтью по нефтенасыщенным породам нефть, содержащаяся в сточной воде, при контакте с нефтью породы растворяется и движется совместно с водой, не скапливаясь в призабойной зоне скважины.

В первом случае нефть, содержащаяся в сточной воде, контактируя с породой пласта, насыщенного минерализованной водой, будет фильтроваться и скапливаться в призабойной зоне скважины, существенно влияя на ее приемистость.

Опытами было установлено, что для Ромашкинского месторождения сточные воды с содержанием нефти в них до 50 мг/л можно успешно нагнетать в скважины разрезающего ряда, а в сточных водах, нагнетаемых в законтурные скважины, содержание нефти не должно превышать $0,02 \div 0,03$ мг/л. Таким образом, установление максимально допустимого содержания твердых примесей и нефтепродуктов в сточных водах является главным фактором, определяющим технологическую схему очистки этих вод, сложность водоочистных сооружений и их стоимость.

Попадание эмульгированной нефти в сточные воды объясняется следующими причинами:

низкой эффективностью работы отстойников, не снабженных коалесцирующими или перемешивающими приспособлениями, ускоряющими процесс столкновения глобул воды, а следовательно, и процесс расслоения эмульсии;

отсутствием надежных автоматов по разделению фаз (вода — нефть), в результате чего запаздывает закрытие исполнительного механизма, установленного на канализационной линии отстойника, и нефть уносится вместе со сточной водой за пределы отстойника;

постепенным накоплением в отстойнике эмульсионного слоя между водяной подушкой и чистой нефтью, который приходится время от времени сбрасывать в канализацию с тем, чтобы восстановить нормальный режим работы отстойника.

В настоящее время, например, на месторождениях Татарии для повышения к. п. д. работы отстойников стали широко применять специальные коллекторы-смесители длиной 300—500 м, укладываемые под землей перед отстойниками; при этом нагретая в теплообменниках эмульсия сначала направляется в коллектор-смеситель, в котором поддерживается турбулентный режим движения, затем поступает в отстойники, где происходит интенсивное ее разделение на нефть и воду.

§ 2. КАНАЛИЗАЦИЯ СТОЧНЫХ ВОД

Сравнительно широкое применение в недалеком прошлом самоотечной системы сбора нефти на площадях месторождений обусловило строительство сложной канализационной системы для сбора и утилизации сточных вод.

На некоторых нефтяных площадях южных районов очень распространена общепромысловая канализация сточных вод, в которой собираются и ливневые воды. Для этих целей построена целая сеть канав и лотков, по которым сточная вода со всей территории промысла поступает в регулирующие емкости и очистные сооружения.

Общепромысловая канализация, несмотря на простоту ее сооружения и эксплуатации, имеет ряд существенных недостатков: 1) требуется сооружение разветвленной сети сточных канав; 2) нужны благоприятные рельефные условия, позволяющие создать самотек для сточной воды; 3) густая сеть сточных канав затрудняет движение транспорта по промыслам; 4) замазывается территория; 5) для районов с суровыми климатическими условиями устройство открытых каналов и лотков не обеспечивает стока вод в зимнее время года.

При современных герметизированных методах сбора нефти процессы отстаивания и сброса воды на групповых замерных установках исключены и нефть вместе с водой поступает на центральную установку подготовки нефти, где и производится их разделение.

§ 3. УЛАВЛИВАНИЕ НЕФТИ И ВЗВЕШЕННЫХ ЧАСТИЦ ИЗ СТОЧНЫХ ВОД, ОЧИСТКА ИХ ОТ ВРЕДНЫХ ПРИМЕСЕЙ

Выше говорилось о том, что сточные воды, содержащие механические примеси и эмульгированную нефть, подлежат очистке на специальных очистных сооружениях, прежде чем нагнетать их в скважины. Выбор способа очистки сточных вод обусловлен требованиями, предъявляемыми к их качеству, однако чаще всего применяется механическая очистка сточных вод в нефтеловушках, прудах-отстойниках и фильтрах. Перечисленные очистные сооружения для сточных вод были приведены на рис. 77 (поз. 20 и др.).

Нефть, подготовленная на этой установке до товарной кондиции, поступает в товарные резервуары, а вода после предварительного перемешивания с сырой нефтью и отдав ей свое тепло, направляется в открытые очистные сооружения — сначала в нефтеловушку 20 (см. рис. 77), затем в пруды-отстойники 22. После прудов-отстойников вода забирается насосом 23 и прогоняется через фильтры 24 в емкости очищенной воды 26. Из этих емкостей сточная вода поступает на прием насосов 28 и подается через кустовые насосные станции в нагнетательные скважины.

Расчет нефтеловушек основывается на скорости всплывания ($0,01 \div 0,008$ см/сек) частиц нефти размером 80—100 мк. При уменьшении расчетного размера частиц нефти объем сооружения для отстаивания значительно возрастает. Было установлено, что при указанных выше условиях нефтеловушки способны улавливать до $97 \div 98\%$ находящейся в сточной воде нефти, или в среднем 300 мг/л остаточного содержания нефти в очищенной воде. Поэтому для доочистки сточной воды от частичек нефти размером менее указанных выше приходится сооружать после нефтеловушек пруды-отстойники (см. рис. 77), в которых удается довести остаточное содержание нефти до 30 мг/л. В прудах можно улавливать частицы нефти размером $30 \div 40$ мк. По американским данным, эффективность отделения нефти в прудах-отстойниках увеличивается до $7 \div 11$ мг/л, если их размещать последовательно.

Пруды-отстойники также не обеспечивают необходимого разделения эмульсионной нефти. Тонкая очистка сточных вод от нефти осуществляется на песчаных фильтрах, при помощи которых содержание нефти в сточных водах можно довести до $2 \div 4$ мг/л.

Скорость всплывания частиц нефти w в воде зависит от многих факторов, главными из которых являются: 1) разность плотностей

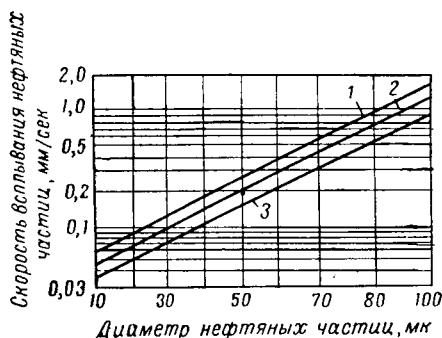


Рис. 106. Зависимость скорости всплывания нефтяных частиц от их диаметра (при $\rho_v = 1$ и $t = 20^\circ \text{C}$).

Плотность нефти: 1 — $\rho_n = 0,735$; 2 — $\rho_n = 0,866$; 3 — $\rho_n = 0,937$ г/см³.

воды ρ_v и нефти ρ_n ; 2) вязкость сточной воды μ ; 3) диаметр частицы нефти d ; 4) число Рейнольдса Re и 5) ускорение силы тяжести g .

Скорость всплывания частиц нефти в воде, находящейся в статических условиях и не содержащей механических взвесей, определяется формулой Стокса:

$$w = \frac{d^2 (\rho_v - \rho_n) g}{18\mu}.$$

Продолжительность отстаивания сточной воды в нефтеловушках рекомендуется принимать в соответствии с требуемой степенью очистки. Однако на

основании данных практики продолжительность отстаивания в нефтеловушках принимается не более 2 ч, а для прудов — 1–2 суток.

Расчет нефтеловушек основывается на следующих двух допущениях: 1) скорость движения воды во всех точках поперечного сечения нефтеловушки одинакова и 2) скорость всплывания частиц

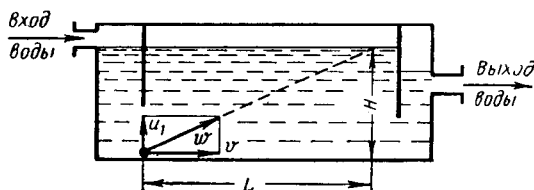


Рис. 107. Схема работы нефтеловушки.

нефти в течение всего времени отстаивания постоянна. При этих условиях приближенный расчет размеров нефтеловушки осуществляется следующим образом.

Исходной величиной для расчета является скорость всплывания задерживаемых ловушкой нефтяных частиц. Скорости всплывания нефтяных частиц в воде плотностью $\rho_v = 1$ показаны на рис. 106. При другой плотности воды в данные, полученные по этому графику, вносится поправка; тогда скорость всплывания нефтяных частиц определится по формуле

$$w_1 = w_2 \frac{\rho_v - \rho_n}{1 - \rho_n}, \quad (\text{X.1})$$

где w_1 — скорость всплывания нефтяных частиц в воде плотностью ρ_w , не содержащей взвеси, в мм/сек; w_2 — скорость, определенная по графику рис. 106, в мм/сек.

Если в воде содержатся твердые вещества, имеющие плотность больше единицы и осаждающиеся в нефтеловушке, то они будут тормозить всплывание нефтяных частиц, что должно учитываться поправочным коэффициентом.

В связи с непрерывным поступлением воды в нефтеловушку всплывание частицы нефти, оказавшейся на дне ловушки, будет происходить не по вертикали, а по равнодействующей, как это показано на рис. 107.

Зная расчетную скорость всплывания w_1 и заданную производительность нефтеловушки Q , можно определить глубину H , длину L и ширину C нефтеловушки. Расчетная скорость горизонтального движения воды v в нефтеловушке принимается в пределах $5 \div 10$ мм/сек. Тогда живое сечение нефтеловушки будет

$$F = \frac{Q}{v}. \quad (X.2)$$

Из подобия треугольников (рис. 107) можно найти соотношение между величинами u_1 , v , H и L :

$$\frac{u_1}{v} = \frac{H}{L}. \quad (X.3)$$

Практикой установлено, что наилучшими условиями работы нефтеловушек являются такие, когда H/L изменяется в пределах от 1 : 10 до 1 : 20. Отсюда наименьшая длина нефтеловушки, обеспечивающая задержание частиц нефти, будет

$$L = \frac{vH}{u_1}. \quad (X.3a)$$

Расчетная продолжительность отстаивания T , в течение которой частичка нефти, попавшая на дно, может всплыть на поверхность воды, зависит от глубины нефтеловушки H и наименьшей скорости всплывания тех частиц нефти, на задержание которых рассчитывается данная нефтеловушка. Эта зависимость выражается так:

$$T = \frac{H}{u_1}. \quad (X.4)$$

Пропускная способность нефтеловушки равна

$$Q = Fv = CHv,$$

откуда ширина нефтеловушки

$$C = \frac{Q}{vH}. \quad (X.5)$$

Глубину H нефтеловушки принимают равной $2,2 \div 3$ м.

На рис. 108 приведен продольный разрез нефтеловушки, применяемой на промыслах. Нефтеловушка представляет собой горизонтальный отстойник, разделенный продольными стенками на две и более параллельно работающие секции. Сточная вода поступает через щелевую распределительную перегородку 2 в отстойную камеру, в которой нефть всплывает на поверхность воды. Всплывшую нефть собирают щелевыми поворотными трубами 1. Для сгона нефти к нефтесборным трубам, сбора осадка, выпадающего в ловушке, и перемещения его в приямок имеется скребковый транспортер 5, работающий от электропривода 4. Для парафинистых и вязких нефтей предусматривается подогрев ловушек.

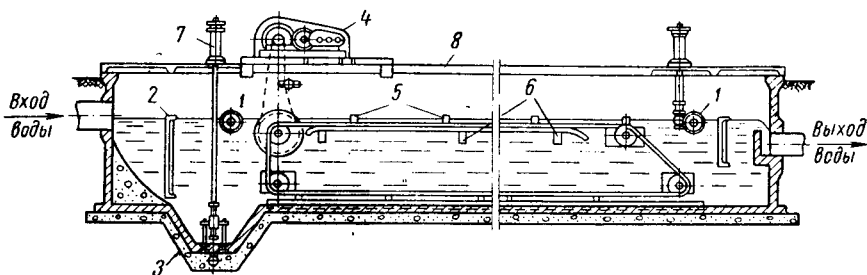


Рис. 108. Нефтеловушка.

1 — нефтесборная труба; 2 — щелевая распределительная перегородка для выравнивания скоростей жидкости; 3 — донный клапан для удаления грязи; 4 — механизм привода для движения скребков; 5 — скребки; 6 — кронштейны, поддерживающие скребки; 7 — штурвал для управления клапаном; 8 — железобетонное перекрытие.

Описанный выше комплекс сооружений по очистке сточных вод, применяемый на большинстве наших месторождений, имеет два существенных недостатка: 1) контактирование сточной воды с атмосферой, в результате чего она насыщается кислородом воздуха, усиливающим коррозию труб и оборудования; 2) высокая стоимость очистных сооружений и потребность в большой площади для их размещения.

Опыт показывает, что наиболее эффективно работают очистные установки закрытого типа, впервые внедренные в НПУ Ставрополь-нефть. В этих установках полностью исключаются отмеченные выше недостатки и их работа сводится к отделению нефтяной взвеси от воды при низких скоростях отстоя, получаемых в параллельно работающих отстойниках, монтируемых после установок подготовки нефти. Для более глубокой доочистки сточных вод от нефти в установках закрытого типа можно применять также фильтры, наполненные кварцевым песком, а лучше диатомитом, представляющим собой остатки ископаемых микроскопических водорослей и имеющим сильно развитую поверхность контакта.

Наряду с закрытой системой подготовки сточных вод можно рекомендовать также флотационный способ очистки, сущность которого сводится к извлечению нефтяной и твердой взвеси пузырьками

газа, барботируемыми через слой сточной воды. Эффективность флотационной очистки сточных вод от нефти зависит от количества пузырьков газа, и чем больше этих пузырьков в сточной воде, тем выше степень очистки ее от нефти.

На рис. 109 показана схема флотационной установки, а на рис. 110 — принцип флотации. Эмульсия вместе с механическими примесями вводится во флотационный аппарат, в который через распределительное устройство нагнетается газ в мелкодисперсном состоянии. При соприкосновении капелек нефти, «витающих» в воде,

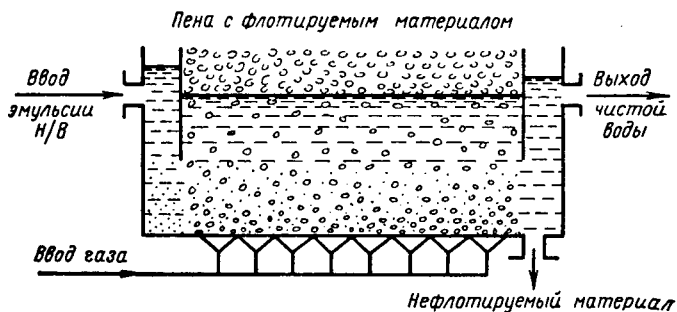


Рис. 109. Схема флотационной установки.

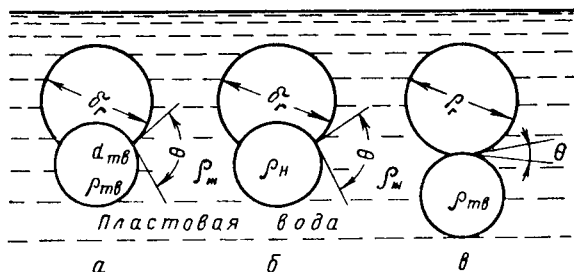


Рис. 110. Принцип работы флотационной установки.

и частиц твердой породы с пузырьками газа могут получаться разные соединения в зависимости от смачиваемости частиц и капелек. В случае слабой смачиваемости (рис. 110, а — для твердых частиц, рис. 110, б — для нефти,) определяемой большим углом смачивания θ между касательными в точке соприкосновения трех фаз — газа, нефти (твердой частицы) и воды, смоченный периметр πd увеличивается и сила поверхностного натяжения σ будет больше массы твердых частиц или мельчайших капелек нефти:

$$\pi d \sigma > \frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{в}}) g, \quad (\text{X.6})$$

где $d_{\text{ч}}$ и $\rho_{\text{ч}}$ — диаметр и плотность частиц.

По этим причинам образовавшийся агрегат (частица или капелька нефти — пузырек) не разрывается. Если диаметры твердых частиц $d_{\text{ч}}$ или капелек нефти достаточно малы по сравнению с диаметром

пузырька δ_r , то подъемная сила пузырька будет больше массы частицы:

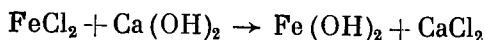
$$\frac{\pi \delta_r^3}{6} (\rho_v - \rho_r) g > \frac{\pi d_3^3}{6} (\rho_r - \rho_v) g, \quad (X.7)$$

где ρ_v и ρ_r — плотность воды и газа.

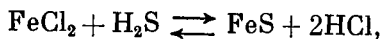
Под влиянием разности этих сил пузырьки с твердыми частицами или капельками нефти будут всплывать на поверхность пластовой воды, образуя слой пены, откуда они могут быть удалены за пределы аппарата.

У компонента, хорошо смачиваемого водой (рис. 110, а), угол смачивания θ мал 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, а осядут на дно аппарата. Таким образом, чтобы получить хорошее разделение твердых частиц или капелек нефти, необходимо стремиться к тому, чтобы исходный материал был в мелкодисперсном состоянии. Капельки нефти, как известно, плохо смачиваются водой и могут хорошо прилипать к поднимающимся пузырькам газа, всплывая вместе с ними на поверхность жидкости.

Равноценным по качеству с флотационным способом очистки сточных вод является химический способ, осуществляемый с использованием коагулянта, который образует хлопья и увлекает в осадок эмульгированную нефть и взвешенные частицы. В качестве коагулянта при очистке сточных вод от нефти можно применять, как и при очистке пресных вод от взвешенных частиц, серноокислый алюминий $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ и двух- и трехвалентные ионы железа, содержащиеся в сточной воде. При очистке сточных вод, содержащих ионы железа, в них добавляют известковое молоко, которое, взаимодействуя с ионами железа, образует гидроксид железа, выпадающую в осадок:

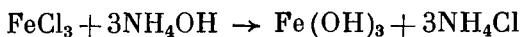


Большой опыт по физико-химической очистке сточных вод и их использованию для поддержания давления накоплен в НПУ Туймазанефть. Здесь в 1970 г. со всех установок подготовки нефти получали более 61 000 м³/сутки сточных вод, из которых 48 000 м³/сутки закачивалось в продуктивные пласты для поддержания пластового давления и 13 000 м³/сутки — в поглощающие горизонты. Смещение вод угленосного горизонта, содержащих сероводород, с девонскими водами, содержащими хлористое железо, приводит к образованию сернистого железа



которое усиливает коррозию оборудования. Поэтому операция смешения угленосных и девонских вод осуществляется в прудах зем-

ляного исполнения. Если смешение указанных вод не производится, то очистка девонских вод от солей железа успешно осуществляется с применением 2%-ного раствора аммиака:



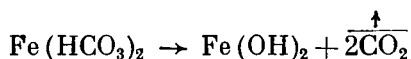
Образующиеся хлопья гидратов железа осаждаются на дно горизонтального отстойника или всплывают на поверхность воды, захватывая при этом движении эмульгированные глобулы нефти. Указанная очистка сточной воды от солей железа и нефти может быть эффективной только при условии содержания в ней не более 100—150 мг/л эмульгированной нефти.

Для заводнения пластов существенное значение имеет стабильность закачиваемой воды по химическому составу. Это означает, что в подготовленной для нагнетания в пласты воде как при хранении, так и перекачке не должны образовываться взвешенные частицы за счет химических реакций, могущие закупоривать фильтрационную зону скважины и снижать ее приемистость. Воды поверхностных водоемов (пресные) после очистки их, как правило, бывают стабильны, а сточные воды в связи с наличием в их составе значительного количества ионов закисного железа Fe^{++} , доходящего в отдельных случаях до 200—300 мг/л, и бикарбонатов HCO_3 — химически не стабильны.

Существует несколько способов обезжелезивания воды, основными из которых являются аэрация, применение аммиачных растворов, известкование и коагулирование. Второй и третий способы обезжелезивания воды были рассмотрены выше.

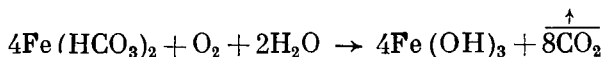
Обезжелезивание воды аэрацией (барботирование воздухом) — наиболее экономичный метод, так как он не требует строительства дорогих сооружений. Обезжелезивание воды аэрацией как самостоятельный метод применим для вод, содержащих бикарбонат закиси железа $\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$ или гидрозакись железа $\text{Fe}(\text{OH})_2$. Аэрация воды протекает интенсивно, когда рН обрабатываемой воды более 7,2.

При контакте с воздухом теряется растворенная в воде свободная углекислота, что способствует протеканию гидролиза бикарбоната закиси железа:



При барботировании воды воздухом одновременно происходит обогащение ее кислородом, что приводит к окислению двухвалентного железа в трехвалентное с образованием в конечном итоге гидроксида окиси железа.

Реакция окисления и гидролиза бикарбоната закиси железа протекает следующим образом:



Получение хлопьевидного осадка $\text{Fe}(\text{OH})_3$ является конечной целью обработки воды аэрацией. Хлопьевидный осадок в этом случае отделяется от воды отстаиванием и фильтрованием.

Основным недостатком обезжелезивания воды аэрацией является обогащение ее кислородом, что влечет за собой усиление коррозии оборудования системы водоснабжения. Для защиты от коррозии в этом случае применяют ингибиторы или антикоррозионные покрытия.

§ 4. ЗАРУБЕЖНЫЙ ОПЫТ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПЛАСТОВЫХ ВОД

В Соединенных Штатах Америки за последние 2—3 года ежегодно вместе с нефтью добывается более 945 млн. м^3 воды, в которой содержится много различных химических соединений: хлористый натрий, сульфат натрия, бикарбонат натрия, бромистый натрий, иодистый натрий, соли лития, стронция, бария, брома, железа, марганца и т. д. Некоторые из этих веществ являются ценными и в больших масштабах извлекаются из пластовых вод.

В США для подготовки пластовых вод к закачке как в поглощающие скважины, так и для поддержания пластового давления в основном применяются те же методы, которые описаны нами в § 3 данной главы.

В прошлом в США часто допускали сброс воды в реки и озера, в результате чего уничтожилась растительность, погибал животный мир, вода становилась непригодной для ирригационных целей и для использования в быту. Последние постановления, касающиеся загрязнения источников, резко ограничивают такого рода сброс воды; в настоящее время он составляет всего 4,4% и находится под строгим контролем.

В табл. 30 приведены данные по добыче в США вместе с нефтью пластовых вод и их использованию.

Как видно из таблицы, сбрасываемые пластовые воды наиболее широко используются для закачки в пласты через поглощающие скважины: 38,8% всей извлекаемой попутно с нефтью пластовой воды.

Т а б л и ц а 30

Показатели	$\text{м}^3/\text{сутки}$	%
Отбор воды	3 787 869	100
В том числе, пошедшей на:		
заводнение пластов	1 250 890	33,0
нагнетание в пласт для сброса	1 468 683	38,8
сброс в наземные необлицованные амбары	446 905	11,8
сброс в облицованные амбары	3 170	0,1
сброс в ручьи, реки и озера	160 564	4,4
прочее	457 657	11,9

33% общего количества пластовых вод также закачивается в пласты для поддержания пластового давления на ранней стадии разработки нефтяных месторождений.

11,8% пластовых вод сбрасывают в наземные необлицованные амбары. Цель этого мероприятия состоит в том, чтобы в результате испарения воды получить осадок соли на поверхности. Такой процесс в основном осуществляется в районах с теплым и сухим климатом.

Остальное количество пластовых вод (11,9%) сбрасывают другими способами, среди которых широко распространен сброс воды по трубопроводу в океан или другие бассейны соленой воды.

Как видно из табл. 30, приблизительно 72% пластовых вод закачивается в пласты; остальное количество сбрасывается способами, одобренными службой охраны недр штатов.

Для сброса вод в большинстве случаев используют ликвидированные нефтяные скважины или же бурят специальные скважины.

Основное преимущество использования ликвидированных нефтяных скважин заключается в наличии уже ранее спущенной в них и зацементированной обсадной колонны. К недостаткам относятся: расходы на дополнительное углубление, которые иногда превышают стоимость бурения новой скважины, и слишком малый диаметр обсадной колонны для размещения насосно-компрессорных труб диаметром, необходимым для обеспечения заданной производительности.

При выборе скважин для сброса вод учитываются топографические и геологические условия, а также поглощающая способность отложений.

Как предполагается, в ближайшие 20 лет добыча нефти в США увеличится на $\frac{2}{3}$ современного ее объема, и извлечение попутной пластовой воды составит 1,6—2,4 млрд. м³. Поэтому в будущем, очевидно, будет осуществляться еще более жесткий контроль за качеством воды, сбрасываемой в поглощающие скважины. Федеральное правительство уже сейчас приняло ряд мер по борьбе с загрязнением поверхностных и грунтовых вод.

По утверждению экспертов, суточная потребность в воде в США составит 1,14 млрд. м³. Эта потребность к 1980 г. удвоится. Около 75% воды будет поступать из подземных источников (грунтовые воды), что считается экономически выгодным. Рост спроса на воду будет удовлетворяться также за счет поверхностных водоемов — прудов, ручьев, рек и озер.

Соответствующие федеральные органы и местные власти встревожены загрязнением наземных и подземных водных бассейнов, в связи с чем была создана специальная комиссия, которая выполнила работу по теме «Проблема воды в США в связи с развитием нефтедобычи».

ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О СИСТЕМАХ ЕДИНИЦ ИЗМЕРЕНИЯ И О СВОЙСТВАХ НЕФТИ И ГАЗА

§ 1. СИСТЕМЫ ЕДИНИЦ ИЗМЕРЕНИЯ

При расчетах технологических процессов и аппаратов, связанных с сепарацией нефти от газа, разделением воды в отстойниках, подогревом нефти в теплообменниках и т. д., приходится пользоваться различными данными о физических свойствах веществ (плотность ρ , вязкость μ , молекулярная масса M и др.) и параметрами, характеризующими состояние этих веществ (скорость, давление). Перечисленные выше величины могут измеряться различными единицами. В настоящее время применяется несколько систем единиц измерения, основными из которых являются:

- 1) международная система единиц — СИ, в основу которой положена система единиц МКС (метр-килограмм-секунда);
- 2) система СГС (сантиметр-грамм-секунда);
- 3) система МКГСС (метр-килограмм-сила-секунда).

В СССР система единиц СИ введена с 1 января 1963 г. и должна применяться как предпочтительная.

Рассмотрим единицы измерения некоторых величин, наиболее часто применяемых в курсе «Сбор и подготовка нефти, газа и воды к транспорту» (табл. 1).

Систему МКГСС часто путают с системой МКС (СИ), так как в них одинаковы единицы длины (м), скорости (м/сек), ускорения (м/сек²). Кроме того, единица массы в системе СИ и единица силы в системе МКГСС называются одинаково — килограмм. Это обстоятельство является причиной частых недоразумений при решении практических задач. Необходимо твердо помнить, что кг — единица массы в системе СИ (МКС), а кГ — единица силы в системе МКГСС.

Ниже приводятся основные соотношения между однородными единицами разных систем.

В табл. 2, 3, 4, 5, 6, 7 и 8 приводятся коэффициенты основных соотношений между однородными единицами разных систем, которыми приходится пользоваться при расчетах.

Кроме приведенных выше основных соотношений между однородными физическими единицами различных систем, при тепловых расчетах приходится пользоваться универсальной газовой постоянной R_0 , выражающей работу, совершаемую киломолем (кмоль) идеального газа в изобарическом процессе при изменении температуры газа на один градус.

За единицу количества тепла приняты 1 калория (кал) и килокалория (ккал), которые в системе СИ соответственно равны 4,19 Дж и $4,19 \cdot 10^3$ Дж, или 4,19 кДж.

В табл. 8 приводятся коэффициенты теплопроводности, теплопередачи и теплоотдачи, применяемые при тепловых расчетах.

Соотношения между однородными единицами разных систем

Название величины	Формула	Обозначение по ГОСТ	СИ (метр—килограмм—секунда) м·кг·сек	СГС (сантиметр—грамм—секунда) см·г·сек	МКСС (метр—килограмм—сила—секунда) м·кг·сек
Сила	$F = mg$	ньютон—н дина кг	$1 \text{ Н} = 1 \text{ кг} \cdot 1 \text{ м/сек}^2 =$ $= 1 \text{ кг} \cdot \text{м/сек}^2$	$1 \text{ н} = 10^5 \text{ г} \cdot 100 \text{ см/сек}^2 =$ $= 10^5 \text{ г} \cdot \text{см/сек}^2 = 10^5 \text{ дин}$	$1 \text{ кг} = 1 \text{ кг/9,81} =$ $= 0,102 \text{ кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}$ $1 \text{ кг} = 1 \text{ кг} \cdot 9,81 \text{ м/сек}^2 =$ $= 9,81 \text{ кг} \cdot \text{м/сек}^2$ $1 \text{ кг} = 9,81 \cdot 10^5 \text{ дин}$
Давление	$p = \frac{F}{S}$	н/м ² бар кг/м ²	1 Н/м^2	$10^5 \text{ дин/(100 см}^2) = 10 \text{ дин/см} =$ $= 10 \text{ бар}$	$1 \text{ кг/м}^2 = 9,81 \text{ н/м}^2 = 9,81 \text{ бар}$ $1 \text{ кг/м}^2 = 10^{-4} \text{ кг/см}^2$
Работа (энергия)	$A = F \cdot S$	дж эрг кг·м	$1 \text{ Дж} = 1 \text{ Н} \cdot 1 \text{ м} = \text{кг} \cdot \text{м}^2/\text{сек}^2 =$ $= 1 \frac{10^5 \text{ г} (100 \text{ см})^2}{\text{сек}^2} =$ $= 10^7 \text{ г} \cdot \text{см}^2/\text{сек}^2 = 10^7 \text{ эрг}$	$1 \text{ дж} = 10^7 \text{ эрг}$ $1 \text{ эрг} = 10^{-7} \text{ дж}$	$1 \text{ дж} = 1 \text{ н} \cdot 1 \text{ м} = 10^7 \text{ эрг} =$ $= 0,102 \text{ кг} \cdot \text{м}$ $1 \text{ кг} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ дж}$ $1 \text{ кг} \cdot \text{м} = 9,81 \cdot 10^7 \text{ эрг}$
Мощность	$N = \frac{A}{t}$	вт эрг/сек кг·м/сек	$1 \text{ Вт} = 1 \text{ дж/1 сек} =$ $= 10^7 \text{ г} \cdot \text{см}^2/\text{сек}^3$	$1 \text{ вт} = 10^7 \text{ эрг/1 сек} =$ $= 10^7 \text{ эрг/сек}$ $1 \text{ эрг/сек} = 10^{-7} \text{ вт}$	$1 \text{ вт} = 0,102 \text{ кг} \cdot \text{м/1 сек} =$ $= 0,102 \text{ кг} \cdot \text{м/сек}$ $1 \text{ кг} \cdot \text{м/сек} = 9,81 \text{ вт}$
Динамическая вязкость	$\mu = \frac{F}{S \cdot \frac{\Delta v}{\Delta l}}$	н·сек/м ² г/см·сек кг·сек/м ²	$1 \mu = \frac{1 \text{ Н}}{1 \text{ м}^2 \cdot \frac{1 \text{ м/сек}}{1 \text{ м}}} =$ $= \frac{1 \text{ Н} \cdot \text{сек/м}^2}{\text{кг} \cdot \text{м/сек}^2 \cdot \text{сек}} = \text{кг/м} \cdot \text{сек}$	$1 \text{ пуаз (пз)} = 1 \text{ г/см} \cdot \text{сек} =$ $= 1 \text{ дин} \cdot \text{сек/см}^2 = 0,1 \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$	$1 \text{ кг} \cdot \text{сек/м}^2 = 9,81 \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2$
Кинематическая вязкость	$\nu = \frac{\mu}{\rho}$	м ² /сек см ² /сек м ² /сек	$1 \nu = \frac{1 \text{ Н} \cdot \text{сек/м}^2}{1 \text{ кг/м}^3} = 1 \text{ м}^2/\text{сек}$	$1 \text{ м}^2/\text{сек} = 1 \cdot 10^4 \text{ см}^2/\text{сек}$, ст $1 \text{ м}^2/\text{сек} = 1 \cdot 10^6 \text{ см}^2/\text{сек}$, сот	$1 \frac{\text{кг} \cdot \text{сек/м}^2}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^2} = \text{м}^2/\text{сек}$

Таблица 2

Соотношение между единицами силы

Единицы	килограмм-сила кг	грамм-сила г	ньютон Н	дина
1 кг	1	1000	9,81	$981 \cdot 10^3$
1 г	0,001	1	$9,81 \cdot 10^{-3}$	981
1 Н	0,102	102	1	10^5
1 дина	$1,02 \cdot 10^{-6}$	$1,02 \cdot 10^{-3}$	10^{-5}	1

Таблица 3

Соотношения между единицами давления

Единицы	кг/м ²	кг/см ²	Н/м ²	дин/см ²	бар
1 кг/м ²	1	10^{-4}	9,81	98,1	$98,1 \cdot 10^{-6}$
1 кг/см ²	10 ⁴	1	$98,1 \cdot 10^3$	$981 \cdot 10^3$	0,981
1 Н/м ²	0,102	$10,2 \cdot 10^{-6}$	1	10	10^{-5}
1 дин/см ²	$10,2 \cdot 10^{-6}$	$1,02 \cdot 10^{-6}$	0,1	1	10^{-6}
1 бар	$10,2 \cdot 10^3$	1,02	10^5	10^6	1
1 мм вод. ст.	1	10^{-4}	9,81	98,1	$98,1 \cdot 10^{-6}$
1 мм рт. ст.	13,6	$1,36 \cdot 10^{-3}$	133,3	1333	$1,333 \cdot 10^{-3}$
1 ат (физ.)	—	—	101 325	—	—

Таблица 4

Соотношение между единицами работы (энергии)

Единицы	кг·м	Дж	эрг	кал	ккал
1 кг·м	1	9,81	$98,1 \cdot 10^6$	2,343	$2,343 \cdot 10^{-3}$
1 Дж	0,102	1	10^7	0,239	$0,239 \cdot 10^{-3}$
1 эрг	$10,2 \cdot 10^{-9}$	10^{-7}	1	$23,9 \cdot 10^{-9}$	$23,9 \cdot 10^{-12}$
1 кал	$427 \cdot 10^{-3}$	4,187	$41,87 \cdot 10^6$	1	0,001
1 ккал	427	4187	$41,87 \cdot 10^9$	1000	1

Таблица 5

Соотношение между единицами мощности

Единицы	кг·м/сек	Вт	кВт	л. с.
1 кг·м/сек	1	9,81	$9,81 \cdot 10^{-3}$	$13,33 \cdot 10^{-3}$
1 Вт	0,102	1	0,001	$1,36 \cdot 10^{-3}$
1 кВт	102	1000	1	1,36
1 л. с.	75	735,5	0,736	1

Таблица 6

Соотношение между единицами динамической вязкости μ

Система	Единицы	кг·сек/м ²	Н·сек/м ²	дин·сек/см ² (пз)
МКГСС	1 кг·сек/м ²	1	9,81	98,1
СИ	1 Н·сек/м ² (кг/м·сек)	0,102	1	10
СГС	1 дин·сек/см ² г/см·сек	10,2·10 ⁻³	0,1	1

Таблица 7

Соотношения между единицами кинематической вязкости ν

Система	Единицы	м ² /сек	см ² /сек (ст)	мм ² /сек (сст)
СИ	1 м ² /сек	1	10 ⁴	10 ⁶
СГС	1 см ² /сек	10 ⁻⁴	1	100
СГС 100	1 мм ² /сек	10 ⁻⁶	0,01	1

Таблица 8

Коэффициенты теплопроводности, теплопередачи и теплоотдачи

Название коэффициента	Обозначение	Размерность внесистемных единиц	Перевод в единицы системы СИ
Теплопроводность	λ	ккал/(м·ч·°С)	1,163 Вт/(м·°С)
Теплопередача	K	ккал/(м ² ·ч·°С)	1,163 Вт/(м ² ·°С)
Теплоотдача	α	ккал/(м ² ·ч·°С)	Вт/(м ² ·°С)

Основные единицы системы СИ имеют удобные для практики размеры, однако более крупные (кратные) и более мелкие (дольные) единицы измерения образуются путем умножения или деления единиц СИ на степень числа 10. В табл. 10 приведены приставки для образования кратных и дольных единиц.

При решении практических задач необходимо помнить, что физические величины, входящие в формулы, должны быть выражены в единицах одной

Таблица 9

Массовая, объемная, молярная удельные теплоемкости

Удельная теплоемкость	Обозначение	Размерность внесистемных единиц	Перевод в единицы системы СИ
Массовая	C_p, C_v	ккал/(кг·°С)	4,19 кДж/(кг·°С)
Объемная	C	ккал/(м ³ ·°С)	4,19 кДж/(м ³ ·°С)
Молярная	C_v	ккал/(кмоль·°С)	кДж/(кмоль·°С)

Приставки для образования кратных и дольных единиц

Кратность и дольность	Название приставки	Сокращенные обозначения	
		русские	латинские
10^{12}	тера	Т	T
10^9	гига	Г	G
10^6	мега	М	M
10^3	кило	к	K
10^2	гекто	г	h
10	дека	да	da
10^{-1}	деци	д	d
10^{-2}	санти	с	c
10^{-3}	милли	м	m
10^{-6}	микро	мк	μ
10^{-9}	нано	н	n
10^{-12}	пико	п	p

какой-либо системы (МГКСС, СИ и СГС) без применения внесистемных единиц (л. с., кг/см², ккал/(м²·ч·°C) и т. д.). Такие формулы при переходе на систему СИ не изменяются.

В качестве примера рассмотрим формулу для определения коэффициента теплоотдачи α (см. табл. 8), имеющую вид:

$$\alpha = 24,7 \left(\frac{\mu}{d} \right)^{0,2} u^{0,8} C_p,$$

где α — коэффициент теплоотдачи во внесистемных единицах в ккал/(м²·ч·°C); μ — динамическая вязкость в сантипуазах (спз); d — диаметр трубы в м; u — массовая скорость в кг/м²·сек; C_p — массовая удельная теплоемкость в ккал/(кг·°C).

Преобразуем эту формулу в такой вид, чтобы все величины, входящие в нее, можно было подставить в единицах СИ. Для преобразования данной формулы необходимо каждую величину, обозначенную буквой, умножить на коэффициент пересчета новых единиц в единицы, использованные в первоначальной формуле. Единицы измерения для u и d , принятые в формуле, совпадают с единицами СИ. Единицы измерения для μ , α и C_p отличаются от единиц СИ (см. табл. 4, 6 и 8). Переводными коэффициентами для данных физических величин являются:

$$1 \text{ Н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2 = 1000 \text{ спз};$$

$$1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}) = 0,86 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C});$$

$$1 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 0,000239 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Таким образом, вышеприведенная формула будет иметь следующий вид:

$$0,86 \alpha = 24,7 \left(\frac{1000\mu}{d} \right)^{0,2} u^{0,8} \cdot 0,000239 C_p,$$

или окончательно

$$\alpha = 0,273 \left(\frac{\mu}{d} \right)^{0,2} u^{0,8} C_p.$$

§ 2. ВЕС, МАССА, ПЛОТНОСТЬ, УДЕЛЬНЫЙ ВЕС, ОТНОСИТЕЛЬНАЯ ПЛОТНОСТЬ И ОТНОСИТЕЛЬНЫЙ УДЕЛЬНЫЙ ВЕС

В е с о м тела называется сила G притяжения тела к земле (сила тяжести), которая может определяться специальным прибором — гравиметром. При помощи весов определяют не вес тела, а его массу M — количество вещества.

М а с с а тела — величина постоянная и измеряется в г или кг, а вес тела зависит от массы и величины ускорения земного тяготения g в пункте взвешивания:

$$G = Mg. \quad (1)$$

Вес тела измеряется в единицах силы (Н, кг, дина). Таким образом, масса и вес — величины различные, хотя между ними часто ставят знак равенства.

П л о т н о с т ь ю тела ρ называется масса его в единице объема:

$$\rho = \frac{M}{V} \text{ (кг/м}^3\text{)}_{\text{СИ}} \text{ (кг} \cdot \text{сек}^2\text{/м}^4\text{)}_{\text{МКГСС}}, \quad (2)$$

где M — масса тела в кг; V — объем тела в м³.

У д е л ь н ы м в е с о м γ называется вес вещества в единице объема:

$$\gamma = \frac{G}{V} \text{ (Н/м}^3\text{)}_{\text{СИ}}. \quad (3)$$

С учетом формул (1), (2) и (3) между массой M и весом тела G устанавливается следующая зависимость:

$$\gamma = g\rho, \quad (4)$$

где γ — удельный вес в Н/м³ (кг/м³, дин/см³); ρ — плотность в кг/м³ (кг · сек²/м⁴), г/см³); g — ускорение силы тяжести в м/сек².

В скобках приведены единицы соответственно в системах МКГСС и СГС. О т н о с и т е л ь н а я п л о т н о с т ь и о т н о с и т е л ь н ы й у д е л ь н ы й в е с. Относительной плотностью d называется отношение плотности ρ рассматриваемой жидкости к плотности ρ' эталонной (стандартной) жидкости. Относительным удельным весом (тоже d) называется отношение удельного веса γ данной жидкости к удельному весу γ' эталонной (стандартной) жидкости. Таким образом, можно записать:

$$d = \frac{\rho}{\rho'} = \frac{\gamma}{\gamma'}, \quad (5)$$

т. е. относительная плотность и относительный удельный вес являются безразмерными величинами и численно равны друг другу, поэтому они имеют одинаковое обозначение d .

При определении относительной плотности температура испытуемой жидкости t и температура эталонной жидкости t' могут быть разными или одинаковыми. Эти температуры указываются в виде верхнего и нижнего индексов: $d_t^{t'}$. Следовательно,

$$d_t^{t'} = \frac{\rho_t}{\rho_{t'}} = \frac{\gamma_t}{\gamma_{t'}}. \quad (6)$$

В качестве эталонной жидкости принимается дистиллированная вода при 4° С. В качестве стандарта для жидких и твердых веществ в Советском Союзе принята относительная плотность d_4^{20} .

§ 3. ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА НЕФТИ И ГАЗА

Главными элементами, из которых состоит нефть, являются углерод и водород, содержание которых колеблется соответственно в пределах 83—87% в 11—14%.

Нефть представляет собой химически сложную и термодинамически неустойчивую многокомпонентную систему, состоящую в основном из метановых (C_nH_{2n+2}), наftenовых (C_nH_{2n}) и ароматических (C_nH_{2n-2}) углеводородов. В ней могут быть растворены в различных количествах углеводородные газы и газы неорганического происхождения (сероводород H_2S , углекислота CO_2 , азот N_2 , гелий He и др.). При добыче нефти из скважин часто вместе с нефтью на поверхность извлекаются пластовая вода и механические примеси. Количество компонентов, составляющих продукцию скважины, в период разработки месторождения может существенно изменяться и, как следствие этого, в той или иной степени влиять на физико-химические свойства нефти и газа.

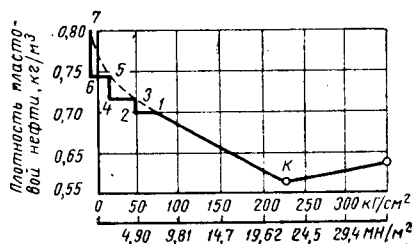
В практике сбора и подготовки нефти в нефтедобывающем предприятии обычно ограничиваются выделением из нефти только головной части метановых углеводородов и сопутствующих газов неорганического происхождения. К головной части относятся углеводороды от метана до пентана включительно (C_5H_{12}), а более высшие члены этого ряда обозначаются C_{6+} . Низшие углеводороды метанового ряда (метан CH_4 , этан C_2H_6 , пропан C_3H_8 , бутан C_4H_{10}) при нормальных

условиях ($t = 0^\circ C$ и $p = 760$ мм рт. ст.) являются газами, от пентана C_5H_{12} до гептадекана $C_{17}H_{36}$ — жидкостями, а более высшие — твердыми телами.

В пластовых условиях легкие углеводородные газы и газы неорганического происхождения в большинстве случаев находятся в растворенном состоянии.

При снижении давления из нефти выделяются газы и изменяются ее физические свойства; эти процессы сопровождаются увеличением плотности, вязкости и молекулярной массы нефти.

Рис. 1. Зависимость плотности пластовой нефти от давления.



На рис. 1 приведена зависимость плотности пластовой нефти от изменения давления, а следовательно, и количества растворенного в ней газа.

Кривая на приведенном рисунке имеет минимум, который соответствует началу выделения газовой фазы из нефти. Из рисунка видно, что увеличение плотности нефти происходит как в пластовых условиях при значительном повышении давления (правая часть кривой), так и при ее разгазировании, т. е. при уменьшении давления (левая часть кривой). Однако в пластовых условиях на величину плотности нефти оказывают влияние не только давление и температура, но и количество растворенного в ней газа, при этом повышение давления приводит к незначительному увеличению плотности нефти, а увеличение температуры и количества растворенного газа — к уменьшению плотности. Вот почему влияние последних двух факторов сказывается сильнее, и плотность нефти в пластовых условиях всегда значительно меньше плотности дегазированной нефти в поверхностных условиях.

Указанное на рис. 1 изменение плотности нефти, соответствующее кривой от точки К до точки 7, происходит при движении нефти: К — 1 — по стволу скважины и выкидной линии; 2—3 — в сепараторе первой ступени; 4—5 — в сепараторе второй ступени; 6—7 — в сепараторе третьей ступени, работающем под вакуумом (см. рис. 77, поз. 9).

Жидкие смеси. Состав жидких смесей (нефтей) может быть выражен в объемных (молярных) или массовых единицах. Пересчет состава жидкой смеси, выраженного в массовых единицах, в объемные выполняют, руководствуясь табл. 11 а для обратного пересчета, т. е. если состав смеси задан в объемных (молярных) единицах, а его нужно выразить в массовых, пользуются табл. 12.

В практических расчетах взаимный пересчет жидких смесей, задаваемых в массовых, молярных и объемных составах, осуществляется согласно табл. 13.

Пример. В табл. 13 даны три углеводорода: C_5H_{12} , C_6H_{14} , C_7H_{16} и соответственно их массы — 60, 40 и 20 кг.

Таблица 11

Пересчет состава жидкой смеси, выраженного в массовых единицах, в объемные единицы

Компо- нент	Состав, % массовый	Плотность вещества, кг	Объем каждого ком- понента	Состав, % объемный
1	M_1	ρ_1	$M_1 : \rho_1 = V_1$	$\frac{V_1}{\sum V} \cdot 100$
2	M_2	ρ_2	$M_2 : \rho_2 = V_2$	$\frac{V_2}{\sum V} \cdot 100$
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
n	M_n	ρ_n	$M_n : \rho_n = V_n$	$\frac{V_n}{\sum V} \cdot 100$
	100	—	$\sum V$	100

Таблица 12

Пересчет состава жидкой смеси, выраженного в объемных единицах, в массовые единицы

Компо- нент	Состав, % объемный	Плотность вещества, кг	Масса компонента, кг	Состав, % массовый
1	V_1	ρ_1	$V_1 \rho_1 = M_1$	$\frac{M_1}{\sum M} \cdot 100$
2	V_2	ρ_2	$V_2 \rho_2 = M_2$	$\frac{M_2}{\sum M} \cdot 100$
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
n	V_n	ρ_n	$V_n \rho_n = M_n$	$\frac{M_n}{\sum M} \cdot 100$
	100		$\sum M$	100

Выразить указанные углеводороды в массовых, мольных и объемных единицах измерения.

Плотность нефтей колеблется от 0,7 до 1,0 г/см³. При смешении нескольких сортов нефтей плотность смеси, если известна плотность составных частей, определяется из следующего выражения:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{m_1 + m_2 + \dots + m_n}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2} + \dots + \frac{m_n}{\rho_n}}, \quad (7)$$

где $m_1, m_2, \dots, m_n$ — масса отдельных частей смешиваемых нефтей; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — плотность этих частей.

Расчет массового, мольного и объемного состава смеси углеводородов

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Плотность компонента		Массовый состав			Мольный состав			Объемный состав		
		ρ_{20}^{20}	ρ_{20}^{20} , кг/м ³	кг	доли	%	моли	доли	%	м ³	доли	%
				M_0	$m = \frac{M_0}{\sum M}$	$m \cdot 100$	$N_i = \frac{M_0}{M_i}$	$n = \frac{N_i}{\sum N}$	$n \cdot 100$	$V_i = \frac{M_0}{V_{i,0}}$	$v_i = \frac{V_i}{\sum V}$	$v_i \cdot 100$
C ₅ H ₁₂	72	0,626	626	60	0,500	50,0	0,833	0,556	55,6	0,096	0,517	51,7
C ₆ H ₁₄	86	0,659	659	40	0,333	33,3	0,465	0,310	31,0	0,061	0,326	32,6
C ₇ H ₁₆	100	0,684	684	20	0,167	16,7	0,200	0,134	13,4	0,029	0,157	15,7
$\sum C_n H_{2n+n}$	—	—	—	120	1,00	100,0	1,498	1,00	100,0	0,186	1,00	100,0

Молекулярный вес (молекулярная масса M) индивидуальных веществ подсчитывается по их химической формуле и атомным весам элементов, входящих в эту формулу (например, для C₅H₁₂ $M = 72$).

Так как нефть состоит из смеси множества углеводородов, приходится определять средний молекулярный вес ее, или, что одно и то же, среднюю молекулярную массу.

Средний молекулярный вес смеси жидкостей определяют по формуле

$$M_{\text{ср}} = m_1^0 M_1 + m_2^0 M_2 + \dots + m_n^0 M_n = \sum_1^n m_i^0 M_i, \quad (8)$$

где $M_1, M_2, \dots, M_n$ — молекулярные массы компонентов; $m_1^0, m_2^0, \dots, m_n^0$ — молярная концентрация каждого компонента в долях единицы.

Если же молярный состав жидкой смеси берут в процентах, то

$$M_{\text{ср}} = \frac{m_1^0 M_1 + m_2^0 M_2 + \dots + m_n^0 M_n}{100} = \frac{\sum_1^n m_i^0 M_i}{100}. \quad (9)$$

Зависимость между средним молекулярным весом и нормальной температурой кипения нефтяных фракций дается формулой Б. П. Войнова [8]:

$$M_{\text{ср}} = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K) t + (0,0003K - 0,00245) t^2,$$

где t — средняя температура кипения продукта в °C; K — характеризующий фактор, показывающий степень «парафинистости» продукта; характеризующий фактор определяется по формуле

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T}}{d},$$

где T — средняя температура кипения продукта в °K; d_{15}^{15} — относительная плотность.

Вязкость нефтей зависит от целого ряда параметров, главными из которых являются температура нефти, количество растворенного в ней газа, молекулярная масса, наличие в нефти смол, асфальтенов и парафина.

При повышении температуры, а также увеличении количества растворенного в нефти газа существенно понижается вязкость нефти. Зависимость вязкости нефти от количества растворенного в ней газа и температуры приведена на рис. 2.

Вязкость нефтей в значительной мере оказывает влияние на расход энергии при транспорте, перемешивании и фильтрации их. Поэтому часто приходится подогревать нефть с целью уменьшения ее вязкости.

Вязкость характеризуется величиной μ — коэффициентом внутреннего трения, или коэффициентом динамической вязкости, называемым также динамической вязкостью (абсолютной).

Если внутри нефти мысленно выделить две параллельные плоскости, имеющие одинаковые площади S и отстоящие одна от другой на расстояние h , то при взаимном их перемещении с относительной скоростью w потребуются преодолеть силу внутреннего трения F , которая прямо пропорциональна площади,

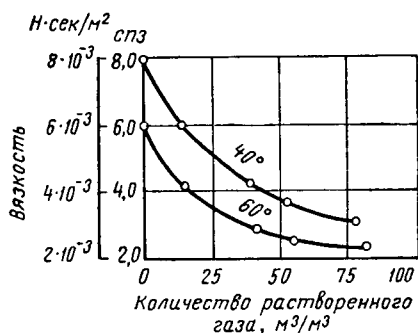


Рис. 2. Зависимость вязкости нефти от температуры и количества растворенного газа.

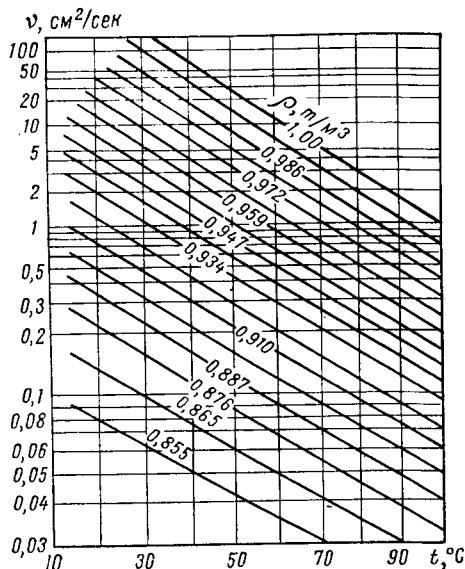


Рис. 3. График для ориентировочного определения вязкости нефтей в зависимости от их температуры и плотности.

относительной скорости и динамической вязкости и обратно пропорциональна расстоянию между плоскостями, т. е.

$$F = \frac{Sw}{h} \mu.$$

Данное выражение можно представить так:

$$\mu = \frac{Fh}{Sw}. \quad (10)$$

Полагая $F = 1 \text{ Н} = 1 \text{ кг} \cdot \text{м/сек}^2$, $h = 1 \text{ м}$, $S = 1 \text{ м}^2$ и $w = \text{м/сек}$, найдем единицу динамической вязкости в системе СИ:

$$\mu = \frac{1 \text{ Н} \cdot 1 \text{ м}}{1 \text{ м}^2 \cdot 1 \text{ м/сек}} = 1 \text{ Н} \cdot \text{сек/м}^2 = 1 \frac{\text{кг} \cdot \text{м/сек}^2 \cdot \text{сек}}{\text{м}^2} = 1 \text{ кг/м} \cdot \text{сек}.$$

Эта единица ($1 \text{ Н} \cdot \text{сек/м}^2 = 1 \text{ кг/м} \cdot \text{сек}$) не имеет специального названия. В системе СГС единицей динамической вязкости служит $1 \text{ дин} \cdot \text{сек/см}^2 = 1 \text{ г/см} \cdot \text{сек}$, которая называется пуазом (пз), а сотая часть ее — сантипуазом (спз). Примерно одному сантипуазу равна вязкость дистиллированной воды при 20° С . Величина,

обратная динамической вязкости, называется текучестью и обозначается через φ . Таким образом:

$$\varphi = \frac{1}{\mu}.$$

Для характеристики вязкостных свойств нефти широко пользуются также понятием кинематической вязкости. Кинематическая вязкость ν представляет собой частное от деления динамической вязкости на плотность:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu g}{\gamma}. \quad (11)$$

Следовательно, в системе СИ (и МКС) единицей кинематической вязкости будет

$$\nu = \frac{1 \text{ кг/м} \cdot \text{сек}}{1 \text{ кг/м}^3} = 1 \text{ м}^2/\text{сек}.$$

Эта единица измерения также не имеет названия. В системе СГС единицей кинематической вязкости служит $1 \text{ см}^2/\text{сек}$, называемая стоксом (ст), а сотая часть ее — сантистоксом (сст). Одному сантистоксу равняется кинематическая вязкость воды при 20°C .

Кинематическая вязкость в зависимости от температуры для ньютоновских нефтей (см. § 5, гл. III) может определяться по уравнению, полученному П. А. Филоновым:

$$\nu = \nu_x e^{-u(t-t_x)}, \quad (12)$$

где t — температура нефти в $^\circ \text{C}$; t_x — температура, выбираемая в рабочем интервале температур; ν_x — кинематическая вязкость нефти при произвольной известной температуре t_x ; u — показатель крутизны кривой вязкости, имеющий размерность, обратную температуре, т. е. $1/^\circ \text{C}$.

Для аналитического определения показателя крутизны необходимо знать вязкость нефти ν_1 и ν_2 при двух различных температурах t_1 и t_2 . Подставляя эти данные в уравнение (12) и логарифмируя его, получим

$$\ln \nu_1 = \ln \nu_{t_1} - ut_1;$$

$$\ln \nu_2 = \ln \nu_{t_1} - ut_2.$$

Вычитая из первого равенства второе, найдем

$$u = \frac{\ln \frac{\nu_1}{\nu_2}}{t_2 - t_1} = \operatorname{tg} \alpha. \quad (13)$$

Для ориентировочного определения вязкости нефтей в зависимости от их температуры и плотности можно пользоваться рис. 3.

Для точного определения вязкости нефти в зависимости от температуры и количества растворенного газа по каждому конкретному месторождению строятся свои кривые, подобные кривым, приведенным на рис. 2.

Для того чтобы усвоить систему единиц измерения СИ и свободно ею пользоваться, необходимо научиться устанавливать соотношения между этой системой и внесистемными единицами.

Приведем некоторые примеры.

1. Установить соотношения между следующими внесистемными единицами измерения коэффициента теплопроводности λ :

$$1 \text{ ккал} \cdot \text{м/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}, \quad 1 \text{ ккал} \cdot \text{м/м}^2 \cdot \text{сек} \cdot ^\circ \text{C},$$

$$1 \text{ кал} \cdot \text{см/см}^2 \cdot \text{сек} \cdot ^\circ \text{C} \text{ и единицей СИ } 1 \text{ Вт} \cdot \text{м/м}^2 \cdot ^\circ \text{C}.$$

Очевидно, соотношения между этими единицами будут следующими:

$$1 \text{ ккал} \cdot \text{м} / \text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C} = 1000 \text{ кал} \cdot 100 \text{ см} / (100 \text{ см})^2 \cdot 3600 \text{ сек} \cdot ^\circ\text{C} = \\ = \frac{1}{360} \text{ кал} \cdot \text{см} / \text{см}^2 \cdot \text{сек} \cdot ^\circ\text{C};$$

$$1 \text{ ккал} \cdot \text{м} / \text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C} = 1 \quad 4190 \text{ Дж} \cdot \text{м} / \text{м}^2 \cdot 3600 \text{ сек} \cdot ^\circ\text{C} = \\ = 1,163 \text{ Дж} \cdot \text{м} / \text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot ^\circ\text{C} = 1,163 \text{ Вт} \cdot \text{м} / \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

2. Установить соотношения между единицами измерения динамической вязкости для систем СИ, СГС, МКГСС:

$$1 \left(\frac{\text{Н} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2} \right)_{\text{СИ}} = \left(\frac{\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{сек}^2} \text{сек}}{\text{м}^2} \right)_{\text{СИ}} = \left(\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}} \right)_{\text{СИ}} = \\ = \frac{1000 \text{ г}}{100 \text{ см} \cdot \text{сек}} = 10 \left(\frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{сек}} \right)_{\text{СГС}} = 10 \left(\frac{\text{дин} \cdot \text{сек}}{\text{см}^2} \right)_{\text{СГС}} = 10 \text{ спз},$$

т. е. единица динамической вязкости в системе СИ в 10 раз больше единицы вязкости в системе СГС.

Аналогично для систем МКГСС и СГС (см. табл. 1 приложения 1):

$$1 \left(\frac{\text{кг} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2} \right)_{\text{МКГСС}} = 1 \frac{981000 \text{ дин} \cdot \text{сек}}{(100 \text{ см})^2} = 98,1 \left(\frac{\text{дин} \cdot \text{сек}}{\text{см}^2} \right)_{\text{СГС}} = 98,1 \text{ спз},$$

т. е. единица вязкости в системе МКГСС в 98,1 раза больше, чем в системе СГС, и в 9,81 раза больше, чем в системе СИ.

Например, вязкость жидкости 5 спз. Определить вязкость в единицах СИ и МКГСС.

В системе СИ

$$\mu = (5 \text{ спз})_{\text{СГС}} = \frac{5}{100 \cdot 10} \text{ Н} \cdot \text{сек} / \text{м}^2 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек} / \text{м}^2.$$

В системе МКГСС

$$\mu = 5 \text{ спз} = \frac{5}{100 \cdot 98,1} \text{ кг} \cdot \text{сек} / \text{м}^2 = \frac{5}{9810} \text{ кг} \cdot \text{сек} / \text{м}^2.$$

3. Размерность кинематической вязкости в системе единиц СИ

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{сек} / \text{м}^2}{\text{кг} / \text{м}^3} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м} / \text{сек}^2 \cdot \text{сек} / \text{м}^2}{\text{кг} / \text{м}^3} \right] = [\text{м}^2 / \text{сек}];$$

в системе МКГСС

$$\nu = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{сек} / \text{м}^2}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 / \text{м}^4} \right] = \text{м}^2 / \text{сек},$$

т. е. размерность кинематической вязкости в системе СИ и МКГСС одинакова.

4. Плотность нефти $\rho = 0,82 \text{ г} / \text{см}^3$. Определить плотность и удельный вес нефти в единицах СИ и в единицах МКГСС.

В системе СИ плотность

$$\rho = 0,82 \frac{10^{-3}}{10^{-6}} = 820 \text{ кг} / \text{м}^3;$$

удельный вес

$$\gamma = \rho g = 820 \cdot 9,81 = 8050 \text{ Н} / \text{м}^3.$$

В системе МКГСС плотность (с учетом соотношения $1 \text{ Н} = \frac{1}{9,81} \text{ кг}$)

$$\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{820}{9,81} = 83,6 \text{ кг} \cdot \text{сек}^2 / \text{м}^4;$$

удельный вес

$$\gamma = \frac{8050}{9,81} = 820 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Таким образом, плотность в системе СИ численно равна удельному весу в системе МКГСС.

Газовые смеси идеальных газов. Газовой смесью называется механическая смесь нескольких газов, химически не взаимодействующих между собой. Каждый из газов, входящих в состав смеси, называется газовым компонентом и ведет себя так, как если бы других газов в смеси не было.

Давление, которое оказывает каждый газ смеси на стенки сосуда, называется парциальным.

Согласно закону Дальтона (давление смеси равно сумме парциальных давлений газов, образующих газовую смесь) можно записать:

$$p_{\text{см}} = p_1 + p_2 + \dots + p_n = \sum p_i \text{ Н} / \text{м}^2. \quad (14)$$

В расчетах газовых смесей используется понятие приведенного и удельного объемов газа. Приведенным объемом газа, входящего в газовую смесь, называется такой объем, который газ занимает при давлении и температуре смеси.

Удельным объемом называется объем, который занимает 1 кг массы газа:

$$v = \frac{V}{M} \text{ м}^3 / \text{кг}; \quad (15)$$

с учетом формулы (2) последнее выражение можно представить так:

$$v = \frac{1}{\rho}. \quad (16)$$

За единицу массы M газа принимается киломоль (кмоль). Киломолем называется масса M газа в килограммах, численно равная его относительной молекулярной массе m или молекулярному весу.

Исходя из закона Авогадро, согласно которому различные газы, взятые при одинаковых давлении p и температуре t , имеют одинаковое число молекул N и занимают одинаковые объемы V , и принимая $M_1 = m_1$ и $M_2 = m_2$, можно записать

$$\frac{m_1}{m_2} = \frac{M_1}{M_2} = \frac{\frac{M_1}{V}}{\frac{M_2}{V}} = \frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{v_2}{v_1}, \quad (17)$$

откуда

$$m_1 v_1 = m_2 v_2 = \text{const}. \quad (18)$$

Произведение mv представляет собой объем 1 кмоль газа V_K . При нормальных физических условиях ($p = 760 \text{ мм рт. ст.}$) или $p = 101\,325 \text{ Н} / \text{м}^2$ и $t = 0^\circ \text{С}$ или $T = 273^\circ \text{К}$) объем 1 кмоль газа равен

$$V_K = mv = \frac{m}{\rho} \approx 22,4 \text{ м}^3 / \text{кмоль}.$$

Идеальные газы подчиняются, как известно, закону Клапейрона, имеющего следующую форму записи:

$$pv = RT. \quad (19)$$

Как видно, это уравнение связывает между собой параметры p , v и T через газовую постоянную R и дает возможность по двум известным параметрам определить третий, искомый. Чтобы получить уравнение состояния для произвольной массы газа, умножим обе части уравнения (19) на M кг:

$$p\nu M = MRT \text{ или } pV = MRT. \quad (20)$$

Чтобы получить уравнение состояния для 1 кмоль идеального газа, умножим обе части уравнения (19) на относительную молекулярную массу m и получим уравнение

$$pvm = mRT \text{ или } pV_K = mRT, \quad (21)$$

которое называется уравнением Клапейрона — Менделеева.

При нормальных физических условиях из уравнения (21) определяется значение газовой постоянной:

$$R = \frac{pV_K}{mT} = \frac{101\,325 \cdot 22,4}{m \cdot 273} = \frac{8314,3}{m} \text{ Дж/кг} \cdot ^\circ\text{К}, \quad (21a)$$

откуда $mR = R_0 \approx 8314,3$ Дж (кмоль $\cdot$ $^\circ\text{К}$). Эта величина называется универсальной газовой постоянной.

Для давления газа, выраженного в кг/м², универсальная газовая постоянная $R_0 = 848$ кг $\cdot$ м/(кмоль $\cdot$ $^\circ\text{С}$).

Уравнение состояния Ван дер-Ваальса для реального газа. Уравнения (19) и (21) получены при допущении отсутствия сил, обусловленных межмолекулярным притяжением, и, кроме того, сами молекулы рассматривались как материальные точки, размер которых ничтожно мал по сравнению с пространством между ними. Между тем известно, что у реальных газов молекулы занимают некоторый объем и между ними действуют межмолекулярные силы. Вот почему применение уравнений (19) и (21) для реальных газов дает существенные расхождения с измеренными параметрами этих газов. Было сделано много попыток получить уравнение для реальных газов, подобное уравнению идеального газа. Из числа многих уравнений самым удачным считается уравнение Ван дер-Ваальса:

$$(p + K)(V - b) = RT, \quad (22)$$

где $K = \frac{a}{v^2}$ — внутреннее давление молекул, которое является равнодействующей сил их взаимного притяжения в объеме V ; b — поправка на объем молекул реального газа, имеющая сложную зависимость.

Уравнение Ван дер-Ваальса правильно отражает основные свойства реальных газов, однако опыт показывает, что оно является приближенным, особенно для газов, находящихся при высоких давлениях и низких температурах. В связи с трудностью получения уравнения для реальных газов было решено внести в уравнение (19) поправочный коэффициент сжимаемости z , характеризующий отношение объема реального газа к объему идеального газа при одних и тех же условиях.

С учетом коэффициента сжимаемости z уравнение (19) принимает вид:

$$p\nu = zRT, \quad (23)$$

откуда

$$z = \frac{p\nu}{RT}.$$

Для нефтяных газов значение коэффициента z находят приближенно по кривым Брауна, приведенным на рис. 4. Коэффициент сжимаемости z на этих кривых построен в зависимости от приведенного давления и приведенной температуры, которые определяются из следующих выражений:

$$p_{\text{пр}} = \frac{p}{\sum (m_i^0 p_{\text{кр}i})}; \quad T_{\text{пр}} = \frac{T}{\sum (m_i^0 T_{\text{кр}i})}, \quad (24)$$

где $\sum (m_i^0 p_{кр i})$ и $\sum (m_i^0 T_{кр i})$ — соответственно среднекритическое давление и среднекритическая температура; p и T — давление и абсолютная температура газа; $p_{кр i}$ и $T_{кр i}$ — критические давление и температура i -того компонента; m_i^0 — мольная концентрация i -того углеводорода в смеси газов.

Пример. Определить коэффициент сжимаемости нефтяного газа заданного молекулярного состава, приведенного в табл. 14, при давлении в сепараторе 5,39 МН/м² (55 кг/см²) и температуре 20° С.

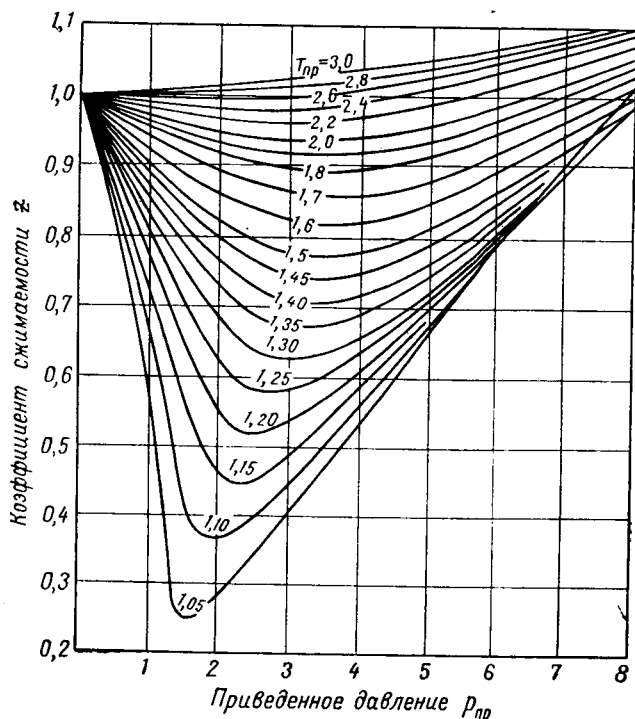


Рис. 4. Коэффициенты сжимаемости для нефтяного газа.

Расчет коэффициента сжимаемости z

Т а б л и ц а 14

Компоненты	Молекулярный состав газа m^0	Критическое давление $p_{кр i}$, кг/см ²	Критическая температура $T_{кр i}$, °К	Среднекритические	
				давление, кг/см ² (2×3)	температура, °К (2×4)
1	2	3	4	5	6
Метан	0,80	47,1	190	37,70	152,0
Этан	0,10	49,6	305	4,96	30,5
Пропан	0,06	43,2	336	2,59	20,2
Бутан	0,02	37,1	407	0,94	8,1
Углекислота	0,02	75,0	306	1,50	6,1

$$1,00$$

$$\sum m_i^0 p_{кр i} = 47,49 \quad \sum m_i^0 T_{кр i} = 216,9$$

Согласно формуле (24) приведенное давление

$$p_{\text{пр}} = \frac{p}{\sum (m_i^0 p_{\text{кр } i})} = \frac{55}{47,5} = 1,16;$$

приведенная температура

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{\sum (m_i^0 T_{\text{кр } i})} = \frac{273 + 20}{216,9} = 1,35.$$

По кривым, приведенным на рис. 4, находим $z = 0,81$.

Физические константы углеводородных и неуглеводородных газов при нормальных и стандартных условиях приведены в табл. 18 и 19 настоящего приложения.

Основные характеристики нефтяных газов обычно получают в лабораторных условиях при разгазировании пластовых проб в бомбах pVT .

Способы задания газовых смесей. Количественное соотношение газовых компонентов смеси может быть задано:

1) объемными частями V_i газов

$$V_{\text{см}} = V_1 + V_2 + \dots + V_n = \sum V_i, \quad (25)$$

где $V_{\text{см}}$ — объем смеси газа в м^3 ; $\sum V_i$ — сумма приведенных объемов газов;

2) массовыми частями M_i газов

$$M_{\text{см}} = M_1 + M_2 + \dots + M_n = \sum M_i, \quad (26)$$

где $M_{\text{см}}$ — масса смеси газа в кг; $\sum M_i$ — сумма массовых частей газов в кг;

3) киломолярными частями N_i газов

$$N_{\text{см}} = N_1 + N_2 + \dots + N_n = \sum N_i, \quad (27)$$

где $N_{\text{см}}$ — число киломолей газовой смеси; $\sum N_i$ — сумма киломолей газов, составляющих смесь;

4) массовыми долями m_i газов; массовой долей называется отношение массы газового компонента к массе смеси

$$m_i = \frac{M_i}{M_{\text{см}}}; \quad (28)$$

на основании равенства (26) можно записать

$$m_1 + m_2 + \dots + m_n = 1 \text{ или } \sum m_i = 1; \quad (29)$$

5) объемными долями v_i газов; объемной долей называется отношение приведенного объема газового компонента к объему смеси

$$v_i = \frac{V_i}{V_{\text{см}}}; \quad (30)$$

на основании равенства (25) можно записать

$$v_1 + v_2 + \dots + v_n = 1 \text{ или } \sum v_i = 1; \quad (31)$$

6) киломолярными долями v_i газов; киломолярной долей называется отношение числа киломолей газового компонента к числу киломолей смеси

$$v_i = \frac{N_i}{N_{\text{см}}}. \quad (32)$$

Если массовые, объемные и киломолярные концентрации компонентов измеряются не в долях, а в процентах, то числовые значения концентраций возрастают в 100 раз и могут быть подсчитаны по следующим выражениям:

$$\left. \begin{aligned} m_i &= 100 \frac{M_i}{M_{\text{см}}}; \\ v_i &= 100 \frac{V_i}{V_{\text{см}}}; \\ v_i &= 100 \frac{N_i}{N_{\text{см}}}. \end{aligned} \right\} \quad (33)$$

Ясно, что в этом случае сумма концентраций всех компонентов смеси будет равна не единице, а 100.

Объемный состав газовых смесей является и молярным, так как объем 1 кмоль любого газа при 0° С и 760 мм рт. ст. (101 325 Н/м²) равен 22,4 м³.

Пересчет массового состава смеси газов в объемный производят по табл. 15, а пересчет из объемного в массовый — по табл. 16.

Таблица 15

Пересчет массового состава смеси газов в объемный (молярный)

Компонент	Состав газа массовый, %	Молекулярная масса компонента	Количество молей N	Состав газа объемный (молярный), %
1	m_1	M_1	$\frac{m_1}{M_1} = N_1$	$V_1 = \frac{N_1}{\sum N} \cdot 100$
2	m_2	M_2	$\frac{m_2}{M_2} = N_2$	$V_2 = \frac{N_2}{\sum N} \cdot 100$
⋮	⋮	⋮	⋮	⋮
n	m_n	M_n	$\frac{m_n}{M_n} = N_n$	$V_n = \frac{N_n}{\sum N} \cdot 100$
	100	—	$\sum N$	100

Определение средней молекулярной массы и плотности смеси; определение газовой постоянной. Если объемный состав газа дан в процентах, то средний молекулярный вес смеси определяется по формуле, аналогичной формуле (9):

$$M_{\text{ср}} = \frac{v_1 M_1 + v_2 M_2 + \dots + v_n M_n}{100} = \frac{\sum_1^n v_i M_i}{100}, \quad (34)$$

где $v_1, v_2, \dots, v_n$ — объемные концентрации газа в смеси в %.

Если объемные концентрации взяты в долях единицы, т. е.

$$v_1 + v_2 + \dots + v_n = 1,$$

то

$$M_{\text{ср}} = v_1 M_1 + v_2 M_2 + \dots + v_n M_n = \sum_1^n v_i M_i. \quad (35)$$

Пересчет объемного (мольного) состава газовой смеси в массовый

Компонент	Состав газа объемный, %	Молекулярная масса компо- нента	Масса компонента, кг	Состав газа массо- вый, %
1	V_1	M_1	$V_1 M_1 = m_1$	$\frac{m_1}{\sum m} \cdot 100$
2	V_2	M_2	$V_2 M_2 = m_2$	$\frac{m_2}{\sum m} \cdot 100$
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
n	V_n	M_n	$V_n M_n = m_n$	$\frac{m_n}{\sum m} \cdot 100$
	100		$\sum m$	100

Если массовый состав смеси газов дан в процентах, то ее средняя молекулярная масса будет

$$M_{\text{ср}} = \frac{100}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2} + \dots + \frac{m_n}{M_n}} = \frac{100}{\sum_1^n \frac{m_i}{M_i}}, \quad (36)$$

где $m_1, m_2, \dots, m_n$ — массовые концентрации газа в смеси в %.

Если известны массовые доли компонентов, входящих в состав смеси газов, то среднюю молекулярную массу можно определить из следующего выражения:

$$M_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2} + \dots + \frac{m_n}{M_n}} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{m_i}{M_i}}, \quad (37)$$

где $m_1, m_2, \dots, m_n$ — массовые доли компонента в смеси.

Средняя плотность смеси газов, если объемные концентрации компонентов даны в процентах, определяются по следующей формуле:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{v_1 \rho_1 + v_2 \rho_2 + \dots + v_n \rho_n}{100} = \frac{\sum_1^n v_i \rho_i}{100}, \quad (38)$$

где $v_1, v_2, \dots, v_n$ — объемные концентрации компонентов в долях единицы; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — плотности отдельных компонентов смеси в кг/м³.

Средняя плотность смеси газов, если массовые концентрации даны в процентах, определяется по формуле

$$\rho_{\text{см}} = \frac{100}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2} + \dots + \frac{m_n}{\rho_n}} = \frac{100}{\sum_1^n \frac{m_i}{\rho_i}}. \quad (39)$$

Средняя плотность смеси газов при нормальных условиях определяется по формуле

$$\rho_{\text{см}} = \frac{M_{\text{ср}}}{22,4}. \quad (40)$$

Средняя плотность газа в зависимости от объемного состава при нормальных условиях вычисляется по формуле

$$\rho_{\text{см}} = \frac{\sum_1^n v_i M_i}{100 \cdot 22,4}, \quad (41)$$

а в зависимости от массового состава — по формуле

$$\rho_{\text{см}} = \frac{100}{\sum_1^n \frac{m_i}{M_i} 22,4}. \quad (42)$$

Газовая постоянная смеси $R_{\text{см}}$ определяется в зависимости от способа задания смеси. При задании смеси массовыми долями $R_{\text{см}}$ определяется из следующего выражения:

$$R_{\text{см}} = 8314,3 \sum_1^n \frac{m_i}{\mu_i}. \quad (43)$$

При задании смеси объемными долями согласно формуле (21а) газовую постоянную можно найти из выражения

$$R_{\text{см}} = \frac{8314,3}{m_{\text{см}}} = \frac{8314,3}{\sum_1^n m v_i}. \quad (44)$$

Научившись определять коэффициент сжимаемости z , можно легко рассчитать любой параметр газовой смеси, находящейся в сепараторе или в других технологических аппаратах. Так, например, если известен объем газа V_0 при нормальных условиях (p_0, T_0), то объем его при других давлении и температуре (p, T) можно найти из следующей формулы:

$$V = V_0 \frac{T}{T_0} \frac{p_0}{p} z. \quad (45)$$

Т а б л и ц а 17

Постоянная Сатерленда, динамическая и кинематическая вязкость

Газ	Постоянная C Сатерленда	Темпера- тура, °C	Динамическая вязкость		Кинематическая вязкость $10^6 \nu$, м²/сек
			$10^6 \mu$, Н·сек/м²	$10^7 \mu$, кг/м·сек	
Метан . .	198	17	1094	11,20	16,20
Этан . . .	287	0	909	9,27	6,44
Пропан . .	324	20	806	8,22	3,72
Бутан . . .	349	20	739	7,54	3,11
Воздух . .	123	0	1710	17,43	13,20
Азот . . .	103	0	1665	16,98	13,24

Физико-химические свойства углеводородов

Показатели	Метан	Этан	Пропан	Изобутан	н-бутан	Изопен-тан	н-пентан	Гексан
Химическая формула	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
Молекулярная масса	16,03	30,05	44,06	58,07	58,07	72,15	72,15	86,17
Газовая постоянная, Дж/(кг·°C)	519	217	188	143	143	115	115	96
Плотность при 760 мм рт. ст. (101 325 Н/м ²) и t = 0° C, кг/м ³	0,717	1,34	1,97	2,60	2,60	3,22	3,22	3,88
Критическая температура, °C	-83	32	63,5	134,1	151,6	188	197,2	234,6
Критическое давление, кг/см ²	47,1	49,6	43,2	37,1	38,6	33,7	33,9	30,4
Удельный объем газа при p = 101 325 Н/м ² , м ³ /кг	1,4	0,746	0,510	0,385	0,385	0,321	0,321	0,258
Температура кипения при p = 101 325 Н/м ² , °C	-161,3	-88,6	-42,2	-10,1	-0,5	+28,0	+32,2	+69,0
Удельная теплоемкость газа массовая при p = 101 325 Н/м ² и t = 0° C: при постоянном давлении C _p , кДж/(кг·°C)	2,2	1,73	1,57	1,49	1,49	1,45	1,45	1,42
при постоянном объеме C _v , кДж/(кг·°C)	1,69	1,44	1,36	1,31	1,31	1,29	1,29	1,28
Количество воздуха для сжигания 1м ³ газа, м ³ /м ³	9,54	16,6	23,8	31,0	31,0	38,1	38,1	45,3
Теплота сгорания при p = 101 325 Н/м ² и t = 20° C, кДж/м ³	36 080	65 120	92 320	119 520	119 520	147 550	147 550	175 150

Плотность смеси газов $\rho_{см}$ в аппаратах определяется следующим образом. Вначале находят по одной из формул (34), (35), (36) или (37) среднюю молекулярную массу смеси газов, выделившихся в аппарате. Затем определяют плотность газовой смеси при нормальных условиях по формуле (40).

При давлении и температуре газа в аппарате, отличающихся от нормальных условий, имеем

$$\rho_{см} = \rho_0 \frac{T_0 p \cdot 1}{T p_0 z} \quad (46)$$

Вязкость газов при увеличении температуры в противоположность вязкости нефти увеличивается. Влияние температуры на вязкость газа обычно определяется по формуле Сатерленда:

$$\mu = \mu_0 \frac{T_0 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (47)$$

где μ и μ_0 — динамическая вязкость газа при температурах T и T_0 и заданном давлении; T_0 и T — абсолютные температуры газа в $^{\circ}\text{K}$ ($T_0 = 273,15^{\circ}\text{K}$); C — постоянная Сатерленда.

Кинематическая вязкость в зависимости от температуры и давления выражается формулой

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu_0}{p} R T \frac{T_0 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}. \quad (48)$$

Значения постоянной Сатерленда C для некоторых чистых газов, а также динамическая и кинематическая вязкость этих газов при $p = 760$ мм рт. ст. приводятся в табл. 17.

Вязкость смеси нефтяных газов не обладает аддитивным свойством, т. е.

$$\mu_{см} \neq \mu_1 m_1^0 + \mu_2 m_2^0 + \dots + \mu_n m_n^0,$$

где $\mu_1, \mu_2, \dots, \mu_n$ — вязкость чистых компонентов; $m_1^0, m_2^0, \dots, m_n^0$ — мольные доли этих компонентов в смеси.

Вязкость смесей различных газов можно найти в книге [7].

В табл. 18 приведены физико-химические свойства углеводородов.

В связи с тем, что при различных расчетах приходится иметь дело и с неуглеводородными газами, в табл. 19 приводим физико-химические свойства некоторых неуглеводородных газов.

Т а б л и ц а 19

Физико-химические свойства неуглеводородных газов

Показатели	CO ₂	H ₂ S	N ₂	H ₂ O
Молекулярная масса	44,0	34,08	28,02	18,02
Газовая постоянная, Дж/(кг · °С)	80,6	104,2	126,6	196,9
Плотность газа при $p = 101\,325$ Н/м ² и $t = 20^{\circ}\text{C}$, кг/м ³	1,83	1,43	1,16	0,75
Удельная теплоемкость массовая при $p = 101\,325$ Н/м ² и $t = 0^{\circ}\text{C}$: при постоянном давлении C_p , кДж/(кг · °С)	0,81	1,06	1,04	1,86
при постоянном объеме C_v , кДж/(кг · °С)	0,62	0,80	0,74	1,49
Критическая температура, °С	33	100	−147	374
Критическое давление, кг/см ²	74,9	88,9	34,6	224,7
Температура кипения при $p = 101\,325$ Н/м ² , 0°С	−78,5	−61,0	−195,8	100
Удельный объем газа при $p = 101\,325$ Н/м ² и $t = 0^{\circ}\text{C}$, м ³ /кг	0,506	0,65	0,80	1,25

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Апельцин И. Э. Подготовка воды для заводнения нефтяных пластов. М., Гостоптехиздат, 1960.
2. Амикс Дж. и др. Физика нефтяного пласта. М., Гостоптехиздат, 1962.
3. Афаджани Е. К., Сведлов Г. М., Ягудин Г. М. Автоматизация объектов нефтедобычи (зарубежный опыт). М., изд-во «Недра», 1966.
4. Бенедикт М. и др. Летучесть и равновесие жидкости — пар. Сб. «Фазовые равновесия углеводородов», М., Гостоптехиздат, 1958.
5. Бобровский С. А. Гидравлический расчет распределительных трубопроводов. М., Изд-во литературы по строительству, 1968.
6. Брисман А. А. К расчету коллекторов для сбора газа на нефтяных и газовых промыслах. Тр. ВНИИНефть, вып. XIII. М., Гостоптехиздат, 1958.
7. Варгафтик И. Б. Теплофизические свойства веществ. Справочник, М., Госэнергоиздат, 1963.
8. Войнов Б. П. Новое уравнение зависимости молекулярного веса нефтяных углеводородов и фракций от их удельного веса и температуры кипения. «Нефтяное хозяйство», 1948, № 5.
9. Воюцкий С. С. Курс коллоидной химии. М.—Л., изд-во «Химия», 1964.
10. Волиханов А. В., Грайфер В. И. и др. Исследование влияния устьевой и внутрискважинной подачи ПАВ на технологию добычи, транспорта и подготовки нефти. Фонды ЦНИЛ объединения Татнефть, 1968.
11. Грайфер В. И., Тронов В. П., Губанов Б. М. Вопросы разрушения нефтяных эмульсий. Казань, Татарское книжное издательство, 1967.
12. Гвоздев Б. П., Гриценко А. И. и др. О разработке эффективного высокопроизводительного сепарационного оборудования для газовых и газоконденсатных промыслов. ВНИИОЭНГ, «Газовое дело», № 7, 1968.
13. Губин В. Е., Новоселов В. Ф., Тугунов И. П. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепродуктов. М., изд-во «Недра», 1968.
14. Гужов А. И., Титов В. Г., Беленко В. А. Результаты опытно-промышленного испытания гидроциклонных сепараторов. ВНИИОЭНГ, «Газовое дело», № 7, 1968.

15. Гужов А. И., Титов В. Г., Васильев В. А. Вопросы гидравлического расчета трубопроводов при совместном движении нефти и газа. Тематические научно-техн. обзоры. ВНИИОЭНГ, сер. «Газовое дело», 1968.
16. Дегтярев Б. В., Лутошкин Г. С., Бухгалтер Э. Б. Борьба с гидратами при эксплуатации газовых скважин в районах Севера (практическое руководство). М., изд-во «Недра», 1969.
17. Ерохин В. А., Литвинов А. А. и др. Эксплуатация системы заводнения пластов. М., изд-во «Недра», 1967.
18. Исакович Р. Я. Технологические измерения и приборы. М., изд-во «Недра», 1970.
19. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.—Л., Госэнергоиздат, 1960.
20. Каспарьянц К. С. Промысловая подготовка нефти. М., изд-во «Недра», 1966.
21. Кругман И. Ю., Ковылов Н. Б. Дилектометрические нефтяные влагомеры. Тематические научно-технические обзоры. ВНИИОЭНГ, сер. «Добыча», 1969.
22. Колмогоров А. Н. О дроблении капель в турбулентном потоке. ДАН СССР, т. 66, № 5, 831, 1949.
23. Котен В. Г. Реологические свойства туркменских нефтей. «Транспорт и хранение нефти», 1963, № 12.
24. Коротаев Ю. П., Полянский А. П. Эксплуатация газовых скважин. М., Гостоптехиздат, 1961.
25. Коршунов Е. С., Едигаров С. Г. Потери нефти, нефтепродуктов и газов и меры их сокращения. М., изд-во «Недра», 1966.
26. Константинов Н. Н. Борьба с потерями от испытания нефти и нефтепродуктов. М., Гостоптехиздат, 1961.
27. Крылов А. П., Лутошкин Г. С. Изучение гидравлических сопротивлений и удельного веса смеси при работе воздушных подъемников. Тр. ВНИИНефть, вып. XIII. М., Гостоптехиздат, 1958.
28. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. М., Физматгиз, 1959.
29. Левченко Н. Д., Бергштейн Н. В. и др. Эмульсия нефти с водой и методы их разрушения. М., изд-во «Химия», 1967.
30. Лузин В. И. Экономика подготовки нефти и углеводородных газов в нефтяной и газовой промышленности. М., изд-во «Недра», 1968.
31. Лутошкин Г. С. Сепарация природного газа от твердых и жидких частиц. Новости нефтяной и газовой техники, сер. «Газовое дело», № 2, 1962.
32. Лобков А. М. Сбор и транспорт нефти на промыслах. М., Гостоптехиздат, 1955.
33. Ляпков П. Д. Пересчет характеристик погружных центробежных насосов с воды на жидкость другой вязкости. В кн. «Погружные насосы для народного хозяйства». М., ЦБТИ, 1962.
34. Мазепа Б. А. Парафинизация нефтесборных систем и промышленного оборудования. М., изд-во «Недра», 1966.
35. Макогон Ю. Ф., Саркисянц Г. А. Предупреждение образования гидратов при добыче и транспорте газа. М., изд-во «Недра», 1966.
36. Маринин Н. С. Концевая сепарационная установка для сброса воды. ВНИИОЭНГ, «Нефтепромысловое дело», № 9, 1969.

37. Маринин Н. С., Андриасов Р. С., Сахаров В. А. Состояние и пути совершенствования сбора и транспорта нефти и газа на промыслах восточных районов СССР. Тематические научно-технические обзоры. М., ВНИИОЭНГ, 1969.

38. Мамаев В. А., Одишария Г. Э. и др. Гидродинамика газожидкостных смесей в трубах. М., изд-во «Недра», 1969.

39. Мамаев В. А., Одишария Г. Э. Трубопроводный транспорт газожидкостных смесей. Тематические научно-техн. обзоры. ВНИИОЭНГ, сер. «Газовое дело», 1966.

40. Мирзаджанзаде А. Х. Вопросы гидродинамики вязко-пластичных и вязких жидкостей в нефтедобыче. Баку, Азербайджанское изд-во нефтяной и научно-техн. литературы, 1959.

41. Михеев М. А., Михеева И. М. Краткий курс теплопередачи. М., Госэнергоиздат, 1961.

42. Муравьев И. М., Андриасов Р. С., Гиматулин Ш. К., Говорова Г. Л., Полозков В. Т. Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений. М., изд-во «Недра», 1970.

43. Оруджев С. А., Левин С. М., Арутюнов А. И. Некоторые вопросы хозяйственной реформы и нефтедобывающей промышленности. «Нефтяное хозяйство», 1967, № 5.

44. Панченков Г. М., Цабек Л. К. Поведение эмульсий во внешнем электрическом поле. М., изд-во «Химия», 1969.

45. Петров А. А. Обессоливание и обезвоживание нефтей. Куйбышев, Куйбышевское книжное издательство, 1959.

46. Перевалов В. Г., Алексеева В. В. Очистка сточных вод нефтепромыслов. М., изд-во «Недра», 1969.

47. Рихтер, Гуго. Гидравлика трубопроводов (пер. с нем.). М.—Л., ОНТИ НКТП, 1936.

48. Рис В. Ф. Центробежные компрессорные машины. М., изд-во «Машиностроение», 1964.

49. Сакун И. А. Винтовые компрессоры. М., изд-во «Машиностроение», 1970.

50. Савельев К. М. Нефтепромысловое хозяйство. М., Гостоптехиздат, 1963.

51. Смирнов А. С., Ширковский А. И. Добыча и транспорт газа. М., Гостоптехиздат, 1957.

52. Скобло А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Гостоптехиздат, 1962.

53. Тронов В. П. Механизм образования смоло-парафиновых отложений и борьба с ними. М., изд-во «Недра», 1970.

54. Фишман М. П. Новая схема сбора и транспортирования нефти на морских промыслах. ЦНИИТЭИнефтегаз, сер. «Нефтепромысловое дело», № 5, 1963.

55. Фигуровский Н. А. Седиментометрический анализ. М., изд-во АН СССР, 1948.

56. Циборовский Я. Основы процессов химической технологии. Л., изд-во «Химия», 1967.

57. Черникин В. И. Перекачка вязких и застывающих жидкостей. М., Гостоптехиздат, 1958.
58. Черникин В. И. Сооружение и эксплуатация нефтебаз. М., Гостоптехиздат, 1955.
59. Шагин В. Д., Байков Н. М. и др. Нефтяная и газовая промышленность Канады. М., изд-во «Недра», 1968.
60. Шагин В. Д. Комплексная автоматизация нефтедобывающих предприятий. «Нефтяное хозяйство», 1969, № 6.
61. Шиллер Л. Движение жидкости в трубах (пер. с нем.). М.—Л., ОНТИ, 1936.
62. Эмирджанов Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. М., изд-во «Химия», 1965.
63. Яблонский В. С., Новоселов В. Ф. и др. Проектирование, эксплуатация и ремонт нефтепродуктопроводов. М., изд-во «Недра», 1965.
64. Физико-химические свойства углеводов. Под ред. Тиличева М. Д., вып. 3. М., Гостоптехиздат. 1951.
65. Утилизация промышленных сточных вод и подготовка их для заводнения. Тематические обзоры. М., ВНИИОЭНГ, 1966.
66. Справочник по эксплуатации нефтяных месторождений, ч. I и II. (пер. с англ.). М., изд-во «Недра», 1964.
67. Физико-химическая механика дисперсных структур. Сб. под ред. акад. П. А. Ребиндера. М., изд-во «Недра», 1966.
68. J. Hadamard. Mouvement permanent lent d'une sphère liquide et visqueuse dans un liquide visqueux. Paris, C. R. Acad. sci., 152, 1911, p. 1735—1739.
69. W. H. Bond. Phil. Mag. (s. VII), 4, 889, 1927.

О Г Л А В Л Е Н И Е

Предисловие	3
Введение	5
Г л а в а I. Системы сбора продукции скважин на площадях нефтяных месторождений	
§ 1. Основные понятия и определения	8
§ 2. Исходные данные для составления проекта обустройства площади нефтяного месторождения	9
§ 3. Техничко-экономическое сравнение различных систем сбора нефти и газа и схем установок подготовки их к транспорту	11
§ 4. Основные требования, предъявляемые при проектировании систем сбора нефти, газа и воды на площадях нефтяных месторождений	12
§ 5. Системы сбора продукции скважин на площадях нефтяных месторождений	14
§ 6. Системы сбора продукции скважин, применяемые на морских месторождениях	23
Г л а в а II. Учет нефти, пластовой воды, газа и механических примесей по скважинам	
§ 1. Учет продукции скважины	27
§ 2. Отбор проб нефти в скважинах и выкидных линиях	29
§ 3. Определение содержания в нефти воды, механических примесей и солей	29
§ 4. Автоматизация замера продукции скважин	33
§ 5. Измерение расхода нефтяного газа	40
Г л а в а III. Технологические расчеты трубопроводов и предохранение их от засорения	
§ 1. Классификация трубопроводов	49
§ 2. Основные принципы проектирования трубопроводов на площади нефтяного месторождения	52
§ 3. Гидравлический расчет простых и сложных напорных трубопроводов при изотермическом режиме течения	53
§ 4. Гидравлический расчет трубопроводов при движении по ним нефтегазовых смесей	62
§ 5. Реологические свойства нефти	68
§ 6. Транспорт по трубопроводам высоковязких и парафинистых нефтей	71
§ 7. Расчет трубопроводов при неизотермическом движении жидкостей	73
§ 8. Основные положения экономического расчета напорных нефтепроводов	77

§ 9. Увеличение пропускной способности трубопроводов	79
§ 10. Предупреждение засорения нефтепроводов и методы удаления отложений	84
§ 11. Вывод расчетных формул для напорных газопроводов	89
§ 12. Изменение давления газа по длине газопровода	95
§ 13. Конденсация углеводородов и паров воды в газосборной системе. Образование гидратов	96
§ 14. Предупреждение и устранение гидратов	102
§ 15. Основные понятия о внешней и внутренней коррозии трубопроводов и методы защиты их от коррозии	107

Г л а в а IV. Сепарация нефти от газа

§ 1. Сепарация и расчеты сепарации	116
§ 2. Назначение, классификация и конструкции сепараторов	133
§ 3. Расчет сепараторов на пропускную способность по газу	139
§ 4. Расчет сепараторов на пропускную способность по жидкости	148
§ 5. Газовый фактор	153
§ 6. Выбор размера и типа газосепаратора	154
§ 7. Механический расчет сепараторов	156

Г л а в а V. Насосы и компрессоры для перекачки нефти, газа и газонефтяных смесей

§ 1. Выбор типа насоса	159
§ 2. Расчет центробежного насоса с учетом работы его на сеть	162
§ 3. Некоторые характеристики винтовых насос-компрессоров	169
§ 4. Компрессоры для компримирования нефтяного газа и расчет потребляемой ими мощности	171

Г л а в а VI. Очистка нефти от пластовой воды и механических примесей

§ 1. Пластовые воды	177
§ 2. Образование нефтяных эмульсий и их классификация	180
§ 3. Влияние состава нефти и пластовой воды на образование эмульсий	183
§ 4. Физико-химические свойства нефтяных эмульсий	183
§ 5. Устойчивость нефтяных эмульсий и их «старение»	187
§ 6. Деэмульгаторы для разложения нефтяных эмульсий	189
§ 7. Классификация деэмульгаторов	191
§ 8. Коагуляция, коалесценция и инверсия нефтяных эмульсий	193
§ 9. Конструктивные особенности концевых совмещенных сепараторов для отделения от нефти воды, газа и механических примесей. Отстойники для горячей нефти	195
§ 10. Основные методы разделения и разрушения нефтяных эмульсий	206
Гравитационное разделение (холодный отстой)	206
Центрифугирование	208
Фильтрация	209
Теплохимическое деэмульгирование	210
Электрическое деэмульгирование нефтяных эмульсий	211
Установки подготовки нефти с использованием различных методов деэмульсации. Обессоливание и стабилизация нефти	217
Сепараторы-подогреватели (деэмульсаторы)	220
Расчет сепараторов-подогревателей	226
§ 11. Технико-экономическое обоснование необходимости стабилизации нефти	228
§ 12. Возможные технологические схемы стабилизационных установок	231
§ 13. Основные принципы расчета теплообменной аппаратуры	236

Г л а в а VII. Нефтяные резервуары.

§ 1. Назначение, классификация и конструктивные особенности стальных резервуаров	247

§ 2. Оборудование стальных резервуаров	249
§ 3. Определение потерь углеводородов при малых и больших «дыханиях» резервуаров	257
§ 4. Методы борьбы с потерями углеводородов при «дыханиях» резервуаров	259
§ 5. Защита стальных резервуаров от коррозии	262
Глава VIII. Учет товарной нефти	
§ 1. Учет товарной нефти	265
§ 2. Способы отбора проб из резервуаров	266
§ 3. Автоматизация процессов учета товарной нефти	269
Глава IX. Подготовка воды для заводнения нефтяных пластов	
§ 1. Общие сведения о цели закачки воды в пласт и основные требования, предъявляемые к воде	273
§ 2. Определение пригодности воды для нагнетания в пласт	275
§ 3. Водозаборы и водоочистные станции	276
§ 4. Принципиальные схемы водоснабжения для заводнения нефтяных пластов	282
§ 5. Оборудование, применяемое при заводнении нефтяных пластов	283
Глава X. Очистка и использование сточных вод нефтяных месторождений	
§ 1. Сточные воды нефтяных месторождений и требования, предъявляемые к использованию их	285
§ 2. Канализация сточных вод	288
§ 3. Улавливание нефти и взвешенных частиц из сточных вод, очистка их от вредных примесей	289
§ 4. Зарубежный опыт использования пластовых вод	296
Приложение 1. Общие сведения о системах единиц измерения и о свойствах нефти и газа	
§ 1. Системы единиц измерения	298
§ 2. Вес, масса, плотность, удельный вес, относительная плотность и относительный удельный вес	303
§ 3. Основные свойства нефти и газа	303
Приложение 2. Номограмма для решения уравнений фазового состояния углеводородных систем	
Литература	
	319

вкл.

Луточкин Георгий Сергеевич

**Сбор и подготовка нефти, газа и воды
к транспорту**

Редактор издательства Н. Д. Дубровина
Техн. редактор Л. Д. Агапова
Корректор Г. Г. Большова

Сдано в набор 8/IX 1971 г.
Подписано в печать 8/XII 1971 г.
Т-16962. Формат 60 × 90¹/₁₆. Печ. л. 20,88 с вкл.
Уч.-изд. л. 21,88, в т. ч. 1 вкл. 0,19.
Бумага № 2 + литогр. Индекс 1—1—1.
Заказ 743/3844—6. Тираж 4000 экз.
Цена 1 р. 02 к.

Издательство «Недра». Москва, К-12,
Третьяковский проезд, 1/19.

Ленинградская типография № 14
«Красный Печатник» Главполиграфпрома
Комитета по печати
при Совете Министров СССР.
Московский пр., 91.