

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
**«ТЮМЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
НЕФТЕГАЗОВЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

С.А. Леонтьев, Р.М. Галикеев, М.Ю.Тарасов

**Технологический расчет и подбор стандартного
оборудования для установок системы сбора
и подготовки скважинной продукции**

*Допущено Учебно-методическим объединением вузов Российской Федерации
по нефтегазовому образованию в качестве учебного пособия для студентов высших
учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки магистров
131000 «Нефтегазовое дело», по представлению Ученого совета Тюменского
государственного университета*

Тюмень
ТюмГНГУ
2015

УДК 622.276
Л47

Рецензенты:

доктор технических наук, профессор А.Р. Хафизов
кандидат физико-математических наук, профессор Б.Б.Квиско

Леонтьев С.А. Галикеев Р.М. Тарасов М.Ю.

Л47 Технологический расчет и подбор стандартного оборудования для установок системы сбора и подготовки скважинной продукции [Текст]: учебное пособие / Леонтьев С.А. Галикеев Р.М. Тарасов М.Ю. - Тюмень: ТюмГНГУ, 2015.– 124 с.

ISBN 978-5-9961-1084-1

Технологический расчет и подбор стандартного оборудования для установок системы сбора и подготовки скважинной продукции.

В учебном пособии приведены методики расчёта материального баланса технологических установок подготовки скважинной продукции, изложены общие сведения о конструкциях оборудования, применяемых на установках подготовки нефти, приведены методики расчета стандартного оборудования.

Учебное пособие может быть полезно для научно – технических, инженерных работников, студентов очной и заочной форм обучения, изучающих процессы промыслового сбора и подготовки скважинной продукции на месторождениях.

ISBN 978-5-9961-1084-1

© Федеральное государственное
бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Тюменский государственный
нефтегазовый университет», 2015

Содержание

Содержание.....	2
Введение.....	5
1. ОПИСАНИЕ ОБОРУДОВАНИЯ, ЕМКостей И АГРЕГАТОВ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ НА УСТАНОВКАХ СИСТЕМЫ СБОРА И ПОДГОТОВКИ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ.....	6
1.1. Классификация аппаратов по движущей силе процессов.....	6
1.2. Массообменное оборудование.....	7
1.2.1. Сепарационное оборудование.....	7
1.2.1.1. Конструкции сепараторов.....	9
1.2.2. Стабилизационная колонна.....	13
1.2.2.1. Стабилизационная колонна в технологическом процессе.....	13
1.2.2.2. Классификация и принцип работы стабилизационной колонны.....	16
1.3. Гидромеханическое оборудование.....	17
1.3.1. Отстойники.....	17
1.3.2. Электродегидраторы.....	19
1.3.3. Резервуары, флотаторы.....	21
1.3.4. Насосное оборудование.....	27
1.4. Теплообменное оборудование.....	31
1.4.1. Общие сведения о теплообменных аппаратах и их классификация [4-7].....	31
1.4.2. Печи.....	36
1.4.2. Путевые подогреватели.....	37
1.5. Совмещенные аппараты.....	40
1.5.1. Совмещенные аппараты разгазирования и отстаивания (трехфазные сепараторы).....	40
1.5.2. Совмещенные аппараты нагрева и отстаивания.....	45
2. ПРИМЕР РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА УСТАНОВКИ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ (УПН).....	54
2.1. Материальный баланс первой ступени сепарации.....	54
2.2. Блок отстоя.....	59
2.3. Блок электродегидраторов.....	61
2.4. Материальный баланс второй ступени сепарации.....	63
2.5. Общий материальный баланс установки.....	68
3. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА СТАНДАРТНОГО ОБОРУДОВАНИЯ ПРИМЕНЯЕМОГО НА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ УСТАНОВКАХ.....	69
3.1. Пример расчета сепаратора.....	69
3.1.1. <i>Определение пропускной способности и диаметра нефтегазовых сепараторов</i>	69
3.1.2. Расчет гравитационных сепараторов по газу.....	72
3.1.3. Расчет гравитационных сепараторов по жидкости.....	75
3.1.4. Расчет циклонных сепараторов.....	76
3.1.5. Расчет сепаратора первой ступени сепарации.....	77
3.2. Пример расчета отстойника.....	80
3.2.1. Отстаивание.....	80
3.2.2. Скорость осаждения.....	81
3.2.3. Производительность отстойников.....	87
3.2.4. Расчёт отстойника.....	89
3.3. Пример расчета печи.....	93

3.3.1. Расчет процесса горения топлива.....	93
3.3.2. Расчёт трубчатой печи.....	95
3.4. Расчёт сепаратора второй ступени сепарации.....	96
3.5. Пример подбора резервуара.....	98
3.6.Пример подбора насосного оборудования.....	98
Приложение 1.....	100
Приложение 2.....	110
Приложение 3.....	111
Приложение 4.....	112
Приложение 5.....	113
Приложение 6.....	114
Приложение 7.....	115
Приложение 11.....	121
Приложение 12.....	122
Приложение 13.....	122
Список литературы.....	123

Введение

Технологический расчет и подбор стандартного оборудования для установок системы сбора и подготовки нефти, газа и воды является неотъемлемой частью проектирования и обустройства месторождений.

Технология подготовки нефти, газа и воды на установках включает в себя различное количество разнообразных аппаратов, емкостей и агрегатов, которые подбираются в соответствии с технологическими показателями процесса подготовки.

Основными технологическими установками, входящими в состав системы сбора и подготовки входят:

- Дожимная насосная станция (ДНС);
- Дожимная насосная станция с установкой предварительного сброса воды (ДНС с УПСВ);
- Установка предварительного сброса воды (УПСВ);
- Установка подготовки нефти (УПН) которая входит в состав ЦПС.

Одним из важнейших условий нормальной эксплуатации герметизированных транспортных систем является качественная подготовка скважинной продукции на промыслах в соответствии с требованиями ГОСТ Р 51858-2002.

Целью учебного пособия является помощь в проведении технологических расчетов и правильного подбора стандартного оборудования для курсовых, дипломных и проектных работ.

1. ОПИСАНИЕ ОБОРУДОВАНИЯ, ЕМКОСТЕЙ И АГРЕГАТОВ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ НА УСТАНОВКАХ СИСТЕМЫ СБОРА И ПОДГОТОВКИ НЕФТИ, ГАЗА И ВОДЫ

1.1. Классификация аппаратов по движущей силе процессов

В основе классификации основных (типовых) процессов и аппаратов нефтепереработки и нефтехимии лежит способ создания движущей силы процесса. В этой связи основные процессы и аппараты химической технологии делятся на следующие классы.

Массообменные или диффузионные процессы связаны с переходом или перераспределением компонентов вещества из одной фазы в другую за счет сил диффузии. Движущей силой является разность концентраций или градиент концентраций между фактической концентрацией компонента в одной фазе с равновесной концентрацией данного компонента в другой фазе, а скорость процесса определяется законами массопередачи.

Гидромеханические процессы связаны с разделением неоднородных гетерогенных систем, а также с транспортировкой данных систем. Движущей силой является разность давлений или градиент давления, а скорость процесса определяется законами гидромеханики.

Теплообменные процессы связаны с передачей тепла от горячего тела (потока) холодному телу (потоку). Движущей силой данного процесса является разность температур или градиент температур, а скорость процесса определяется законами теплопередачи.

Механические процессы связаны с переработкой твердых материалов. Движущей силой является разность сил, давлений или градиент напряжения. Скорость механического процесса определяется законами механики твердого тела.

Химические процессы связаны химическом взаимодействии веществ с образованием новых продуктов. Движущей силой процесса является разность концентраций реагирующих веществ, а скорость процесса определяется законами химической кинетики [1].

Данную классификацию можно перенести и на процессы, применяемые в системе сбора и подготовки скважиной продукции. В системе сбора применяются массообменные процессы (сепарация нефти от газа, стабилизация нефти, методы осушки нефтяного попутного и природного газа), теплообменные процессы и гидромеханические процессы (отстаивание нефти от воды и механических примесей, транспортировка одно-, двух- и трехфазных систем).

Таким образом, можно выделить три класса оборудования применяемого на промысле:

- массообменное;
- теплообменное;
- гидромеханическое.

1.2 Массообменное оборудование

1.2.1. Сепарационное оборудование

В системе сбора и подготовки применяется различное сепарационное оборудование, которое имеет различное исполнение и конструкцию.

Отделение нефти от газа и воды в различных сепараторах производится с целью:

1. получения нефтяного газа, который используется как химическое сырье или как топливо;
2. уменьшения перемешивания нефтегазового потока и снижения за счет этого гидравлических сопротивлений;
3. уменьшения пенообразования (оно усиливается выделяющимися пузырьками газа);
4. уменьшения пульсаций давления в трубопроводах при дальнейшем транспорте нефти от сепараторов первой ступени до установки подготовки нефти (УПН).

Движение газонефтяной смеси по промысловому трубопроводу сопровождается пульсациями давления, например, если поток имеет пробковую структуру, то происходит попеременное прохождение пробок нефти и пробок газа. Возникающие циклические нагрузки на трубопровод приводят к возникновению трещин и разрушению трубопровода.

В виде схемы классификацию можно представить следующим образом: [2,3]

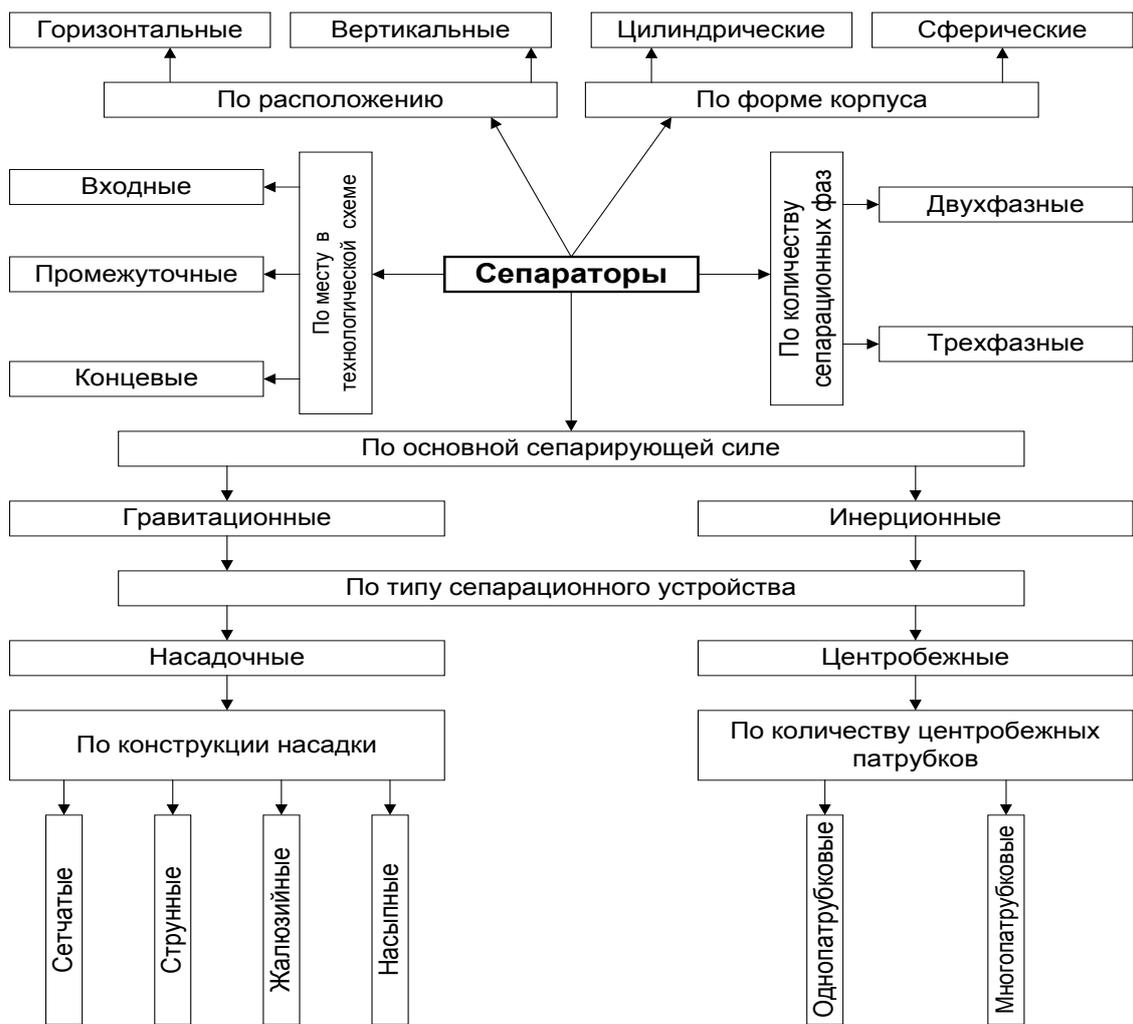


Рисунок 1 – Классификация сепараторов по основным функциональным и конструктивным признакам

Сепараторы условно можно подразделить на следующие категории:

1. по назначению:
 - замерные;
 - сепарирующие;
2. по геометрической форме:
 - цилиндрические;
 - сферические;
3. по положению в пространстве:
 - вертикальные;
 - горизонтальные;
 - наклонные;
4. по характеру основных действующих сил:
 - гравитационные;
 - инерционные;
 - центробежные
 - ультразвуковые и т.д.

5. по технологическому назначению нефтегазовые сепараторы делятся на:

- двухфазные – применяются для разделения продукции скважин на жидкую и газовую фазу;
- трехфазные – служат для разделения потока на нефть, газ и воду;
- сепараторы первой ступени сепарации – рассчитаны на максимальное содержание газа в потоке и давление I ступени сепарации;
- концевые сепараторы – применяются для окончательного отделения нефти от газа при минимальном давлении перед подачей товарной продукции в резервуары;
- сепараторы-делители потока – используются, когда необходимо разделить выходящую из них продукцию на потоки одинаковой массы;
- сепараторы с предварительным отбором газа: отдельный ввод жидкости и газа в аппарат увеличивает пропускную способность данных аппаратов по жидкости и газу;

6. по рабочему давлению:

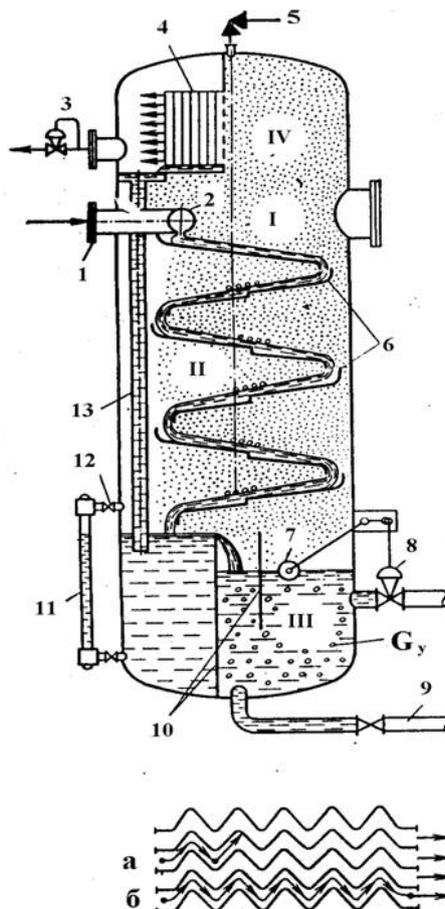
- высокого давления 6,4 МПа;
- среднего давления 0,6 – 6,4 МПа;
- низкого давления до 0,6 МПа;
- вакуумные (давление ниже атмосферного).

1.2.1.1. Конструкции сепараторов

1. Вертикальный сепаратор:

Сепаратор с жалюзийной насадкой (рис. 2) работает следующим образом. Нефтегазовая смесь под давлением поступает через патрубок 1 к раздаточному коллектору 2, имеющему по всей длине щель для выхода смеси. Из щели нефтегазовая смесь попадает на наклонные плоскости 3, увеличивающие путь движения нефти и способствующие тем самым выделению окклюдированных (растворенных) пузырьков газа. В верхней части сепаратора установлена каплеуловительная насадка 4 жалюзийного типа, сечение которой показано на том же рисунке. Капельки нефти, отбиваемые в жалюзийной насадке 4, стекают в поддон и по дренажной трубе 13 направляются в нижнюю часть сепаратора.

В сечении жалюзи условно показаны две капли нефти: большая *a*, которая, пройдя две гофры, прилипает к стенке жалюзи и стекает по стенке вниз, и мелкая *b*, пролетевшая с потоком газа все гофры, не прилипнув ни к одной из них.



I – основная сепарационная секция; II – осадительная секция; III – секция сбора нефти; IV – секция каплеуловительная;

1 – ввод продукции скважин; 2 – раздаточный коллектор; 3- регулятор уровня «до себя»; 4 – каплеуловительная насадка; 5 - предохранительный клапан; 6 – наклонные плоскости; 7 – датчик регулятора уровня поплавкового типа; 8 – исполнительный механизм; 9 – патрубок; 10 - предохранительный клапан; 11 – водомерное стекло; 12 – отключающие краники; 13 – дренажная трубка.

Рисунок 2 - Общий вид вертикального сепаратора

Каплеулавливающая насадка 4 может быть различной конструкции. Работа ее должна основываться на следующих принципах: столкновении потока газа с различного рода перегородками; изменении направления и скорости потока; использовании центробежной силы; использовании коалесцирующей набивки (различного рода металлических сеток).

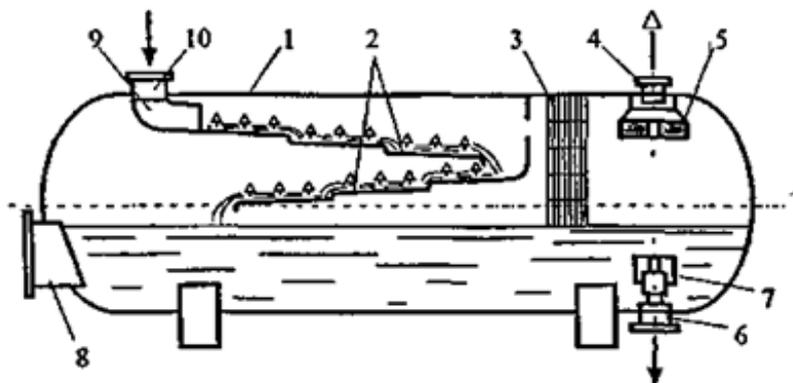
Перегордки 10 в сепараторе служат для успокоения уровня при пульсирующей подаче продукции скважин, а датчик регулятора уровня поплавкового типа 7 с исполнительным механизмом 8 – для циклического вывода нефти из корпуса сепаратора. Через патрубок 9 с установленной на нем задвижкой сбрасывается скопившаяся грязь. В верхней части сепаратора располагается предохранительный клапан 5, рассчитанный на сбрасывание газа при достижении в сепараторе давления выше нормы,

предусмотренной технологическими процессами. На газовой трубке сепаратора имеется также регулятор давления "до себя" 3, поддерживающий необходимое давление в корпусе сепаратора.

В нижней части корпуса сепаратора устанавливается водомерное стекло 11 с отключающимися кранами 12, предназначенное для измерения количества подаваемой жидкости.

2. Горизонтальный сепаратор:

Газонефтяной сепаратор (Рис. 3) состоит из технологической емкости 1, внутри которой расположены две наклонные полки 2, пеногаситель 3, влагоотделитель 5 и устройство 7 для предотвращения образования воронки при дренаже нефти. Технологическая емкость снабжена патрубком 10 для ввода газонефтяной смеси, штуцерами выхода газа 4 и нефти 6 и люк-лазом 8. Наклонные полки выполнены в виде желобов с отбортовкой не менее 150 мм. В месте ввода газонефтяной смеси в сепаратор смонтировано распределительное устройство 9.



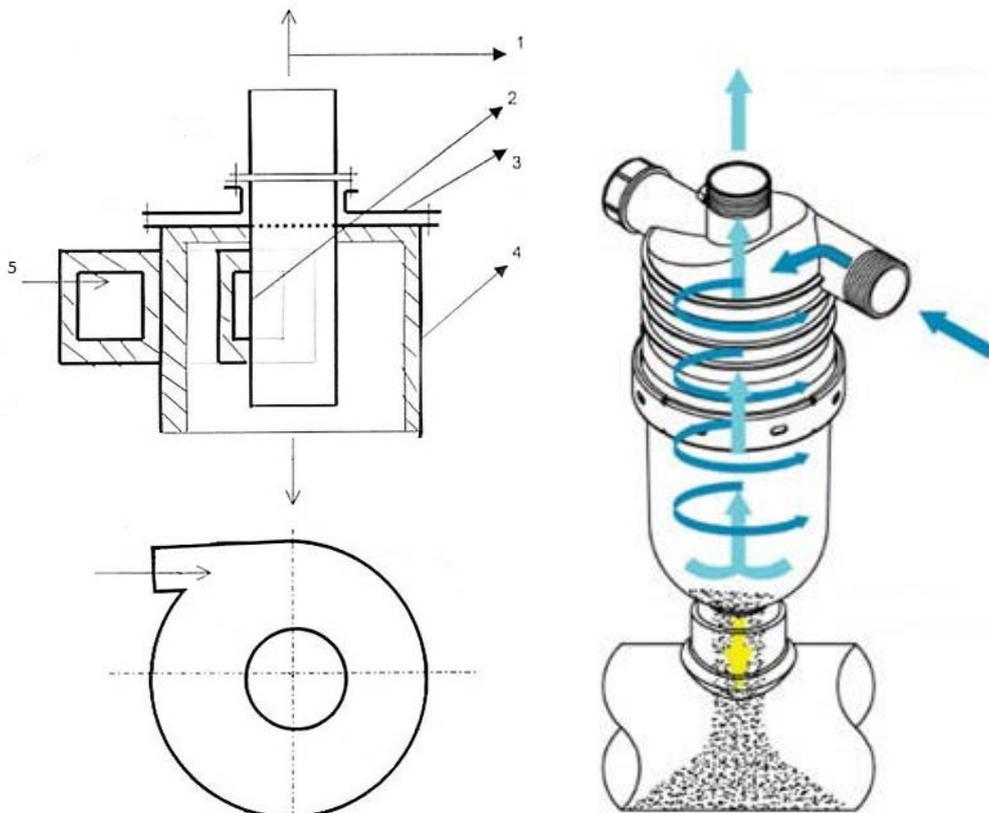
1 — технологическая емкость; 2 — наклонные желоба; 3 — пеногаситель; 4 — выход газа, 5 — влагоотделитель; 6 — выход нефти; 7 — устройство для предотвращения образования воронки; 8 — люк-лаз; 9 — распределительное устройство; 10 — ввод продукции

Рисунок 3 - Горизонтальный газонефтяной сепаратор

Газонефтяная смесь через патрубок 10 и распределительное устройство 9 поступает на полки 2 и по ним стекает в нижнюю часть технологической емкости. Стекая по наклонным полкам, нефть освобождается от пузырьков газа. Выделившийся из нефти газ проходит пеногаситель 3, где разрушается пена, и влагоотделитель 5, где очищается от капель нефти, и через штуцер выхода газа 4 отводится из аппарата. Дегазированная нефть накапливается в нижней части технологической емкости и отводится из аппарата через штуцер 6.

Технические данные сепарационных установок типа НГС приведены в приложении 11

Для повышения эффективности процесса сепарации в горизонтальных сепараторах используют гидроциклонные устройства.



1 – выход газа, 2 – сливной патрубок, 3 – верхняя крышка, 4 – цилиндрическая часть корпуса, 5 – питающий патрубок (с тангенциальным вводом любого сечения) для подачи ГЖС

Рисунок 4 – Гидроциклонные устройства

3. Сферический сепаратор:

Сферические сепараторы применяются для разгазирования нефти при разработке шельфовых месторождений, которые отличаются высоким давлением. Конструкции сферических сепараторов представлены на рисунке 5.

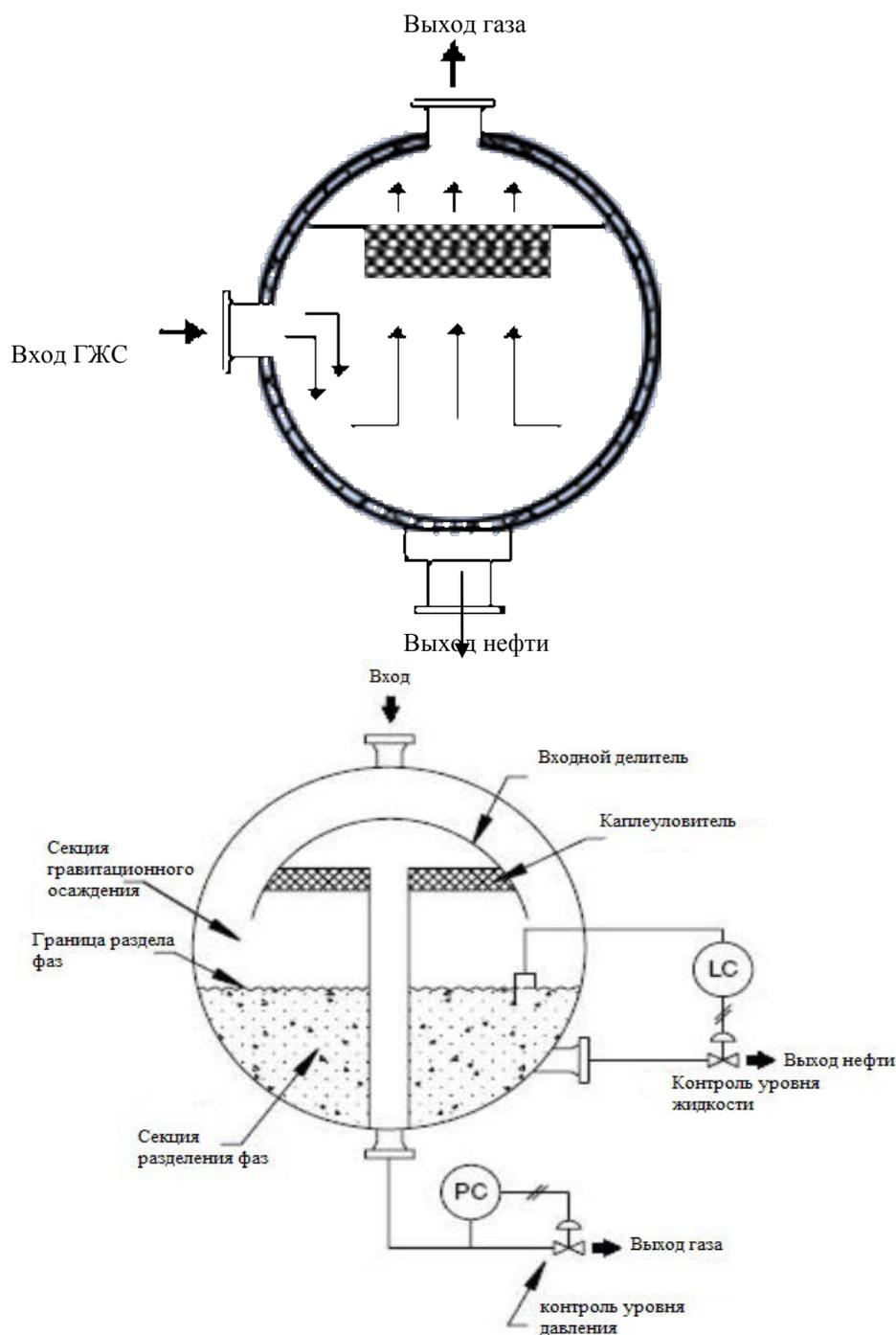


Рисунок 5 – Конструкции сферических сепараторов

1.2.2. Стабилизационная колонна

1.2.2.1. Стабилизационная колонна в технологическом процессе

Стабилизация нефти, удаление из нефти, выходящей из нефтяных скважин, остаточного количества углеводородных газов и лёгких жидких фракций после первичной дегазации. Стабилизация нефти осуществляется на установках комплексной подготовки нефти (УКПН) или на головных перекачивающих станциях. На установках комплексной подготовки нефти

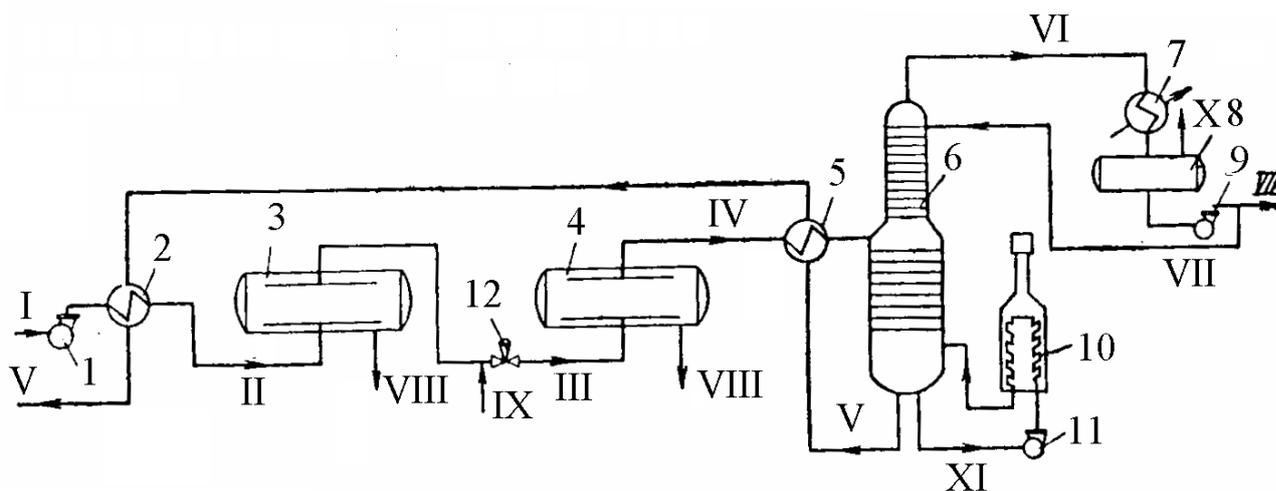
(УКПН) осуществляются процессы ее обезвоживания, обессоливания и стабилизации. Процесс обезвоживания нефтяных эмульсий на УКПН ничем не отличается от этого процесса на стационарных термохимических установках. Для обессоливания нефти на УКПН в поток обезвоженной нефти добавляют пресную воду и тщательно перемешивают его, создавая искусственную эмульсию. Затем эта искусственная эмульсия поступает в отстойники, где происходит отделение воды. В некоторых случаях для ускорения отделения воды искусственную эмульсию пропускают через электродегидраторы.

Установки подготовки нефти, на которых проводится обезвоживание и обессоливание с использованием электродегидраторов, называются электрообессоливающими (сокращенно: ЭЛОУ).

Процесс стабилизации нефти, под которым понимается отделение от нее легких (пропан-бутановых и частично бензиновых) фракций, осуществляется в специальных *стабилизационных колоннах* под давлением и при повышенных температурах. После отделения легких углеводородов из нефти последняя становится стабильной и может транспортироваться до нефтеперерабатывающих заводов без потерь. Отделившись в стабилизационной колонне, легкие фракции конденсируются и перекачиваются на газодифракционирующие установки или газобензиновые заводы для дальнейшей их переработки. Однако в настоящее время стабилизационные установки не используются.

Принципиальная схема установки комплексной подготовки нефти представлена на рис.6.

Левая часть схемы, включая отстойник 3, представляет установку обезвоживания, в которой сырая нефть по линии I подается насосом 1 в теплообменник 2, где нагревается стабильной нефтью, поступающей по линии V с низа стабилизационной колонны 6. Подогретая нефть по линии II подается в отстойник 3, а из отстойника обезвоженная нефть по линии III направляется в следующий отстойник или электродегидратор 4. В поток обезвоженной нефти добавляется пресная вода по линии IX для отмывки солей. [3]



1 – насос; 2 – теплообменник; 3 – отстойник; 4 – электродегидратор; 5 – теплообменник; 6 – стабилизационная колонна; 7 – конденсатор-холодильник; 8 – емкость орошения; 9 – насос; 10 – печь; 11 – насос. Линии: I – сырая нефть; II – подогретая нефть; III – обезвоженная нефть; IV – обессоленная нефть; V – стабильная нефть; VI – верхний продукт колонны; VII – широкая фракция; VIII – дренажная вода; IX – подача пресной воды

Рисунок 6 - Принципиальная схема установки комплексной подготовки нефти (УКПН)

В некоторых случаях для улучшения степени обессоливания могут применяться вместо одного отстойника или электродегидратора два последовательно включенных аппарата. В них происходит окончательное обессоливание нефти. Обессоленная нефть после электродегидратора (отстойника) по линии IV через теплообменник 5 поступает в отпарную часть стабилизационной колонны 6. В теплообменнике 5 нефть нагревается до 140–160°C за счет тепла стабильной нефти, поступающей по линии V с низа колонны 6. Процессы обезвоживания и обессоливания проводятся обычно при довольно умеренных температурах (около 50–60°C) и редко при более высоких (до 80°C).

В нижней и верхней частях стабилизационной колонны установлены тарелки – устройства, способствующие лучшему разделению. В нижней отпарной части колонны поддерживается более высокая температура (до 240°C), чем температура поступающей в колонну нефти за счет циркуляции части стабильной нефти с низа колонны по линии XI через печь 10. В результате этого из нефти интенсивно выделяются легкие углеводороды, которые могут увлекать с собой и более тяжелые компоненты. Продукты испарения поступают в верхнюю часть стабилизационной колонны и оттуда по линии VI в конденсатор-холодильник 7. В конденсаторе-холодильнике пары охлаждаются до 30°C, при этом большая часть их конденсируется и накапливается в емкости орошения 8. Не сконденсировавшиеся легкие углеводороды сверху

емкости орошения по линии X обычно подаются в качестве топливного газа к горелкам печи 10.

Часть сконденсировавшихся легких углеводородов (широкая фракция) по линии VII с низа емкости 8 насосом 9 подается в резервуары для хранения, а другая часть направляется в верхнюю часть стабилизационной колонны в качестве орошения.

1.2.2.2. Классификация и принцип работы стабилизационной колонны

Для контактирования потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяются аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств.

В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К атмосферным колоннам обычно относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенных на потоке движения паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит в основном от сопротивления её внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В вакуумных колоннах давление ниже атмосферного (создано разрежение), что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых продуктов и главным образом допустимой максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В колоннах, работающих под давлением, величина последнего может значительно превышать атмосферное (колонны ГФУ, стабилизаторы, абсорберы и др.).

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и мазута, колонны установок вторичной перегонки бензинов, каталитического крекинга, установок газоразделения, установок регенерации растворителей при депарафинизации масел и др.

По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты (рис. 7). Области применения

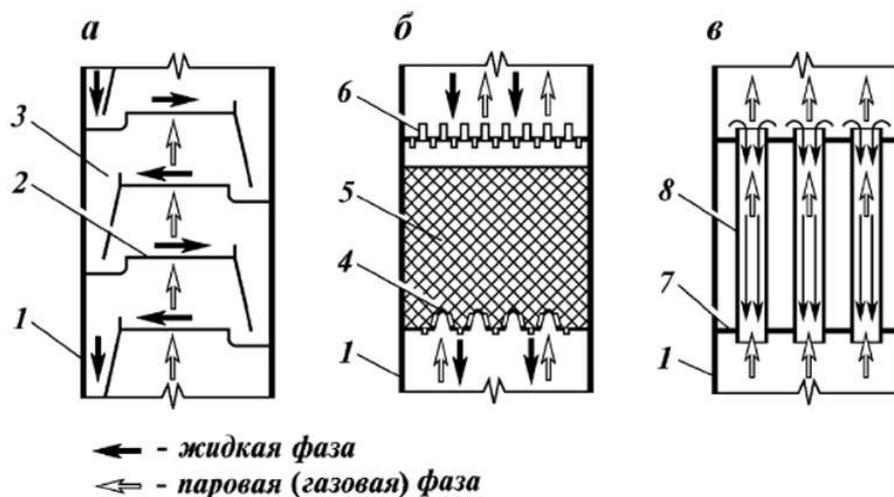
контактных устройств определяются свойствами разделяемых смесей, рабочим давлением в аппарате, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т.п. [1]

В тарельчатых аппаратах (рис. 7, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке).

В насадочных колоннах (рис. 7, б) контакт между газом (паром) и жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

В пленочной колонне (рис. 7, в) фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

В нефтегазопереработке в основном применяются тарельчатые колонны. Однако в последние годы в связи с созданием эффективных насадок возрос интерес и к насадочным колоннам, особенно это относится к вакуумным процессам, приобретающим в этом случае ряд положительных характеристик: низкое гидравлическое сопротивление, малая задержка жидкости, высокая эффективность в широком интервале изменения нагрузок по пару (газу) и жидкости и др.



а — тарельчатый; б — насадочный; в — пленочный;
 1 - корпус колонны; 2 - полотно тарелки; 3 - переточное устройство; 4 - опорная решетка; 5 - насадка; 6 - распределитель; 7 - трубная решетка; 8 - трубка

Рисунок 7 - Схемы основных типов колонных аппаратов

1.3. Гидромеханическое оборудование

1.3.1. Отстойники

Для отстоя нефтяных эмульсий после нагрева их в блочных или стационарных печах применяются отстойники. Наиболее распространены отстойники с нижним распределенным вводом сырья и вертикальным его

движением в отстойнике (ОГ-200, ОГ-200С, ОВД-200) и отстойники с радиальным вводом сырья и горизонтальным его движением в отстойнике (ОБН).

Отстойник типа ОГ-200 (ОГ-200С, ОГ-200П) предназначен для отстоя нефтяных эмульсий с целью их разделения на составляющие - нефть и пластовую воду. Допускается применение установки для подготовки легких и средних нефтей, не содержащих сероводород и другие агрессивные в коррозионном отношении компоненты.

В шифре приняты следующие обозначения: ОГ — отстойник горизонтальный; первая цифра — вместимость емкости (m^3); С — с сепарационным отсеком.

Отстойник ОГ-200С (рис. 8) представляет горизонтальную стальную цилиндрическую емкость диаметром 3400 мм с эллиптическими днищами. При помощи перегородки 3 емкость разделена на два отсека, из которых левый I является сепарационным, а правый II — отстойным. Левый и правый отсеки емкости сообщаются друг с другом при помощи двух распределителей, представляющих собой стальные трубы 8 с наружным диаметром 426 мм, снабженные отверстиями в верхней части. Над отверстиями распределителей располагаются распределители эмульсии коробчатой формы 7, имеющие на своих боковых гранях отверстия. [2]

В верхней части сепарационного отсека находится сепаратор газа 2, соединенный при помощи фланцевого угольника со штуцером выхода газа 10, расположенным в левом днище. В верхней части правого отсека размещены четыре сборника нефти 4, соединенные с коллектором и штуцером выхода отстоявшейся нефти. В нижней части этого отсека имеется штуцер 6 для удаления отделившейся воды.

Подогретая нефтяная эмульсия через штуцер I поступает в распределитель, расположенный в верхней части сепарационного отсека 7. При этом из обводненной нефти выделяется часть газа, находящаяся в ней как в свободном, так и в растворенном состоянии. Отделившийся газ через штуцер 10 сбрасывается в сборную сеть.

Уровень жидкости в сепарационном отсеке регулируется при помощи регулятора межфазного уровня, поплавковый механизм которого врезается в люк 9. Дегазированная нефть из сепарационного отсека поступает в два коллектора 8, находящиеся в отстойном отсеке II. Из коллекторов нефть поступает под коробчатые распределители и через отверстия, просверленные в их боковых поверхностях, направляется тонкими струйками под уровень пластовой воды в отсеке.

Благодаря наличию коробчатых распределителей нефть приобретает вертикальное движение по значительной площади агрегата. Обезвоженная нефть всплывает вверх и поступает в сборники 4, расположенные в верхней части отстойного отсека, и через штуцер 5 выводится из аппарата.

Отделившаяся от нефти пластовая вода поступает в правую часть отстойника и через штуцер 6 с помощью поплавкового регулятора межфазного уровня сбрасывается в систему подготовки промышленных вод.

Отстойник ОГ-200С поставляется комплектно с контрольно-измерительными приборами, позволяющими осуществлять автоматическое регулирование уровней раздела «нефть—газ» и «нефть—пластовая вода» в отсеках, а также местный контроль за давлением среды в аппарате, уровнями раздела «нефть — газ» и «нефть — пластовая вода».

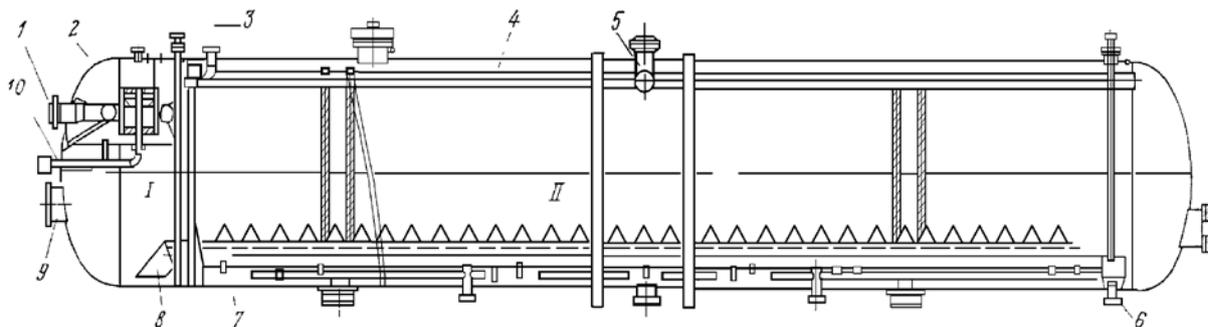


Рисунок 8 - Отстойник ОГ-200С

1.3.2. Электродегидраторы

Описание конструкции:

Электродегидратор представляет горизонтальный цилиндрический аппарат, устанавливаемый на двух седловых опорах, оснащенный штуцерами для входа эмульсии, выхода нефти, выхода воды, необходимыми технологическими штуцерами и штуцерами для КИПиА.

К входному штуцеру присоединен распределитель сырья. В верхней половине аппарата размещена электродная система, состоящая из заземленного настила и потенциального электрода. Нефть, проходя через электрическое поле, освобождается от мелкодисперсной воды и содержащихся в ней солей. Над настилом установлены сборники нефти, соединенные с выходным штуцером, к которому на месте монтажа должны присоединить трубопровод вывода обессоленной нефти.

На обслуживающей площадке аппарата размещена система электропитания, включающая высоковольтный источник питания и кабель.

Дренаж воды осуществляется через штуцер на нижней образующей аппарата.

Описание работы:

Нефть с поданной в нее промывочной водой вводят в аппарат через штуцер «А». Она проходит по коллектору и отводам, поднимается вверх. По мере подъема нефти, из нее оседают капли воды; количество и размер оставшихся в нефти капель уменьшаются по высоте аппарата. До нижнего уровня электродной решетки доходят только мелкие капли воды,

поскольку под этой решеткой, находящейся под высоким напряжением, существует электрическое поле и в его объеме происходит коалесценция капель воды, их укрупнение и осаждение. Наиболее мелкие капли воды заносятся потоком нефти в область сильного электрического поля, создаваемого в объеме между трубками и прутками электродной системы. Нефть, проходя через электродную систему, окончательно обезвоживается. Вместе с водой из нефти удаляются и содержащиеся в ней соли.

Обезвоженная нефть собирается двумя сборниками и через штуцер “Б” выводится из аппарата.

Вода собирается в нижней части аппарата и из люка “В” через штуцер “Г” выводится из электродегидратора. Уровень воды автоматически поддерживается между распределителем сырья и нижним электродом.

Технологическая схема горизонтального электродегидратора представлена на рисунке 9.

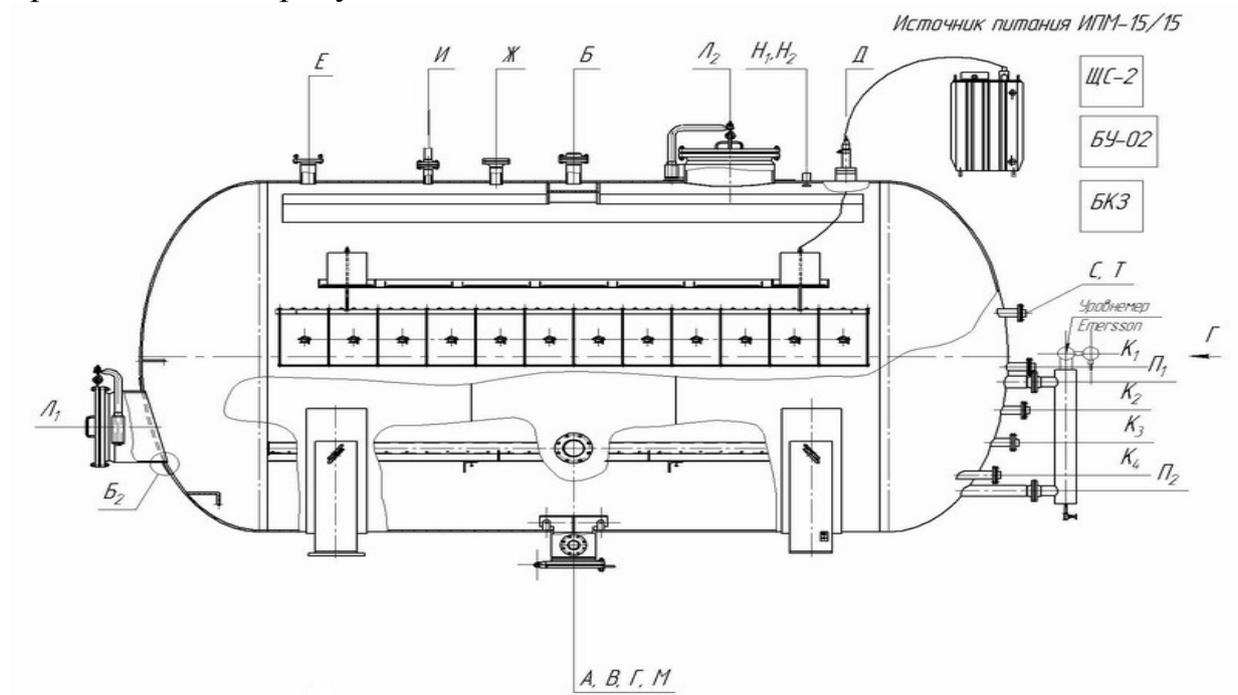


Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол
А	Ввод нефти	1
Б	Выход нефти	1
В	Выгрузка шлама	1
Г	Сброс воды	1
Д	Ввод высокого напряжения	1
Е	Для предохранительного клапана	1
Ж	Воздушник	1
И	Штуцер-муфта для манометра	1
К _{1,4}	Штуцер для отбора проб	4
Л ₁	Люк-лаз	1
Л ₂	Люк-лаз	1
М	Для опорожнения	1
Н	Муфта для сигнализации уровня жидкости	2
П _{1,2}	Для регулятора уровня	2
С	Для датчика давления	1
Т	Для датчика температуры	1

Рисунок 9 – Конструкция горизонтального электродегидратора

1.3.3. Резервуары, флотаторы

Резервуары предназначены для накопления, кратковременного хранения и учета нефти. Группу сосредоточенных в одном месте нефтяных резервуаров называют резервуарным парком. [2,3,11]

Резервуары классифицируются по следующим характеристикам:

- по назначению;
- по расположению;
- по материалу, из которого они изготовлены.

По назначению нефтяные резервуары подразделяются на:

- сырьевые;
- технологические;
- товарные.

Сырьевые резервуары предназначены для хранения обводненной нефти. В технологических резервуарах осуществляется предварительный сброс пластовой воды. Товарные резервуары предназначены для хранения обезвоженной и обессоленной нефти.

Резервуарный парк, содержащий товарные резервуары, называется товарным парком.

По расположению нефтяные резервуары подразделяют на:

- надземные;
- подземные;
- полуподземные.

По материалу, из которого они изготовлены, нефтяные резервуары подразделяют на металлические и железобетонные. Обычно наземные резервуары – металлические, а подземные и полуподземные – железобетонные. На нефтяных месторождениях наибольшее распространение получили надземные стальные вертикальные цилиндрические резервуары.

Вертикальные цилиндрические стальные резервуары типа РВС представляют собой сварную конструкцию из стальных листов толщиной от 4 до 14 мм. Наиболее распространенные размеры листов: 1000x2000 мм и 1250x2500 мм при толщине стенки 4 мм и 1500x6000 мм при толщине стенки больше 4 мм.

Основные элементы вертикального стального резервуара днище, корпус и крыша. Днище резервуара сварное из листов толщиной до 5 мм, расположено на фундаменте в виде песчаной подушки и имеет уклон от центра к периферии, равный 2%. Уклон днища необходим для стока и удаления отделившейся в резервуаре пластовой воды. Вокруг фундамента для отвода ливневых вод устраивают кювет с уклоном в сторону канализации.

Корпус резервуара изготавливают в виде поясов, которые могут соединяться между собой тремя способами: ступенчатым, телескопическим и встык. Толщина поясов или одинакова по высоте, или возрастает к низу.

Крыши вертикальных стальных резервуаров бывают трех типов:

- плоские;
- конические;
- сферические.

Резервуары с плоскими и коническими крышами рассчитаны на избыточное давление в газовом пространстве 2000 Па и вакуум 250 Па, а резервуары со сферической крышей рассчитаны на избыточное давление в газовом пространстве 0,02 МПа и вакуум 0,002 МПа.

Резервуары с плоскими крышами имеют наименьшее газовое пространство, поэтому в них меньшие потери нефти от испарения, что обеспечило широкое их использование на нефтяных месторождениях. Крышу резервуара собирают из крупноразмерных щитов заводского изготовления. Щиты представляют собой каркас из двутавров и швеллеров, к которым приварен листовой настил толщиной 2,5 мм. В середине резервуара щиты опираются на центральную стойку. Технологическая характеристика вертикальных стальных резервуаров приведена в приложении 12.

Выбор типа резервуара, его внутренней оснащённости, противокоррозионного покрытия, способа монтажа обосновывается

проектом в зависимости от емкости, назначения, климатических условий, характеристики сред, а также с учетом максимального снижения потерь.

Каждый резервуар должен быть оснащен:

- дыхательными клапанами,
- предохранительными клапанами,
- огнепреградителями,
- уровнемерами,
- пробоотборниками,
- сигнализаторами уровня,
- манометрами,
- устройствами для предотвращения слива (хлопушками),
- противопожарным оборудованием,
- оборудованием для подогрева (при необходимости),
- приемо-раздаточными патрубками,
- зачистным патрубком,
- вентиляционными патрубками,
- люками (люк световой, люк замерный).

Устройство, взаимное расположение и расстояния между отдельными резервуарами и группами должны соответствовать требованиям СНиП 2.11.03-93 «Склады нефти и нефтепродуктов. Противопожарные нормы».

Каждый резервуар должен быть огражден сплошным земляным валом, рассчитанным на гидростатическое давление разлившейся жидкости из резервуара. Территория между резервуаром и обвалованием называется каре.

На рисунке 10 изображен цилиндрический вертикальный резервуар. Рассмотрим установленное на нем оборудование рисунок 11 и его назначение.

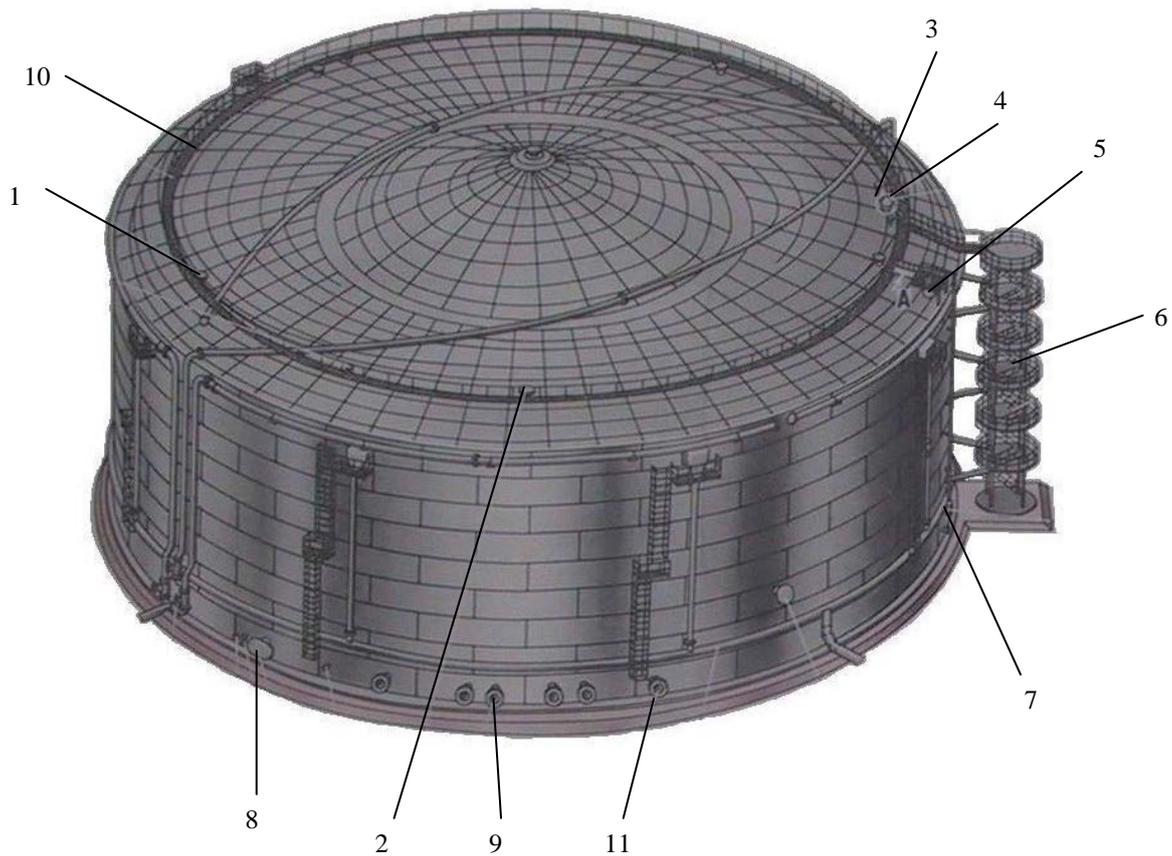


Рис. 10. Резервуар вертикальный стальной.

- 1 – световой люк; 2 – вентиляционный патрубок; 3 – предохранительный клапан;
 4 – дыхательный клапан; 5 – замерный люк; 6 – лестница; 7 – указатель уровня;
 8 – люк-лаз; 9 – приемо-раздаточный патрубок; 10 – площадка обслуживания;
 11 – зачистной патрубок.

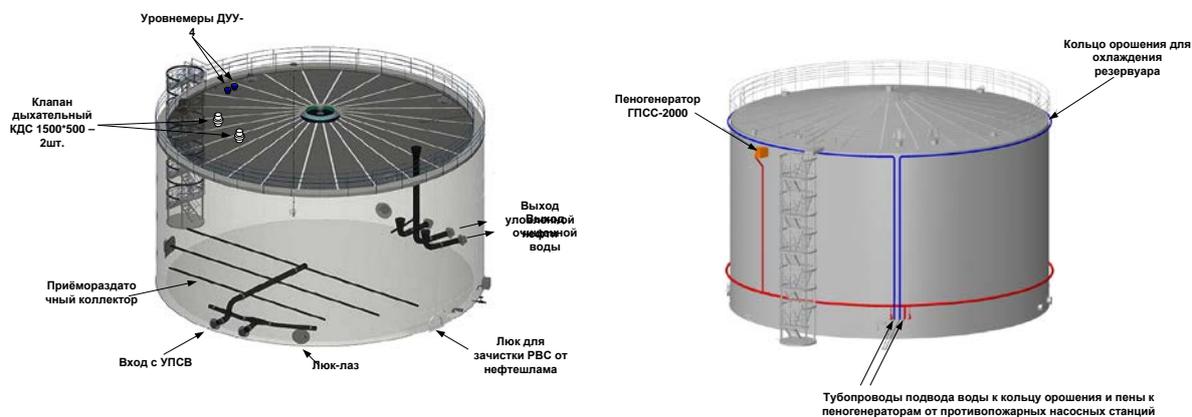


Рис. 11. Трубопроводная обвязка резервуара

Флотация – это процесс молекулярного прилипания частиц флотируемого материала к поверхности раздела двух фаз, обычно газа (чаще воздуха) и жидкости, обусловленный избытком свободной энергии поверхностных пограничных слоев, а также поверхностными явлениями смачивания. Флотацию применяют для удаления из сточных вод диспергированных примесей, которые самопроизвольно плохо отстаиваются. Процесс очистки производственных сточных вод, содержащих ПАВ (поверхностно-активные вещества), нефть, нефтепродукты, масла, волокнистые материалы методом флотации заключается в образовании комплексов «пузырек-частица», всплытие этих комплексов и удаление образовавшегося пенного слоя с поверхности обрабатываемой жидкости. Уплотнение и разрушение пенного слоя может быть интенсифицировано нагреванием или с помощью специальных приспособлений брызгалок. Прилипание частицы, находящиеся в ней, к поверхности газового пузырька возможно только тогда, когда наблюдается несмачивание или плохое смачивание частицы жидкостью. Образование комплекса «пузырек-частица» зависит от интенсивности их столкновения друг с другом, химического взаимодействия веществ, избыточного давления воздуха в сточной воде и т.п. В тех случаях, когда флотацию применяют для удаления растворенных веществ, например ПАВ, процесс называется пенной сепарацией или пенным концентрированием. Возможность образования флотационного комплекса «пузырек-частица», скорость процесса и прочность связи, продолжительность существования комплекса зависят от природы частиц, а также от характера взаимодействия реагентов с их поверхностью и способности частиц смачиваться водой. При закреплении пузырька образуется трехфазный

периметр – линия, ограничивающий площадь прилипания пузырька и являющийся границей трех фаз: твердой, жидкой и газообразной.

Описание работы резервуара-флотатора (рис.12):

Газонасыщенная вода через патрубок ввода 1 вводится в нижнюю часть флотационной зоны с помощью перфорированного распределителя. Сточная вода поднимается во флотационной зоне со скоростью, обеспечивающей длительность пребывания воды во флотационной зоне около 20 мин. Выделяющиеся пузырьки газа, поднимаясь вверх, встречают на своем пути дисперсные частицы, распределенные в воде. Дисперсные частицы, которые плохо смачиваются водой (капельки нефти), захватываются пузырьками и флотируются на поверхность, образуя там слой пены. Уловленная нефть собирается в кольцевой желоб 4 для сбора нефти и выводится через патрубок 2. Вода из флотационной зоны 5 перетекает в отстойную зону 6, расположенную в кольцевом пространстве между корпусом 3 резервуара и флотационной зоной, где медленно опускается вниз. Дисперсные частицы, которые хорошо смачиваются водой, не захватываются пузырьками газа во флотационной зоне, а под действием силы тяжести осаждаются вниз во флотационной и отстойной зонах, откуда осадок выводится через соответствующие перфорированные трубы и патрубки 9 и 10. Очищенная вода выводится через кольцевой перфорированный коллектор и патрубок 8. Резервуар-флотатор герметизирован, поэтому выделяющийся из воды газ выводится сверху резервуара через патрубок 7. Содержание примесей в сточной воде, поступающей в резервуар-флотатор на очистку, должно быть: нефти — 300 мг/л, механических примесей — до 300 мг/л. Остаточное содержание в очищенной воде, выходящей из резервуара-флотатора, составляет (мг/л): нефти - 4-30 мг/л, механических примесей - 10-30 мг/л.

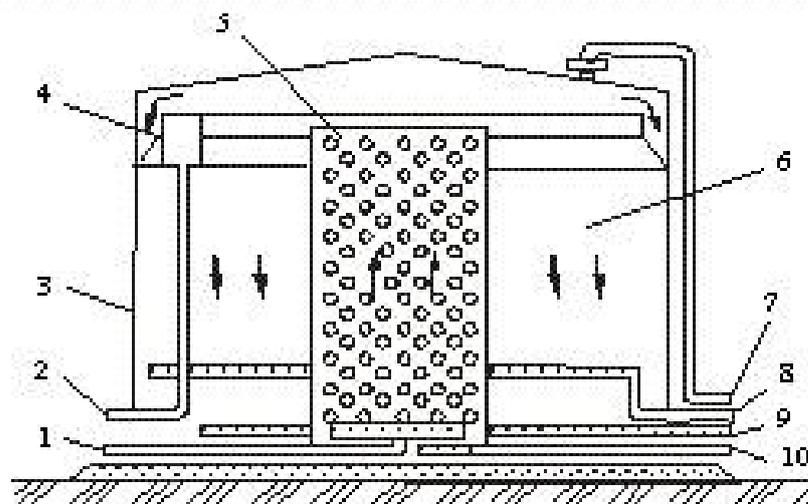


Рисунок 12 – Резервуар-флотатор

1.3.4. Насосное оборудование

Насосы являются одной из самых распространенных разновидностей машин и применяются для различных целей, начиная от водоснабжения населения и предприятий, заканчивая подачей топлива в двигателях ракет.

По принципу действия насосы различают на следующие типы, представленные в таблице 1.

Таблица 1 - Классификация типов насосов

НАСОСЫ					
Динамические				Объемные	
Лопастные		Насосы трения		Поршневые НД, ПТ, МГР	Шестеренчатые НМШ, Ш
Центробежные: ЦНС, ЦН, НК, НГД, УЭЦН, УЭЦП	Осевые ОВ, ОПВ	Вихревые ВКС, ВК, ЦВ	Струйные	Плунжерные НСН, НСВ	Пластинчатые
				Диафрагменные	Винтовые ШВН

Примечание:

* В *динамических* насосах жидкость перемещается при воздействии сил на замкнутый объем жидкости, который непрерывно сообщается с входом в насос и выходом из него.

* В *лопастных* насосах энергия передается жидкости при обтекании лопастей вращающегося рабочего колеса насоса.

* В *центробежных* насосах давление создается центробежной силой, действующей на жидкость при вращении лопастных колес. Жидкость движется от центра колеса к периферии.

* В *осевых насосах* жидкость движется в направлении оси колеса при вращении в ней устройства типа гребного винта.

* В насосах *трения* жидкость перемещается под воздействием сил трения.

* в *вихревых* насосах в энергию давления трансформируется энергия вихрей, образующихся в жидкости при вращении рабочего колеса.

* В *струйных* насосах перемещение жидкости производится движущейся струей воздуха, пара или воды.

* В *объемных* насосах разность давлений возникает при вытеснении жидкости из замкнутого пространства телами, движущимися возвратно-поступательно или вращающимися. К машинам этого типа относятся поршневые и ротационные (шестеренчатые, пластинчатые и винтовые) насосы.

* В *поршневых, плунжерных, диафрагмовых* насосах жидкость вытесняется телом, движущимся возвратно-поступательно.

* В *шестеренчатых, пластинчатых, винтовых* насосах жидкость вытесняется телом, совершающим вращательное движение.

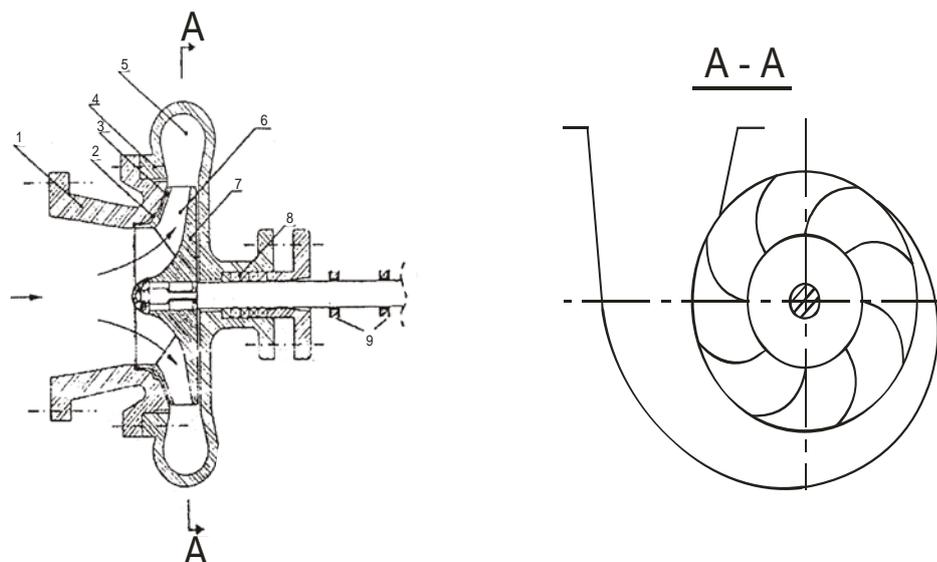
В основном на нефтепромысле и в системах сбора и подготовки широко применяются центробежные насосы.

Центробежные насосы относятся к лопастным гидравлическим машинам. В них подводимая от приводящего двигателя энергия трансформируется в потенциальную, кинетическую и тепловую энергию потока жидкости. Передача энергии жидкости и ее трансформация осуществляется с помощью лопастей, тем или иным образом установленных на валу насоса и вращающегося вместе с ним.

Насос состоит из корпуса и ротора. Ротор, в свою очередь, образован валом и центробежным рабочим колесом. Рабочее колесо в самом общем случае имеет в своем составе *задний или основной диск 7* (рис.13), *лопасти б* и *передний или покрывной диск 3*. Свое название *основной* и *покрывной* соответствующие диски получили на основе их роли в организации потока жидкости в рабочем колесе. Основной диск является опорой для потока, то есть его *основой* - поток жидкости непосредственно движется по нему, прижимаясь к данному диску под воздействием скоростного напора и сил инерции. Покрывной диск выполняет роль сепаратора (разделителя) - посредством его поток жидкости в колесе ограждается от контакта с практически неподвижной жидкостью в корпусе насоса. Это обеспечивает движению жидкости в проточной части насоса относительную упорядоченность с минимизацией энергетических потерь. Данный диск просто покрывает поток, движущийся по основному диску.

Основной диск отливается совместно со ступицей и устанавливается на вал посредством шпонок. Лопасти б выполняются обычно за одно целое с задним или основным диском 7. Передний или покрывной диск 3 может отливаться со всем колесом вместе или крепиться к лопастям заклепками. Ротор опирается на подшипники 9, один из которых (обычно расположенный ближе к приводящему насос двигателю) обязательно радиально-упорный.

Корпус центробежных насосов включает в себя *подвод 1*, *собственно корпус 4* и *отвод 5*. Подвод 1 предназначен для подвода жидкости к входному отверстию рабочего колеса, в простейшем случае (как, на рис.13) он представляет собой входной патрубок насоса. Отвод 5 служит для сбора жидкости с выхода рабочего колеса и отвода ее к нагнетательному патрубку 10.



1 – подвод жидкости; 2 – переднее уплотнение; 3 – передний (покрывной) диск; 4 – корпус; 5 – отвод; 6 – лопасти рабочего колеса; 7 – основной (задний) диск; 8 – концевое уплотнение; 9 – подшипники.

Рисунок 13 - Конструктивная схема центробежного насоса

У корпуса насоса имеется два уплотнения - переднее 2 и концевое 8. Переднее уплотнение предотвращает перетек жидкости с выхода рабочего колеса на вход колеса через зазор между передним диском 3 и собственно корпусом 4. Это *уплотнение щелевого типа*. В таком уплотнении относительная герметизация достигается за счет сведения зазора между уплотняемыми конструктивными элементами до минимально возможного значения и создания, таким образом, на пути протечек значительного местного сопротивления, существенно снижающего протечки.

Концевое уплотнение 8 служит для уплотнения корпуса насоса в месте выхода из него вала. Это уплотнение, в отличие от переднего, которое всегда делается щелевого типа, может быть различных типов - оно может быть манжетным, набивочным или сальниковым и торцевым.

Принцип действия центробежных насосов:

Жидкость в проточной части насоса подвергается целому ряду воздействий, в том числе и растяжению. Сопротивление жидкостного потока растяжению крайне низкое. При чрезмерных усилиях растяжению (что происходит при больших расходах жидкости через насосы и недостаточном давлении на входе насосов - недостаточном подпоре) поток жидкости частично разрывается, в его поперечном сечении образуются паровоздушные включения. Это еще более ослабляет сопротивляемость потока растяжению, и он окончательно разрывается. Если это происходит в центробежных насосах, то они перестают перекачивать жидкость, так как та часть разорванного потока, которая оказывается на стороне нагнетания насоса, подается в нагнетательный трубопровод, а та часть потока, которая

оказывается на стороне всасывания «скатывается» обратно во всасывающий трубопровод - жидкость в насос перестает поступать.

Поэтому перед пуском в работу центробежные насосы обязательно полностью заполняются перекачиваемой жидкостью с целью предотвращения образования в проточной части насосов паровоздушных пробок и нарушения, таким образом, сплошности потока. Для удаления из насосов воздуха и паров в самой верхней части их отвода делается отверстие. Это отверстие у насосов малой мощности, а также у насосов неотчетственного назначения (перекачка воды и других неагрессивных и экологически безопасных жидкостей) закрывается резьбовой пробкой. Перед пуском насоса в работу пробка снимается, в насос подают жидкость через всасывающий трубопровод и наблюдают за выходом через открытое отверстие воздуха. Как только из отверстия начинает выходить жидкость без пузырьков воздуха пробку сразу же ставят на место - насос готов к пуску.

Насосы большой мощности и ответственного назначения оснащаются специальной системой для вытеснения из их корпуса паровоздушной смеси. У этих насосов рассматриваемая пробка снимается и к образовавшемуся отверстию подсоединяется трубка, на которой устанавливают вентиль и смотровое окно. Перед пуском насоса в работу для заполнения его корпуса жидкостью вентиль открывают, а через смотровое окно наблюдают за выходом воздуха, как это было описано ранее для маломощных насосов. При этой операции нельзя избежать некоторого слива жидкости из насоса. Слив ее производится в специальные емкости подземной установки или (при относительно неагрессивных и экологически безопасных жидкостях) в промышленную канализацию того производства, где установлен пускаемый в работу насос. Промышленная канализация любого предприятия обязана заканчиваться очистными сооружениями, где из общих стоков предприятия удаляются вредные вещества, а вода, отвечающая санитарно-гигиеническим требованиям, сбрасывается в водоемы.

При пуске в работу заполненного жидкостью насоса его рабочее колесо приходит во вращение при этом во вращение вовлекается и жидкость, заполняющая межлопастные каналы рабочего колеса. При этом на жидкость, находящуюся в межлопастных каналах во вращении, действует центробежная сила, и жидкость приобретает ускорение и покидает колесо с большой скоростью, то есть со значительной кинетической энергией. Покинув колесо, жидкость попадает в отвод, который представляет собой криволинейный постепенно расширяющийся канал. Двигаясь по такому каналу поток жидкости, постепенно тормозится и теряет свою кинетическую энергию. Данный процесс в соответствии с законом сохранения энергии сопровождается увеличением энергии

потенциальной, мерой которой для случая потока жидкости является давление или напор. За счет созданного в отводе напора или давления и происходит дальнейшее движение жидкости по нагнетательному трубопроводу.

Все рассмотренное и составляет принцип действия центробежных насосов, который кратко сводится к приданию потоку жидкости кинетической энергии и последующему преобразованию ее в энергию потенциальную, то есть в давление или напор.

1.4. Теплообменное оборудование

1.4.1. Общие сведения о теплообменных аппаратах и их классификация [4-7]

Теплообменники (англ. heat exchangers) - аппараты для передачи тепла от среды с более высокой температурой к среде с более низкой. Теплообменники широко применяются в нефтяной, нефтеперерабатывающей, нефтехимической, газовой и других отраслях промышленности. Теплообменники по своей массе составляют до 30 % общей массы металла всего технологического оборудования.

В зависимости от способа передачи тепла различаются теплообменники смешения и поверхностные.

В теплообменниках смешения передача тепла между теплообменивающимися средами происходит путем их непосредственного контакта. Такой способ передачи тепла позволяет значительно сократить расход металла на изготовление аппаратов. Однако их можно применять только в тех случаях, когда допустимо смешение потоков (например, подвод тепла с помощью горячей струи в низ *ректификационных колонн*, барометрический конденсатор вакуумной колонны).

В поверхностных теплообменниках передача тепла между теплообменивающимися средами осуществляется с использованием поверхности теплообмена. Они делятся на рекуперативные и регенеративные. В первых передача тепла осуществляется через поверхность теплообмена. К рекуперативным теплообменникам можно отнести кожухотрубчатые, типа «труба в трубе», аппараты воздушного охлаждения (АВО), погружные, оросительные, пластинчатые, спиральные. В регенеративных теплообменниках горячая и холодная среды омывают попеременно одну и ту же поверхность, аккумулирующую тепло.

В нефтегазоперерабатывающей промышленности широко используются поверхностные рекуперативные теплообменники - кожухотрубчатые, типа «труба в трубе», АВО.

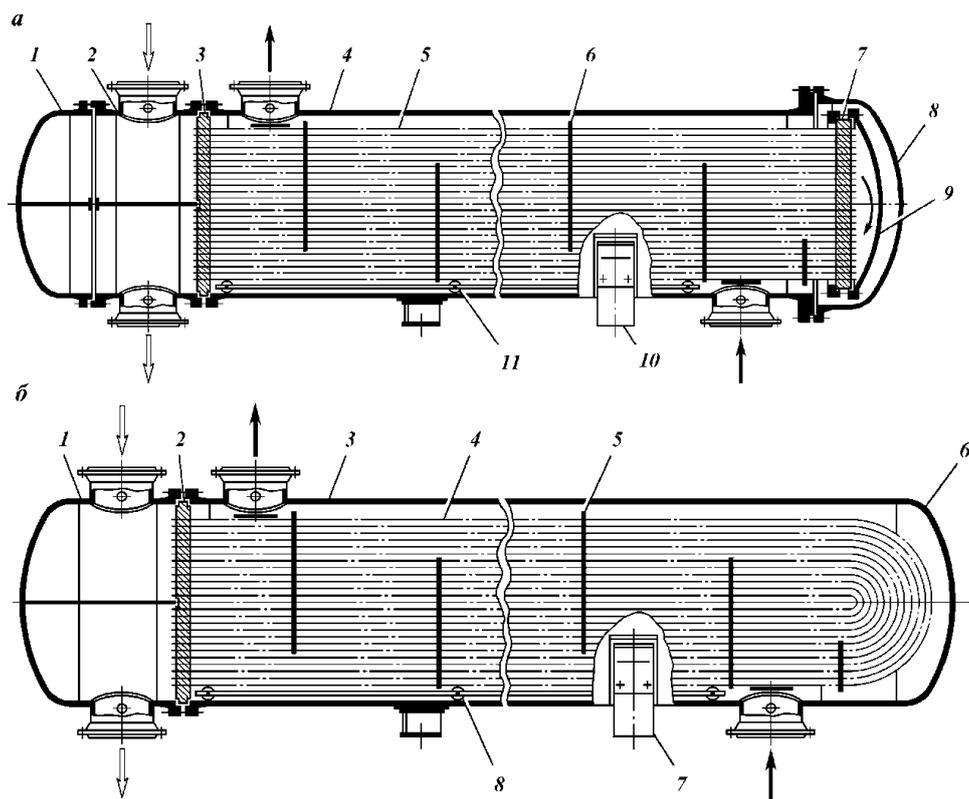
По конструктивному исполнению кожухотрубчатые теплообменники подразделяются на следующие типы: с неподвижными трубными

решетками, с плавающей головкой (рисунок 14 а), с температурным компенсатором на корпусе, с U-образными трубами (рисунок 14 б). В первых существенное различие между температурами труб и кожуха приводит к возникновению температурных усилий и напряжений, что может вызвать нарушение плотности соединения труб с трубной решеткой. Поэтому такие теплообменники применяют при разнице температур теплообмениваемых сред не более 50 °С. В теплообменниках с плавающей головкой подвижная трубная решетка позволяет трубному пучку свободно перемещаться независимо от корпуса. В таких аппаратах трубные пучки могут быть сравнительно легко удалены из корпуса, что облегчает их ремонт, чистку и замену. Кожухотрубчатые теплообменники с U-образными трубками имеют одну трубную решетку, в которую ввальцованы оба конца U-образных трубок, что обеспечивает свободное удлинение трубок при изменении их температуры. Преимущество теплообменников с U-образными трубками - отсутствие разъемного соединения внутри кожуха, что позволяет успешно применять их при повышенных давлениях. Недостатком таких аппаратов является трудность чистки внутренней и наружной поверхностей труб, вследствие которой они используются преимущественно для чистых продуктов. Теплообменники типа «труба в трубе» можно разделить на два основных вида - однопоточные (неразборные и разборные) и многопоточные (разборные). Неразборные теплообменники типа «труба в трубе» применяют, если среды не дают отложений, вызывающих необходимость механической чистки поверхности теплообменных труб. Разборные теплообменники (рисунок 15) позволяют чистить трубы механически. Разборные многопоточные теплообменники типа «труба в трубе» (рисунок 15 б) в отличие от однопоточных предназначены для сравнительно больших расходов рабочих сред (в случае жидких сред от 10 до 200 т/ч в трубном пространстве и от 10 до 300 т/ч в кольцевом пространстве). В теплообменниках разборной конструкции внутренние трубы в ряде случаев с наружной стороны выполняют с оребрением, что позволяет в 4-5 раз увеличить поверхность теплообмена. Отношение поверхности оребренной трубы к наружной поверхности гладкой трубы по основанию ребер называется коэффициентом оребрения.

В аппаратах воздушного охлаждения (рисунок 16) в качестве *хладагента* используется атмосферный воздух, обтекающий в поперечном направлении параллельные ряды оребренных теплообменных труб, по которым движется охлаждаемый продукт. Движение воздуха осуществляется путем нагнетания или отсоса его вентилятором пропеллерного типа с диаметром колеса от 0,8 до 7 м, а зимой, в ряде случаев, в результате естественной циркуляции. Применение в АВО оребренных труб обусловлено необходимостью компенсировать низкий

коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха (для стандартизированных АВО коэффициент обребрения лежит в пределах 5,8 - 22,6). В конструкциях аппаратов воздушного охлаждения предусматриваются меры для регулирования режима работы в связи с сезонным и суточным изменением температуры воздуха. Работу аппаратов воздушного охлаждения можно регулировать следующим образом: изменением частоты вращения колеса вентилятора; изменением угла наклона лопастей вентилятора; жалюзийными устройствами, дросселирующими поток воздуха; отключением части или всех вентиляторов (в зимнее время года); рециркуляцией части воздуха и дренированием в атмосферу; увлажнением воздуха (в жаркое летнее время) за счет впрыска химически очищенной воды. Применение жалюзийных устройств, рециркуляция и дренирование воздуха не обеспечивают экономию электроэнергии и менее выгодны, чем другие способы.

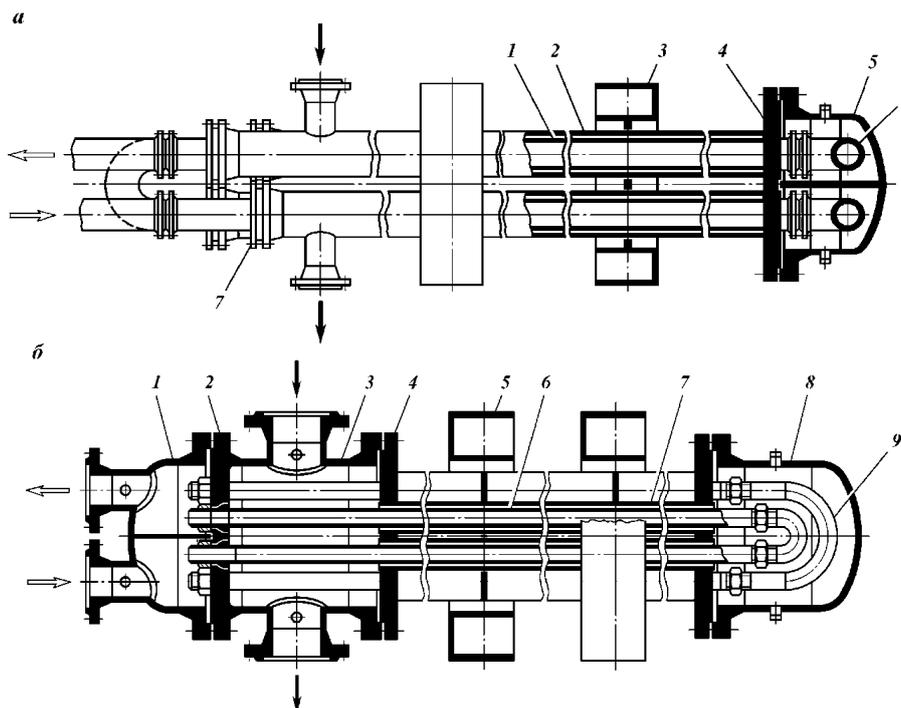
При выборе теплообменников необходимо учитывать тепловую нагрузку аппарата, температуру и давление, при которых реализуется процесс, агрегатное состояние и физико-химические свойства теплоносителей, их химическую агрессивность, условия теплоотдачи, возможность загрязнения рабочих поверхностей аппарата, простоту устройства и изготовления, компактность аппарата, расход металла на единицу переданного тепла и другие технико-экономические показатели [4].



а — с плавающей головкой: 1 — крышка распределительной камеры; 2 — распределительная камера; 3 — неподвижная трубная решетка; 4 — кожух; 5 — теплообменная труба; 6 — поперечная перегородка; 7 — подвижная трубная решетка; 8 — крышка кожуха; 9 — крышка плавающей головки; 10 — опора; 11 — катковая опора трубчатого пучка;

б — с U - образными трубками: 1 — распределительная камера; 2 — трубная решетка; 3 — кожух; 4 — теплообменная труба; 5 — поперечная перегородка; 6 — крышка кожуха; 7 — опора; 8 — катковая опора трубчатого пучка

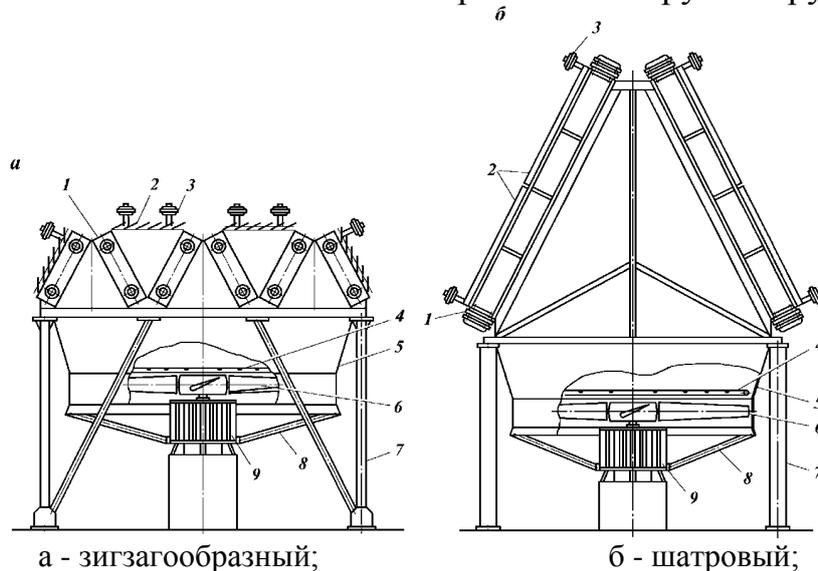
Рисунок 14 - Кожухотрубчатые теплообменники



а — разборный однопоточный: 1 — теплообменная труба; 2 — кожуховая труба; 3 — опора; 4 — решетка кожуховых труб; 5 — поворотная камера; 6 — двойник; 7 — решетка теплообменных труб;

б — разборный многопоточный: 1 — первая распределительная камера; 2 — решетка теплообменных труб; 3 — вторая распределительная камера; 4 — решетка кожуховых труб; 5 — опора; 6 — теплообменная труба; 7 — кожуховая труба; 8 — поворотная камера; 9 — двойник

Рисунок 15 - Теплообменные аппараты типа «труба в трубе»



а - зигзагообразный;

б - шатровый;

1 - трубная секция; 2 - жалюзи; 3 - механизм дистанционного поворота жалюзей с пневматическим приводом; 4 - коллектор впрыска химически очищенной воды; 5 - диффузор; 6 - колесо вентилятора; 7 - металлическая несущая конструкция; 8 - стяжка; 9 - тихоходный электродвигатель

Рисунок 16 - Аппараты воздушного охлаждения

1.4.2. Печи

Печь трубчатая блочная ПТБ-10-64 (рис. 17) предназначена для подогрева обводненных нефтей перед аппаратами глубокого обезвоживания и обессоливания. Допускается применение для нагрева нефтяных эмульсий с повышенной коррозионной активностью и склонностью к отложению солей и механических примесей на установках подготовки нефти пропускной способностью 3; 6 и 9 млн. т/год.

В шифре остановки приняты следующие обозначения:

- ПТБ — печь трубчатая блочная;
- первое число — номинальная тепловая производительность,
- второе — допустимое рабочее давление.

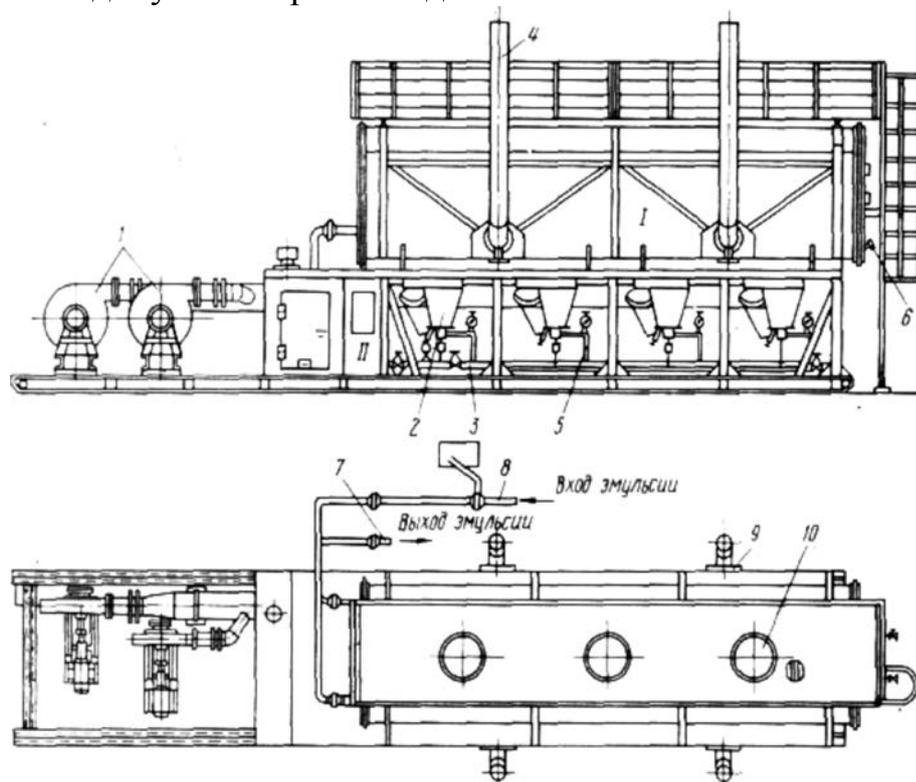


Рис 17. Печь ПТБ-10-64

Устройство и принцип работы

Печь состоит из теплообменной камеры I, блока основания II и блока управления и сигнализации типа «Сатурн» III. Теплообменная камера представляет собой систему из четырех одинаковых змеевиков, выполненных из оребренных труб, служащих для передачи теплоты нагреваемой среде. Внутри камера обшита листами из нержавеющей стали, теплоизолирована. Наружная обшивка выполнена из листовой стали в виде герметичного короба. Тепловая камера оборудована взрывными клапанами 10 и смотровыми люками 6. В нижней части боковых стенок тепловой

камеры располагаются дымоотводящие устройства 9, к фланцам которых снаружи крепятся дымовые трубы 4. В нижней стенке теплообменной камеры предусмотрены люки для крепления камер сгорания 2 и соответствующие устройства для направления дымовых газов из камеры сгорания в теплообменную камеру.

Блок основания представляет собой конструкцию, предназначенную для установки теплообменной камеры с трубопроводной обвязкой и камерами сгорания 2. Там же расположены вентиляторы 1, коллектор газа к основным горелкам 3 и коллектор газа к запальным горелкам 5, трубопроводы входа 8 и выхода эмульсии 7. Приборы, осуществляющие контроль и регулирование технологического процесса, находятся в блоке основания в утепленном укрытии.

Блок управления и сигнализации поставляется в утепленном укрытии и служит для автоматического и ручного розжига газовых горелок, сигнализации об отклонении давления и температуры нагрева нефти от заданных.

Печь ПТБ-10-64 работает следующим образом. Воздух от вентиляторов по воздуховоду подается в тангенциальный вход камеры сгорания и поступает в кольцевые пространства, образованные внутренней поверхностью корпуса и внешней поверхностью жаровой трубы.

По кольцевому пространству воздух спиралеобразно движется вниз к днищу камеры, где смешивается с топливным газом, поступающим в камеру через тройник. Далее топливная смесь поступает во внутреннее пространство камеры, в котором происходит ее сгорание.

Продукты сгорания топлива из четырех камер сгорания через сопла конфузоров в виде плоских струй поступают во внутреннее пространство теплообменной камеры. Скорость струй у устьев сопел - конфузоров составляет 100 — 120 м/с, а температура — 1600—1700 °С. Струи инжeksiруют уже охлажденные дымовые газы из нижних боковых зон теплообменной камеры, создавая интенсивную рециркуляцию продуктов сгорания, смешиваются с ними и охлаждаются. Кратность рециркуляции продуктов сгорания в теплообменной камере составляет 2,5 — 3. Таким образом, трубы змеевиков омываются охлажденными продуктами сгорания с температурой 700 — 900 °С, в результате чего передача теплоты нагреваемой среде происходит более равномерно, без местных перегревов труб змеевиков.

1.4.2. Путьевые подогреватели

Назначение и область применения

Подогреватель путьевой емкостного типа с промежуточным теплоносителем автоматизированный предназначен для нагрева

нефтепродуктов при транспортировке, а также нефтяных эмульсий на установках подготовки нефти.

Вид путевых подогревателей и технические характеристики представлены ниже (рисунки 18,19 и приложения 4,5).



Рисунок 18 - Подогреватели путевые ПП-0,63 (АМЖ)



Рисунок 19 - Путевой подогреватель ПП-1,6 (АМЖ)

Конструкция путевого подогревателя

Конструкция подогревателя выполнена в виде цилиндрического, горизонтально направленного контейнера, который снабжен двумя

топками и парой четырехзаходных трубчатых змеевиков. Топки и змеевики располагаются в нижней части емкости.

Сбоку к конструкции подведены узлы подачи и подготовки топлива, а также лестница и рабочая площадка, позволяющая рабочим быстро и просто обслуживать путевые подогреватели нефти.

Кроме того емкость оснащена расширительным бачком, через который поступает теплоноситель. Благодаря регулятору мощности горелок, можно поддерживать постоянную температуру теплоносителя на уровне 95 градусов Цельсия достаточно длительный срок.

Работа подогревателя отлично автоматизирована, благодаря системе автоматики БУК-4Х АПН (с двухпозиционным регулированием), которая позволяет:

- осуществлять дистанционный запуск и остановку конструкции путевого подогревателя;
- регулировать температуру нагрева топлива и нефтепродуктов;
- регулировать давление нагреваемой жидкости;
- выполнять отдельные программы и операции;
- производить автоматическое вентилирование топочного пространства;
- подавать световые сигналы об остановке подогревателя.

Подогреватели путевые и принцип их работы

Принцип работы всех путевых подогревателей, аналогичен и заключается он в том, что нефть, нефтяная эмульсия, обезвоженное топливо или другой продукт поступает в змеевик подогревателя. Здесь он нагревается от промежуточного теплоносителя и выводится из нагревательной системы.

Разновидности путевых подогревателей

В настоящее время существует широкое разнообразие подогревателей нефти. Самыми востребованными и распространенными являются следующие модели:

- одnogорелочные (ПП-0.63, ПП-0.63АЖ, ППН-3, ППТ-0.2 и т.д.);
- двухгорелочные (ПП-1.6, ПП-1.6АМ, ПП-1.6АЖ, ПП-1.6АЖМ и т.д.).

Стоит также отметить, что кроме количества горелок путевые подогреватели отличаются видом рабочего топлива. Так, это может быть газ либо жидкое топливо.

1.5. Совмещенные аппараты

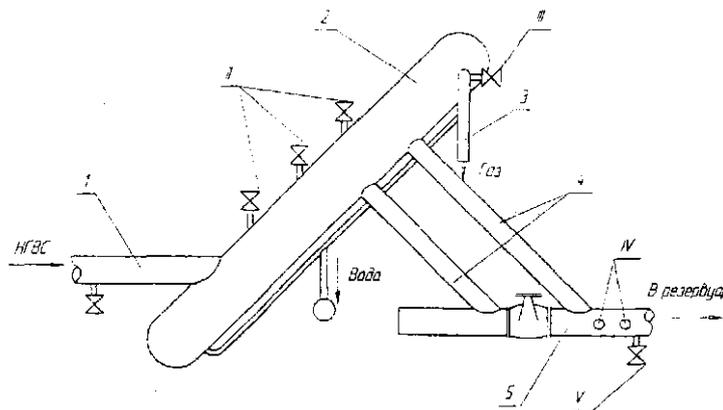
1.5.1. Совмещенные аппараты разгазирования и отстаивания (трехфазные сепараторы)

Трёхфазные сепараторы (разделители) предназначены для разделения газожидкостного потока и глубокой очистки добываемого, транспортируемого или перерабатываемого товарного, природного или попутного нефтяного газов от газового конденсата, нефти и капельной мелкодисперсной, аэрозольной влаги и механических примесей и разделения жидкостной фракции по плотности - на легкую (газоконденсат, нефть) и тяжелую (вода).

Трёхфазный сепаратор (Разделитель) – предназначен для разделения газожидкостного потока и глубокой очистки добываемого, транспортируемого или перерабатываемого товарного, природного или попутного нефтяного газов от газового конденсата, нефти и капельной мелкодисперсной, аэрозольной влаги и механических примесей и разделения жидкостной фракции по плотности – на легкую (газоконденсат, нефть) и тяжелую (вода).

Разделитель применяется на **предприятиях нефтяной и газовой промышленности** и может быть использован на **обводненных скважинах** для разделения воды и извлекаемого товарного продукта.

Трёхфазный сепаратор имеет совмещенную накопительную емкость. Накопительная емкость рассчитывается и изготавливается по заявке потребителя в зависимости от объема накапливаемой жидкой фракции и возможностей дренирования накопительной емкости.



1 - успокоительный нефтеподводящий коллектор; 2 - цилиндрическая наклонная колонна; 3 - газотводящий коллектор; 4,5- нефтеотводящие коллекторы; I, II, III, IV, V - контрольные точки для проведения испытаний.

Рисунок 20 - Принципиальная схема трехфазного сепаратора типа УСТН-1

Отличительной особенностью сепаратора является использование в качестве сепарационной емкости трубы большого диаметра (рисунок 19).

Он работает следующим образом. Газожидкостная смесь, предварительно расслоенная на газовую фазу и жидкость, входит в наклонную колонну и, поднимаясь по ней, подвергается дальнейшему разделению. Выделившийся при этом из жидкости свободный газ поднимается по верхней образующей колонны. Граница раздела «нефть - газ» в колонне устанавливается или в соответствии с уровнем жидкости в резервуаре, в комплексе с которым работает данный сепаратор, или поддерживается на заданном уровне с помощью регулятора. Свободная вода из установки отводится по трубопроводу, подсоединенному к нижней части аппарата.

Вопросы сепарации и предварительного сброса воды особенно остро встают в тех случаях, когда обводненность продукции скважин начинает превышать 25-30%, так как существующие комплексы подготовки нефти УПН в начальный период разработки нефтяных месторождений рассчитывались для приема сырья, содержащего не более 30% пластовой воды, и имели очистные сооружения соответствующей производительности. Поэтому задача повышения производительности установок подготовки нефти и объектов очистки воды на поздней стадии разработки нефтяных месторождений решается путем организации предварительного сброса воды в системе сбора или УПН. Поскольку предварительный сброс воды на УПН, предусматривает одновременно выделение из нефти газа, правильный выбор параметров и режимов предварительного сброса воды и сепарации газа является актуальной проблемой. В практике сброс попутно-добываемой воды до 10% остаточной воды в нефти осуществляется, как правило, при естественной температуре жидкости и при добавлении деэмульгатора (при обводненности добываемой продукции 40-70%). При обводненности более 70% происходит обращение фаз, при котором внешней фазой становится вода, и в этом случае производится сброс так называемой свободной воды.

Организация предварительного сброса воды должна предусматривать как мероприятия по повышению качества сепарации и обезвоживания нефти, так и по получению качественной пластовой воды без использования значительных дополнительных средств, т.к. при высокой обводненности продукции скважин (80-90%) значительный объем капитальных вложений приходится на сооружения по очистке воды (порядка 40-50% от стоимости УПН).

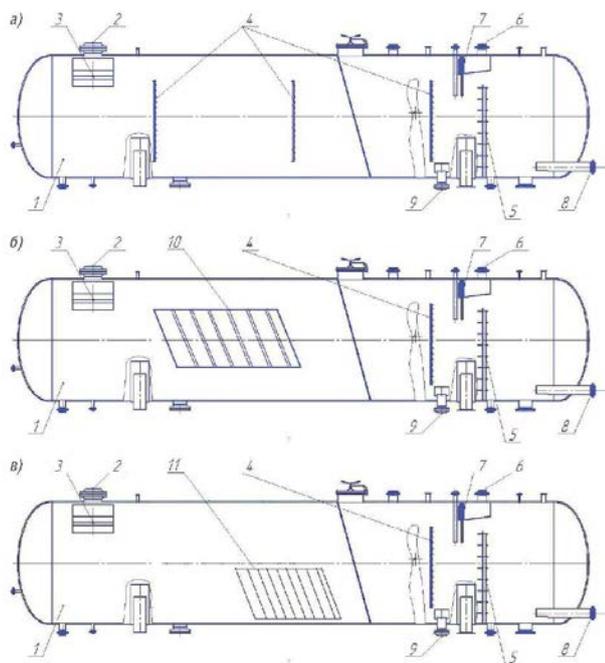
Наиболее эффективно сброс и утилизация свободной пластовой воды в условиях ДНС могут быть решены в процессе сепарации нефти от газа с использованием трехфазных сепараторов (ТФС) и концевых делителей фаз (КДФ). Трехфазные сепараторы предназначены для разгазирования нефти и частичного (до 5-20% остаточной воды) обезвоживания нефти перед подачей её на установку подготовки нефти. Сброс воды на ДНС и УПН, в частности, реализуется путем замены существующих двухфазных

нефтегазовых сепараторов на трехфазные или путем переоборудования действующих сепараторов в трехфазные. Разделение расслоенных потоков производится в аппаратах достаточно простой конструкции. На рисунке 21 приведены принципиальные схемы трехфазных сепараторов. Наибольшее распространение получила простейшая конструкция (рис.21а).

Эта конструкция является базовой, т.к. она обеспечивает сброс всего объема свободного газа и свободной воды из продукции скважин. Уровень жидкости в аппарате удерживается переливной перегородкой 5, через которую нефть попадает в камеру сбора нефти и выводится из аппарата (штуцер 8), вода из аппарата сбрасывается по штуцеру 9, установленному перед перегородкой 5. Для интенсификации и углубления разделения фаз в аппаратах устанавливаются устройства распределения и гидродинамической коалесценции 4.

Для повышения эффективности сброса воды в аппаратах КДФ конструкции НПП «Контэкс», устанавливаются насадки полочного типа (10) рис.21б.

При обводненности продукции скважин близкой к обращению фаз, т.е. при поступлении в сепараторы газосодержащей прямой эмульсии, конструкция концевых делителей фаз корректируется с учетом изменения свойств продукции - рис. 2в. В этом случае основное внимание уделяется выделению нефти из внешней фазы - воды за счет применения коалесцирующих устройств 11.



1-корпус, 2- ввод продукции, 3- устройство приема газожидкостной смеси, 4- устройства распределения и гидродинамической коалесценции, 5- переливная перегородка, 6- вывод газа, 7- устройство улавливания капельной жидкости, 8- вывод нефти, 9- вывод воды, 10- насадка, 11- коалесцирующий пакет.

Рисунок 21 - Принципиальные конструкции трехфазных сепараторов

В таблице 4 приведены практические примеры эффективности применения трехфазных сепараторов производства НПП

Таблица 4 - Сведения о работе трехфазных сепараторов.

Объект	Марка трехфазного сепаратора	Производительность, м ³ /сут	Свойства нефти			Содержание в воде	
			плотность, г/см ³	обводненность		нефти	мех. примесей
на входе	на выходе						
УППН «Оса»	ТФС-Т-100	1200-5500	0,884	86	1-18	45-170	20-130
Грековская УПСВ*	ТФС-Л-100	2300-2800	0,83	66		80-120	85-150
Родниковская УПСВ	КДФ-100	1400	0,85	39	8-11	2-7	-
Покровская УПН	ТФС-Г-100	5600	0,85	62	1,8-8 3-10	112-184	-
Пономаревская УПН	ТФС-200	3250-3300	0,85	11	1,6-2,2	48-61	-
Герасимовская УПСВ	ТФС-Л-100	8800	0,82	79-84	0,8-1,8	33-48	-

* на УПСВ недостаточен фонд нагнетательных скважин.

Качество частично обезвоженной нефти колеблется в широких пределах (от 1 до 18% остаточной воды) и зависит от соблюдения теплехимических условий разрушения бронирующих оболочек на каплях эмульгированной воды. Данные аппараты позволяют получить незначительно загрязненную воду непосредственно в процессе её сброса. Исследования, выполненные в промышленных условиях, подтвердили возможность получения приемлемого качества дренажной воды из КДФ и ТФСК при условии поддержания в нем параметров в соответствии с заявленными паспортными данными.

Использование ТФСК и КДФ позволяет значительно повысить качество сепарации за счет гашения пульсаций поступающего потока, гашения образовавшейся пены, отбору и обработке при данных условиях всего объема газа, поступающего на сепарационный узел совместно с жидкостью, при этом достигается значительное снижение обводненности нефти.

Как следует из полученных данных, на качество отдельных фаз при совмещении процессов сепарации и предварительного сброса в различных узлах технологической цепочки первичной подготовки обводненной нефти значительно влияют газосодержание продукции скважин на входе в аппарат, гидродинамические условия, так и нагрузка по жидкости.

Качество сбрасываемой попутно-добываемой воды находится в зависимости от гидродинамических условий транспорта жидкости в системе сбора, от обводненности нефти, от качества отладки системы регулирования сброса воды из аппаратов и других факторов.

Анализ работы ТФСК показывает их высокую технологическую надежность, когда при колебаниях входных параметров газоводонефтяной смеси аппарат сохраняет стабильные параметры на выходе из него (глубина обезвоживания, качество сбрасываемой воды).

При этом эффективность сброса воды в ТФС зависит также от структурной формы многофазного потока перед сепараторами.

Выделяют следующие структурные формы многофазного потока: пробковая, расслоенная, волновая-гребешковая и диспергированная.

Для успешной работы ТФС необходимо перевести, например, пробковый поток в расслоенный - наиболее благоприятную структурную форму для разделения на фазы. Многочисленными исследованиями установлено, что указанные структуры течения формируются после достижения обводненности продукции для большинства нефтей в пределах 50-70%. Исключения представляют собой нефтяные эмульсии с парафиновым стабилизатором защитных оболочек. Следует указать, что при обводненности продукции более 90% может происходить обращение прямой эмульсии в обратную, т.е. «нефть в воде». (2)

На данный момент во многих нефтяных компаниях для предварительного сброса воды используют резервуары, где вода сбрасывается из герметизированных резервуаров УПС, оснащенных системой УЛФ (улавливания легких фракций), после которых вода проходит более глубокую очистку.

В резервуары УПС продукция скважин поступает после второй степени сепарации, где давление составляет 0,12-0,13 МПа (абс), давление же в резервуарах поддерживается в пределах 20-50 мм. вод. ст., уровень жидкости составляет 9-11 метров, при этом жидкость поступает в резервуары с перепадом давления не более 0,02-0,03 МПа. Газосодержание поступающей в резервуары обводненной нефти не превышает 1,0 м³/т, обезвоживание в них осуществляется путем гравитационного отстоя в слабом динамическом режиме при времени пребывания жидкости 6-9 часов. Поступающая в резервуары нефть находится в метастабильном состоянии, в результате этого даже в резервуарах нефть разгазируется не полностью; газосодержание ее после резервуаров УПС равно 0,03-0,05 м³/т. При этом содержание нефтепродуктов и взвешенных твердых частиц в воде составляет порядка 75-120 мг/л, достигая на некоторых объектах в отдельных случаях 250-300 мг/л, а остаточное содержание воды в нефти после резервуаров составляет около 5-12%.



Рисунок 22 - Аппарат ТФСК-100 на Грековской УПСВ

1.5.2. Совмещенные аппараты нагрева и отстаивания

Совмещение процессов нагрева, сепарации, обезвоживания нефти и очистки воды в одном технологическом аппарате повышает эффективность предварительного сброса воды из нефти. Для этой цели разработан нефтегазодельитель с прямым нагревом (НГВРП) представленный на рис. 23.

Назначение и область применения

Основным назначением нефтегазодельителя с прямым подогревом (НГВРП) является сепарация продукции скважин, предварительное обезвоживание нефти и очистка отделившейся воды.

НГВРП может эксплуатироваться в условиях холодного макроклиматического региона с абсолютной температурой до минус 60 °С.

Климатическое исполнение УХЛ1 по ГОСТ 15150-69. Допустимая сейсмичность района установки аппарата не более 6 баллов по СНиП 11-7-81.

Район территории по скоростным напорам ветра не регламентируется. Блок устанавливается на открытой площадке.

НГВРП представляет собой горизонтальный аппарат объемом $V = 110\text{м}^3$ с эллиптическими днищами, с внутренними устройствами, нагревателем с двумя горелками, установленными в двух жаровых трубах, с двумя дымовыми трубами, с трубопроводной обвязкой, запорно-регулирующей арматурой и средствами К и А, большая часть которых

размещена в боксе арматурного блока с системой полного жизнеобеспечения. Аппарат устанавливается на две седловые опоры.

Технологически обоснованная температура нефти и время пребывания фаз в аппарате зависят от физико-химических свойств разделяемых сред. В первом приближении главным параметром является плотность нефти.

В состав НГВРП входит программно-технический комплекс, включающий шкаф управления и автоматизированное рабочее место (АРМ) оператора. Программно-технический комплекс размещается в операторной.

Техническая характеристики НГВРП представлены в Приложении 7

На цилиндрической части корпуса и днищах расположены технологические штуцера, штуцера для установки средств К и А и люки.

На левом днище (со стороны входа смеси) предусмотрено фланцевое соединение жаровых труб нагревателя с корпусом. В жаровых трубах установлены газовые горелки с системой автоматического розжига.

На правом днище расположены штуцера выхода газа, нефти и воды, для установки средств К и А.

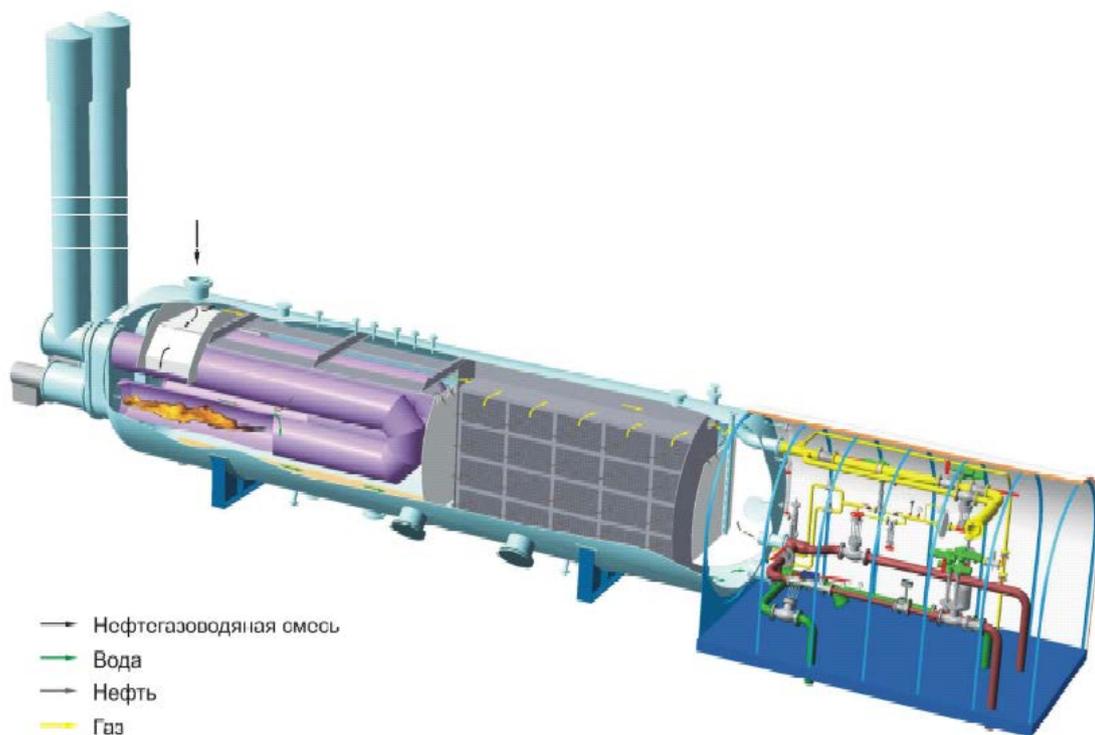


Рисунок 23 - Конструкция внутренних устройств и направления движения потоков

Справа на торце аппарата установлен бокс арматурного блока для размещения трубопроводных систем с установкой запорно-регулирующей арматуры и первичных приборов КиА, средств регулирования и подачи топливного газа.

Бокс оборудуется инженерными системами отопления и вентиляции, электроосвещения, заземления, пожаротушения, автоматической пожарной сигнализацией.

Бокс состоит из основания, каркаса, ограждающих конструкций. Конструкция его обеспечивает возможность транспортировки, проведения грузоподъемных операций и ремонта.

Снаружи аппарат покрыт тепловой изоляцией.

Для обслуживания технологических штуцеров, предохранительного клапана и КИП предусмотрены площадки обслуживания, устанавливаемые на месте монтажа (рисунок 23).

Внутреннее устройство НГВРП

Нефтегазоводоразделитель состоит из секции нагрева и секции коалесценции и отстоя.

Секция подогрева

В секции подогрева находятся узел входа и распределения газожидкостной смеси, жаровые трубы с горелками, система размыва и удаления донных осадков (механических примесей).

Узел входа и распределения представляет собой входной отражатель, установленный над жаровыми трубами и служит для направления и первичного разделения смеси. Конструкция узла препятствует прямому попаданию свободной воды непосредственно на жаровые трубы и организует движение водонефтяной эмульсии вниз в пространстве между отражателем и стенкой аппарата.

В каждой из двух жаровых труб установлено по газовой горелке. Для простоты монтажа, обслуживания, ремонта или замены жаровая труба подвешивается на талрепах ходящих по кронбалке, находящейся внутри аппарата. При необходимости освобождаются болты основного фланца, находящегося на торце аппарата и труба выкатывается наружу.

Для удаления механических примесей и отложений на жаровых трубах во время работы аппарата периодически подается промывочная вода в коллекторы с инжекционными соплами в зоне жаровых труб.

В нижней части секции подогрева расположена система очистки от донных осадков из механических примесей. Для размыва осадков предназначены коллекторы промывочной воды с инжекционными соплами, а также лотки для мехпримесей. В целях снижения расхода воды при удалении осадков без остановки работы аппарата система разделена на

отдельные секции, каждая из которых имеет патрубок для подачи и выводной патрубок для пульпы.

Каждая секция системы очистки должна регулярно приводиться в действие через определенные интервалы времени для предотвращения скапливания мехпримесей на дне аппарата.

Предусмотрено внутреннее антикоррозионное лакокрасочное покрытие и анодная защита открытых металлических поверхностей. Аноды размещаются в слое воды и устанавливаются на фланцевых соединениях по всей длине аппарата.

Секция коалесценции и отстоя

Секция коалесценции и отстоя отделена от секции нагрева переливной перегородкой. В ней вдоль оси аппарата установлен коалесцер, представляющий собой набор вертикальных рифленых полипропиленовых пластин.

На правом днище расположен сборник обезвоженной нефти с выходным штуцером.

Описание технологического процесса

Газожидкостная смесь поступает в верхнюю часть НГВРП через входной штуцер (Рис. 24). Во входном отсеке происходит первичное отделение газа. Газ накапливается в верхней части аппарата и очищается от капельной жидкости во время его горизонтального движения

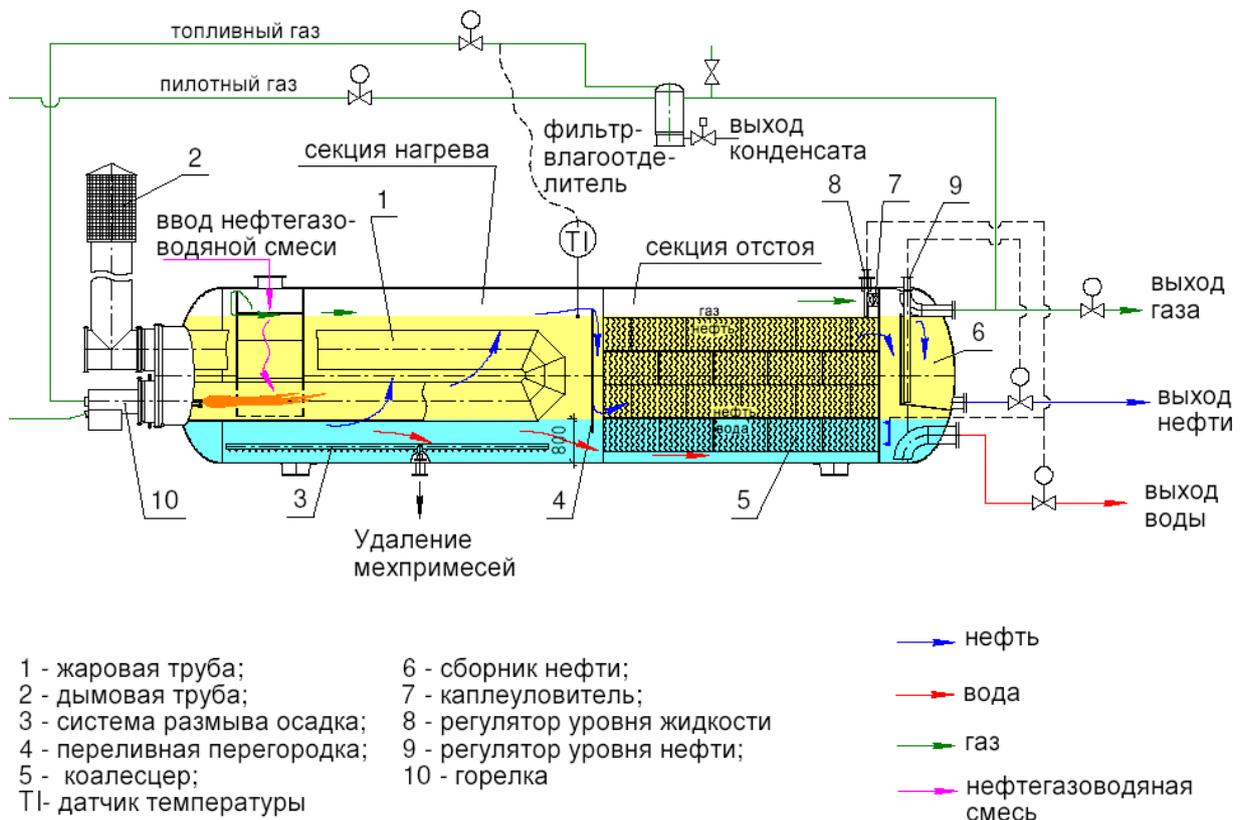


Рисунок 24 - Принципиальная схема работы аппарата НГВРП

В правой части по ходу потока имеется окно для выхода газа с блоком каплеуловителей для окончательной очистки газа. Часть газа после выхода поступает в линию регулирования и подачи топливного газа, проходит через фильтр - влагоотделитель для очистки газа от капельной жидкости, редуцируется и подается на горелки.

Водонефтяная эмульсия и свободная вода обтекают входной отражатель, двигаются вниз в пространстве между отражателем и стенкой аппарата и попадают под жаровые трубы. Благодаря различным плотностям жидкостей и изменению направления движения потока, свободная вода отделяется и скапливается на дне аппарата. Эмульсия нагревается, поднимаясь вверх, одновременно двигаясь вдоль жаровых труб. Нагрев эмульсии приводит к ускорению отстоя воды.

Назначение жаровой трубы – нагрев эмульсии. Для обеспечения длительной работы объемных нагревателей оптимальна средняя тепловая напряженность около 32 кВт/м^2 . При нормальной работе температура внешней поверхности жаровой трубы относительно не велика, из-за теплосъема омывающей её жидкостью. Продолжительность эксплуатации трубы зависит от коррозионной агрессивности среды, концентрации взвешенных в ней частиц механических примесей, периодичности обслуживания по смыву накипи, в большей степени, чем от температуры стенки.

Нагрев происходит за счет сжигания попутного газа, выделившегося из нефти, или из альтернативного источника, поступающего по линии подачи топливного газа к основным и запальным горелкам. Продукты горения проходят через жаровую трубу и выходят в дымоход, нагревая трубу и передавая тепло эмульсии.

Контроль пламени и температуры обеспечивается КИП и запорно-регулирующей арматурой.

В НГВРП используются атмосферные диффузионные газовые горелки NORV фирмы NAO для условий естественной тяги. Горелка установлена в жаровой трубе диаметром 0,72 м, длиной 14,5 м, с поворотом на 180 градусов. Жаровая труба переходит в дымовую высотой 6,1 м. (Приложение7)

Увеличение тепловой мощности горелки достигается увеличением давления газа на входе в горелку.

Преимущества диффузионной горелки низкого давления:

- отверстия в горелке большого диаметра и не засоряются;
- пламя горелки более стабильное;
- пламя вытянуто для равномерного распределения теплового излучения по длине трубы;
- невозможность «проскока» пламени внутрь горелки.

При номинальной нагрузке, эксплуатационный диапазон коэффициента избытка воздуха 1,05 – 1,10, теоретическая температура горения 1900 – 2000°С, объем продуктов сгорания 10,50 – 11,0 м³/м³.

На диффузионную газовую горелку NORV фирмы NAO имеется сертификат Госгортехнадзора РФ.

Подача воздуха в топку, движение газов, удаление продуктов сгорания обеспечивается естественной тягой, создаваемой дымовой трубой. В НГВРП обеспечивается тяга 38-83 Па, разрежение в топочной камере 30 - 56 Па. Для диффузионной горелки рекомендуется иметь разрежение в топочной камере 20 - 40 Па. Запас тяги 10-16 Па позволяет увеличить тепловую мощность горелки.

Секция коалесценции и отстоя

После нагрева и предварительного обезвоживания эмульсия переливается через вертикальную перегородку и попадает в секцию коалесценции и отстоя. Коалесцер выполнен из рифленых гидрофобных полипропиленовых пластин, расположенных на небольшом расстоянии (6 мм) друг от друга. Поскольку расстояние между пластинами невелико, капли воды быстро достигают твердой поверхности. Собираясь на верхней поверхности рифленых пластин, они коалесцируют и укрупняются. Крупные капли скатываются с пластин, и переходят в слой воды. Капли нефти всплывают и быстро достигают нижней поверхности рифленых пластин, где собираются, укрупняются и под действием архимедовой силы всплывают, переходят в слой нефти.

Коалесцер интенсифицирует как обезвоживание нефти, так и очистку выделившейся воды.

Обезвоженная нефть после секции коалесцера попадает в отстойную камеру и через перегородку переливается в сборник нефти, расположенный на правом днище. В сборнике нефти поддерживается постоянный уровень. Обезвоженная нефть выводится через клапан сброса нефти.

Выделившаяся из эмульсии вода протекает вдоль всей длины сосуда. Межфазный уровень нефть - вода поддерживается на заданном уровне буйковым уровнемером, который управляет клапаном сброса воды.

Для удаления механических примесей и отложений на жаровых трубах в коллекторы с инжекционными соплами в зоне жаровых труб периодически подается промывочная вода.

Для удаления механических примесей в секции подогрева без остановки аппарата приводится в действие система очистки от донных отложений механических примесей.

Каждая секция системы очистки должна регулярно через определенные интервалы времени приводиться в действие для предотвращения накопления мехпримесей на дне аппарата. Полное

удаление мехпримесей при каждом приведении секции в действие достигается, если вода подается под напором, достаточным для размыва и взвешивания отложений. Подача воды производится одновременно с удалением взвешенных механических примесей. Частота струйной обработки определяется опытным путем в процессе работы.

Размыв осадка в секции коалесценции и удаление мехпримесей производится во время остановки при периодическом обслуживании аппарата.

Контроль и регулирование технологических параметров (температуры, давления, уровня нефти, уровня раздела фаз, содержания воды в нефти на выходе, а также системы жизнеобеспечения в боксе, за основными и пилотными горелками) осуществляется средствами К и А, исполнительными механизмами и программно-техническим комплексом, включающим шкаф управления и АРМ оператора.

Обоснование размеров аппарата.

Отделение свободной, не эмульгированной в нефти воды, начинается в секции нагрева и предварительного разделения и завершается в секции коалесценции и отстоя.

Основные технические параметры сепаратора (объем аппарата занятый газом и жидкостью) рассчитаны согласно API Spec. 12J: «Oil and Gas Separators». Общий объем аппарата составляет 110 м^3 , с учетом объема жаровых труб - около 100 м^3 .

Под газовую фазу в верхней части аппарата достаточно выделить площадь сечения не менее $0,19 \text{ м}^2$.

Изменение положения межфазных уровней в НГВРП.

Рабочее положение уровня раздела фаз газ - жидкость отметка 1100 мм выше средней линии аппарата. Уровень должен быть выше верхней образующей жаровой. Уровень раздела фаз нефть - вода находится на отметке 800 мм ниже середины аппарата и не должен подниматься до нижней образующей жаровой трубы.

Размеры НГВРП соответствуют самым консервативным требованиям стандарта, для проектирования трехфазных сепараторов API Spec. 12J: «Oil and Gas Separators». При высокой обводненности продукции скважин значительная часть воды находится в свободном состоянии, и лишь небольшая часть – в эмульгированном состоянии. Этот эффект достигается при своевременной подаче в продукцию скважин реагента – деэмульгатора.

Дополнительные возможности применения НГВРП

НГВРП может применяться и для подготовки товарной нефти. В этом случае его производительность на ступени обезвоживания зависит от

требуемой температуры нагрева, обводненности нефти и стойкости эмульсии (времени пребывания в аппарате).

Тепловая мощность аппарата ограничена 2МВт (максимум 2,78МВт), поэтому его производительность можно рассчитать для конкретных условий с учетом исходной обводненности, температуры сырья, требуемой температуры нагрева и времени отстоя. Проведенные расчеты показывают, что это может быть 2000 – 3000 т/сут.

В том случае, когда качество товарной нефти по содержанию воды солей не может быть достигнуто на ступени обезвоживания возможно применение после НГВРП электродегидраторов, выпускаемых Курганхиммашем.

НГВРП должен найти применение на месторождениях парафинистых и высокопарафинистых нефтей. У таких нефтей повышенное содержание высокомолекулярных углеводородов – парафинов и, как следствие, высокая температура застывания. При температурах, близких к температуре застывания, резко возрастает вязкость нефтей, водонефтяных эмульсий, растут гидравлические потери, появляется опасность остановки и «замораживания» трубопровода. Поэтому для сбора продукции скважин и перекачки парафинистых нефтей необходим нагрев. Кроме того, технологические процессы предварительного сброса воды и обезвоживания нефти должны осуществляться при более высоких температурах. Разрушение эмульсий и обезвоживание таких нефтей затруднено при температурах ниже температуры плавления входящих в их состав парафинов.

Специфическая особенность парафинистых нефтей создает дополнительные проблемы для сбора, подготовки и транспорта продукции скважин, а нагрев является обязательным фактором во всех перечисленных выше технологических процессах. НГВРП, в котором осуществляется нагрев, сепарация, обезвоживание и очистки воды, способен заменить установку, состоящую из нескольких аппаратов, и будет незаменим для обустройства таких месторождений.

Серьезной проблемой при подготовке нефти на промыслах, является накопление стойких эмульсионных слоев, «подрезок», ловушечных и амбарных нефтей. Как правило, такие нефти содержат повышенное количество мехпримесей, имеют высокую вязкость. Обезвоживание их сопряжено с большими трудностями и применением специальных технологий. Такие технологии требуют поддержания более жестких условий обработки по температуре (нагрев до высоких температур до 70-90°С), введения специфических химреагентов, применения промывочной воды, приемов по удалению мехпримесей. Обычно для этой цели на промыслах создаются автономные установки, в состав которых входят печи, установки дозирования химреагентов, отстойное оборудование,

специальные устройства для вывода механических примесей, насосы и т.д. В случае применения НГВРП мы имеем аппарат с секцией подогрева, обезвоживания и очистки воды. В секции подогрева установлены устройства для удаления механических примесей. НГВРП имеет возможность нагреть нефть до требуемой температуры, обеспечить необходимое время отстоя, вывести механические примеси. Аппарат может являться основным элементом технологической установки подготовки ловушечных нефтей.

Конструктивные преимущества

Применение трубы 720x16 мм позволяет уменьшить количество сварных швов на жаровых трубах (концентраторов напряжений), что повышает их долговечность при эксплуатации.

Соединительная поверхность с корпусом "выступ-впадина" фигурных фланцев жаровых труб обеспечивает более надежное уплотнение.

Соединение газовой горелки с жаровой трубой производится без переходника.

Предусмотрен дополнительный люк для осмотра и обслуживания внутри аппарата и штуцер для удаления шлама.

В нижней части аппарата и в зоне жаровых труб предусмотрена система очистки от механических примесей без остановки аппарата.

Для удобства обслуживания дополнительно предусмотрен вентиляционный люк.

Для очистки газа от капельной жидкости применены блоки каплеуловителей стержневого типа.

Изменена конструкция фильтра - влагоотделителя на линии регулирования и подачи топливного газа, что повышает эффективность очистки.

2. ПРИМЕР РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА УСТАНОВКИ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ (УПН)

Годовая мощность установки по сырью 1,5 млн. т/год.
 Годовая продолжительность работы установки 350 дней (8400 ч).
 Обводненность сырой нефти 25 % масс.
 Содержание воды в товарной нефти - 0,2 % масс. (I группа).
 Содержание нефти в подтоварной воде – 0,1 % масс.
 Плотность товарной нефти при 20⁰С – 850,5 кг/м³
 Плотность пластовой воды при 20⁰С – 1005 кг/м³
 Кинематическая вязкость товарной нефти:
 При 20⁰С – 12,3 мм²/с ; При 50⁰С – 5,3 мм²/с
 Химический состав нефти приведен в табл. 2.1.

Таблица 2.1. - Химический состав нефти

Компонент	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i- C ₄ H ₁₀	n- C ₄ H ₁₀	i- C ₅ H ₁₂	n- C ₅ H ₁₂	Остаток	Итого
% мол.	0,03	0,54	22,4	1,7	4,91	1,96	4,47	1,98	2,93	59,08	100,00

2.1. Материальный баланс первой степени сепарации

Технологией подготовки нефти предусмотрено, что термодинамические параметры работы рассматриваемого блока соответствует абсолютному давлению и температуре, равных соответственно:

$$P = 0,8 \text{ МПа}; t = 30^{\circ}\text{C}.$$

Расчеты разгазирования нефти в сепараторах при небольших давлениях (0,4-0,9 МПа) с достаточной для практических целей точностью можно производить по закону Рауля-Дальтона:

$$y_i' = K_i x_i', \quad (2.1)$$

где y_i' - мольная доля i-го компонента в образовавшейся газовой фазе, находящегося в равновесии с жидким остатком.; x_i' - мольная доля этого же компонента в жидком остатке; K_i - константа фазового равновесия i-го компонента при условиях сепарации (в рассматриваемом случае при давлении $P = 0,8$ МПа и температуре $t = 30^{\circ}\text{C}$).

Для определения покомпонентного состава образовавшейся газовой (паровой) фазы используется уравнение:

$$y_i' = \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'}, \quad (2.2)$$

где z_i' - мольная доля i -го компонента в исходной эмульсии; N' - мольная доля отгона.

Поскольку $\sum_{i=1}^n y_i' = 1$, то получим:

$$\sum_{i=1}^n \frac{z_i' K_i}{1 + (K_i - 1)N'} = 1 \quad (2.3)$$

Уравнение используется для определения методом последовательного приближения мольной доли отгона N' , при заданных составе исходной смеси z_i' , давлении и температуре сепарации.

При расходе нефтяной эмульсии G_3 - 1,5 млн. тонн/год, часовая производительность установки составит:

$$П = \frac{G_3}{8400} = \frac{1,5 \cdot 10^6}{8400} = 178,57 \text{ т/ч.}$$

Содержание углеводородов в нефтяной эмульсии и константы фазового равновесия (K_i) с учетом условий сепарации приведены в табл. 2.2.

Таблица 2.2. - Исходные данные для расчета

Компонент смеси	Мольная доля компонента в нефти (z_i')	Молекулярная масса компонента (M_i), кг/кмоль	K_i
CO ₂	0,03	44	37,7
N ₂	0,54	28	70,5
CH ₄	22,4	16	32,35
C ₂ H ₆	1,7	30	5,73
C ₃ H ₈	4,91	44	1,35
изо-C ₄ H ₁₀	1,96	58	0,65
н-C ₄ H ₁₀	4,47	58	0,47
изо-C ₅ H ₁₂	1,98	72	0,13
н-C ₅ H ₁₂	2,93	72	0,10
C ₆ H ₁₄₊	59,08	200	0,031
Σ	$\Sigma z_i' = 100$	~	~

Составляем уравнения мольных концентраций для каждого компонента в газовой фазе в расчете на 100 молей нефти.

$$y_1' = \frac{0,03 \cdot 37,7}{100 + (37,7 - 1) \cdot 25,55} = 0,001$$

$$y_2' = \frac{0,54 \cdot 70,5}{100 + (70,5 - 1) \cdot 25,55} = 0,020$$

$$y_3' = \frac{22,4 \cdot 32,35}{100 + (32,35 - 1) \cdot 25,55} = 0,804$$

$$y_4' = \frac{1,7 \cdot 5,73}{100 + (5,73 - 1) \cdot 25,55} = 0,044$$

$$y_5' = \frac{4,91 \cdot 1,35}{100 + (1,35 - 1) \cdot 25,55} = 0,061$$

$$y_6' = \frac{1,96 \cdot 0,65}{100 + (0,65 - 1) \cdot 25,55} = 0,014$$

$$y_7' = \frac{4,47 \cdot 0,47}{100 + (0,47 - 1) \cdot 25,55} = 0,024$$

$$y_8' = \frac{1,98 \cdot 0,13}{100 + (0,13 - 1) \cdot 25,55} = 0,003$$

$$y_9' = \frac{2,93 \cdot 0,10}{100 + (0,10 - 1) \cdot 25,55} = 0,004$$

$$y_{10}' = \frac{59,08 \cdot 0,031}{100 + (0,031 - 1) \cdot 25,55} = 0,024$$

Путём подбора определим такую величину N' , при которой выполнится условие уравнения 2.3.

Подбор величины N' приводится в табл. 2.3.

Таблица 2.3. – Определение мольной доли отгона N

Компонент смеси	$N' = 25$	$N' = 25,55$	$N' = 26$
CO ₂	0,001	0,001	0,001
Азот N ₂	0,021	0,020	0,020
Метан CH ₄	0,820	0,804	0,792
Этан C ₂ H ₆	0,045	0,044	0,044
Пропан C ₃ H ₈	0,061	0,061	0,061
Изобутан изо-C ₄ H ₁₀	0,014	0,014	0,014
Н-бутан н-C ₄ H ₁₀	0,024	0,024	0,024
Изопентан изо-C ₅ H ₁₂	0,003	0,003	0,003
Н-пентан н-C ₅ H ₁₂	0,004	0,005	0,004
C ₆ H ₁₄ +	0,024	0,024	0,024
ΣY_i	1,017	1,000	0,987

Расчеты показали, что из 100 молей сырой нефти в процессе сепарации выделяется 25,55 молей газа.

Составим материальный баланс сепарации в молях на 100 молей сырой нефти. Расчёт приведён в табл. 2.4.

Таблица 2.4. - Мольный баланс процесса сепарации первой ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z'_i), %	Газ из сепаратора		Нефть из сепаратора моли ($z'_i - N_{0i}^r$)	Молярный состав нефти из блока сепараторов $x'_i = (z'_i - N_{0i}^r) / \Sigma(z'_i - N_{0i}^r)$
		Молярная концентрация (y'_i)	Моли $N_{0i}^c = N' \cdot y'_i$		
CO ₂	0,03	0,001	0,028	0,002	0,03
N ₂	0,54	0,020	0,519	0,021	0,029
CH ₄	22,4	0,804	20,549	1,851	2,486
C ₂ H ₆	1,7	0,044	1,127	0,573	0,770
C ₃ H ₈	4,91	0,061	1,155	3,355	4,508
изо-C ₄ H ₁₀	1,96	0,014	0,357	1,603	2,153
н-C ₄ H ₁₀	4,47	0,024	0,621	3,849	5,171
изо-C ₅ H ₁₂	1,98	0,003	0,085	1,895	2,546
н-C ₅ H ₁₂	2,93	0,004	0,097	2,833	3,805
C ₆ H ₁₄₊	59,08	0,024	0,622	58,458	78,529
Итого	100,000	1,000	25,559	74,441	100,00

Баланс по массе, в расчете на 100 молей сырой нефти приведён в табл. 2.5.

Таблица 2.5 - Массовый баланс процесса сепарации первой ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z_i), %	Массовый состав сырой нефти $M_i^c = z_i \cdot M_i$	Массовый состав газа из сепаратора $M_i^r = N_{0i}^r \cdot M_i$	Массовый состав нефти из сепаратора $M_i^h = M_i^c - M_i^r$	Масса выделившегося газа, относительно сырой нефти $R_i^r = 100 \cdot M_i^r / M_i^c$, %
CO ₂	0,03	1,320	1,225	0,095	92,825
N ₂	0,54	15,120	14,520	0,600	96,031
CH ₄	22,4	358,400	328,785	29,615	91,737
C ₂ H ₆	1,7	51,000	33,808	17,192	66,290
C ₃ H ₈	4,91	216,040	68,401	147,639	31,661
изо-C ₄ H ₁₀	1,96	113,680	20,733	92,947	18,238
н-C ₄ H ₁₀	4,47	259,260	36,009	223,251	13,889
изо-C ₅ H ₁₂	1,98	142,560	6,089	136,471	4,271
н-C ₅ H ₁₂	2,93	210,960	7,000	203,960	3,318
C ₆ H ₁₄₊	59,08	11816,000	124,383	11691,617	1,053
Итого	100,00	13184,340	640,953	12543,387	$R_{cm}^r = 4,861$

$R_{cm}^r = 0,04861$ – массовая доля отгона.

Средняя молекулярная масса газа:

$$M_{cp}^r = \sum M_i^r / \sum N_{0,i}^r$$

$$M_{cp}^r = 640,953 / 25,559 = 25,077$$

Плотность газа:

$$\rho_2^{ny} = \frac{M_{cp}^r}{22,4} = \frac{25,077}{22,4} = 1,1195 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_2^{p.y.} = \frac{M_{cp}^r}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = \frac{25,077 \cdot 273 \cdot 0,8}{22,4 \cdot 303 \cdot 0,1} = 8,069 \text{ кг/м}^3,$$

Таблица 2.6 - Характеристика газа, выделяющегося в сепараторе

Компонент смеси	Молярная концентрация $N_{0,i}^r / \sum N_{0,i}^r$	Молекулярная масса (M_i)	Массовый состав $[N_{0,i}^r / \sum N_{0,i}^r] \cdot M_i \cdot 100, \%$ M_{cp}^r	Содержание тяжёлых углеводородов $[N_{0,i}^r / \sum N_{0,i}^r] \cdot M_i \cdot \rho_{cp}^r \cdot 10^3, \text{ г/м}^3$ M_{cp}^r
CO ₂	0,001	44	0,19	~
N ₂	0,020	28	2,27	~
CH ₄	0,804	16	51,30	~
C ₂ H ₆	0,044	30	5,27	~
C ₃ H ₈	0,061	44	10,67	861,117
изо-C ₄ H ₁₀	0,014	58	3,23	261,020
н-C ₄ H ₁₀	0,024	58	5,62	453,333
изо-C ₅ H ₁₂	0,003	72	0,95	76,650
н-C ₅ H ₁₂	0,004	72	1,09	88,120
C ₆ H ₁₄ +	0,024	200	19,41	1565,896
Итого	1	~	100,00	3306,135

В блоке сепарации от сырой нефти отделяется только газ.

Исходя из этого, составим материальный баланс блока сепарации с учётом обводненности нефти.

Сырая нефть имеет обводненность 25 % масс.

Производительность общего потока Q сырого продукта составляет 178,57 т/ч.

Количество безводной нефти в этом потоке составляет:

$$Q_H = 0,75 \cdot Q = 0,75 \cdot 178,57 = 133,93 \text{ т/ч.}$$

Газ будет отделяться от нефти с производительностью:

$$Q_r = R_{cm}^r \cdot Q_H$$

$$Q_{\Gamma} = 0,04861 \cdot 133,93 = 6,51 \text{ т/ч.}$$

Из сепаратора будет выходить поток жидкого продукта, с производительностью $Q_{\text{н}}^{\text{сеп}}$ по нефти и общей производительностью $Q^{\text{сеп}}$, соответственно:

$$Q_{\text{н}}^{\text{сеп}} = Q_{\text{н}} - Q_{\Gamma} = 133,93 - 6,51 = 127,42 \text{ т/ч,}$$

$$Q^{\text{сеп}} = Q_{\text{н}}^{\text{сеп}} + Q_{\text{н}} \cdot 0,25 = 127,42 + 44,64 = 172,06 \text{ т/ч.}$$

Правильность расчёта материального баланса определится выполнением условия:

$$\Sigma Q^{\text{до сеп}} = \Sigma Q^{\text{после сеп}},$$

$$\Sigma Q^{\text{до сеп}} = Q = 178,57 \text{ т/ч;}$$

$$\Sigma Q^{\text{после сеп}} = Q^{\text{сеп}} + Q_{\Gamma};$$

$$Q^{\text{сеп}} + Q_{\Gamma} = 172,06 + 6,51 = 178,57 \text{ т/ч.}$$

Условие выполняется.

Данные по расчету блока сепарации первой ступени сводим в таблицу 2.7.

Таблица.2.7. - Материальный баланс сепарации первой ступени

Приход				Расход			
	% мас с	т/ч	т/Г		% масс	т/ч	т/Г
Эмульсия, в том числе: нефть вода				Эмульсия, в том числе:	96,35		
	75	133,93	1125000	нефть	74,05	127,42	1070308
	25	44,64	375000	вода	25,95	44,64	375000
				Всего	100	172,06	1445308
Итого	100	178,57	1500000	Газ	3,65	6,51	54692
				Итого	100,0	178,57	1500000

2.2 Блок отстоя

Отстой используется в случае высокообводнённой эмульсии, а также в целях упрощения последующих процессов подготовки нефти, улучшения их параметров и технико-экономических показателей.

Процесс обезвоживания может протекать без нагрева эмульсии, либо с незначительным её подогревом.

Поток сырой нефти производительностью $Q^{\text{сеп}}$ входит в блок отстоя с содержанием нефти и воды по массе, соответственно (из таб. 2.7):

$$R_{\text{н}}^{\text{сеп}} = 100 \cdot (Q_{\text{н}}^{\text{сеп}} / Q^{\text{сеп}})$$

$$R_{\text{н}}^{\text{сеп}} = 100 \cdot 127,42 / 172,06 = 74,05 \text{ \% .}$$

$$R_{\text{в}}^{\text{сеп}} = 100 - R_{\text{н}}^{\text{сеп}} = 100 - 74,05 = 25,95 \text{ \% .}$$

На выходе из блока отстоя первичный поток разделяется на два, в частности:

- некондиционная нефть: вода – 5%; нефть – 95% (по условиям работы электродегидратора);

- пластовая вода: нефть – 0,1%; вода – 99,9%.

Обозначим: $Q_H^{от} = H$ – количество некондиционной нефти из блока отстоя, т/ч; $Q_B^{от} = B$ – количество подтоварной воды из блока отстоя, т/ч.

Тогда составим систему уравнений:

$$Q^{сеп} \cdot R_H^{сеп} = 0,95 \cdot H + 0,001 \cdot B$$

$$Q^{сеп} \cdot R_B^{сеп} = 0,05 \cdot H + 0,999 \cdot B$$

Решая эту систему, выражаем одно неизвестное в одном уравнении и подставляем его в другое получаем:

$$H = \frac{Q^{сеп} \cdot R_H^{сеп} - 0,001 \cdot B}{0,95}$$

$$Q^{сеп} \cdot R_B^{сеп} = 0,05 \cdot \left(\frac{Q^{сеп} \cdot R_H^{сеп} - 0,001 \cdot B}{0,95} \right) + 0,999 \cdot B$$

$$B = \frac{Q^{сеп} \cdot R_B^{сеп} - \frac{0,05}{0,95} \cdot Q^{сеп} \cdot R_H^{сеп}}{0,999 - \frac{0,05 \cdot 0,001}{0,95}}$$

$$B = \frac{44,64 - \frac{0,05}{0,95} \cdot 127,42}{0,9989} = 37,98 \text{ т/ч}$$

$$H = \frac{127,42 - 0,001 \cdot 37,98}{0,95} = 134,09 \text{ т/ч}$$

Таким образом, количество некондиционной нефти и количество пластовой воды после блока отстоя, соответственно равны:

$$Q_H^{от} = 134,09 \text{ т/ч, в том числе:}$$

- нефть – $0,95 \cdot Q_H^{от} = 0,95 \cdot 134,09 = 127,39$ т/ч;

- вода – $0,05 \cdot Q_H^{от} = 0,05 \cdot 134,09 = 6,70$ т/ч.

$$Q_B^{от} = 37,98 \text{ т/ч, в том числе:}$$

- вода $0,999 \cdot Q_B^{от} = 0,999 \cdot 37,98 = 37,94$ т/ч;

- нефть – $0,001 \cdot Q_B^{от} = 0,001 \cdot 37,98 = 0,04$ т/ч.

Правильность расчёта материального баланса блока отстоя определяется выполнением условия:

$$\sum Q^{сеп} = \sum Q_i^{от}$$

$$\sum Q^{сеп} = Q^{сеп} = 172,06 \text{ т/ч;}$$

$$\sum Q_i^{от} = Q_n^{от} + Q_b^{от}$$

$$Q_n^{от} + Q_b^{от} = 134,09 + 37,98 = 172,06 \text{ т/ч.}$$

Условие выполняется.

Данные по расчету блока отстоя заносим в таблицу 2.8.

Определяем процентный выход потоков в расходной части материального баланса:

$$\frac{134,09}{172,07} \cdot 100\% = 77,93\%$$

- некондиционной нефти – ;

$$\frac{37,98}{172,07} \cdot 100\% = 22,07\%$$

- подтоварной воды -

Таблица 2.8. - Материальный баланс блока отстоя

Приход				Расход			
	% масс	т/ч	т/г		% масс	т/ч	т/г
Эмульсия, в том числе:				Некондиционная нефть, в том числе:	77,93		
				нефть	95	127,39	1069989
				вода	5	6,70	56315,23
				Всего	100	134,09	1126305
нефть вода	74,05	127,42	1070308	Подтоварная вода, в том числе:	22,07		
	25,95	44,64	375000	вода	99,9	37,94	318684,8
				нефть	0,1	0,04	319,0038
				Всего	100	37,98	319003,8
Итого	100,0	172,06	1445308	Итого	100	172,07	1445308

2.3. Блок электродегидраторов

В блок электродегидраторов поступает некондиционная нефть из блока отстоя в количестве:

$$Q_n^{от} = 134,09 \text{ т/ч, в том числе:}$$

$$\text{- нефть} - 0,95 \cdot Q_n^{от} = 0,95 \cdot 134,09 = 127,39 \text{ т/ч;}$$

$$\text{- вода} - 0,05 \cdot Q_n^{от} = 0,05 \cdot 134,09 = 6,70 \text{ т/ч.}$$

После процесса обессоливания и окончательного обезвоживания состав потока на выходе из блока электродегидраторов должен соответствовать согласно требованиям ГОСТ Р 51858-2002 :

товарная нефть: вода – 0,2 %; нефть – 99,8 %;

пластовая вода: нефть – 0,1 %; вода – 99,9 %.

Принимаем: $Q_H^{\text{дег}} = H$ – количество товарной нефти из блока электродегидраторов, т/ч; $Q_B^{\text{дег}} = B$ – количество подтоварной воды из блока электродегидраторов, т/ч.

Составим систему уравнений:

$$0,95 \cdot Q_H^{\text{от}} = 0,998 \cdot H + 0,001 \cdot B$$

$$0,05 \cdot Q_H^{\text{от}} = 0,999 \cdot B + 0,002 \cdot H$$

Решая эту систему, получаем:

$$H = \frac{0,95 \cdot R_H^{\text{сеп}} - 0,001 \cdot B}{0,998}$$

$$0,05 \cdot R_B^{\text{сеп}} = 0,002 \cdot \left(\frac{0,95 \cdot R_H^{\text{сеп}} - 0,001 \cdot B}{0,998} \right) + 0,999 \cdot B$$

$$B = \frac{0,05 \cdot R_B^{\text{сеп}} - \frac{0,002}{0,998} \cdot 0,95 \cdot R_H^{\text{сеп}}}{0,999 - \frac{0,002 \cdot 0,001}{0,998}}$$

$$B = \frac{6,7 - \frac{0,002}{0,998} \cdot 127,39}{0,9989} = 6,45 \text{ т/ч}$$

$$H = \frac{127,39 - 0,001 \cdot 6,45}{0,998} = 127,64 \text{ т/ч}$$

Таким образом, получили следующее массовое распределение потоков на выходе из блока электродегидраторов:

товарная нефть: $Q_H^{\text{дег}} = 127,64$ т/ч, в том числе:

- нефть – $0,998 \cdot Q_H^{\text{дег}} = 0,998 \cdot 127,64 = 127,38$ т/ч

- вода – $0,002 \cdot Q_H^{\text{дег}} = 0,002 \cdot 127,64 = 0,26$ т/ч.

пластовая вода: $Q_B^{\text{дег}} = 6,45$ т/ч, в том числе:

- вода – $0,995 \cdot Q_B^{\text{дег}} = 0,999 \cdot 6,45 = 6,44$ кг/ч;

- нефть – $0,005 \cdot Q_B^{\text{дег}} = 0,001 \cdot 6,45 = 0,01$ т/ч.

Расчёт материального баланса электродегидраторов выполнен правильно при соблюдении равенства:

$$\sum Q_i^{\text{до дег}} = \sum Q_i^{\text{после дег}}$$

$$\sum Q_i^{\text{до дег}} = Q_H^{\text{от}} = 134,09 \text{ кг/ч};$$

$$\sum Q_i^{\text{после дег}} = Q_H^{\text{дег}} + Q_B^{\text{дег}}$$

$$Q_H^{\text{дег}} + Q_B^{\text{дег}} = 127,64 + 6,45 = 134,09 \text{ кг/ч.}$$

Равенство соблюдается.

Данные заносим в таблицу 2.9.

Определяем процентный выход потоков в расходной части материального баланса:

$$\frac{127,64}{134,09} \cdot 100\% = 95,19\%$$

- товарной нефти – ;

$$\frac{6,45}{134,09} \cdot 100\% = 4,81\%$$

- подтоварной воды -

Таблица 2.9. - Материальный баланс блока электродегидраторов

Приход				Расход			
	% масс	т/ч	т/Г		% масс	т/ч	т/Г
Неконденсированная нефть, в том числе:				Товарная нефть, в том числе:	95,19		
				нефть	99,8	127,38	1069717
				вода	0,2	0,26	2143,722
				Всего	100	127,64	1071861
нефть вода	95 5	127,38 6,70	1069989 56315,23	Пластовая вода, в том числе:	4,81		
				вода	99,9	6,44	54171,51
				нефть	0,1	0,01	272,2186
				Всего	100	6,45	54443,73
Итого	100	134,08	1126305	Итого	100	134,08	1126305

2.4. Материальный баланс второй ступени сепарации

Термодинамические параметры работы рассматриваемого блока равны:

$$P = 1 \text{ МПа}; t = 40^{\circ}\text{C}.$$

Содержание углеводородов в нефтяной эмульсии и константы фазового равновесия (K_i) с учетом условий сепарации приведены в табл. 2.10.

Таблица 2.10. - Исходные данные для расчета

№ п/п	Компонент смеси	Мольная доля компонента в нефти (z_i)	Молекулярная масса компонента (M_i), кг/кмоль	K_i
1	CO ₂	0,003	44	418,4
2	N ₂	0,029	28	601,6
3	CH ₄	2,486	16	285,8
4	C ₂ H ₆	0,770	30	52,68
5	C ₃ H ₈	4,508	44	13,62
6	изо-C ₄ H ₁₀	2,153	58	6,7
7	н-C ₄ H ₁₀	5,171	58	4,9
8	изо-C ₅ H ₁₂	2,546	72	1,492

9	н-C ₅ H ₁₂	3,805	72	1,141
10	C ₆ H ₁₄₊	78,529	200	0,368
	Σ	100,00	~	-

Составляем уравнения мольных концентраций для каждого компонента в газовой фазе в расчете на 100 молей нефти.

$$y_1' = \frac{0,13 \cdot 87}{100 + (87 - 1) \cdot 22,25} = 0,000$$

$$y_2' = \frac{0,01 \cdot 718}{100 + (718 - 1) \cdot 22,25} = 0,002$$

$$y_3' = \frac{1,89 \cdot 190}{100 + (190 - 1) \cdot 22,25} = 0,141$$

$$y_4' = \frac{1,60 \cdot 40}{100 + (40 - 1) \cdot 22,25} = 0,041$$

$$y_5' = \frac{6,65 \cdot 12,5}{100 + (12,5 - 1) \cdot 22,25} = 0,192$$

$$y_6' = \frac{1,82 \cdot 5}{100 + (5 - 1) \cdot 22,25} = 0,072$$

$$y_7' = \frac{6,85 \cdot 3,3}{100 + (3,3 - 1) \cdot 22,25} = 0,151$$

$$y_8' = \frac{2,73 \cdot 1,4}{100 + (1,4 - 1) \cdot 22,25} = 0,035$$

$$y_9' = \frac{4,84 \cdot 1,15}{100 + (1,15 - 1) \cdot 22,25} = 0,042$$

$$y_{10}' = \frac{73,47 \cdot 0,38}{100 + (0,38 - 1) \cdot 22,25} = 0,325$$

Путём подбора определим такую величину N' , при которой выполнится условие:

$$\sum_{i=1}^n y_i' = 1$$

Подбор величины N' приводится в табл. 2.11.

Таблица 2.11. - Определение мольной доли отгона N

Компонент смеси	$N' = 22,25$	$N' = 17,4$
CO ₂	0,000	0,000
Азот N ₂	0,001	0,002
Метан CH ₄	0,110	0,141
Этан C ₂ H ₆	0,032	0,041
Пропан C ₃ H ₈	0,161	0,192

Изобутан изо-С ₄ Н ₁₀	0,064	0,072
Н-бутан н-С ₄ Н ₁₀	0,136	0,151
Изопентан изо-С ₅ Н ₁₂	0,034	0,035
Н-пентан н-С ₅ Н ₁₂	0,042	0,042
Гексан и выше С ₆ Н ₁₄ +	0,336	0,325
ΣY_i	0,917	1,000

Расчеты показали, что из 100 молей сырой нефти в процессе сепарации выделяется 22,25 молей газа. Составим материальный баланс сепарации в молях на 100 молей сырой нефти. Расчёт приведён в табл. 2.12.

Таблица 2.12. - Мольный баланс процесса сепарации второй ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z'_i), %	Газ из сепаратора		Нефть из сепаратора моли ($z'_i - N_{0i}^e$)	Молярный состав нефти из блока сепараторов $x'_i = \frac{(z'_i - N_{0i}^e) \cdot 100}{\Sigma(z'_i - N_{0i}^e)}$
		Молярная концентрация (y'_i)	Моли $N_{0i}^e = N' \cdot y'_i$		
СО ₂	0,003	0,002	0,03	-0,03	-0,03
Н ₂	0,029	0,002	0,03	0,00	0,00
СН ₄	2,486	0,141	2,45	0,04	0,05
С ₂ Н ₆	0,770	0,041	0,71	0,06	0,08
С ₃ Н ₈	4,508	0,192	3,34	1,17	1,41
изо-С ₄ Н ₁₀	2,153	0,072	1,26	0,89	1,08
н-С ₄ Н ₁₀	5,171	0,151	2,63	2,54	3,08
изо-С ₅ Н ₁₂	2,546	0,035	0,61	1,94	2,35
н-С ₅ Н ₁₂	3,805	0,042	0,74	3,07	3,72
С ₆ Н ₁₄ +	78,529	0,325	5,65	72,88	88,27
Итого	100,00	1,000	$\Sigma N_{0i}^e \approx 17,43$	82,57	100,00

Баланс по массе, в расчете на 100 молей сырой нефти приведён в табл. 2.13.

Таблица 2.13. - Массовый баланс процесса сепарации второй ступени

Компонент смеси	Молярный состав сырой нефти (z'_i), %	Массовый состав сырой нефти $M_i^c = z'_i M_i$	Массовый состав газа из сепаратора $M_i^g = N_{0i}^2 M_i$	Массовый состав нефти из сепаратора $M_i^h = M_i^c - M_i^g$	Масса выделившегося газа, относительно сырой нефти $R_i^g = 100 M_i^g / M_i^c$, %
CO ₂	0,003	0,127	1,257	-1,130	987,996
N ₂	0,029	0,806	0,800	0,006	99,217
CH ₄	2,486	39,783	39,133	0,650	98,366
C ₂ H ₆	0,770	23,095	21,186	1,909	91,734
C ₃ H ₈	4,508	198,330	147,070	51,260	74,154
изо-C ₄ H ₁₀	2,153	124,859	73,080	51,779	58,530
н-C ₄ H ₁₀	5,171	299,903	152,328	147,575	50,792
изо-C ₅ H ₁₂	2,546	183,328	43,840	139,488	23,914
н-C ₅ H ₁₂	3,805	273,989	53,094	220,896	19,378
C ₆ H ₁₄₊	78,529	15705,881	1129,936	14575,945	7,194
Итого	100,00	$\sum M_i^c =$ 16850,103	$\sum M_i^g =$ 1661,724	$\sum M_i^h =$ 15188,379	$R_{см}^g = 9,862$

$R_{см}^g = 0,09862$ – массовая доля отгона.

Средняя молекулярная масса газа:

$$M_{cp}^g = \frac{\sum M_i^g}{\sum N_{0i}^g}$$

$$M_{cp}^g = 1325,89 / 22,25 = 95,32$$

Плотность газа:

$$\rho_{CP} = \frac{M_{CP}}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = \frac{95,32 \cdot 273 \cdot 0,105}{22,4 \cdot 313 \cdot 0,1} = 3,71 \text{ кг/м}^3,$$

Плотность газа при н.у:

$$\rho_{CP} = \frac{M_{CP}}{22,4} = 4,26 \text{ кг/м}^3$$

Таблица 2.14. - Характеристика газа, выделяющегося в сепараторе

Компонент смеси	Молярная концентрация $N_{0i}^2 / \sum N_{0i}^2$	Молекулярная масса (M_i)	Массовый состав $\frac{[N_{0i}^2 / \sum N_{0i}^2] \cdot M_i \cdot 100}{M_{cp}^2}$, %	Содержание тяжёлых углеводородов $\frac{[N_{0i}^2 / \sum N_{0i}^2] \cdot M_i \cdot \rho_{cp} \cdot 10^3}{M_{cp}^2}$, г/м ³
CO ₂	0,002	44	0,08	~
N ₂	0,002	28	0,05	~
CH ₄	0,140	16	2,35	~
C ₂ H ₆	0,041	30	1,27	~
C ₃ H ₈	0,192	44	8,85	328,47
изо-С ₄ H ₁₀	0,072	58	4,40	163,22
н-С ₄ H ₁₀	0,151	58	9,17	340,21
изо-С ₅ H ₁₂	0,035	72	2,64	97,91
н-С ₅ H ₁₂	0,042	72	3,20	118,58
С ₆ H ₁₄₊	0,324	200	68,00	2523,64
Итого	1,000	~	100,00	3711,35

В блоке второй ступени сепарации от обезвоженной нефти отделяется остаточный газ низкого давления.

$$Q_H = 127,38 \text{ т/ч.}$$

Газ будет отделяться от нефти с производительностью:

$$Q_G = R_{cm}^r \cdot Q_H$$

$$Q_G = 0,09862 \cdot 127,38 = 12,56 \text{ т/ч.}$$

$$Q_H^{сеп} = Q_H - Q_G = 127,38 - 12,56 = 114,82 \text{ т/ч,}$$

$$Q^{сеп} = Q_H^{сеп} + Q_{H_2O} = 114,82 + 0,26 = 115,08 \text{ т/ч.}$$

Правильность расчёта материального баланса определится выполнением условия:

$$\sum Q^{\text{до сеп}} = \sum Q^{\text{после сеп}},$$

$$\sum Q^{\text{до сеп}} = Q = 127,38 \text{ т/ч;}$$

$$\sum Q^{\text{после сеп}} = Q^{сеп} + Q_G;$$

$$Q^{сеп} + Q_G = 115,08 + 12,56 = 127,64 \text{ т/ч.}$$

Условие выполняется.

Данные по расчету блока сепарации первой ступени сводим в табл.

2.15.

Определяем процентный выход потоков в расходной части материального баланса:

- товарной нефти – $\frac{115,08}{127,64} \cdot 100\% = 90,16\%$;
- газ второй ступени - $\frac{12,56}{127,64} \cdot 100\% = 9,84\%$

Таблица 2.15. - Материальный баланс сепарации второй ступени

	Приход			Расход			
	%масс	т/ч	т/Г		%масс	т/ч	т/Г
Товарная нефть, в том числе: нефть вода	99,8 0,2	127,38 0,26	1069717 2143,722	Товарная нефть	90,16		
				в том числе:			
				нефть	99,78	114,82	964223,8
				вода	0,22	0,26	2143,722
				Всего	100,00	115,08	966367,5
ИТОГО	100	127,64	1071861	Газ	9,84	12,56	105493,4
				ИТОГО	100	127,64	1071861

2.5. Общий материальный баланс установки

На основе материальных балансов отдельных стадий составляем общий материальный баланс установки подготовки нефти, представленный в табл. 2.16.

Определяем процентный выход потоков в расходной части материального баланса:

- товарной нефти – $\frac{115,08}{178,58} \cdot 100\% = 64,44\%$;
- газ первой и второй ступени - $\frac{19,07}{178,58} \cdot 100\% = 10,68\%$
- подтоварной воды со стадии отстаивания и ЭДГ - $\frac{44,43}{178,58} \cdot 100\% = 24,88\%$

2.16. - Общий материальный баланс установки

Приход				Расход			
	% масс	т/ч	т/Г		% масс	т/ч	т/Г
Эмульсия в том числе: нефть вода	75 25	133,93 44,64	1125000 375000	Подготовленная	64,44		
				нефть			
				в том числе:			
				нефть	99,78	114,82	964223,8
				вода	0,22	0,26	2143,722
				Всего	100,00	115,08	966367,5
				Газ	10,68	19,07	160185
				Подтоварная	24,88		
вода							
в том числе:							
вода	99,9	44,38	372856,3				
нефть	0,1	0,05	591,2224				
Всего	100	44,43	373477,5				
Итого	100	178,57	1500000	Итого	100,00	178,58	1500000

3. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА СТАНДАРТНОГО ОБОРУДОВАНИЯ ПРИМЕНЯЕМОГО НА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ УСТАНОВКАХ

3.1. Пример расчета сепаратора

3.1.1. Определение пропускной способности и диаметра нефтегазовых сепараторов

При сепарации нефти и газа происходят выделение из нефти растворенного и окклюдированного газа и очистка этого газа от увлекаемой им распыленной жидкости. При этом используют различные слои, в основном гравитацию, инерцию и адгезию.

В зависимости от преобладающего влияния указанных сил на процесс разделения нефти и газа сепараторы подразделяются на гравитационные, инерционные (циклонные) и смешанные (насадочные).

В соответствии с назначением в нефтегазовых сепараторах имеются три зоны - секции: разделительная, осадительная и отбойная. В разделительной секции происходят отделение от жидкости основной массы свободного газа и выделение из неё растворенного и окклюдированного газа. Это достигается при помощи различных устройств, обеспечивающих или оптимальную скорость вращения газожидкостного потока, или достаточно высокую поверхность раздела

фаз, что достигается оптимальным распылением жидкости и стеканием её тонким слоем по стенкам сепаратора или по специальным наклонным полкам и насадкам. Вместе с тем необходимо обеспечить достаточное время пребывания нефти в сепараторе [7].

В осадительной секции поднимающийся газ освобождается от сравнительно крупных частичек жидкости под действием гравитационных сил.

В отбойной секции происходит окончательная очистка газа от мелких частичек жидкости под влиянием сил инерции и адгезии.

Эффективность процесса сепарации определяется степенью очистки газа от капельной жидкости и жидкости от газа, что характеризуется коэффициентами уноса жидкости потоком газа $K_{жс}$ и газа потоком жидкости K_r , а также предельной средней скоростью газа в свободном сечении сепаратора g_{rmax} и временем задержки жидкости в сепараторе. Коэффициенты уноса жидкости и газа и показатели совершенства сепаратора g_{rmax} и t_3 зависят от физикохимических свойств, расхода жидкости и газа, давления и температуры, уровня жидкости в сепараторе, способности жидкости к вспениванию и других факторов.

Коэффициент уноса жидкости и коэффициент уноса газа соответственно равны (1.30-1.31)

$$\begin{aligned} K_{жс} &= q_{жс} / Q_r \\ K_r &= q_r / Q_{жс} \end{aligned} \quad (3.1)$$

где: $q_{жс}$ - объемный расход капельной жидкости, уносимой потоком газа из сепаратора, м³/ч; q_r - объемный расход остаточного (окклюдированного) газа, уносимого потоком жидкости из сепаратора, м³/ч; Q_r - объемный расход газа на выходе из сепаратора, м³/ч; $Q_{жс}$ - объемный расход жидкости на выходе из сепаратора, м³/ч, при Р и Т сепарации.

Чем меньше $K_{жс}$ и K_r при прочих равных условиях, тем совершеннее сепаратор. Однако уменьшение этих показателей обычно связано с усложнением конструкции сепаратора и увеличением его габаритных размеров. Поэтому очень высокая степень очистки газа и жидкости оказывается не всегда оправданной. Здесь необходимо ориентироваться на требуемую степень очистки, которая в известной мере зависит от конкретных условий сбора нефти и газа и сравнительно трудно поддается теоретической оценке. По практическим же данным в настоящее время приняты временные нормы, в соответствии с которыми коэффициенты уноса жидкости и газа имеют следующие ориентировочные значения: $K_{жс} \leq 50 \text{ см}^3 / 1000 \text{ м}^3$ газа и $K_r \leq 20 - 10^3 \text{ см}^3 / \text{м}^3$ жидкости.

Не менее важны для оценки технического совершенства сепаратора показатели $g_{r\max}$ и t_3 , так как одни и те же $K_{жс}$ и K_r - можно получить в сепараторах различного конструктивного исполнения и с различными технико-экономическими показателями. Предельное значение $g_{r\max}$ определяется скоростью осаждения капель жидкости минимально заданного размера. Этой величиной обычно пользуются для расчета пропускной способности сепаратора по газу. Значения $g_{r\max}$ для различных конструкций сепараторов могут изменяться от 0,1 до 0,55 м/с.

Время пребывания t_3 существенно влияет на эффективность очистки как газа от капельной жидкости, так и жидкости от газа. Установлено, что для не вспенивающихся нефтей значение t_3 может изменяться от 1 до 5 мин. Для вспенивающихся нефтей t_3 увеличивается от 5 до 20 мин. Выбор конкретного значения t_3 для различных условий работы сепаратора возможен только по результатам исследования уноса жидкости и газа. Таким образом, для полной оценки эффективности работы сепаратора наряду с показателями $K_{жс}$ и K_r необходимо учитывать и степень технического совершенства сепаратора, т.е. $g_{r\max}$ и t_3 . Если сепаратор исследуемого типа обеспечивает получение установленных норм уноса от $K_{жс}$ и K_r при меньших t_3 и больших $g_{r\max}$ по сравнению с однотипным в одних и тех же производственных условиях, то он технически более совершенен и экономичен.

Для получения требуемой степени очистки газа и жидкости в сепараторе необходимо правильно задаться расчетным размером частиц жидкости и пузырьков газа. Несмотря на то, что четких рекомендаций на этот счет не имеется, в подавляющем большинстве случаев диаметр жидких частиц принимается равным примерно 100 мкм. Средний диаметр пузырьков окклюдируемого газа в турбулентном потоке нефти в трубопроводе перед сепаратором можно определить в зависимости от плотности и вязкости нефти, поверхностного натяжения на границе раздела фаз, диаметра трубопровода и скорости смеси по формуле В.Ф. Медведева.(3.2.)

$$d_r = \begin{cases} 1,4DWe^{0,6}; We^{0,6} Re^{0,56} Fr^{-0,5} \leq 1,36 \\ 1,9DFr^{0,5} Re^{0,56}; We^{0,6} Re^{0,5} Fr^{-0,5} \leq 1,36 \end{cases}, \quad (3.2.)$$

где: $We = \sigma_{cr} / \rho_c D \omega^2$ - число Вебера; $Re = \omega D \rho_c / \mu_c$ - число Рейнольдса; $Fr = \omega^2 / qD$ - число Фруда; σ_{cr} - поверхностное натяжение на границе газ-дисперсионная среда; D - внутренний диаметр трубопровода; $\mu_c \rho_c$ - динамическая вязкость и плотность дисперсионной среды; ω - средняя скорость течения [9].

Этот размер и следует принимать в качестве расчетного до получения более надежных данных.

Расчетом устанавливают условия, при которых достигается требуемая степень очистки газа от жидкости (расчет по газу) и жидкости от газа (расчет по жидкости).

3.1.2. Расчет гравитационных сепараторов по газу

При расчетах принимают, что скорость движения частиц жидкости постоянна, частицы имеют шарообразную форму и в процессе сепарации не происходит ни их дробление, ни коагуляция [11, 13].

Для определения скорости осаждения частиц любого размера силу тяжести приравнивают силе сопротивления.

Для частиц размером не более 80 мкм скорость осаждения определяется по формуле Стокса (3.3)

$$\omega = \frac{d^2(\rho_q - \rho_g)g}{18\mu_g} \quad (3.3)$$

где: ω - относительная скорость движения частиц, м/с; d - диаметр частиц, м; ρ_q, ρ_g - плотность соответственно частицы и среды (газа), кг/м³; μ_g - абсолютная вязкость среды, Па с; g - ускорение свободного падения, м/с².

Для частиц размером 300-800 мкм скорость осаждения определяют по формуле Аллена (3.4)

$$\omega = 0,153 \frac{d^{1,14}(\rho_q - \rho_g)^{0,71} g^{0,71}}{v_g^{0,43} \rho_g^{0,71}} \quad (3.4)$$

где v_g - кинематическая вязкость газа $v = \mu_g / \rho_g$, м²/с

Осаждение частиц размером более 800 мкм происходит согласно формуле Ньютона (3.5)

$$\omega = 1,74 \sqrt{\frac{gd(\rho_q - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (3.5)$$

На рис. 1.14. показан график зависимости скорости осаждения ω капель воды различных размеров d в природном газе ($\rho = 0,6$) при разных давлениях, построенный по этим формулам.

Приведенные формулы справедливы для расчета скорости осаждения шарообразных частиц. На практике для частиц различной конфигурации скорость осаждения можно определить по следующей формуле (3.6)

$$\omega = \sqrt{\left(\frac{\kappa \cdot \mu_g}{2dg\xi}\right)^2 - \frac{4d(\rho_q - \rho_g)g}{3\rho_g\xi} - \frac{\kappa \cdot \mu_g}{2d\xi\rho_g}} \quad (3.6)$$

где κ и ξ , - коэффициенты сопротивления (для шара $\kappa = 24$ и $\xi = 0,044$; для круглых пластинок $\kappa = 17,4$ и $\xi = 1,1$).

При конфигурации, отличной от шара, вместо диаметра шара берут эквивалентный диаметр частиц.

Приведенные формулы справедливы при установившейся скорости движения частиц.

Действительная картина движения частиц в сепараторе более сложная. Поток газа, входя в сепаратор, несет с собой частицы с определенной скоростью. В сепараторе изменяется скорость газа и частиц. Однако это изменение длится некоторый промежуток времени, что имеет определенное значение для отделения частиц. За время пребывания частиц в сепараторе они не всегда могут достичь постоянной скорости осаждения.

С учетом этого для частиц размером не более 100 мкм скорость при установившемся движении частиц определяют по формуле (3.7)

$$\omega = \frac{d^2(\rho_c - \rho_z)g}{18\mu_c} - \left[\frac{d^2(\rho_c - \rho_z)g}{18\mu_c} - \omega \right] e^{-\frac{18\mu_c t}{d^2\rho_c}} \quad (3.7)$$

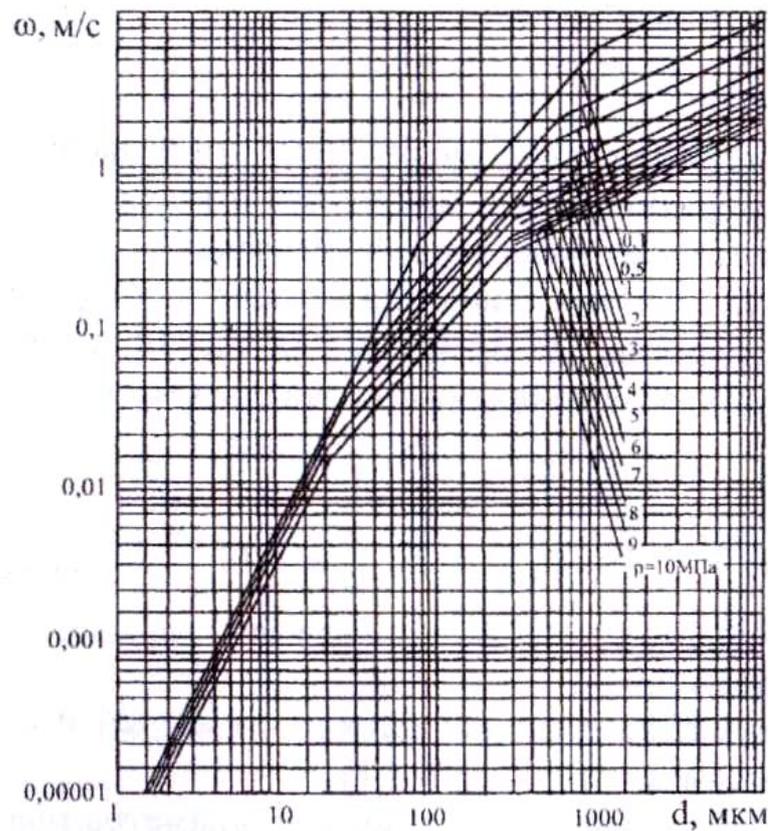


Рис.3.1. Зависимость скорости осаждения капель воды от диаметра при разных давлениях.

где: ω_0 - начальная скорость движения частиц на входе в сепаратор; t - время, необходимое для достижения частицей скорости установившегося движения.

При $\omega_0 = 0$ и $t \rightarrow \infty$ уравнение (3.7) представляет собой формулу Стокса.

Как видно из формулы (3.7), фактическая скорость осаждения в сепараторе будет меньше рассчитанной по формуле Стокса. Гидравлический расчет сепараторов по газу сводится к расчету на пропускную способность или к выбору размеров (диаметра) аппарата в зависимости от расхода газа. В основу расчета сепараторов гравитационного типа положен выбор допустимой скорости газа, при которой осаждаются частицы заданного размера.

Расчетная формула при заданном поперечном сечении аппарата F , рабочем давлении p и рабочей температуре T имеет вид (3.8)

$$Q_z = 86400 F g_z \frac{p T_0}{p_{am} T_z} \quad (3.8)$$

или (3.9)

$$Q_z = 67858 D^2 g_z \frac{p T_0}{p_{am} T_z} \quad (3.9)$$

где: Q_z - производительность сепаратора по газу, м³/сут; p_{am} - атмосферное давление, Па; T_0 - нормальная температура, К; z - коэффициент сжимаемости газа; g_z - допустимая скорость газа, м/с; D - диаметр аппарата, м.

В вертикальных сепараторах допустимые скорости относятся к полному поперечному сечению аппарата, а в горизонтальных - к поперечному сечению аппарата, не занятому жидкостью.

Практика эксплуатации гравитационных сепараторов на газоконденсатных месторождениях показала, что при давлении 6,0 МПа оптимальная скорость движения газа в свободном сечении аппарата не должна превышать 0,1 м/с. Если давление в сепараторе иное, оптимальную скорость движения газа в свободном сечении гравитационного сепаратора можно определить по формуле (3.10)

$$g_{opt} = g_{1opt} \sqrt{p_1 / p} \quad (3.10)$$

где: g_{opt} - оптимальная скорость газа при p ; для $p_1 - 6 \text{ МПа}$, $g_{1opt} = 0,1$ м/с; p - давление в сепараторе, МПа.

Для приближенных расчетов допустимую скорость газа можно определить по эмпирической формуле (3.11)

$$g_1 = A_1 \sqrt{\frac{\rho_4 - \rho_z}{\rho_z}} \quad (3.11)$$

где A_1 - постоянный коэффициент. Значения A_1 для вертикального - 0,047 ($h = 0,6$ м) и горизонтального сепараторов - 0,117 ($l = 3$ м).

Для горизонтальных сепараторов длиной более 3 м при определении допустимой скорости газа вводится поправочный коэффициент (множитель) K_0 (3.12)

$$K_0 = (l/3)^{0,52} \quad (3.12)$$

где l - фактическое расстояние между патрубками входа и выхода газа, м.

Для вертикальных сепараторов увеличение высоты сепарационной секции более 0,6 м качества сепарации практически не улучшает. Применение вертикальных сепараторов с $h < 0,6$ и горизонтальных сепараторов с $l < 3$ м не рекомендуется, так как в этом случае качество сепарации резко ухудшается, и допустимые скорости должны быть значительно уменьшены.

Пропускную способность гравитационного сепаратора горизонтального типа можно определить по формулам (3.8), (3.9) с введением в них коэффициента n , представляющего собой отношение длины сепаратора к его диаметру, т.е. $n = l/D$, тогда (3.13)

$$Q = 86400 F g_z n \frac{p T_0}{p_{ам} T_z} \quad (3.13)$$

или (3.14)

$$Q = 67858 D^2 g_z n \frac{p T_0}{p_{ам} T_z} \quad (3.14)$$

3.1.3. Расчет гравитационных сепараторов по жидкости

Расчет гравитационных сепараторов по жидкости заключается или в определении необходимых размеров аппарата при заданной производительности по жидкости или в определении пропускной способности сепаратора при известных его размерах [11, 13].

Необходимый объем, заполняемый жидкостью у газовых сепараторов, определяется из соотношения (3.15)

$$V_c = Q_{жс} / 4 \quad (3.15)$$

где: V_c - объем, заполняемый жидкостью, м³; $Q_{жс}$ - суточный объем обрабатываемой жидкости, м³.

Объем, заполняемый жидкостью, должен составлять 1/3 объема технологической емкости.

Для газонефтяных сепараторов технологический расчет по жидкости (нефти) вызывается необходимостью уменьшения или поддержания в пределах требуемых норм количества газа, уносимого потоком жидкости из сепаратора в свободном (окклюдированном) состоянии.

Необходимое условие эффективного выделения газа из нефти (3.16)

$$g_{ж} < g_2 \text{ или } t_{ж} > t_2 \quad (3.16)$$

где: $g_{ж}$ - скорость стока жидкости из сепаратора, м/с; ω - скорость всплывания пузырьков газа в жидкости, м/с; $t_{ж}$ - время пребывания жидкости в сепараторе, с; t_2 - время всплывания пузырьков газа из слоя жидкости, с.

Пропускную способность по жидкости для различных по положению в пространстве сепараторов определяют по формуле (3.17)

$$g_{ж} = \frac{Q_{ж}}{86400F} \quad (3.17)$$

или

$$Q_{ж} \leq 86400F\omega_2 \quad (3.18)$$

где: $Q_{ж}$ - расход жидкости, м³/сут; F - площадь зеркала жидкости в сепараторе, м². Для горизонтального сепаратора площадь зеркала жидкости является функцией уровня жидкости в сепараторе.

Скорость всплывания в жидкости пузырьков газа определяют по формуле Стокса, т.е. так же, как и скорость осаждения жидких частиц в потоке газа.

Большие затруднения встречаются при выборе размеров газонефтяных сепараторов для сильно вспенивающихся нефтей, так как вспенивание нефти существенно снижает производительность сепараторов. Пенообразование зависит от условий ввода продукции скважин в сепаратор, а также от наличия в продукции пенообразующих веществ. Образовавшийся слой пены оказывает значительное диффузионное сопротивление выделению пузырьков газа, всплывающих на поверхность. В связи с этим продолжительность пребывания нефти в сепараторе для пенящихся нефтей должна быть увеличена в несколько раз по сравнению с непенящимися нефтями. Как отмечалось ранее, если нефть непенящаяся, то достаточно, чтобы время пребывания составляло 1-3 мин; если нефть пенящаяся, оно должно быть увеличено от 5 до 20 мин.

Для разрушения пены применяют химическое, механическое и термическое воздействие. Одним из самых эффективных способов снижения пенообразования является пропуск нефти через подогретую воду. Для этого применяют сепараторы, в нижнюю часть которых встроена печь, подогревающая пластовую воду.

3.1.4. Расчет циклонных сепараторов

Теория расчета циклонов основана на предположении, что центробежная сила, действующая на частицу, равна силе сопротивления, которую оказывает газ, препятствующий её движению в радиальном направлении [11, 13].

Скорость движения частиц в циклоне в зависимости от их размера определяют по формулам:

для самых мелких частиц (диаметром менее 100 мкм) (3.19)

$$\omega = \frac{d^2 \rho_4 \omega^2 r}{18 \mu_2} \quad (3.19)$$

для более крупных частиц (диаметром 100-800 мкм) (1.50)

$$\omega = \frac{0,153 d^{1,14} \rho_4^{0,71} g^{0,71}}{v_{\text{ч}}^{0,43} \rho_2^{0,71}} (\omega \cdot r)^{0,71} \quad (3.20)$$

для самых крупных частиц (диаметром более 800 мкм) (3.21)

$$\omega = 1,74 \sqrt{\frac{d \rho_4 g}{\rho_2}} \omega^2 r \quad (3.21)$$

где r - расстояние в радиальном направлении от оси циклона до частицы, м; ω - угловая скорость газа, 1/с.

Из формул (3.19-3.21) следует, что скорость движения частиц в циклоне при прочих равных условиях зависит не только от их диаметра, но и от размеров циклона.

Диаметр циклонного сепаратора D при заданном расходе газа Q определяют по формуле (3.22)

$$D = 0,385 \sqrt{\frac{Q^2 \rho_2 T z p_{\text{ам}}}{\Delta p p_{\text{см}} T_0}} \quad (3.22)$$

где: D - диаметр циклона, м; Q - расход газа при стандартных условиях, тыс. м³/сут; ρ_2 - плотность газа при стандартных условиях, кг/м³; $p_{\text{ср}}$ - абсолютное среднее давление в циклоне, Па; T - температура газа в циклоне, К; z - коэффициент сжимаемости; $p_{\text{ам}}$ - 1,01·10⁵ Па; $T = 293$ К; Δp - потери давления в циклоне, Па. Потери давления в циклоне определяются по формуле (3.23)

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_2 g^2}{2g} \quad (3.23)$$

где: g - скорость газа во входном патрубке; ρ_2 - плотность газа в рабочих условиях; ξ - коэффициент сопротивления, отнесенный к входному сечению.

Коэффициент сопротивления практически не зависит от скорости потока, а зависит от соотношения площади сечения выходного и входного патрубков ($\xi = 2-4$).

3.1.5. Расчет сепаратора первой ступени сепарации

Из материального баланса первой ступени сепарации следует, что в сепаратор поступает пластовая нефть в количестве: $G_{\text{ж}} = 178570$ кг/ч, из сепаратора выходит газ в количестве $G_{\text{г}} = 6510$ кг/ч (Таблица 2.7).

Для предварительного выбора сепаратора необходимо определить объемный расход жидкости и газа в сепараторе.

Объемный расход жидкости:

$$V_{Ж} = \frac{G_{Ж}}{\rho_{ЭМ}^{30}}$$

Где $\rho_{ЭМ}^{30}$ - плотность поступающей пластовой нефти (эмульсии) при 30⁰С, рабочей температуре в сепараторе, кг/м³.

Предварительно рассчитаем плотность эмульсии при 20⁰С по уравнению аддитивности, зная соотношение нефти и воды:

$$\rho_{ЭМ}^{20} = \frac{1}{\frac{0,75}{\rho_H^{20}} + \frac{0,25}{\rho_B^{20}}} = \frac{1}{\frac{0,75}{850,5} + \frac{0,25}{1005}} = 884,49 \text{ кг/м}^3$$

Где $\rho_H^{20} = 850,5$ кг/м³ плотность нефти при 20⁰С (из условия см. п. 2);

$\rho_B^{20} = 1005$ кг/м³ плотность пластовой воды при 20⁰С (из условия см. п. 2).

Относительную плотность эмульсии при 30⁰С определим по уравнению:

$$\rho_4^t = \rho_{эм}^{20} - \alpha \cdot (t - 20)$$

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot \rho_{эм}^{20}$$

В нашем случае:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,88449 = 0,00067$$

Относительная плотность эмульсии при рабочей температуре:

$$\rho_{эм}^{30} = 0,88449 - 0,00067 \cdot (30 - 20) = 0,87779$$

Абсолютная плотность эмульсии:

$$\rho_{ЭМ}^{30} = \rho_{эм}^{30} \cdot 1000 = 877,79 \text{ кг/м}^3$$

Объемный расход жидкости:

$$V_{Ж} = \frac{G_{Ж}}{\rho_{ЭМ}^{30}} = \frac{178570}{877,79} = 203,43 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Для выбора сепаратора объемный расход газа необходимо определить при нормальных условиях:

$$V_г = \frac{G_г}{\rho_г^{н\text{у}}} = \frac{6510}{1,1195} = 5815,76 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Где $\rho_z^{ny} = 1,1195 \text{ кг/м}^3$ - плотность газа при нормальных условиях (см. п. 2.1.)

Из приложения 8 выбираем сепаратор, который обеспечит необходимую производительность по жидкости и газу. Принимаем к установке горизонтальный сепаратор типа НГС- 0,6-1600, со следующими характеристиками:

- объем $V = 12,5 \text{ м}^3$;
- внутренний диаметр $D_B = 1,6 \text{ м}$;
- длина $L = 6,22 \text{ м}$
- производительность по жидкости – $45 - 225 \text{ м}^3/\text{ч}$
- производительность по газу – $41400 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Определяем максимальную пропускную способность этого сепаратора по пластовой нефти (эмульсии):

$$V_{ж}^{\max} = \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_{эм} - \rho_z) \cdot g \cdot 3600, \text{ м}^3/\text{ч}}{18 \cdot \mu_{эм}}$$

Где F – площадь зеркала нефти, м^2 .

Обычно уровень жидкости в сепараторе находится несколько выше осевой линии. Для упрощения расчетов можно с достаточной точностью принять площадь зеркала нефти равной 95% от максимального значения:

$$F \approx 0,95 \cdot D_B \cdot L = 0,95 \cdot 1,6 \cdot 6,22 = 9,45 \text{ м}^2$$

d – диаметр пузырьков газа, который не должен превышать 1..2 мм.

Пример $d = 1,55 \cdot 10^{-3} \text{ м}$.

$\rho_{эм}^{30}$ - плотность эмульсии при рабочих условиях в сепараторе, кг/м^3 .

$\rho_z^{p.y.} = 8,07 \text{ кг/м}^3$ – плотность газа при рабочих условиях в сепараторе (см. п. 2.1.)

$\mu_{эм}$ - динамическая вязкость эмульсии при 30°C , $\text{Па}\cdot\text{с}$. Для ее расчета необходимо предварительно определить динамическую вязкость нефти при 30°C . Для расчета последней предварительно находим динамическую вязкость нефти при 20°C и 50°C .

Из условия известно, что кинематическая вязкость нефти при 20°C и 50°C составляет соответственно (из условия см. п. 2):

$$\nu_{20} = 12,3 \text{ сСт} = 12,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$\nu_{50} = 5,3 \text{ сСт} = 5,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Динамическая вязкость нефти при 20°C :

$$\mu_{20} = \nu_{20} \cdot \rho_n^{20} = 12,3 \cdot 10^{-6} \cdot 850,5 = 10,46 \text{ мПа}\cdot\text{с}$$

Для определения динамической вязкости нефти при 50⁰С находим сначала относительную плотность нефти при 50⁰С:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,8505 = 0,000715$$

$$\rho_n^{50} = 0,8505 - 0,000715 \cdot (50 - 20) = 0,82904$$

Абсолютная плотность нефти при 50⁰С составляет $\rho_n^{50} = 829,04$ кг/м³.

Динамическая вязкость нефти при 50⁰С:

$$\mu_{50} = \nu_{50} \cdot \rho_n^{50} = 5,3 \cdot 10^{-6} \cdot 829,04 = 4,394 \cdot 10^{-3} = 4,394 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Динамическую вязкость нефти при 30⁰С определяем из уравнения:

$$\lg \mu_{30} = \lg \mu_{20} \cdot \left(\frac{\lg \mu_{50}}{\lg \mu_{20}} \right)^{\frac{30-20}{30}}$$

$$\lg \mu_{30} = \lg 10,46 \cdot \left(\frac{\lg 4,394}{\lg 10,46} \right)^{0,333} = 0,87$$

$$\mu_{30} = 10^{0,87} = 7,49 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Динамическую вязкость эмульсии определяем по формуле:

$$\mu_{эм} = \frac{\mu_{30}}{(1 - B)^{2,5}} = \frac{7,49}{(1 - 0,25)^{2,5}} = 15,36836 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Где B = 0,25 – доля воды в эмульсии.

Максимальная пропускная способность сепаратора по жидкости:

$$V_{ж}^{max} = \frac{9,45 \cdot (1,55 \cdot 10^{-3}) \cdot (877,79 - 8,07) \cdot 9,81}{18 \cdot 15,36836 \cdot 10^{-3}} \cdot 3600 = 2255,01 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Таким образом, расчет показывает, что максимальная пропускная способность выбранного сепаратора по жидкости превышает реальный расход пластовой нефти на входе:

$$2255,01 \text{ м}^3 / \text{ч} > 203,43 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Следовательно, выбранный сепаратор обеспечит необходимые условия первой ступени сепарации нефти.

3.2. Пример расчета отстойника

3.2.1. Отстаивание

Разделение дисперсных систем под действием силы земного притяжения называют отстаиванием. Если дисперсная фаза (взвешенные частицы или капли жидкости) имеет плотность выше, чем дисперсионная (сплошная) фаза, то она движется вниз и, достигнув ограничительной поверхности, образует слой осадка или тяжелой жидкости и наоборот, если

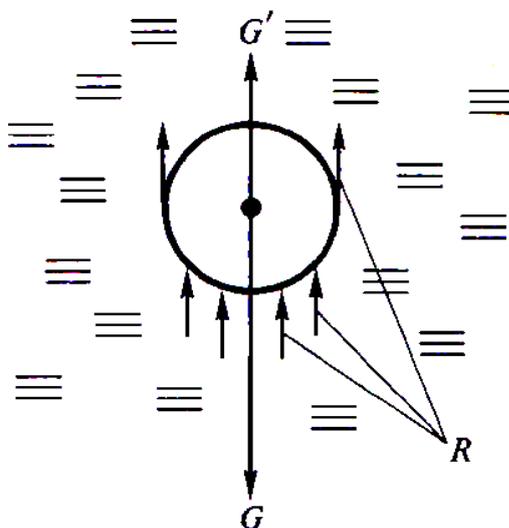
плотность дисперсной фазы меньше, то частицы всплывают. После разделения фаз они могут быть выведены из аппарата отдельно. Процесс отстаивания широко применяется в нефтегазопереработке и нефтехимии для обезвоживания и обессоливания нефти, отделения дистиллятов от воды после перегонки с водяным паром, очистки нефтяных топлив от загрязнений (вода, частицы катализатора, продукты коррозии, соединения кремния, кальция, алюминия), отделения газа от жидкости в газосепараторах, очистки сточных вод от загрязнений (нефть, нефтепродукты, нефтесодержащий шлам, избыточный активный ил, твердые механические примеси) и т.п. Важным показателем процесса отстаивания является скорость осаждения частиц под действием силы тяжести.

3.2.2. Скорость осаждения

Рассмотрим процесс отстаивания на примере осаждения частицы шарообразной формы. На частицу, находящуюся в жидкости (рис.3.1), действуют сила тяжести, равная весу частицы,

$$G = \rho_{\text{ч}} g \frac{\pi d^3}{6}$$

Рис. 3.1. Схема действия сил на частицу, движущуюся в неподвижной среде



и подъемная сила, которая по закону Архимеда равна весу жидкости, вытесненной частицей,

$$G' = \rho_{\text{жс}} g \frac{\pi d^3}{6}$$

где $\rho_{\text{ч}}$ - плотность взвешенных частиц; $\rho_{\text{жс}}$ - плотность сплошной фазы; g - ускорение свободного падения; d - диаметр частицы.

Если $\rho_ч > \rho_{ж}$, то частица начинает двигаться вниз с ускорением. Среда оказывает сопротивление движению частицы, определяемое в общем случае законом Ньютона:

$$R = \frac{\xi \rho_{ж} S W^2}{2}$$

где ξ - безразмерный коэффициент сопротивления среды; W - скорость движения (осаждения) частицы; S - площадь поперечного сечения частицы (для шарообразной частицы, $S = \pi d^2 / 4$)

На основе закона о равенстве силы произведению массы на ускорение получаем

$$m \frac{dW}{d\tau} = G - G' - R$$

Итак, скорость движения осаждающейся частицы увеличивается, но одновременно растет и сопротивление среды R . На определенном участке пути скорость частицы достигает величины, при которой сопротивление среды R оказывается равным движущей силе $G - G'$, и тогда дальнейшее осаждение частицы в среде происходит с постоянной скоростью, называемой скоростью осаждения (отстаивания) W_{oc} . Записывая это условие

$$G - G' - R = 0$$

и подставляя развернутые значения сил, получим

$$\rho_ч g \frac{\pi d^3}{6} - \rho_{ж} g \frac{\pi d^3}{6} - \frac{\xi \rho_{ж} \pi d^2 W_{oc}^2}{4} = 0 \quad (3.1)$$

Определяем скорость осаждения

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4 (\rho_ч - \rho_{ж}) dg}{3 \rho_{ж} \xi}} \quad (3.2)$$

Величина коэффициента сопротивления среды ξ , зависит от режима движения (осаждения) частицы. Для очень мелких частиц или при большой вязкости среды, когда скорость осаждения мала, сопротивление среды проявляется в основном в виде трения (рис. 3.2. а). В соответствии с терминологией гидравлики такое осаждение называют происходящим в ламинарном режиме.

При осаждении в маловязкой среде сравнительно крупные частицы приобретают относительно большую скорость, и тогда сопротивление среды проявляется в основном в образовании турбулентных вихрей; трение играет подчиненную роль, и его величину не учитывают. Такое осаждение называют происходящим в турбулентном режиме (рис. 3.2. б).

Возможен также и промежуточный (переходный) режим, при котором значения сопротивления от вихреобразования и трения сопоставимы.

Переход одного вида движения в другой характеризуется численным значением критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{W_{oc} d \rho_{ж}}{\mu}$$

где μ — вязкость сплошной среды.

Экспериментально установлено, что ламинарный режим имеет место при $Re \leq 2,0$ (отдельными авторами предельные численные значения критерия Re , соответствующие ламинарному режиму движения, принимаются от 0,2 до 2,0), турбулентный режим наблюдается при $Re \geq 500$, а при $2,0 < Re < 500$ существует переходный режим.

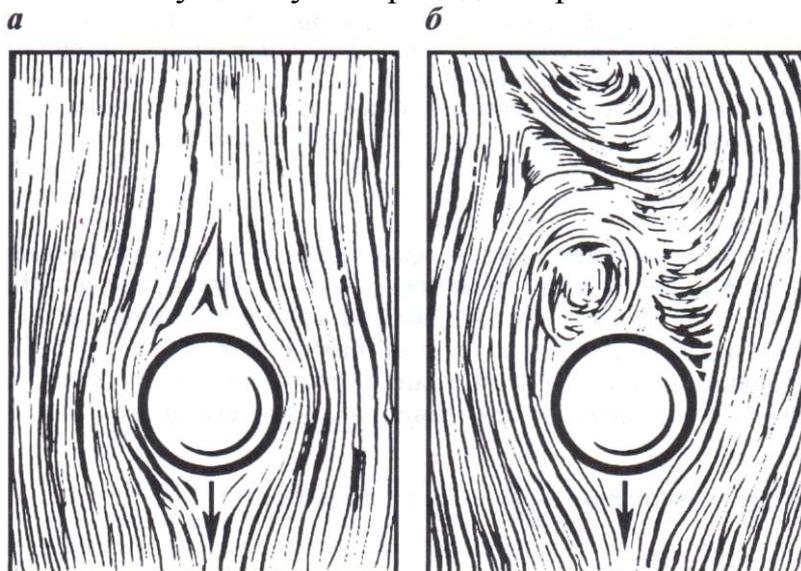


Рис. 3.2. Схема движения твердого тела в среде:

а - при ламинарном режиме; б - при турбулентном режиме

Для шарообразных частиц, движущихся в ламинарном режиме, значение коэффициента сопротивления ξ можно определить из уравнения $\xi = 24/Re$ (закон Стокса), движущихся в переходном режиме - $\xi = 18,5/Re^{0,6}$ и в турбулентном режиме $\xi = 0,44$.

При определении скорости осаждения по уравнению (3.2.) необходимо знать значение коэффициента сопротивления зависящего от неизвестного пока режима осаждения, для подсчета которого должно быть известно искомое значение скорости осаждения. Поэтому при расчетах задаются режимом осаждения, а после определения W_{oc} проводят проверку, вычисляя Re и определяя тем самым режим, т.е. расчет ведется методом последовательного приближения.

Решить эту задачу можно также используя критериальное уравнение отстаивания. Из уравнения (3.1) определяют значение ξ :

$$\xi = \frac{4 (\rho_{ч} - \rho_{ж}) dg}{3 \rho_{ж} W_{oc}^2}$$

После умножения обеих частей равенства на Re^2

$$\xi Re^2 = \frac{4 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{жс}}) dg}{3 \rho_{\text{жс}} W_{oc}^2} \frac{W_{oc}^2 d^2 \rho_{\text{жс}}^2}{\mu^2}$$

и преобразований получим:

$$\xi Re^2 = \frac{4 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{жс}}) \rho_{\text{жс}} d^3 g}{3 \mu^2}$$

Безразмерная дробь в правой части равенства является модификацией критерия Архимеда

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3} Ar \quad (3.3.)$$

Или

$$Re = 1,155 \left(\frac{Ar}{\xi} \right)^{0,5}$$

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{жс}}) \rho_{\text{жс}} g}{\mu^2}$$

В состав определяющего критерия входят только величины, характеризующие дисперсную систему.

Подставляя в уравнение (3.3.) граничные значения критерия Re для различных режимов движения частицы и соответствующие значения коэффициента сопротивления ξ для шарообразных частиц, получим граничные значения критерия Ar : при ламинарном режиме $Ar \leq 36$, турбулентном режиме $Ar \geq 82500$ и переходном $36 < Ar < 82500$.

Тогда, зная значение Re , вычисляем искомую скорость осаждения

$$W_{oc} = Re \frac{\mu}{\rho_{\text{жс}} d}$$

В процессах отстаивания наибольший интерес для расчетов размеров аппарата представляет ламинарный режим осаждения. В этом случае подставляя значение $\xi = 24/Re$ в уравнение (3.3.), получим

$$Re = \frac{1}{18} Ar \quad (3.4.)$$

Подставив в уравнение (3.4) значения критериев Re и Ar и проведя ряд преобразований, получим расчетное уравнение для определения скорости отстаивания при ламинарном режиме, известное как уравнение Стокса:

$$W_{oc} = \frac{d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{жс}}) g}{18 \mu} \quad (3.5)$$

Из уравнения (3.5) следует, что интенсифицировать процесс отстаивания, т.е. увеличить скорость осаждения частиц можно путем воздействия на свойства системы, изменяя исходные значения d , μ и разность $\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{жс}}$. Так, укрупнение частиц может происходить при

воздействии коагуляторов или в поле действия электрических сил; вязкость и разность плотностей можно изменять за счет повышения температуры или при добавлении в систему растворителей, имеющих меньшую вязкость и плотность.

При расчете скоростей осаждения частиц в газовых суспензиях плотность твердой или жидкой частицы примерно на три порядка выше плотности газа ρ_r . Пренебрегая величиной последнего, получают общую формулу для скорости осаждения из уравнения (3.2.)

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{\rho_c dg}{\rho_r \xi}}$$

а из уравнения (3.5.) для ламинарного режима

$$W_{oc} = \frac{d^2 \rho_c g}{18\mu}$$

Для всех режимов осаждения критерий Re , а следовательно, и скорость осаждения могут быть также вычислены в зависимости от критерия Ag :

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}} \quad (3.6.)$$

В приведенном уравнении при малых значениях Ag , соответствующих малому диаметру частиц, вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и тогда это уравнение будет соответствовать ламинарному режиму, что выражается законом Стокса [см. уравнение (3.4.)].

В случае турбулентного движения при большом значении параметра Ag первым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и тогда уравнение примет вид

$$Re = 1,74\sqrt{Ar}$$

При промежуточном режиме отстаивания скорость осаждения определяется из общего уравнения (3.6).

Приведенные выше зависимости справедливы для частиц шарообразной формы. Частицы, форма которых отличается от шарообразных, осаждаются с меньшей скоростью, так как в этом случае среда оказывает большее сопротивление. Поскольку шар среди всех геометрических тел равного объема и массы имеет наименьшую поверхность, то введем понятие коэффициента несферичности $\varphi = f_m / f$

где f_m и f - площадь поверхности частиц соответственно шарообразной и неправильной формы равного объема.

Коэффициент φ для частиц неправильной формы всегда меньше 1,0 и находится экспериментально. Значения коэффициента φ , по

литературным данным, для частиц различной формы следующие: округлая - 0,77; угловатая - 0,66; продолговатая - 0,58; пластинчатая - 0,43.

Скорость осаждения частицы неправильной формы определяется в зависимости от скорости осаждения $W_{0,m}$ шарообразной частицы того же объема и массы из выражения

$$W_{oc} = \varphi W_{o.m.}$$

Для расчета величины $W_{o.m.}$ диаметр эквивалентного шара определяется из выражения

$$d_{\varphi} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V} = 1,24 \sqrt[3]{V} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{m}{\rho_{\varphi}}}$$

где V и m - соответственно объем и масса частицы неправильной формы.

Для расчета скорости осаждения частиц неправильной формы иногда используют коэффициент формы ψ , являющийся величиной, обратной коэффициенту несферичности и равной отношению площади поверхности частицы f к площади поверхности равновеликого по объему шара $f_{ш}$:

$$\psi = f / f_{ш}$$

При использовании коэффициента формы скорость осаждения частицы неправильной формы определяется из выражения

$$W_{oc} = W_{o.ш} / \psi$$

Описанный выше процесс осаждения частиц и полученные расчетные уравнения справедливы как для неподвижной, так и для движущейся среды. В последнем случае скорость осаждения представляет собой относительную скорость.

При движении среды и осаждающейся частицы в одном направлении скорость осаждения равна

$$W_{oc} = W_{o.ч} + W_{ж}$$

где $W_{ж}$ и $W_{o.ч}$ - скорость движения среды и осаждающейся частицы соответственно.

При движении среды и частицы в разных направлениях скорость осаждения составит

$$W_{oc} = W_{o.ч} - W_{ж}$$

Приведенные выше расчетные формулы справедливы для осаждения одиночной частицы и для дисперсных систем с небольшой концентрацией взвешенных частиц, т.е. в случае, когда осаждение частиц не вызывает их взаимодействия: столкновения, движения одной частицы вслед за другой и т.д. Такой процесс осаждения частиц принято называть свободным осаждением.

При высокой концентрации оседающих частиц необходимо учитывать их взаимовлияние. Осаждение частиц в среде с высокой их

концентрацией характеризуется явлениями как способствующими увеличению скорости осаждения, так и замедляющими эту скорость.

Например, соударение частиц может сопровождаться их агломерацией, что увеличивает скорость осаждения; движение одной частицы вслед за другой также повышает скорость осаждения; соприкосновение осаждающихся частиц обуславливает действие дополнительных сил трения, замедляющих осаждение, и т.д.

Отстаивание частиц в среде с высокой их концентрацией называют стесненным осаждением. С увеличением концентрации взвешенных частиц в суспензии уменьшается относительная доля объема среды, в которой находятся осаждающиеся частицы. Обозначив через $V_{\text{ч}}$ объем частиц, а через $V_{\text{ж}}$ - объем среды, получим

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{жс}}}{V_{\text{ч}} + V_{\text{жс}}}$$

Изучение явления стесненного осаждения показывает, что его скорость $W_{\text{о.ст}}$ является функцией относительного объема среды ε и критерия Архимеда, т.е.

$$\text{Re}_{\text{o.ст}} = f(\text{Ar}, \varepsilon)$$

При стесненном осаждении для расчета критерия Рейнольдса, а следовательно, и скорости стесненного осаждения может быть использовано уравнение, справедливое для всех гидродинамических режимов (ламинарного, переходного и турбулентного):

$$\text{Re}_{\text{o.ст}} = \frac{\text{Ar}\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,575\sqrt{\text{Ar}\varepsilon^{4,75}}} \quad (3.7.)$$

Отметим, что, когда $\varepsilon = 1$, уравнение (3.7.) совпадает с ранее приведенным уравнением (3.6.), справедливым для свободного осаждения.

3.2.3.Производительность отстойников

На рис. 3.4 представлена схема работы открытого отстойника прямоугольной формы для жидкой суспензии, содержащей твердые частицы. Поступающая в отстойник жидкость движется горизонтально со средней скоростью ν . Частицы под действием силы тяжести двигаются с постоянной скоростью $W_{\text{ос}}$ к днищу и одновременно вместе с жидкостью вдоль отстойника со скоростью ν . Время нахождения жидкости в отстойнике равно длине его пути, деленной на скорость движения, и составляет

$$\tau_{\text{н}} = l / \nu$$

Продолжительность осаждения частицы на дно отстойника в случае, когда частица начала свой путь от поверхности жидкости, равна

$$\tau_{oc} = \frac{h}{W_{oc}}$$

Если $\tau_{oc} \leq \tau_n$, то частица осядет; в противном случае жидкость унесет ее с собой. В предельном случае (при $\tau_{oc} = \tau_n$) получаем, что

$$\frac{h}{W_{oc}} = \frac{1}{v}$$

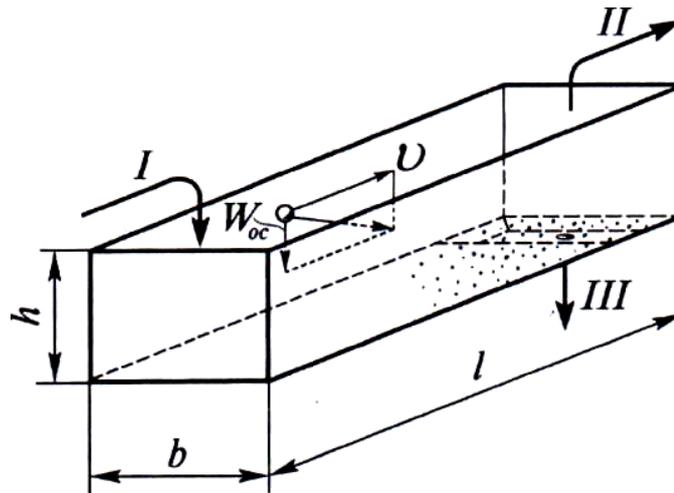


Рис. 3.3. Схема работы отстойника:

I - суспензия; II - осветленная жидкость; III - выгружаемый осадок

При заданных размерах отстойника l , h , b можно найти допустимую максимальную скорость движения жидкости, при которой твердые частицы осядут на дно отстойника:

$$v = W_{oc} \frac{1}{h}$$

Объемный расход жидкости V , прошедшей через отстойник за 1 с, равен произведению скорости потока на площадь его поперечного сечения S :

$$V = Sv = bhv$$

где $S = bh$

Подставляя выражение скорости потока v из предыдущего равенства, получаем

$$V = bhW_{oc}l/h = blW_{oc} = FW_{oc}$$

т.е. кроме скорости осаждения производительность отстойника определяется только его площадью в плане F . Аналогичная зависимость получается и для отстойника периодического наполнения, например для резервуара.

3.2.4. Расчёт отстойника

Для расчёта необходимого количества отстойников необходимо определить минимальный диаметр аппарата и минимальную длину зоны отстоя.

Минимальный диаметр отстойника для обеспечения ламинарного течения эмульсии ($Re \leq 2300$) определяется по формуле:

$$D_{\min} = \frac{4 \cdot V_{\text{вх}} \cdot \rho_{\text{эм}}}{2300 \cdot \pi \cdot \mu_{\text{эм}}} \sqrt{\frac{\pi}{f(\varepsilon)}}, \text{ м}$$

где $V_{\text{вх}}$ - объёмный расход эмульсии па входе в отстойник, $\text{м}^3/\text{с}$; $\rho_{\text{эм}}$ - плотность эмульсии, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{эм}}$ - динамическая вязкость эмульсии. Па с; $f(\varepsilon)$ - функция относительной высоты водяной подушки в зоне отстоя:

$$f(\varepsilon) = 0,5 \cdot \pi + (1 - \varepsilon) \cdot \sqrt{\varepsilon \cdot (2 - \varepsilon)} + \arcsin(1 - \varepsilon)$$

где $\varepsilon = \frac{h_{\varepsilon}}{R}$ относительная высота водяной подушки, м; h_{ε} - высота водяной подушки, м; R - радиус отстойника, м.

Установлено, что пропускная способность отстойника максимальна при $\varepsilon = 0,46$. Тогда $f(\varepsilon) = 2,596$.

Из материального баланса стадии предварительного обезвоживания нефти следует, что в аппарат поступает эмульсия в количестве $G_{\text{ж}} = 172060,53$ кг/ч (таблица 2.8).

Плотность эмульсии $\rho_{\text{эм}}^{30} = 877,79$ $\text{кг}/\text{м}^3$ (см. п. 3.1.5).

Объёмный расход эмульсии:

$$V_{\text{вх}} = \frac{172060,53}{877,89} = 196,016 \text{ м}^3 / \text{ч} = 0,054 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Вязкость эмульсии $\mu_{\text{эм}}^{30} = 15,37 \cdot 10^{-3}$ Па с (см. п. 3.1.5).

Минимальный диаметр отстойника будет составлять:

$$D_{\min} = \frac{4 \cdot 0,054 \cdot 877,79}{2300 \cdot 3,14 \cdot 15,37 \cdot 10^{-3}} \sqrt{\frac{3,14}{2,596}} = 1,89$$

Расчёт показал, что для обеспечения ламинарного движения эмульсии необходим минимальный диаметр отстойника 1,89 м. Максимальный диаметр стандартного отстойника составляет 3,4 м, поэтому в рассматриваемом примере для обеспечения ламинарного режима необходим один отстойник. Но если минимальный диаметр отстойника больше 3,4 м, то нужно разделить входящий поток ($V_{\text{вх}}$) на два

параллельных потока и использовать в расчетах производительность

одного потока ($V_{ex}^1 = \frac{V_{ex}}{2}$).

Минимальная длина зоны отстоя для обеспечения необходимого времени осаждения капель воды определяется по формуле:

$$L = \frac{h_{oc} \cdot \omega_{cp}}{\omega_{oc}}, \text{ м}$$

где h_{oc} - высота зоны отстоя, м; ω_{cp} - средняя горизонтальная скорость движения эмульсии в аппарате, м/с; ω_{oc} - скорость стеснённого осаждения капель воды, м/с.

Высота зоны отстоя h_{oc} определяется следующим образом. Ранее было установлено, что:

$$\varepsilon = \frac{h_g}{R} = 0,46$$

При стандартном диаметре отстойника $D = 3,4$ м его радиус составит:

$$R = \frac{3,4}{2} \text{ м}$$

Высота водяной подушки:

$$h_g = \varepsilon \cdot R = 0,46 \cdot \frac{3,4}{2} = 0,782 \text{ м}$$

Высота зоны отстоя:

$$h_{oc} = D - h_g = 3,4 - 0,782 = 2,62 \text{ м}$$

Средняя горизонтальная скорость движения эмульсии определяется как среднее арифметическое скоростей на входе и выходе:

$$\omega_{cp} = \frac{\omega_{вх} + \omega_{вых}}{2}$$

$$\omega_{вх} = \frac{V_{вх}}{S}$$

$$\omega_{вых} = \frac{V_{вых}}{S}$$

где $V_{вх}$ и $V_{вых}$ - объемный расход эмульсии на входе в аппарат и на выходе из него, м³/с;

S - площадь поперечного сечения для прохода эмульсии в аппарате, м²

В нашем случае $V_{ex} = 0,0544 \text{ м}^3/\text{с}$.

Из материального баланса стадии предварительного обезвоживания следует, что суммарный массовый расход эмульсии на выходе составляет $G_{вых} = 134080 \text{ кг/ч}$.

Если расчет производится для двух параллельных потоков, то

массовый расход одного потока на выходе будет составлять: $G_{вых}^1 = \frac{G_{вых}}{2}$

Для определения объёмного расхода эмульсии определяем плотность эмульсии на выходе, состоящей из 95% нефти и 5% воды:

$$\rho_{эм}^{20} = \frac{1}{\frac{0,95}{850,5} + \frac{0,5}{1005}} = 857,09 \text{ кг/м}^3$$

$$\alpha = 0,001838 - 0,0132 \cdot 0,85709 = 0,000707$$

$$\rho_{эм}^{30} = 0,85709 - 0,000707 \cdot (30 - 20) = 0,8500$$

Таким образом, абсолютная плотность эмульсии на выходе при 30°C составляет $\rho_{эм}^{30} = 850 \text{ кг/м}^3$. Объёмный расход эмульсии для потока на выходе:

$$V_{вых} = \frac{134080}{850} = 157,74 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,044 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь поперечного сечения для прохода эмульсии:

$$S = \frac{\pi \cdot D_{экв}^2}{4}$$

где $D_{экв}$ - эквивалентный диаметр поперечного сечения для прохода эмульсии, м.

Диаметр отстойника D и эквивалентный диаметр $D_{экв}$ связаны соотношением:

$$D = D_{экв} \sqrt{\frac{\pi}{f(\varepsilon)}}$$

При $f(\varepsilon) = 2,596$ и $D = 3,4 \text{ м}$:

$$D_{экв} = \frac{D}{\sqrt{\frac{\pi}{f(\varepsilon)}}} = \frac{3,4}{\sqrt{\frac{3,14}{2,596}}} = 3,09 \text{ м}$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 3,09^2}{4} = 7,5 \text{ м}^2$$

$$\omega_{ex} = \frac{0,0544}{7,5} = 0,007$$

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{0,044}{7,5} = 0,006$$

$$\omega_{\text{ср}} = 0,007 + 0,006 = 0,013$$

Скорость стеснённого осаждения капель воды рассчитывается на основе уравнения Стокса:

$$\omega_{\text{ос}} = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) \cdot (1 - B)^{4,7}}{18 \cdot \mu_{\text{н}}}$$

где $(1 - B)^{4,7}$ - коэффициент, учитывающий стеснённость осаждения капель воды;

B - массовая доля воды в эмульсии:

d - диаметр капель воды, м;

$\rho_{\text{в}}$ и $\rho_{\text{н}}$ - плотность воды и нефти соответственно, кг/м³;

$\mu_{\text{н}}$ - динамическая вязкость нефти, Па·с.

Установлено, что диаметр капель воды в эмульсиях, предварительно обработанных деэмульгатором, составляет $(300-350) \cdot 10^{-6}$ м. Примем $d = 300 \cdot 10^{-6}$ м.

Содержание воды в эмульсии на входе в отстойник составляет 25,95% масс., на выходе 5% масс. Среднее значение содержания воды в эмульсии в аппарате будет составлять:

$$W_{\text{ср}} = \frac{25,95 + 5}{2} = 15,5\% \text{ масс}$$

Или средняя доля воды $B = 0,155$

Определяем относительную плотность нефти при 30°C:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 850,5 = 0,000715$$

$$\rho_{\text{н}}^{30} = 0,8505 - 0,000715 \cdot (30 - 20) = 0,8433$$

Абсолютная плотность нефти $\rho_{\text{н}}^{30} = 843,35$ кг/м³.

Динамическая вязкость нефти при 30°C рассчитана ранее (см. п.

3.1.5) и составляет $\mu_{\text{н}}^{30} = 7,49 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Скорость осаждения капель воды:

$$\omega_{\text{ос}} = \frac{(300 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9,81 \cdot (1005 - 843,35) \cdot (1 - 0,155)^{4,7}}{18 \cdot 7,49 \cdot 10^{-3}} = 0,000841 \text{ м/с}$$

Минимальная длина зоны отстоя:

$$L = \frac{2,62 \cdot 0,013}{0,000841} = 71,41 \text{ м}$$

Примем к установке отстойник типа ОГ-200 с характеристиками:

объём $V = 200$ м³;

внутренний диаметр $D_{\text{в}} = 3,4$ м;

внутренняя длина $L_{\text{отс}} = 22,04$ м.

Необходимое число аппаратов для обеспечения минимальной длины зоны отстоя:

$$n = \frac{L}{L_{\text{отс}}} = \frac{71,41}{22,04} = 3,24 \approx 4 \text{ шт.}$$

Если предварительно поток эмульсии был разбит на два, то общее количество необходимых отстойников составит:

$$\text{Количество штук} = n \cdot 2;$$

При параллельном подключении всех n штук отстойников в каждый будет поступать следующее количество эмульсии:

$$V_{\text{отс}} = \frac{0,054}{4} = 0,0136 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Проверяем максимально возможную пропускную способность одного отстойника для обеспечения ламинарного режима:

$$V_{\text{max}} = \frac{2300 \cdot D_{\text{экв}} \cdot \pi \cdot \mu_{\text{эм}}}{4 \cdot \rho_{\text{эм}}} = \frac{2300 \cdot 3,09 \cdot 3,14 \cdot 15,37 \cdot 10^{-3}}{4 \cdot 877,79} = 0,0977 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Так как $0,0136 \text{ м}^3 / \text{с} < 0,0977 \text{ м}^3 / \text{с}$, т.е. $V_{\text{отс}} < V_{\text{max}}$ следовательно, ламинарный режим движения эмульсии в отстойниках обеспечен.

3.3. Пример расчета печи

3.3.1. Расчет процесса горения топлива

Все вопросы, связанные с расчетом процессов горения, изложены в различных курсах по технологии топлив и в справочниках. Поэтому здесь приведены лишь некоторые формулы и данные, необходимые для дальнейшего изложения материала.

Введем следующие обозначения:

C, H, N, O, S и W — содержание различных элементов и влаги (W) в топливе, % (масс.);

L_0 и V_0 — теоретический расход воздуха соответственно в кг и м^3 , необходимый для сгорания 1 кг топлива;

α — коэффициент избытка воздуха;

$W_{\text{ф}}$ — расход форсуночного пара, кг/кг;

G — количество дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива, кг/кг;

$V_{\text{т}}$ — объем дымовых газов, образующихся от сгорания 1 кг топлива при теоретическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, $\text{м}^3 / \text{кг}$;

V — объем дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива при фактическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, м³/кг;

$m_{CO_2}, m_{H_2O}, m_{N_2}, m_{SO_2}$ — количество соответствующих газов, образовавшихся при сгорании 1 кг топлива, кг/кг.

Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг топлива,

$$L_0 = 0,115C + 0,345H + 0,043(S-O).$$

Тот же расход воздуха, выраженный в м³ при нормальных физических условиях,

$$V_0 = 0,089C + 0,267H + 0,033(S-O).$$

Фактический расход воздуха $L = L_0 \alpha$

Количество дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива,

$$G = 1 + L_0 \alpha + W_{\phi}$$

Объемы дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива в нормальных физических условиях при теоретическом и фактическом расходах воздуха, соответственно

$$V_T = V_0 - 0,056 \left(H - \frac{O}{8} \right) + \frac{9H + W + 100W_{\phi}}{80,5};$$

$$V = V_T + (\alpha - 1)V_0$$

Количество газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива,

$$m_{CO_2} = 0,0367C;$$

$$m_{H_2O} = 0,09H + 0,01W + W_{\phi}$$

$$m_{N_2} = 0,768L_0 \alpha$$

$$m_{O_2} = 0,232L_0 (\alpha - 1);$$

$$m_{SO_2} = 0,02S.$$

Объем дымовых газов при любой температуре t

$$V_t = V_0 \frac{t + 273}{273}$$

Плотность дымовых газов при нормальных физических условиях

$$\rho_0 = G / V$$

Плотность дымовых газов при температуре t

$$\rho_t = \rho_0 \frac{273}{t + 273}$$

Коэффициент избытка воздуха принимают равным: для газомазутных форсунок с паровым распылом 1,3—1,4, при воздушном распыле 1,2—1,3. При сжигании газообразного топлива в специальных панельных горелках полное и беспламенное горение обеспечивается при низком коэффициенте избытка воздуха, составляющем 1,02—1,10.

3.3.2. Расчёт трубчатой печи

В трубчатую печь поступает эмульсия из отстойников, где нагревается от 30°С до 40°С. Из материального баланса процесса предварительного обезвоживания нефти следует, что массовый расход эмульсии составляет $G_{эм} = 134080$ кг/ч. (таблица 2.8)

Примем для установки печь типа ПТБ-10, техническая характеристика которой приведена в приложении 9.

Необходимая площадь поверхности нагрева поступающей эмульсии:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \text{ м}^2$$

где Q - количество тепла, которое необходимо передать потоку эмульсии для её нагрева, Вт;

K - коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}$;

Δt_{cp} - средний температурный напор, град.

Количество передаваемого тепла эмульсии рассчитывается по уравнению:

$$Q = G_{эм} \cdot (J_{кон} - J_{нач})$$

где $G_{эм}$ - массовый расход эмульсии, кг/с;

$J_{кон}$ и $J_{нач}$ - конечная и начальная энтальпии эмульсии. Дж/кг.

$$G_{эм} = \frac{134080}{3600} = 37,25 \text{ кг/с}$$

Энтальпию нефтяной эмульсии можно рассчитать по формуле:

$$J = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot (0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25), \text{ кДж/кг}$$

Где ρ_{15}^{15} - относительная плотность нефтяной эмульсии;

T - температура эмульсии, К

Абсолютная плотность эмульсии при 20°С составляет $=875$ кг/м³ (см.

п.3.2.4). Относительная плотность эмульсии $\rho_{эм}^{20} = 0,875$.

$$\alpha = 0,00067$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_{эм}^{20} + 5 \cdot \alpha = 0,8571 + 5 \cdot 0,00067 = 0,8604$$

Энтальпия эмульсии на входе в печь:

$$J_{нач} = \frac{1}{\sqrt{0,8604}} \cdot [0,0017 \cdot (30 + 273)^2 + 0,762 \cdot (30 + 273) - 334,25] = 56,83 \text{ кДж / кг} = 56825,51 \text{ Дж/кг}$$

Энтальпия эмульсии на выходе из печи:

$$J_{кон} = \frac{1}{\sqrt{0,8604}} \cdot [0,0017 \cdot (40 + 273)^2 + 0,762 \cdot (40 + 273) - 334,25] = 76,48 \text{ кДж / кг} = 76478,75 \text{ Дж/кг}$$

Полезная тепловая нагрузка печи:

$$Q = 37,25 \cdot (76478,75 - 56825,51) = 731995,2 \text{ Вт} = 732 \text{ кВт}$$

Коэффициент теплопередачи известен из характеристики печи:

$$K = 20 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}$$

Средний температурный напор упрощённо можно рассчитать как разность между средней температурой дымовых газов и средней температурой эмульсии:

$$\Delta t_{cp} = t_{cp}^g - t_{cp}^{эм}$$

За среднюю температуру дымовых газов можно принять 600°C - температуру уходящих газов (из характеристики печи).

$$\Delta t_{cp} = 600 - \left(\frac{30 + 40}{2} \right) = 565^{\circ}\text{C}$$

Тогда необходимая площадь поверхности нагрева составит:

$$F = \frac{731995,2}{565 \cdot 20} = 64,8 \text{ м}^2$$

Сравниваем полученное значение с площадью поверхности стандартной печи. Так как $64,8 \text{ м}^2 < 1150 \text{ м}^2$, следовательно, для нагрева эмульсии достаточно одной печи типа ПТБ-10.

3.4. Расчёт сепаратора второй ступени сепарации

Методика расчета аналогична сепаратору первой ступени.

Из материального баланса второй ступени сепарации следует, что в сепаратор поступает эмульсия в количестве $G_{жс} = 127602,484 \text{ кг/ч}$. (таблица 2.15) Из сепаратора отходит попутный газ в количестве $G_{г} = 12588,7369 \text{ кг/ч}$. (таблица 2.15) Для выбора сепаратора необходимо рассчитать объёмный расход жидкости и газа. Рабочая температура в сепараторе 40°C .

Плотность нефти при 40°C составляет $\rho_n^{40} = 837,09 \text{ кг/м}^3$ (см. п.3.1.5.).

В сепаратор поступает эмульсия с содержанием воды 2% масс. Находим плотность эмульсии на входе в сепаратор (незначительным изменением плотности пластовой воды можно пренебречь):

$$\rho_{эм}^{40} = \frac{1}{\frac{0,998}{837,09} + \frac{0,002}{1005}} = 837,37 \text{ кг/м}^3$$

Объёмный расход эмульсии:

$$V_{жс} = \frac{G_{жс}}{\rho_{эм}^{40}} = \frac{127602,484}{837,37} = 152,38 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Объёмный расход газа при нормальных условиях:

$$V_2 = \frac{G_2}{\rho_2^{н\text{у}}} = \frac{12558,7369}{4,26} = 2951,43 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

где $\rho_2^{н\text{у}} = 4,26 \text{ кг/м}^3$ - плотность газа второй ступени при нормальных условиях (см. п. 2.4).

По объёмным расходам жидкости и газа выбираем из приложения 8 сепаратор НГС-0,6-1600 с характеристиками:

- объем $V = 12,5 \text{ м}^3$;
- внутренний диаметр $D_e = 1,6 \text{ м}$;
- длина $L = 6,22 \text{ м}$;
- производительность по жидкости 45 - 225 $\text{м}^3/\text{ч}$;
- производительность по газу 41400 $\text{м}^3/\text{ч}$.

Определяем максимальную пропускную способность выбранного сепаратора по эмульсии.

Площадь зеркала нефти:

$$F = 0,95 \cdot D_e \cdot L = 0,95 \cdot 1,6 \cdot 6,22 = 61,6 \text{ м}^2$$

Плотность газа при рабочих условиях в сепараторе (1 МПа и 40°C) известна (см. п. 2.4):

$$\rho_2 = 8,75 \text{ кг/м}^3$$

Динамическая вязкость нефти при 40°C (см. п.3.1.5):

$$\mu_n^{40} = 4,44 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Динамическая вязкость эмульсии:

$$\mu_{эм}^{40} = \frac{\mu_{40}}{(1-B)^{2,5}} = \frac{4,44 \cdot 10^{-3}}{(1-0,002)^{2,5}} = 4,46 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

где $B = 0.002$ - доля воды в эмульсии.

Максимальная пропускная способность сепаратора по эмульсии будет составлять:

$$V_{ж}^{\max} = \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_{эм} - \rho_2) \cdot g}{18 \cdot \mu_{эм}} \cdot 3600 = \frac{61,6 \cdot (1,55 \cdot 10^{-3})^2 \cdot (837,37 - 8,75) \cdot 9,81}{18 \cdot 4,46 \cdot 10^{-3}} \cdot 3600 = 5343,14 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Расчёт показал, что максимальная пропускная способность выбранного сепаратора превосходит реальный расход эмульсии:

$$5343,14 \text{ м}^3 / \text{ч} > 152,38 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Следовательно, выбранный сепаратор обеспечит необходимые условия второй ступени сепарации нефти.

3.5. Пример подбора резервуара

Из материального баланса установки следует, что в резервуар поступает товарная нефть в количестве $G_n = 115043,75$ кг/ч (Таблица 2.16).

Плотность товарной нефти $\rho_n = 850,5$ кг/м³ (из условия).

Объёмный расход товарной нефти:

$$V_n = \frac{G_n}{\rho_n} = \frac{115043,75}{850,5} = 135,27 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Согласно нормам технологического проектирования, запас нефти в товарном парке должен быть суточный:

$$V_{тов} = 135,27 \cdot 24 = 3246,38 \text{ м}^3$$

Примем к установке резервуар типа РВС-5000, который выпускается в двух вариантах (приложение 10):

Выбираем вариант 1 и определяем эффективный объём одного резервуара:

$$V_{эф} = S \cdot H = \frac{\pi \cdot D_g^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 20,92^2}{4} \cdot 15 = 5153,27 \text{ м}^3$$

Необходимое количество резервуаров:

$$n = \frac{V_{тов}}{V_{эф}} = \frac{3246,38}{5153,3} = 0,63 \approx 1$$

Таким образом, для товарной нефти необходимо установить один резервуара типа РВС-5000.

3.6. Пример подбора насосного оборудования

Исходные данные:

- давление на всасе $P_{вс} = 0,1$ МПа = $0,1 \cdot 10^6$ Па (принимаем);
- давление на выкиде $P_{вык} = 1,5$ МПа = $1,5 \cdot 10^6$ Па (принимаем);
- производительность $V_n = 37,573$ м³/ч (см. п. 3.4.1);

- плотность товарной нефти $\rho_n^{20} = 850,5 \text{ кг/м}^3$ (из условия);
Полный напор насоса:

$$H = \frac{P_{\text{вых}} - P_{\text{вх}}}{\rho \cdot g} = \frac{1,5 \cdot 10^6 - 0,1 \cdot 10^6}{850,5 \cdot 9,81} = 167,80 \text{ м}$$

$H_{\text{насоса}} = 167,80 \text{ м}$.

Полезная мощность насоса:

$$N_{\text{пол}} = V_n \cdot \rho \cdot g \cdot H = 37,573 \cdot 850,5 \cdot 9,81 \cdot 167,80 = 52603,5 \text{ Вт} = 52,60 \text{ кВт}$$

Мощность на валу насоса:

$$N_L = \frac{N_{\text{пол}}}{\eta_n} = \frac{52,60}{0,7} = 75,15 \text{ кВт}$$

Где η_n - к.п.д. насоса. Примем $\eta_n = 0,7$.

Мощность, потребляемая электродвигателем насоса:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_L}{\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}} = \frac{75,15}{0,9} = 83,50 \text{ кВт}$$

где $\eta_{\text{пер}}$ - к.п.д. передачи от электродвигателя:

$\eta_{\text{дв}}$ - к.п.д. двигателя.

Примем $\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}} = 0,9$.

Установочная мощность двигателя:

$$N_{\text{уст}} = \beta \cdot N_{\text{дв}}$$

где β - коэффициент запаса мощности. Для $N_{\text{дв}} > 50 \text{ кВт}$ $\beta = 1,1$.

$$N_{\text{уст}} = 1,1 \cdot 83,50 = 91,85 \text{ кВт}$$

Для установки принимаем насос типа ЦНСн - центробежный многоступенчатый секционный насос. Такие насосы предназначены для перекачки обводнённой газонасыщенной и товарной нефти в системах внутрипромыслового сбора, подготовки и транспорта нефти.

Выбираем насос ЦНСн 180 – 170 (приложение 11) со следующими характеристиками:

- номинальная производительность $180 \text{ м}^3/\text{ч}$;
- номинальный напор 170 м ;
- электродвигатель ВАО2-280М4;
- мощность электродвигателя 160 кВт ;
- к.п.д. насоса - не менее 70% .

Для обеспечения необходимой производительности необходимо установить следующее количество параллельно работающих насосов:

$$n = \frac{135,266}{180} = 0,75$$

Таким образом, требуется один рабочий насос плюс один резервный.

Приложение 1

Значения константы фазового равновесия

CH ₄																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	183,8	195,9	208	220,4	232,8	245,8	258,8	272,3	285,8	299,75	313,7	328	342,3	356,9	371,5	386,45	401,4	416,6	431,8	447,2	462,6
1,5	122,53	130,60	138,67	146,93	155,20	163,87	172,53	181,53	190,53	199,83	209,13	218,67	228,20	237,93	247,67	257,63	267,60	277,73	287,87	298,13	308,40
2	91,90	97,95	104,00	110,20	116,40	122,90	129,40	136,15	142,90	149,88	156,85	164,00	171,15	178,45	185,75	193,23	200,70	208,30	215,90	223,60	231,30
2,5	73,52	78,36	83,20	88,16	93,12	98,32	103,52	108,92	114,32	119,90	125,48	131,20	136,92	142,76	148,60	154,58	160,56	166,64	172,72	178,88	185,04
3	61,27	65,30	69,33	73,47	77,60	81,93	86,27	90,77	95,27	99,92	104,57	109,33	114,10	118,97	123,83	128,82	133,80	138,87	143,93	149,07	154,20
3,5	52,51	55,97	59,43	62,97	66,51	70,23	73,94	77,80	81,66	85,64	89,63	93,71	97,80	101,97	106,14	110,41	114,69	119,03	123,37	127,77	132,17
4	45,95	48,98	52,00	55,10	58,20	61,45	64,70	68,08	71,45	74,94	78,43	82,00	85,58	89,23	92,88	96,61	100,35	104,15	107,95	111,80	115,65
4,5	40,84	43,53	46,22	48,98	51,73	54,62	57,51	60,51	63,51	66,61	69,71	72,89	76,07	79,31	82,56	85,88	89,20	92,58	95,96	99,38	102,80
5	36,76	39,18	41,60	44,08	46,56	49,16	51,76	54,46	57,16	59,95	62,74	65,60	68,46	71,38	74,30	77,29	80,28	83,32	86,36	89,44	92,52
5,5	33,42	35,62	37,82	40,07	42,33	44,69	47,05	49,51	51,96	54,50	57,04	59,64	62,24	64,89	67,55	70,26	72,98	75,75	78,51	81,31	84,11
6	30,63	32,65	34,67	36,73	38,80	40,97	43,13	45,38	47,63	49,96	52,28	54,67	57,05	59,48	61,92	64,41	66,90	69,43	71,97	74,53	77,10
6,5	28,28	30,14	32,00	33,91	35,82	37,82	39,82	41,89	43,97	46,12	48,26	50,46	52,66	54,91	57,15	59,45	61,75	64,09	66,43	68,80	71,17
7	26,26	27,99	29,71	31,49	33,26	35,11	36,97	38,90	40,83	42,82	44,81	46,86	48,90	50,99	53,07	55,21	57,34	59,51	61,69	63,89	66,09
7,5	24,51	26,12	27,73	29,39	31,04	32,77	34,51	36,31	38,11	39,97	41,83	43,73	45,64	47,59	49,53	51,53	53,52	55,55	57,57	59,63	61,68
8	22,98	24,49	26,00	27,55	29,10	30,73	32,35	34,04	35,73	37,47	39,21	41,00	42,79	44,61	46,44	48,31	50,18	52,08	53,98	55,90	57,83
8,5	21,62	23,05	24,47	25,93	27,39	28,92	30,45	32,04	33,62	35,26	36,91	38,59	40,27	41,99	43,71	45,46	47,22	49,01	50,80	52,61	54,42
9	20,42	21,77	23,11	24,49	25,87	27,31	28,76	30,26	31,76	33,31	34,86	36,44	38,03	39,66	41,28	42,94	44,60	46,29	47,98	49,69	51,40
9,5	19,35	20,62	21,89	23,20	24,51	25,87	27,24	28,66	30,08	31,55	33,02	34,53	36,03	37,57	39,11	40,68	42,25	43,85	45,45	47,07	48,69
10	18,38	19,59	20,80	22,04	23,28	24,58	25,88	27,23	28,58	29,98	31,37	32,80	34,23	35,69	37,15	38,65	40,14	41,66	43,18	44,72	46,26

Продолжение П.1

C ₂ H ₆																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	23,55	26,68	29,81	33,51	37,21	41,53	45,85	49,265	52,68	56,395	60,11	63,825	67,54	71,255	74,97	78,685	82,4	86,115	89,83	93,545	97,26
1,5	15,70	17,79	19,87	22,34	24,81	27,69	30,57	32,84	35,12	37,60	40,07	42,55	45,03	47,50	49,98	52,46	54,93	57,41	59,89	62,36	64,84
2	11,78	13,34	14,91	16,76	18,61	20,77	22,93	24,63	26,34	28,20	30,06	31,91	33,77	35,63	37,49	39,34	41,20	43,06	44,92	46,77	48,63
2,5	9,42	10,67	11,92	13,40	14,88	16,61	18,34	19,71	21,07	22,56	24,04	25,53	27,02	28,50	29,99	31,47	32,96	34,45	35,93	37,42	38,90
3	7,85	8,89	9,94	11,17	12,40	13,84	15,28	16,42	17,56	18,80	20,04	21,28	22,51	23,75	24,99	26,23	27,47	28,71	29,94	31,18	32,42
3,5	6,73	7,62	8,52	9,57	10,63	11,87	13,10	14,08	15,05	16,11	17,17	18,24	19,30	20,36	21,42	22,48	23,54	24,60	25,67	26,73	27,79
4	5,89	6,67	7,45	8,38	9,30	10,38	11,46	12,32	13,17	14,10	15,03	15,96	16,89	17,81	18,74	19,67	20,60	21,53	22,46	23,39	24,32
4,5	5,23	5,93	6,62	7,45	8,27	9,23	10,19	10,95	11,71	12,53	13,36	14,18	15,01	15,83	16,66	17,49	18,31	19,14	19,96	20,79	21,61
5	4,71	5,34	5,96	6,70	7,44	8,31	9,17	9,85	10,54	11,28	12,02	12,77	13,51	14,25	14,99	15,74	16,48	17,22	17,97	18,71	19,45
5,5	4,28	4,85	5,42	6,09	6,77	7,55	8,34	8,96	9,58	10,25	10,93	11,60	12,28	12,96	13,63	14,31	14,98	15,66	16,33	17,01	17,68
6	3,93	4,45	4,97	5,59	6,20	6,92	7,64	8,21	8,78	9,40	10,02	10,64	11,26	11,88	12,50	13,11	13,73	14,35	14,97	15,59	16,21
6,5	3,62	4,10	4,59	5,16	5,72	6,39	7,05	7,58	8,10	8,68	9,25	9,82	10,39	10,96	11,53	12,11	12,68	13,25	13,82	14,39	14,96
7	3,36	3,81	4,26	4,79	5,32	5,93	6,55	7,04	7,53	8,06	8,59	9,12	9,65	10,18	10,71	11,24	11,77	12,30	12,83	13,36	13,89
7,5	3,14	3,56	3,97	4,47	4,96	5,54	6,11	6,57	7,02	7,52	8,01	8,51	9,01	9,50	10,00	10,49	10,99	11,48	11,98	12,47	12,97
8	2,94	3,34	3,73	4,19	4,65	5,19	5,73	6,16	6,59	7,05	7,51	7,98	8,44	8,91	9,37	9,84	10,30	10,76	11,23	11,69	12,16
8,5	2,77	3,14	3,51	3,94	4,38	4,89	5,39	5,80	6,20	6,63	7,07	7,51	7,95	8,38	8,82	9,26	9,69	10,13	10,57	11,01	11,44
9	2,62	2,96	3,31	3,72	4,13	4,61	5,09	5,47	5,85	6,27	6,68	7,09	7,50	7,92	8,33	8,74	9,16	9,57	9,98	10,39	10,81
9,5	2,48	2,81	3,14	3,53	3,92	4,37	4,83	5,19	5,55	5,94	6,33	6,72	7,11	7,50	7,89	8,28	8,67	9,06	9,46	9,85	10,24
10	2,36	2,67	2,98	3,35	3,72	4,15	4,59	4,93	5,27	5,64	6,01	6,38	6,75	7,13	7,50	7,87	8,24	8,61	8,98	9,35	9,73

Продолжение П.1

C ₃ H ₈																					
Т																					
Р, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	4,66	5,475	6,29	7,31	8,33	9,565	10,8	12,21	13,62	15,305	16,99	18,975	20,96	23,29	25,62	28,325	31,03	34,145	37,26	44,02	50,78
1,5	3,11	3,65	4,19	4,87	5,55	6,38	7,20	8,14	9,08	10,20	11,33	12,65	13,97	15,53	17,08	18,88	20,69	22,76	24,84	29,35	33,85
2	2,33	2,74	3,15	3,66	4,17	4,78	5,40	6,11	6,81	7,65	8,50	9,49	10,48	11,65	12,81	14,16	15,52	17,07	18,63	22,01	25,39
2,5	1,86	2,19	2,52	2,92	3,33	3,83	4,32	4,88	5,45	6,12	6,80	7,59	8,38	9,32	10,25	11,33	12,41	13,66	14,90	17,61	20,31
3	1,55	1,83	2,10	2,44	2,78	3,19	3,60	4,07	4,54	5,10	5,66	6,33	6,99	7,76	8,54	9,44	10,34	11,38	12,42	14,67	16,93
3,5	1,33	1,56	1,80	2,09	2,38	2,73	3,09	3,49	3,89	4,37	4,85	5,42	5,99	6,65	7,32	8,09	8,87	9,76	10,65	12,58	14,51
4	1,17	1,37	1,57	1,83	2,08	2,39	2,70	3,05	3,41	3,83	4,25	4,74	5,24	5,82	6,41	7,08	7,76	8,54	9,32	11,01	12,70
4,5	1,04	1,22	1,40	1,62	1,85	2,13	2,40	2,71	3,03	3,40	3,78	4,22	4,66	5,18	5,69	6,29	6,90	7,59	8,28	9,78	11,28
5	0,93	1,10	1,26	1,46	1,67	1,91	2,16	2,44	2,72	3,06	3,40	3,80	4,19	4,66	5,12	5,67	6,21	6,83	7,45	8,80	10,16
5,5	0,85	1,00	1,14	1,33	1,51	1,74	1,96	2,22	2,48	2,78	3,09	3,45	3,81	4,23	4,66	5,15	5,64	6,21	6,77	8,00	9,23
6	0,78	0,91	1,05	1,22	1,39	1,59	1,80	2,04	2,27	2,55	2,83	3,16	3,49	3,88	4,27	4,72	5,17	5,69	6,21	7,34	8,46
6,5	0,72	0,84	0,97	1,12	1,28	1,47	1,66	1,88	2,10	2,35	2,61	2,92	3,22	3,58	3,94	4,36	4,77	5,25	5,73	6,77	7,81
7	0,67	0,78	0,90	1,04	1,19	1,37	1,54	1,74	1,95	2,19	2,43	2,71	2,99	3,33	3,66	4,05	4,43	4,88	5,32	6,29	7,25
7,5	0,62	0,73	0,84	0,97	1,11	1,28	1,44	1,63	1,82	2,04	2,27	2,53	2,79	3,11	3,42	3,78	4,14	4,55	4,97	5,87	6,77
8	0,58	0,68	0,79	0,91	1,04	1,20	1,35	1,53	1,70	1,91	2,12	2,37	2,62	2,91	3,20	3,54	3,88	4,27	4,66	5,50	6,35
8,5	0,55	0,64	0,74	0,86	0,98	1,13	1,27	1,44	1,60	1,80	2,00	2,23	2,47	2,74	3,01	3,33	3,65	4,02	4,38	5,18	5,97
9	0,52	0,61	0,70	0,81	0,93	1,06	1,20	1,36	1,51	1,70	1,89	2,11	2,33	2,59	2,85	3,15	3,45	3,79	4,14	4,89	5,64
9,5	0,49	0,58	0,66	0,77	0,88	1,01	1,14	1,29	1,43	1,61	1,79	2,00	2,21	2,45	2,70	2,98	3,27	3,59	3,92	4,63	5,35
10	0,47	0,55	0,63	0,73	0,83	0,96	1,08	1,22	1,36	1,53	1,70	1,90	2,10	2,33	2,56	2,83	3,10	3,41	3,73	4,40	5,08

Продолжение П.1

n-C ₄ H ₁₀																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	1,464	1,7555	2,047	2,4185	2,79	3,26	3,73	4,315	4,9	5,6	6,3	7,15	8	9	10	11,17	12,34	13,715	15,09	16,685	18,28
1,5	0,98	1,17	1,36	1,61	1,86	2,17	2,49	2,88	3,27	3,73	4,20	4,77	5,33	6,00	6,67	7,45	8,23	9,14	10,06	11,12	12,19
2	0,73	0,88	1,02	1,21	1,40	1,63	1,87	2,16	2,45	2,80	3,15	3,58	4,00	4,50	5,00	5,59	6,17	6,86	7,55	8,34	9,14
2,5	0,59	0,70	0,82	0,97	1,12	1,30	1,49	1,73	1,96	2,24	2,52	2,86	3,20	3,60	4,00	4,47	4,94	5,49	6,04	6,67	7,31
3	0,49	0,59	0,68	0,81	0,93	1,09	1,24	1,44	1,63	1,87	2,10	2,38	2,67	3,00	3,33	3,72	4,11	4,57	5,03	5,56	6,09
3,5	0,42	0,50	0,58	0,69	0,80	0,93	1,07	1,23	1,40	1,60	1,80	2,04	2,29	2,57	2,86	3,19	3,53	3,92	4,31	4,77	5,22
4	0,37	0,44	0,51	0,60	0,70	0,82	0,93	1,08	1,23	1,40	1,58	1,79	2,00	2,25	2,50	2,79	3,09	3,43	3,77	4,17	4,57
4,5	0,33	0,39	0,45	0,54	0,62	0,72	0,83	0,96	1,09	1,24	1,40	1,59	1,78	2,00	2,22	2,48	2,74	3,05	3,35	3,71	4,06
5	0,29	0,35	0,41	0,48	0,56	0,65	0,75	0,86	0,98	1,12	1,26	1,43	1,60	1,80	2,00	2,23	2,47	2,74	3,02	3,34	3,66
5,5	0,27	0,32	0,37	0,44	0,51	0,59	0,68	0,78	0,89	1,02	1,15	1,30	1,45	1,64	1,82	2,03	2,24	2,49	2,74	3,03	3,32
6	0,24	0,29	0,34	0,40	0,47	0,54	0,62	0,72	0,82	0,93	1,05	1,19	1,33	1,50	1,67	1,86	2,06	2,29	2,52	2,78	3,05
6,5	0,23	0,27	0,31	0,37	0,43	0,50	0,57	0,66	0,75	0,86	0,97	1,10	1,23	1,38	1,54	1,72	1,90	2,11	2,32	2,57	2,81
7	0,21	0,25	0,29	0,35	0,40	0,47	0,53	0,62	0,70	0,80	0,90	1,02	1,14	1,29	1,43	1,60	1,76	1,96	2,16	2,38	2,61
7,5	0,20	0,23	0,27	0,32	0,37	0,43	0,50	0,58	0,65	0,75	0,84	0,95	1,07	1,20	1,33	1,49	1,65	1,83	2,01	2,22	2,44
8	0,18	0,22	0,26	0,30	0,35	0,41	0,47	0,54	0,61	0,70	0,79	0,89	1,00	1,13	1,25	1,40	1,54	1,71	1,89	2,09	2,29
8,5	0,17	0,21	0,24	0,28	0,33	0,38	0,44	0,51	0,58	0,66	0,74	0,84	0,94	1,06	1,18	1,31	1,45	1,61	1,78	1,96	2,15
9	0,16	0,20	0,23	0,27	0,31	0,36	0,41	0,48	0,54	0,62	0,70	0,79	0,89	1,00	1,11	1,24	1,37	1,52	1,68	1,85	2,03
9,5	0,15	0,18	0,22	0,25	0,29	0,34	0,39	0,45	0,52	0,59	0,66	0,75	0,84	0,95	1,05	1,18	1,30	1,44	1,59	1,76	1,92
10	0,15	0,18	0,20	0,24	0,28	0,33	0,37	0,43	0,49	0,56	0,63	0,72	0,80	0,90	1,00	1,12	1,23	1,37	1,51	1,67	1,83

Продолжение П.1

i-C ₄ H ₁₀																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	2,15	2,545	2,94	3,44	3,94	4,56	5,18	5,94	6,7	7,61	8,52	9,61	10,7	11,98	13,26	14,75	16,24	17,955	19,67	21,625	23,58
1,5	1,43	1,70	1,96	2,29	2,63	3,04	3,45	3,96	4,47	5,07	5,68	6,41	7,13	7,99	8,84	9,83	10,83	11,97	13,11	14,42	15,72
2	1,08	1,27	1,47	1,72	1,97	2,28	2,59	2,97	3,35	3,81	4,26	4,81	5,35	5,99	6,63	7,38	8,12	8,98	9,84	10,81	11,79
2,5	0,86	1,02	1,18	1,38	1,58	1,82	2,07	2,38	2,68	3,04	3,41	3,84	4,28	4,79	5,30	5,90	6,50	7,18	7,87	8,65	9,43
3	0,72	0,85	0,98	1,15	1,31	1,52	1,73	1,98	2,23	2,54	2,84	3,20	3,57	3,99	4,42	4,92	5,41	5,99	6,56	7,21	7,86
3,5	0,61	0,73	0,84	0,98	1,13	1,30	1,48	1,70	1,91	2,17	2,43	2,75	3,06	3,42	3,79	4,21	4,64	5,13	5,62	6,18	6,74
4	0,54	0,64	0,74	0,86	0,99	1,14	1,30	1,49	1,68	1,90	2,13	2,40	2,68	3,00	3,32	3,69	4,06	4,49	4,92	5,41	5,90
4,5	0,48	0,57	0,65	0,76	0,88	1,01	1,15	1,32	1,49	1,69	1,89	2,14	2,38	2,66	2,95	3,28	3,61	3,99	4,37	4,81	5,24
5	0,43	0,51	0,59	0,69	0,79	0,91	1,04	1,19	1,34	1,52	1,70	1,92	2,14	2,40	2,65	2,95	3,25	3,59	3,93	4,33	4,72
5,5	0,39	0,46	0,53	0,63	0,72	0,83	0,94	1,08	1,22	1,38	1,55	1,75	1,95	2,18	2,41	2,68	2,95	3,26	3,58	3,93	4,29
6	0,36	0,42	0,49	0,57	0,66	0,76	0,86	0,99	1,12	1,27	1,42	1,60	1,78	2,00	2,21	2,46	2,71	2,99	3,28	3,60	3,93
6,5	0,33	0,39	0,45	0,53	0,61	0,70	0,80	0,91	1,03	1,17	1,31	1,48	1,65	1,84	2,04	2,27	2,50	2,76	3,03	3,33	3,63
7	0,31	0,36	0,42	0,49	0,56	0,65	0,74	0,85	0,96	1,09	1,22	1,37	1,53	1,71	1,89	2,11	2,32	2,57	2,81	3,09	3,37
7,5	0,29	0,34	0,39	0,46	0,53	0,61	0,69	0,79	0,89	1,01	1,14	1,28	1,43	1,60	1,77	1,97	2,17	2,39	2,62	2,88	3,14
8	0,27	0,32	0,37	0,43	0,49	0,57	0,65	0,74	0,84	0,95	1,07	1,20	1,34	1,50	1,66	1,84	2,03	2,24	2,46	2,70	2,95
8,5	0,25	0,30	0,35	0,40	0,46	0,54	0,61	0,70	0,79	0,90	1,00	1,13	1,26	1,41	1,56	1,74	1,91	2,11	2,31	2,54	2,77
9	0,24	0,28	0,33	0,38	0,44	0,51	0,58	0,66	0,74	0,85	0,95	1,07	1,19	1,33	1,47	1,64	1,80	2,00	2,19	2,40	2,62
9,5	0,23	0,27	0,31	0,36	0,41	0,48	0,55	0,63	0,71	0,80	0,90	1,01	1,13	1,26	1,40	1,55	1,71	1,89	2,07	2,28	2,48
10	0,22	0,25	0,29	0,34	0,39	0,46	0,52	0,59	0,67	0,76	0,85	0,96	1,07	1,20	1,33	1,48	1,62	1,80	1,97	2,16	2,36

Продолжение П.1

n-C ₅ H ₁₂																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	0,241	0,307	0,373	0,4655	0,558	0,6835	0,809	0,975	1,141	1,356	1,571	1,844	2,117	2,4565	2,796	3,2125	3,629	4,131	4,633	5,2315	5,83
1,5	0,16	0,20	0,25	0,31	0,37	0,46	0,54	0,65	0,76	0,90	1,05	1,23	1,41	1,64	1,86	2,14	2,42	2,75	3,09	3,49	3,89
2	0,12	0,15	0,19	0,23	0,28	0,34	0,40	0,49	0,57	0,68	0,79	0,92	1,06	1,23	1,40	1,61	1,81	2,07	2,32	2,62	2,92
2,5	0,10	0,12	0,15	0,19	0,22	0,27	0,32	0,39	0,46	0,54	0,63	0,74	0,85	0,98	1,12	1,29	1,45	1,65	1,85	2,09	2,33
3	0,08	0,10	0,12	0,16	0,19	0,23	0,27	0,33	0,38	0,45	0,52	0,61	0,71	0,82	0,93	1,07	1,21	1,38	1,54	1,74	1,94
3,5	0,07	0,09	0,11	0,13	0,16	0,20	0,23	0,28	0,33	0,39	0,45	0,53	0,60	0,70	0,80	0,92	1,04	1,18	1,32	1,49	1,67
4	0,06	0,08	0,09	0,12	0,14	0,17	0,20	0,24	0,29	0,34	0,39	0,46	0,53	0,61	0,70	0,80	0,91	1,03	1,16	1,31	1,46
4,5	0,05	0,07	0,08	0,10	0,12	0,15	0,18	0,22	0,25	0,30	0,35	0,41	0,47	0,55	0,62	0,71	0,81	0,92	1,03	1,16	1,30
5	0,05	0,06	0,07	0,09	0,11	0,14	0,16	0,20	0,23	0,27	0,31	0,37	0,42	0,49	0,56	0,64	0,73	0,83	0,93	1,05	1,17
5,5	0,04	0,06	0,07	0,08	0,10	0,12	0,15	0,18	0,21	0,25	0,29	0,34	0,38	0,45	0,51	0,58	0,66	0,75	0,84	0,95	1,06
6	0,04	0,05	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,16	0,19	0,23	0,26	0,31	0,35	0,41	0,47	0,54	0,60	0,69	0,77	0,87	0,97
6,5	0,04	0,05	0,06	0,07	0,09	0,11	0,12	0,15	0,18	0,21	0,24	0,28	0,33	0,38	0,43	0,49	0,56	0,64	0,71	0,80	0,90
7	0,03	0,04	0,05	0,07	0,08	0,10	0,12	0,14	0,16	0,19	0,22	0,26	0,30	0,35	0,40	0,46	0,52	0,59	0,66	0,75	0,83
7,5	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,18	0,21	0,25	0,28	0,33	0,37	0,43	0,48	0,55	0,62	0,70	0,78
8	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,09	0,10	0,12	0,14	0,17	0,20	0,23	0,26	0,31	0,35	0,40	0,45	0,52	0,58	0,65	0,73
8,5	0,03	0,04	0,04	0,05	0,07	0,08	0,10	0,11	0,13	0,16	0,18	0,22	0,25	0,29	0,33	0,38	0,43	0,49	0,55	0,62	0,69
9	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,15	0,17	0,20	0,24	0,27	0,31	0,36	0,40	0,46	0,51	0,58	0,65
9,5	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,09	0,10	0,12	0,14	0,17	0,19	0,22	0,26	0,29	0,34	0,38	0,43	0,49	0,55	0,61
10	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,10	0,11	0,14	0,16	0,18	0,21	0,25	0,28	0,32	0,36	0,41	0,46	0,52	0,58

Продолжение П.1

i-C ₅ H ₁₂																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	0,341	0,4285	0,516	0,636	0,756	0,916	1,076	1,284	1,492	1,757	2,022	2,353	2,684	3,09	3,496	3,987	4,478	5,063	5,648	6,334	7,02
1,5	0,23	0,29	0,34	0,42	0,50	0,61	0,72	0,86	0,99	1,17	1,35	1,57	1,79	2,06	2,33	2,66	2,99	3,38	3,77	4,22	4,68
2	0,17	0,21	0,26	0,32	0,38	0,46	0,54	0,64	0,75	0,88	1,01	1,18	1,34	1,55	1,75	1,99	2,24	2,53	2,82	3,17	3,51
2,5	0,14	0,17	0,21	0,25	0,30	0,37	0,43	0,51	0,60	0,70	0,81	0,94	1,07	1,24	1,40	1,59	1,79	2,03	2,26	2,53	2,81
3	0,11	0,14	0,17	0,21	0,25	0,31	0,36	0,43	0,50	0,59	0,67	0,78	0,89	1,03	1,17	1,33	1,49	1,69	1,88	2,11	2,34
3,5	0,10	0,12	0,15	0,18	0,22	0,26	0,31	0,37	0,43	0,50	0,58	0,67	0,77	0,88	1,00	1,14	1,28	1,45	1,61	1,81	2,01
4	0,09	0,11	0,13	0,16	0,19	0,23	0,27	0,32	0,37	0,44	0,51	0,59	0,67	0,77	0,87	1,00	1,12	1,27	1,41	1,58	1,76
4,5	0,08	0,10	0,11	0,14	0,17	0,20	0,24	0,29	0,33	0,39	0,45	0,52	0,60	0,69	0,78	0,89	1,00	1,13	1,26	1,41	1,56
5	0,07	0,09	0,10	0,13	0,15	0,18	0,22	0,26	0,30	0,35	0,40	0,47	0,54	0,62	0,70	0,80	0,90	1,01	1,13	1,27	1,40
5,5	0,06	0,08	0,09	0,12	0,14	0,17	0,20	0,23	0,27	0,32	0,37	0,43	0,49	0,56	0,64	0,72	0,81	0,92	1,03	1,15	1,28
6	0,06	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,18	0,21	0,25	0,29	0,34	0,39	0,45	0,52	0,58	0,66	0,75	0,84	0,94	1,06	1,17
6,5	0,05	0,07	0,08	0,10	0,12	0,14	0,17	0,20	0,23	0,27	0,31	0,36	0,41	0,48	0,54	0,61	0,69	0,78	0,87	0,97	1,08
7	0,05	0,06	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,18	0,21	0,25	0,29	0,34	0,38	0,44	0,50	0,57	0,64	0,72	0,81	0,90	1,00
7,5	0,05	0,06	0,07	0,08	0,10	0,12	0,14	0,17	0,20	0,23	0,27	0,31	0,36	0,41	0,47	0,53	0,60	0,68	0,75	0,84	0,94
8	0,04	0,05	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,16	0,19	0,22	0,25	0,29	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63	0,71	0,79	0,88
8,5	0,04	0,05	0,06	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,18	0,21	0,24	0,28	0,32	0,36	0,41	0,47	0,53	0,60	0,66	0,75	0,83
9	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,10	0,12	0,14	0,17	0,20	0,22	0,26	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63	0,70	0,78
9,5	0,04	0,05	0,05	0,07	0,08	0,10	0,11	0,14	0,16	0,18	0,21	0,25	0,28	0,33	0,37	0,42	0,47	0,53	0,59	0,67	0,74
10	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,11	0,18	0,20	0,24	0,27	0,31	0,35	0,40	0,45	0,51	0,56	0,63	0,70

Продолжение П.1

n-C ₆ H ₁₄																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	0,06	0,08	0,1	0,13	0,16	0,203	0,246	0,307	0,368	0,4505	0,533	0,6435	0,754	0,8971	1,0402	1,2229	1,4056	1,6345	1,8634	2,1457	2,428
1,5	0,040	0,053	0,067	0,087	0,107	0,135	0,164	0,205	0,245	0,300	0,355	0,429	0,503	0,598	0,693	0,815	0,937	1,090	1,242	1,430	1,619
2	0,030	0,040	0,050	0,065	0,080	0,102	0,123	0,154	0,184	0,225	0,267	0,322	0,377	0,449	0,520	0,611	0,703	0,817	0,932	1,073	1,214
2,5	0,024	0,032	0,040	0,052	0,064	0,081	0,098	0,123	0,147	0,180	0,213	0,257	0,302	0,359	0,416	0,489	0,562	0,654	0,745	0,858	0,971
3	0,020	0,027	0,033	0,043	0,053	0,068	0,082	0,102	0,123	0,150	0,178	0,215	0,251	0,299	0,347	0,408	0,469	0,545	0,621	0,715	0,809
3,5	0,017	0,023	0,029	0,037	0,046	0,058	0,070	0,088	0,105	0,129	0,152	0,184	0,215	0,256	0,297	0,349	0,402	0,467	0,532	0,613	0,694
4	0,015	0,020	0,025	0,033	0,040	0,051	0,062	0,077	0,092	0,113	0,133	0,161	0,189	0,224	0,260	0,306	0,351	0,409	0,466	0,536	0,607
4,5	0,013	0,018	0,022	0,029	0,036	0,045	0,055	0,068	0,082	0,100	0,118	0,143	0,168	0,199	0,231	0,272	0,312	0,363	0,414	0,477	0,540
5	0,012	0,016	0,020	0,026	0,032	0,041	0,049	0,061	0,074	0,090	0,107	0,129	0,151	0,179	0,208	0,245	0,281	0,327	0,373	0,429	0,486
5,5	0,011	0,015	0,018	0,024	0,029	0,037	0,045	0,056	0,067	0,082	0,097	0,117	0,137	0,163	0,189	0,222	0,256	0,297	0,339	0,390	0,441
6	0,010	0,013	0,017	0,022	0,027	0,034	0,041	0,051	0,061	0,075	0,089	0,107	0,126	0,150	0,173	0,204	0,234	0,272	0,311	0,358	0,405
6,5	0,009	0,012	0,015	0,020	0,025	0,031	0,038	0,047	0,057	0,069	0,082	0,099	0,116	0,138	0,160	0,188	0,216	0,251	0,287	0,330	0,374
7	0,009	0,011	0,014	0,019	0,023	0,029	0,035	0,044	0,053	0,064	0,076	0,092	0,108	0,128	0,149	0,175	0,201	0,234	0,266	0,307	0,347
7,5	0,008	0,011	0,013	0,017	0,021	0,027	0,033	0,041	0,049	0,060	0,071	0,086	0,101	0,120	0,139	0,163	0,187	0,218	0,248	0,286	0,324
8	0,008	0,010	0,013	0,016	0,020	0,025	0,031	0,038	0,046	0,056	0,067	0,080	0,094	0,112	0,130	0,153	0,176	0,204	0,233	0,268	0,304
8,5	0,007	0,009	0,012	0,015	0,019	0,024	0,029	0,036	0,043	0,053	0,063	0,076	0,089	0,106	0,122	0,144	0,165	0,192	0,219	0,252	0,286
9	0,007	0,009	0,011	0,014	0,018	0,023	0,027	0,034	0,041	0,050	0,059	0,072	0,084	0,100	0,116	0,136	0,156	0,182	0,207	0,238	0,270
9,5	0,006	0,008	0,011	0,014	0,017	0,021	0,026	0,032	0,039	0,047	0,056	0,068	0,079	0,094	0,109	0,129	0,148	0,172	0,196	0,226	0,256
10	0,006	0,008	0,010	0,013	0,016	0,020	0,025	0,031	0,037	0,045	0,053	0,064	0,075	0,090	0,104	0,122	0,141	0,163	0,186	0,215	0,243

Продолжение П.1

N ₂																					
T																					
P, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	450,8	469,55	488,3	507,15	526	544,9	563,8	582,7	601,6	620,4	639,2	657,95	676,7	695,35	714	732,5	751	769,5	788	806	824
1,5	300,5	313,0	325,5	338,1	350,7	363,3	375,9	388,5	401,1	413,6	426,1	438,6	451,1	463,6	476,0	488,3	500,7	513,0	525,3	537,3	549,3
2	225,4	234,8	244,2	253,6	263,0	272,5	281,9	291,4	300,8	310,2	319,6	329,0	338,4	347,7	357,0	366,3	375,5	384,8	394,0	403,0	412,0
2,5	180,3	187,8	195,3	202,9	210,4	218,0	225,5	233,1	240,6	248,2	255,7	263,2	270,7	278,1	285,6	293,0	300,4	307,8	315,2	322,4	329,6
3	150,3	156,5	162,8	169,1	175,3	181,6	187,9	194,2	200,5	206,8	213,1	219,3	225,6	231,8	238,0	244,2	250,3	256,5	262,7	268,7	274,7
3,5	128,8	134,2	139,5	144,9	150,3	155,7	161,1	166,5	171,9	177,3	182,6	188,0	193,3	198,7	204,0	209,3	214,6	219,9	225,1	230,3	235,4
4	112,7	117,4	122,1	126,8	131,5	136,2	141,0	145,7	150,4	155,1	159,8	164,5	169,2	173,8	178,5	183,1	187,8	192,4	197,0	201,5	206,0
4,5	100,2	104,3	108,5	112,7	116,9	121,1	125,3	129,5	133,7	137,9	142,0	146,2	150,4	154,5	158,7	162,8	166,9	171,0	175,1	179,1	183,1
5	90,2	93,9	97,7	101,4	105,2	109,0	112,8	116,5	120,3	124,1	127,8	131,6	135,3	139,1	142,8	146,5	150,2	153,9	157,6	161,2	164,8
5,5	82,0	85,4	88,8	92,2	95,6	99,1	102,5	105,9	109,4	112,8	116,2	119,6	123,0	126,4	129,8	133,2	136,5	139,9	143,3	146,5	149,8
6	75,1	78,3	81,4	84,5	87,7	90,8	94,0	97,1	100,3	103,4	106,5	109,7	112,8	115,9	119,0	122,1	125,2	128,3	131,3	134,3	137,3
6,5	69,4	72,2	75,1	78,0	80,9	83,8	86,7	89,6	92,6	95,4	98,3	101,2	104,1	107,0	109,8	112,7	115,5	118,4	121,2	124,0	126,8
7	64,4	67,1	69,8	72,5	75,1	77,8	80,5	83,2	85,9	88,6	91,3	94,0	96,7	99,3	102,0	104,6	107,3	109,9	112,6	115,1	117,7
7,5	60,1	62,6	65,1	67,6	70,1	72,7	75,2	77,7	80,2	82,7	85,2	87,7	90,2	92,7	95,2	97,7	100,1	102,6	105,1	107,5	109,9
8	56,4	58,7	61,0	63,4	65,8	68,1	70,5	72,8	75,2	77,6	79,9	82,2	84,6	86,9	89,3	91,6	93,9	96,2	98,5	100,8	103,0
8,5	53,0	55,2	57,4	59,7	61,9	64,1	66,3	68,6	70,8	73,0	75,2	77,4	79,6	81,8	84,0	86,2	88,4	90,5	92,7	94,8	96,9
9	50,1	52,2	54,3	56,4	58,4	60,5	62,6	64,7	66,8	68,9	71,0	73,1	75,2	77,3	79,3	81,4	83,4	85,5	87,6	89,6	91,6
9,5	47,5	49,4	51,4	53,4	55,4	57,4	59,3	61,3	63,3	65,3	67,3	69,3	71,2	73,2	75,2	77,1	79,1	81,0	82,9	84,8	86,7
10	45,1	47,0	48,8	50,7	52,6	54,5	56,4	58,3	60,2	62,0	63,9	65,8	67,7	69,5	71,4	73,3	75,1	77,0	78,8	80,6	82,4

Продолжение П.1

CO ₂																					
Т																					
Р, атм	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C	45°C	50°C	55°C	60°C	65°C	70°C	75°C	80°C	85°C	90°C	95°C	100°C
1	97,72	121,91	146,1	179,3	212,5	257	301,5	359,95	418,4	493,65	568,9	664,15	759,4	878,05	996,7	1142,45	1288,2	1464,9	1641,6	1853,25	2064,9
1,5	65,1	81,3	97,4	119,5	141,7	171,3	201,0	240,0	278,9	329,1	379,3	442,8	506,3	585,4	664,5	761,6	858,8	976,6	1094,4	1235,5	1376,6
2	48,9	61,0	73,1	89,7	106,3	128,5	150,8	180,0	209,2	246,8	284,5	332,1	379,7	439,0	498,4	571,2	644,1	732,5	820,8	926,6	1032,5
2,5	39,1	48,8	58,4	71,7	85,0	102,8	120,6	144,0	167,4	197,5	227,6	265,7	303,8	351,2	398,7	457,0	515,3	586,0	656,6	741,3	826,0
3	32,6	40,6	48,7	59,8	70,8	85,7	100,5	120,0	139,5	164,6	189,6	221,4	253,1	292,7	332,2	380,8	429,4	488,3	547,2	617,8	688,3
3,5	27,9	34,8	41,7	51,2	60,7	73,4	86,1	102,8	119,5	141,0	162,5	189,8	217,0	250,9	284,8	326,4	368,1	418,5	469,0	529,5	590,0
4	24,4	30,5	36,5	44,8	53,1	64,3	75,4	90,0	104,6	123,4	142,2	166,0	189,9	219,5	249,2	285,6	322,1	366,2	410,4	463,3	516,2
4,5	21,7	27,1	32,5	39,8	47,2	57,1	67,0	80,0	93,0	109,7	126,4	147,6	168,8	195,1	221,5	253,9	286,3	325,5	364,8	411,8	458,9
5	19,5	24,4	29,2	35,9	42,5	51,4	60,3	72,0	83,7	98,7	113,8	132,8	151,9	175,6	199,3	228,5	257,6	293,0	328,3	370,7	413,0
5,5	17,8	22,2	26,6	32,6	38,6	46,7	54,8	65,4	76,1	89,8	103,4	120,8	138,1	159,6	181,2	207,7	234,2	266,3	298,5	337,0	375,4
6	16,3	20,3	24,4	29,9	35,4	42,8	50,3	60,0	69,7	82,3	94,8	110,7	126,6	146,3	166,1	190,4	214,7	244,2	273,6	308,9	344,2
6,5	15,0	18,8	22,5	27,6	32,7	39,5	46,4	55,4	64,4	75,9	87,5	102,2	116,8	135,1	153,3	175,8	198,2	225,4	252,6	285,1	317,7
7	14,0	17,4	20,9	25,6	30,4	36,7	43,1	51,4	59,8	70,5	81,3	94,9	108,5	125,4	142,4	163,2	184,0	209,3	234,5	264,8	295,0
7,5	13,0	16,3	19,5	23,9	28,3	34,3	40,2	48,0	55,8	65,8	75,9	88,6	101,3	117,1	132,9	152,3	171,8	195,3	218,9	247,1	275,3
8	12,2	15,2	18,3	22,4	26,6	32,1	37,7	45,0	52,3	61,7	71,1	83,0	94,9	109,8	124,6	142,8	161,0	183,1	205,2	231,7	258,1
8,5	11,5	14,3	17,2	21,1	25,0	30,2	35,5	42,3	49,2	58,1	66,9	78,1	89,3	103,3	117,3	134,4	151,6	172,3	193,1	218,0	242,9
9	10,9	13,5	16,2	19,9	23,6	28,6	33,5	40,0	46,5	54,9	63,2	73,8	84,4	97,6	110,7	126,9	143,1	162,8	182,4	205,9	229,4
9,5	10,3	12,8	15,4	18,9	22,4	27,1	31,7	37,9	44,0	52,0	59,9	69,9	79,9	92,4	104,9	120,3	135,6	154,2	172,8	195,1	217,4
10	9,8	12,2	14,6	17,9	21,3	25,7	30,2	36,0	41,8	49,4	56,9	66,4	75,9	87,8	99,7	114,2	128,8	146,5	164,2	185,3	206,5

Приложение 2

Составы нефти

№	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	n-C ₅ H ₁₂	Остаток	Итого
1	0,25	0,24	28,17	1,64	1,45	1,11	2,75	1,29	1,95	61,15	100,00
2	0,36	0,20	25,91	2,16	3,52	1,19	3,45	2,10	2,15	58,96	100,00
3	0,03	0,54	22,40	1,70	4,91	1,96	4,47	1,98	2,93	59,08	100,00
4	0,03	0,31	20,71	2,14	4,55	1,70	3,50	1,50	2,98	62,58	100,00
5	0,16	0,47	22,14	2,26	4,95	2,00	4,12	2,24	2,88	58,79	100,00
6	0,17	0,53	20,06	1,86	4,44	2,29	4,50	2,36	2,92	60,87	100,00
7	0,05	0,38	23,75	4,16	7,33	0,97	4,49	1,47	3,55	53,85	100,00
8	0,55	0,92	23,61	2,97	5,54	1,90	4,81	1,98	2,29	55,43	100,00
9	0,44	0,71	23,01	4,25	8,27	1,61	5,71	2,03	3,53	50,44	100,00
10	0,09	0,18	12,87	0,94	2,29	1,15	2,52	1,80	2,20	75,96	100,00
11	0,08	0,55	22,86	2,20	5,71	1,68	4,90	2,19	3,22	56,61	100,00
12	1,54	0,67	27,18	8,43	6,21	0,71	2,35	1,01	2,28	49,62	100,00
13	0,95	0,12	28,15	5,00	5,51	0,72	2,20	0,79	1,30	55,26	100,00
14	0,17	0,56	27,21	1,44	2,14	1,69	1,86	1,41	1,69	61,83	100,00
15	0,21	0,43	25,15	2,10	5,17	2,20	5,04	2,12	2,66	54,92	100,00
16	0,21	0,52	26,01	2,36	5,42	1,90	4,27	1,90	2,57	54,84	100,00
17	0,23	0,48	28,67	2,68	5,34	1,62	3,71	1,68	2,25	53,34	100,00
18	0,65	0,59	23,70	3,83	5,76	1,24	4,08	1,86	3,68	54,61	100,00
19	0,83	0,31	24,46	3,12	3,98	1,40	2,43	1,28	1,36	60,83	100,00
20	0,20	0,15	17,70	3,51	4,86	1,27	3,32	1,45	2,37	65,17	100,00
21	0,17	0,41	17,58	2,56	4,25	1,76	3,13	1,71	2,19	66,24	100,00
22	0,10	0,67	23,33	0,88	0,71	0,68	1,11	1,21	1,66	69,65	100,00
23	0,00	0,88	23,93	1,19	1,09	1,03	1,90	1,61	2,33	66,04	100,00
24	0,11	0,93	23,37	0,84	0,87	0,93	1,82	1,41	2,09	67,63	100,00
25	0,04	0,43	20,12	0,64	0,84	0,91	2,17	1,48	2,05	71,32	100,00

Приложение 3

ТЮМЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЕГАЗОВЫЙ УНИВЕРСИТЕТ КАФЕДРА РАЗРАБОТКИ И ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЯНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ ЗАДАНИЕ

на курсовой проект по курсу «Сбор и подготовка скважиной продукции»

Ф.И.О. студента (студентки) _____

Группа – ___ - ___

Дата выдачи задания: «___» _____ 201__ г.

Срок представления работы: «___» _____ 201__ г.

Тема курсового работы: «Рассчитать материальный баланс _____ производительностью _____ млн. т/год по товарной нефти; годовая продолжительность 350 дней; обводненность сырой нефти _____%_{мас.}; содержание воды в нефти на выходе из установки _____%_{мас.}; содержание углеводородов в товарной воде _____%_{мас.}. Давление первой стадии сепарации _____ МПа; температура первой стадии сепарации _____°С. Давление второй стадии сепарации _____ МПа; температура второй стадии сепарации 20°С. Давление стадии отстаивания _____ МПа; температура стадии отстаивания _____°С.»

Состав входящей нефти

№ п/п	Компонент смеси	Мольная доля компонента в нефти (z^i), % мол.	Молекулярная масса (M^i), кг/кмоль
1	Диоксид углерода (CO ₂)		44
2	Азот (N ₂)		28
3	Метан (CH ₄)		16
4	Этан (C ₂ H ₆)		30
5	Пропан (C ₃ H ₈)		44
6	n-Бутан (n-C ₄ H ₁₀)		58
7	i-Бутан (i-C ₄ H ₁₀)		58
8	n-Пентан (n-C ₅ H ₁₂)		72
9	i-Пентан (i-C ₅ H ₁₂)		72
10	Гексан и выше (C ₆ H ₁₄ +)		86
	Σ		-

Перечень подлежащих разработке вопросов в расчетно-пояснительной записке:

- **Рисунок принципиальной технологической схемы объекта и ее описание**
- **Расчет материального баланса установки в целом и по стадиям**
- **Описание и принцип действия типового аппарата**
- **Расчет теплового аппарата.**

Руководитель курсового проектирования

Приложение 4

Резервуары вертикальные стальные

Номинал. объем, м ³	Геометр. характеристики, мм		Общая масса справочн., т	
	Диаметр	Высота	Без понтонa	С ПОНТОНО М
Расчетная температура -40°C и выше				
100	4730	5960	8,2	10,3
200	6630	5950	10,8	13,4
300	7580	7450	13,8	16,4
400	8530	7450	15,4	19,5
700	10430	8940	22,9	27,2
1000	10430	11920	26,7	32,3
2000	15180	11920	48,0	53,6
3000	18980	11920	75,4	82,9
5000	20920	14900	103,1	118,3
10000	28500	17880	216,6	233,8
20000	39900	17880	407,0	440,0
30000	45600	17880	534,2	581,0
Расчетная температура -40°C до -65°C				
100	4730	5960	8,4	
200	3630	5960	11,1	
300	7580	7450	14,0	
400	8530	7450	15,7	
700	10430	8940	22,9	
1000	10430	11920	27,9	
2000	15180	11920	48,1	
3000	18980	11920	68,8	
5000	22790	11920	101,5	
10000	34200	11920	196,8	
20000	45600	11920	391,8	

Приложение 5

Технические данные сепарационных установок типа НГС

Внутренний диаметр аппарата Дв, мм	1200	1600	2000	2400	3000	3400
Объемная производительность м ³ /ч: по нефтегазовой смеси, по газу	20-100 20700-74900	45-225 12800-54900	86-430 62200-224800	160-800 82900-220000	300-1500 124000-330000	450-2500 165000-440000
Вместимость ,м ³	6,3	12,5	25	50	100	150
Условное давление, МПа	0,6; 1,0; 1,6; 2,5; 4,0; 6,3.			0,6; 1,0; 1,6; 2,5; 4,0		
Рабочее давление, МПа	0,4; 0,8; 1,4; 2,2; 3,6; 5,7			0,4; 0,8; 1,4; 2,2; 3,6		
Температура среды, °С	от 0 до 100					
Унос жидкости газом, г/м ³	до 0,1					
Унос свободного газа жидкостью, %	до 1					
Средняя температура самой холодной пятидневки, °С	до минус 60					
Минимальная допустимая температура стенки, °С	до минус 60					
Материал основных деталей аппарата	16ГС ГОСТ 5520-79 09Г2С ГОСТ 5520-79					

Приложение 6**Технологические характеристики электродегидраторов**

Показатели	Тип электродегидратора.		
	1 ЭГ-160	2 ЭГ-160	ЭГ-200-10
Производительность по товарной нефти, т/сут.	2000-8000	3000-4300	5000-11500
Рабочее давление, МПа.	1,0	1,0	1,0
Рабочая температура, °С, до	110	110	110
Число электротрансформаторов, шт.	2	4	1
Мощность электротрансформатора, кВа.	50	50	150
Напряжение между электродами, кВ, до	44	44	50
Объем емкости, м ³ .	160	160	200

Приложение 7

Технические характеристики печи ПТБ-10-64

ПОКАЗАТЕЛЬ	ПТБ-10-64, ПТБ-10А
Тепловая мощность, <i>МВт(Гкал/ч)</i>	11,6(10)
Производительность по нефтяной эмульсии, <i>кг/с(т/ч)</i> , в пределах	115,7(416,6)
Температура на входе, °С	+5 и более
Температура на выходе, К(°С), не более	(90)
Топливо	природный газ или попутный газ
Рабочее давление в змеевике, <i>МПа(кгс/см²)</i> , не более	6,3(63)
КПД не менее, %	80
Расход топливного газа, <i>м³/ч</i>	1600
Габаритные размеры (длина x ширина x высота, в собранном виде), м	14,1x5,1x10,4
Масса, т	47

Тепловая мощность печи

Тепловая мощность, МВт.	Давление газа после регулирующего клапана, МПа.	Температура уходящих газов (дымовых), °С.
1,5 – 2,5	0,010 – 0,015	120 – 150
2,5 – 3,5	0,015 – 0,020	250 – 300
3,5 – 6,0	0,020 – 0,025	350 – 400
6,0 – 8,5	0,030 – 0,040	450 – 500
8,5 – 11,6	0,040 – 0,050	500 – 600

Технические характеристики ПП-0,63 (АМЖ)

Полезная тепловая мощность, МВт (Гкал/ч), не более	0,73(0,63)
Производительность по нагреваемому продукту, кг/с (т/сут), не более	13,3 (1150)
Давление в продуктовом змеевике, МПа (кгс/см ²): - рабочее, не более - расчетное - пробное гидравлическое	6,3 (63) 6,3 (63) 8,2 (82)
Перепад давления в змеевике, МПа (кгс/см ²), не более	0,55 (5,5)
Температура, К (°С): - на входе продукта в подогреватель, в пределах - нагрева продукта, не более - нагрева промежуточного теплоносителя, не более - средняя самой холодной пятидневки, не ниже - абсолютная минимальная окружающего воздуха, не ниже	278...232 (5...50) 343 (70) 368 (95) 233 (-40) 223 (-50)
Промежуточный теплоноситель	Пресная вода
Нагреваемая среда – нефть, нефтяная эмульсия, пластовая вода, газ с содержанием, % моль, не более: - сероводород H ₂ S - двуокись углерода CO ₂	0,01 1,0
Давление рабочее в продуктовом змеевике, МПа (кгс/см ²), не более	6,3(63)
Топливо	природный или нефтяной попутный газ, жидкое топливо (нефть, мазут, дизтопливо)
Параметр	Значение
Характеристика газового топлива: - природный, попутный нефтяной газ, с параметрами: - теплота сгорания, МДж/нм, в пределах - содержание сероводорода, массовая доля %, не более - давление на входе в блок подготовки топлива, МПа (кгс/см ²), в пределах - давление перед горелкой, МПа (кгс/см ²), в пределах - расход топливного газа, м ³ /ч, не более	35...60 0,002 0,3...1,2 (3,0...12,0) 0,07...0,15 (0,7...1,5) 100
Характеристики топливной нефти: - теплота сгорания, МДж/м ³ , в пределах - плотность, кг/м ³ , не более	40-42 887

- вязкость, м ² /с (сСт)	20 10 (20)
- сероводород H ₂ S, % мол., не более	0,01
- двуокись углерода CO ₂ , % мол., не более	1,0
- температура эксплуатационная, К (°С), не более	323 (50)
- давление на входе в подогреватель, МПа (кгс/см ²), в пределах	4,0...6,2 (40...62)
- давление перед горелкой, МПа (кгс/см ²), не более	3,5 (35)
- расход топливной нефти, кг/ч, в пределах	100
Коэффициент полезного действия, %, не менее	80
Габаритные размеры (длина x ширина x высота), м	10,9x2,5x9,2
Масса, подогревателя в нерабочем состоянии, кг, не более (заполненного теплоносителем)	13030 (25900)
Показатели надежности:	
- средний ресурс до капитального ремонта, лет	3,5
- средний срок службы, лет	10,0

Приложение 9

Технические характеристики путевых подогревателей ПП-1,6

Наименование		ПП-1,6	ПП-1,6-1
Номинальная тепловая мощность топочного устройства, не более	МВт (Гкал/ч)	1,86 (1,6)	1,86 (1,6)
Производительность по нефтяной эмульсии при нагреве на 25°С, обводненностью 30%, не более	т/сут.	2350	2350
Давление в продуктовом змеевике, не более	МПа (кгс/см ²)	6,3 (63)	6,3 (63)
Перепад давления в змеевике, не более	МПа (кгс/см ²)	0,55 (5,5)	0,55 (5,5)
Температура:			
нагрева продукта, не более	°С	70	70
нагрева промежуточного теплоносителя (пресная вода), не более	°С	95	95
Объем теплоносителя (пресная вода)	м ³	100	100
Нагреваемая среда (нефть, нефтяная эмульсия, пластовая вода) с содержанием кислых газов:			
сероводород (H ₂ S), не более	% мол.	0,01	0,01
двуокись углерода (CO ₂), не более	% мол.	1,0	1,0
Топливо с параметрами:		природный или попутный нефтяной газ	нефть, нефтяная эмульсия
теплота сгорания в пределах	МДж/нм ³	35–60	39,8
содержание сероводорода, не более	% мол.	0,002	0,01

давление на входе в подогреватель	МПа (кгс/см ²)	0,3 (3) – 0,6 (6)	3,5–4,4 (35–44)
давление перед горелкой, в пределах	МПа (кгс/см ²)	0,07 (0,7) – 0,15 (1,5)	3,5 (35)
Номинальный расход топлива:			
на одну горелку, не более	м ³ /ч	90*	
общий, не более	м ³ /ч (кг/ч)	180*	100–200
Питание приборов системы контроля, сигнализации, защиты от сети переменного тока:			
напряжением	В	220	220
частотой	Гц	50	50
Габаритные размеры печи (длина x ширина x высота), не более	м	18,36 x 4,78 x 7,4	16,0 x 4,78 x 7,4
Масса, не более:			
Сухого	т	39,8	39,8
заполненного водой	т	125,2	125,2
Климатическое исполнение подогревателя	«У», категория 1 по ГОСТ 1515069		

Приложение 10

Техническая характеристика НГВРП

№	Показатели	Ед. измерения	Обводненность, % масс.	
			70%	90%
1.	Производительность по водонефтяной эмульсии	т/сут,	10000	10000
2.	Обводненность нефти на выходе, максимально	% вес	5,0*	5,0*
3.	Газосодержание нефти на входе	нм ³ /т	до 100	До 100
4.	Газосодержание нефти на выходе	нм ³ /т	не более 5,0	не более 5,0
5.	Содержание нефти в воде на выходе	% вес	не более 0,06*	не более 0,06*
6.	Давление рабочее	МПа	не более 0,7	не более 0,7
7.	Разность рабочей температуры	°С	21,5	41
8.	Температура минимальная : - рабочей среды на входе - нефти на выходе	°С	10	10
			31,5	51
9.	Внутренний объем (вместимость)	м ³	110	
10.	Площадь поверхности нагрева	м ²	33 * 2 = 66	

11.	Расчетный срок службы	лет	20
12.	Масса пустого аппарата с арматурным блоком	кг	не более 51500

Характеристики работы горелки NOPB фирмы NAO

Параметры горелки	Единицы измерения	Значения
Давление газа в основной горелке: - при номинальной тепловой нагрузке - при максимальной тепловой нагрузке	кг/см ²	0,26 до 0,5
Номинальная тепловая производительность основной горелки	МВт	1
Максимальная производительность основной горелки при непрерывном режиме работы	МВт	1,39
Диапазон регулирования мощности горелки в зоне стабильного горения		3:1
Длина факела основной горелки	м	4
Диаметр факела основной горелки	м	0,4
Полнота сгорания газа	%	99,99
Давление газа в пилотной горелке	кг/см ²	0,7
Тепловая производительность пилотной горелки	МВт	0,03

Результаты расчетов работы аппарата

Параметры	Единицы измерения	Обводненность, % масс.	
		70	90
Общий расход жидкости	т/сут	10000	10000
Расход нефти	т/сут	3000	1000
Общий расход воды	т/сут	7000	9000
Свободная, не эмульгированная вода	т/сут	6650	8550
Вода в эмульсии	т/сут	350	450
Эмульсия	т/сут	3350	1450
Максимальный объем для отстоя воды	м ³	28	28
Минимальный объем для отстоя воды	м ³	18	18
Максимальный объем отстоя нефти	м ³	79	79
Минимальный объем отстоя нефти	м ³	69	69
Минимальное и максимальное время отстоя нефти (только общий объем нефти)	мин	28/32	84/97
Минимальное и максимальное время отстоя эмульсии (вода и нефть)	мин	25/29	61/70

Минимальное и максимальное время отстоя подтоварной воды	мин	4,8/7,6	3,0/4,7
--	-----	---------	---------

Результаты расчетов для жидкости

Наименование	Скорость, м/с			
	Обводненность 70%		Обводненность 90%	
	$\Gamma_{\phi} = 50$ м ³ /т	$\Gamma_{\phi} = 100$ м ³ /т	$\Gamma_{\phi} = 50$ м ³ /т	$\Gamma_{\phi} = 100$ м ³ /т
Вход в аппарат 406 мм	5,4	9,9	2,4	3,9
Выход газа 205 мм	17,5	35	5,5	11
Выход нефти 205 мм	1,2		0,4	
Выход воды 305 мм	1,1		1,4	

Приложение 11

Техническая характеристика нефтегазовых сепараторов типа НГС

1 Цифр аппарата	V, м ³	Db, М	L, м	Производительность, м ³ /ч	
				по нефти	по газу (при н.у.)
НГС-0,6-1200	6,3	1,2	5,57	20 - 100	20700
НГС-1,0-1200					23300
НГС-1,6-1200					31400
НГС-2,5-1200					39000
НГС-4,0-1200					55000
НГС-6,3-1200					74900
НГС-0,6-1600	12,5	1,6	6,22	45 - 225	41400
НГС-1,0-1600					46700
НГС-1,6-1600					62900
НГС-2,5-1600					78000
НГС-4,0-1600					110000
НГС-6,3-1600					149500
НГС-0,6-2000	25	2,0	7,96	86 - 430	62200
НГС-1,0-2000					70000
НГС-1,6-2000					94400
НГС-2,5-2000					117200
НГС-4,0-2000					165000
НГС-6,3-2000					224800
НГС-0,6-2400	50	2,4	11,06	160 - 800	82900
НГС-1,0-2400					93500
НГС-1,6-2400					125500
НГС-2,5-2400					156300
НГС-4,0-2400					220000
НГС-0,6-3000					100
НГС-1,0-3000	140000				
НГС-1,6-3000	188000				
НГС-2,5-3000	134000				
ПГС-4,0-3000	330000				
ПГС-0,6-3400	150	3,4	16,53	450 - 2250	
НГС-1,0-3400					187000
НГС-1,6-3400					251000
НГС-2,5-3400					312000
НГС-4,0-3400					440000

Приложение 12

Техническая характеристика резервуара РВС-5000

Параметр	Вариант 1	Вариант 2
Внутренний диаметр, D, м	20,92	22,8
Расчетная высота налива, Н, м	15,0	12,0

Приложение 13

Техническая характеристика насосов типа ЦНСн

Тип насоса	Подача, м ³ /ч	Напор, м	Электродвигатель	
			Тип	Мощность, кВт
ЦНСн 105-98	105	98	2В 250S2	75
ЦНСн 105-147	105	147	2В 280S2	110
ЦНСн 105-196	105	196	BAO2-280S2	132
ЦНСн 105-245	105	245	BAO2-280M2	160
ЦНСн 105-294	105	294	BAO2-450S2	200
ЦНСн 105-343	105	343	BAO2-450M2	250
ЦНСн 105-392	105	392	BAO2-450M2	250
ЦНСн 105-441	105	441	BAO2-450LA2	315
ЦНСн 105-490	105	490	BAO2-450LA2	315
ЦНСн 180-85	180	85	2В 250S4	75
ЦНСн 180-128	180	128	BAO2-280S4	132
ЦНСн 180-170	180	170	BAO2-280M4	160
ЦНСн 180-212	180	212	BAO2-450S4	200
ЦНСн 180-255	180	255	BAO2-450M4	250
ЦНСн 180-297	180	297	BAO2-450LA4	315
ЦНСн 180-340	180	340	BAO2-450LA4	315
ЦНСн 180-383	180	383	BAO2-450LA4	315
ЦНСн 180-425	180	425	BAO2-450LB4	400
ЦНСн 300-120	300	120	BAO2-450S4	200
ЦНСн 300-180	300	180	BAO2-450M4	250
ЦНСн 300-240	300	240	BAO2-450LA4	315
ЦНСн 300-300	300	300	BAO2-450LB4	400
ЦНСн 300-360	300	360	BAO2-560S4	500
ЦНСн 300-420	300	420	BAO2-560M4	630
ЦНСн 300-480	300	480	BAO2-560M4	630
ЦНСн 300-540	300	540	BAO2-560LA4	800
ЦНСн 300-600	300	600	BAO2-560LB4	1000

Список литературы

1. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. - 3-е изд., перераб. и доп. - М.: ООО «Недра- Бизнесцентр», 2000. - 677 с.
2. Расчет технологических установок систем сбора и подготовки скважинной продукции: учебное пособие/ С.А. Леонтьев, Р.М.Галикеев, О.В. Фоминых/ - Тюмень: ТюмГНГУ, 2010. – 116 с.
3. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. М.Недра, 1979.
4. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего и специального назначения: Каталог ВНИИнефтемаш. - М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1991. - 106 с.
5. Основы расчета и проектирования теплообменников воздушного охлаждения: Справочник / А.Н. Бессонный, Г.А. Дрейцер, В.Б. Кунтыш и др.; Под. общ. ред. В.Б. Кунтыша и А.Н. Бессонного. - СПб.: Недра, 1996. - 512 с.
6. Справочник нефтепереработчика / Под ред. Г.А. Ластовкина, Е.Д. Радченко, М.Г. Рудина. - Л.: Химия, 1986. - 648 с.
7. Справочник по теплообменникам. В 2 т. Т. 2: Пер. с англ. / Под ред. О.Г. Мартыненко и др. - М.: Энергоатомиздат, 1987. - 352 с
8. Лутошкин Г.С., Данюшкин И.И. Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. М., Недра, 1985.
9. Гужов А.И., Медведев В.Д., Мищенко И.Т. и др. технологические расчеты промысловых трубопроводов. Справочное руководство по проектированию, разработке и эксплуатации нефтяных месторождений. Добыча нефти. Под общ. ред.Ш.К. Гиматудинова. М., Недра, 1983.
10. Баринов Б.А. Повышение эффективности работы газонефтяных сепараторов в процессе их эксплуатации. М.; ВНИИОЭНГ, Нефтепромысловое дело, №6, 1980.
11. Гужов А.И., Титов В.Г., Медведев В.Ф., Васильев В.А. Сбор, транспорт и хранение природных углеводородных газов. М.; Недра, 1978.
12. Деточенко А.В., Михеев А.Л.Волков М.М. Спутник газовика. М.; Недра, 1978.

Учебное издание

С.А. Леонтьев, Р.М. Галикеев, М.Ю.Тарасов

**Технологический расчет и подбор стандартного оборудования для установок
системы сбора и подготовки скважинной продукции**

В авторской редакции

Подписано в печать 14.07.2015. Формат 60х90 1/16. Усл. печ. л. 7,7.
Тираж 100 экз. Заказ № 195.

Библиотечно-издательский комплекс
федерального государственного бюджетного образовательного
учреждения высшего профессионального образования
«Тюменский государственный нефтегазовый университет».
625000, Тюмень, ул. Володарского, 38.

Типография библиотечно-издательского комплекса.
625039, Тюмень, ул. Киевская, 52.