

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
Инженерно-физический факультет

Ю.А. Гужель

ПРАКТИКУМ  
ПО ТЕХНОЛОГИЧЕСКОМУ РАСЧЕТУ  
ПРОМЫСЛОВОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Благовещенск

2021

ББК 35

Г 93

*Печатается по решению  
редакционно-издательского совета  
инженерно-физического факультета  
Амурского государственного  
университета*

***Гужель Ю.А.***

Практикум по технологическому расчету промышленного оборудования / Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2021. – 57 с.

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

Материал изложен применительно к программе курса «Промысловая подготовка нефти и газа» для студентов, обучающихся по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология».

### **В авторской редакции**

*Рецензенты:*

И.В. Бибик, к.т.н., доцент кафедры безопасности жизнедеятельности и природообустройства Дальневосточный ГАУ

Н.А. Фролова, к.т.н., доцент кафедры безопасности жизнедеятельности АмГУ.

© Амурский государственный университет, 2021

© Гужель Ю. А., автор

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	5
Глава 1 Оборудование, применяемое на установках системы сбора и подготовки нефти, газа и воды	6
1.1 Классификация аппаратов по движущей силе процессов	6
1.2 Сепарационное оборудование	7
1.2.1 Вертикальные сепараторы	8
1.2.2 Горизонтальные сепараторы	10
1.2.3 Гидроциклонные сепараторы	11
1.2.4 Сепараторы с предварительным отбором газа	14
1.2.5 Трехфазные сепараторы	16
1.3 Аппараты для обезвоживания нефти	17
1.3.1 Резервуары-отстойники	18
1.3.2 Отстойники	19
1.3.3 Подогреватели-деэмульсаторы	21
1.3.4 Электродегидраторы	23
Глава 2 Технологический расчет сепаратора	24
2.1 Материальный баланс процесса сепарации	24
2.2 Пропускная способность сепаратора по газу	26
2.3 Пропускная способность сепаратора по нефти	27
Глава 3 Технологический расчет отстойника	32
3.1 Диаметр отстойника	32
3.2 Длина отстойника	33
3.3 Пропускная способность отстойника	34
Глава 4 Технологический расчет электродегидратора	36
Глава 5 Пример расчета основного оборудования	38
5.1 Материальный баланс процесса сепарации	39
5.2 Технологический расчет сепаратора	43

5.3 Материальный баланс обезвоживания нефти	45
5.4 Технологический расчет отстойника	47
Библиографический список	53
Приложение	55

## **Введение**

Технологический расчет и подбор стандартного промышленного оборудования 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 продукции скважин, являются:

- 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 центрально пункта подготовки нефти (ЦППН).

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

## **Глава 1 Оборудование, применяемое 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 нефте-газопереработки 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.

Тепловые 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.

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 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:

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

Сепараторы условно можно подразделить на следующие категории:

- по назначению: замерные; сепарирующие;
- по геометрической форме: цилиндрические; сферические;

– по положению в пространстве: вертикальные; горизонтальные; наклонные;

– по характеру основных действующих сил: гравитационные; инерционные; центробежные; ультразвуковые;

– 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;

– 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 Вертикальные сепараторы**

Вертикальные сепараторы (старое название трапы) имеют меньшую производительность по газу и жидкости, но позволяют проще удалять из аппарата механические примеси. В них легче осуществляется регулирование уровня жидкости, очистка от отложений твердого парафина. Они занимают меньшую площадь, обеспечивают более высокую точность замеров расхода жидкости в широком диапазоне нагрузок.

На рис. 1 приведена принципиальная схема вертикального сепаратора.

Сепаратор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат диаметром 1,6 м. Нефтегазовая смесь под давлением поступает через штуцер 1 к раздаточному коллектору 2, из которого смесь попадает на наклонные полки 3, увеличивающие время стекания нефти и создающие большую площадь выделения пузырьков газа.

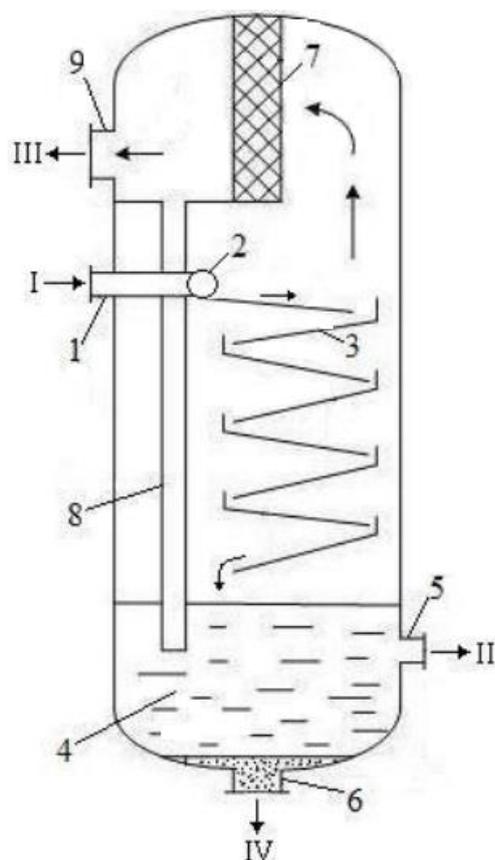


Рис. 1. Схема вертикального сепаратора:

I – нефтегазовая смесь; II – дегазированная нефть; III – газ; IV – механические примеси; 1 – штуцер ввода сырья; 2 – распределительный коллектор; 3 – наклонные полки; 4 – секция сбора нефти; 5 – штуцер вывода нефти; 6 – штуцер вывода мехпримесей; 7 – жалюзийный каплеуловитель; 8 – дренажная труба; 9 – штуцер вывода газа

Дегазированная нефть стекает в секцию 4, где происходит отделение механических примесей. Нефть выводится через штуцер 5, механические примеси (песок, грязь и т.д.) – через штуцер 6. Основной поток газа вместе с мельчайшими капельками нефти поднимается вверх и поступает в жалюзийный каплеуловитель 7, в котором происходит «захват» (прилипание) капелек жидкости. Уловленная жидкость затем стекает пленкой по дренажной трубе 8 в секцию 4. Газ через штуцер 9 выводится из сепаратора.

Недостатками вертикальных сепараторов являются меньшая производительность по сравнению с горизонтальными сепараторами при одном и том же диаметре, более низкая эффективность сепарации и меньшая устойчивость процесса сепарации для пульсирующих потоков.

## 1.2.2 Горизонтальные сепараторы

По конструкции горизонтальные сепараторы могут быть одноемкостные и двухемкостные. Одноемкостные широко применяются на ДНС и УПН на всех ступенях сепарации. Двухемкостные применяются в основном на автоматизированных групповых замерных установках (АГЗУ).

Трехфазные сепараторы также являются горизонтальными и, в основном, одноемкостными.

На рис. 2 приведена принципиальная схема горизонтального одноемкостного сепаратора.

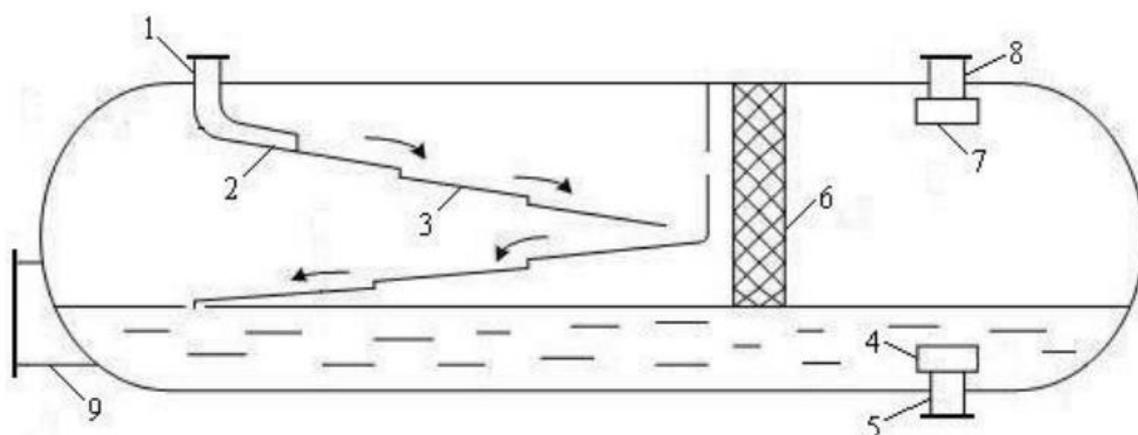


Рис. 2. Схема горизонтального сепаратора:

1 – штуцер ввода сырья; 2 – распределительное устройство; 3 – наклонные полки; 4 – устройство для предотвращения образования воронки; 5 – штуцер для вывода нефти; 6 – пеногаситель; 7 – каплеуловитель; 8 – штуцер для выхода газа; 9 – люк-лаз

Газонефтяная смесь поступает через штуцер 1 и распределительное устройство 2 на наклонные полки 3, снабженные порогами. Стекая по этим полкам, нефть освобождается от пузырьков газа.

Дегазированная нефть накапливается в нижней части сепаратора и выводится из аппарата через устройство для предотвращения образования воронки 4 и штуцер 5.

Газ, выделившийся из нефти, проходит пеногаситель 6, где разрушается пена, каплеуловитель 7, и через штуцер 8 отводится из аппарата.

В табл. 1 приведены основные технические характеристики сепараторов типа НГС, где  $V$  – объем аппарата,  $D_B$  – внутренний диаметр,  $L$  – длина сепаратора, вычисленная исходя из его объема и диаметра.

Пример условного обозначения сепаратора: НГС-0,6-3400, где НГС – нефтегазовый сепаратор; 0,6 – расчетное давление, МПа; 3400 – внутренний диаметр аппарата, мм.

### 1.2.3 Гидроциклонные сепараторы

Для повышения эффективности процесса сепарации в горизонтальных сепараторах используют гидроциклонные устройства. Гидроциклонные сепараторы могут быть одноемкостные и двухъемкостные.

Одноемкостные гидроциклонные сепараторы могут применять на первой ступени сепарации, а для нефтей с большими газовыми факторами – на второй и третьей ступени. Сепаратор состоит из одной или нескольких гидроциклонных головок и технологической емкости (рис. 3).

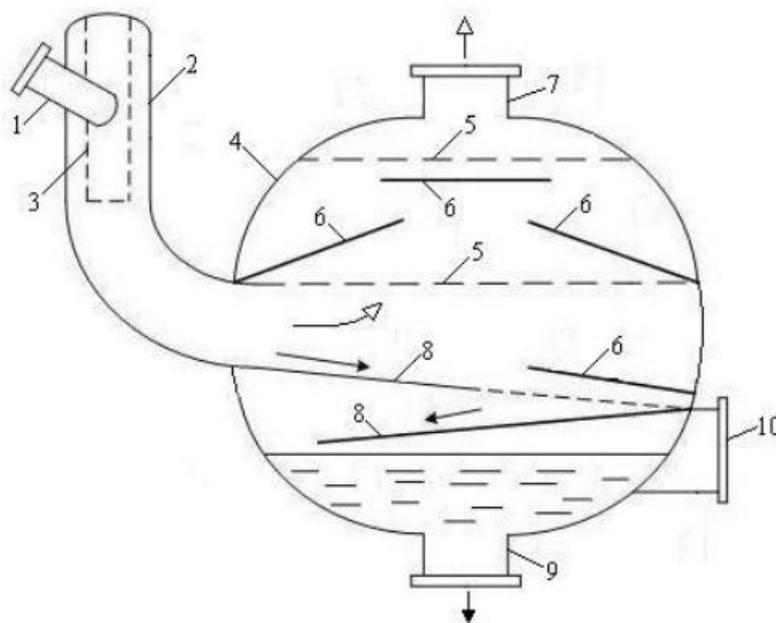


Рис. 3. Схема гидроциклонного одноемкостного сепаратора:  
1 – штуцер ввода сырья; 2 – корпус гидроциклона; 3 – направляющий патрубок; 4 – корпус сепаратора; 5 – распределительные решетки;  
6 – каплеотбойники; 7 –штуцер вывода газа; 8 – сливные полки; 9 – штуцер вывода нефти; 10 – люк-лаз

Газонефтяной поток входит тангенциально через штуцер 1 в корпус гидроциклона 2, диаметр которого 250 мм. Благодаря такому способу ввода

смесь приобретает вращательное движение вокруг патрубка 3, образуя нисходящий вихрь. Более тяжелая нефть прижимается к стенкам гидроциклона 2, а газовый вихрь, вращаясь, движется в центре. Под действием центробежной силы газ выделяется из стекающей пленки. В нижней части циклона предусмотрены устройства для предотвращения смешения газа с нефтью (на схеме не показаны).

Далее газовый и нефтяной потоки раздельно поступают в корпус сепаратора 4. Более легкий газ направляется вверх, проходит распределительные решетки 5, каплеотбойники 6 и выходит из сепаратора через штуцер 7. Решетки 5 нужны для выравнивания скорости газового потока путем распределения его по всему сечению аппарата и вместе с каплеотбойниками 6 улавливают капли жидкости.

Более тяжелая нефть поступает на сливные полки 8, стекает тонким слоем и освобождается от пузырьков газа. Кроме этого, полки обеспечивают равномерное поступление нефти в нижнюю часть емкости и уменьшают пенообразование. Разгазированная нефть выводится из сепаратора через штуцер 9.

Гидроциклонных головок в сепараторе может быть несколько, схема такого аппарата приведена на рис. 4.

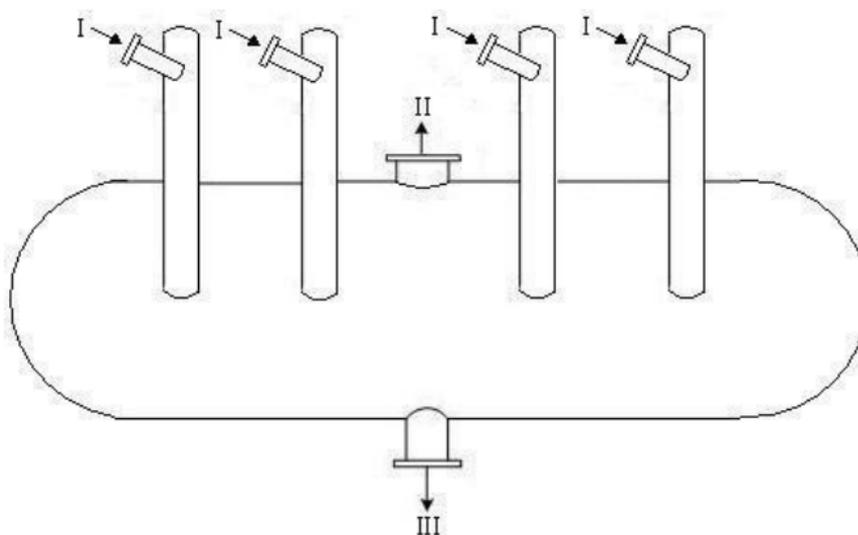


Рис. 4. Схема одноемкостного гидроциклонного сепаратора с несколькими гидроциклонами:

I – газонефтяная смесь; II – газ; III - нефть

Число гидроциклонов может быть 4, 6 или 8. Условное обозначение таких сепараторов следующее: например, ГС-4-1600-0,6, где ГС – гидроциклонный сепаратор, 4 – число гидроциклонных головок, 1600 – внутренний диаметр корпуса сепаратора в мм, 0,6 – рабочее давление в МПа.

Гидроциклонные двухъемкостные сепараторы применяются на автоматизированных замерных установках типа «Спутник», после которых нефть и газ снова смешиваются и транспортируются на ДНС или УПН.

Схема такого сепаратора приведена на рис. 5.

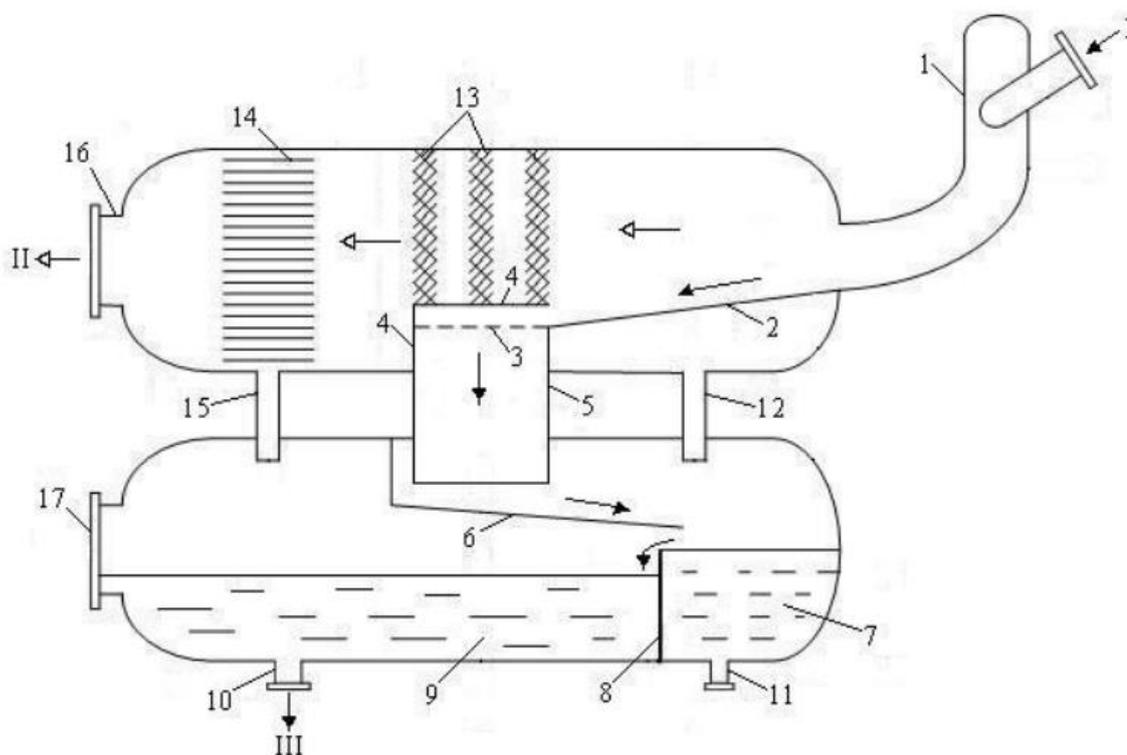


Рис. 5. Схема гидроциклонного двухъемкостного сепаратора:

I – нефтегазовая смесь; II – газ; III – нефть; 1 – гидроциклон; 2 – сливная полка; 3 – разбрызгиватель; 4 – каплеотбойники; 5 – сливной патрубков; 6 – сливная полка; 7 – отсек для улавливания мехпримесей; 8 – перегородка; 9 – отсек для сбора нефти; 10 – штуцер для вывода разгазированной нефти; 11 – штуцер для сброса грязи и мехпримесей; 12 и 15 – дренажные патрубки; 13 – перфорированные сетки; 14 – жалюзийная насадка; 16 – штуцер для отвода газа; 17 – люк-лаз

Нефтегазовый поток, разделенный в гидроциклоне 1, поступает в верхнюю емкость сепаратора. Нефть по сливной полке 2 попадает на разбрызгиватель 3, где поток разбивается на отдельные струйки. Отбойники 4 изолируют зону разбрызгивателя от зоны движения газового потока. Далее нефть

через сливной патрубок 5 попадает в нижнюю емкость сепаратора. Там по сливной полке 6 нефть сначала поступает в отсек 7, где улавливается грязь и механические примеси, а затем через перегородку 8 нефть поступает в отсек сбора 9 и выходит через штуцер 10.

Газ на выходе из гидроциклона проходит три зоны. Сначала в зоне грубой очистки (до сеток 13) за счет резкого снижения скорости крупные капли нефти осаждаются под действием гравитационных сил и стекают через патрубок 12 в нижнюю емкость. Во второй зоне газ очищается от мелких капель, проходя через перфорированные сетки 13. В третьей зоне газ проходит жалюзийную насадку 14, где задерживаются более мелкие капли.

Уловленные таким образом во второй и третьей зонах капли нефти стекают через патрубок 15 в нижнюю емкость. Газ выходит из сепаратора через штуцер 16.

Сепараторы такого типа могут иметь следующие обозначения, например: СУ-2-3000-2,5, где СУ – сепарационная установка, 2 – двухемкостная, 3000 – производительность в м<sup>3</sup>/сутки, 2,5 – рабочее давление в МПа.

#### **1.2.4 Сепараторы с предварительным отбором газа**

При совместном движении нефти и газа в трубопроводах протяженностью несколько километров в результате падения давления происходит медленная, но равновесная сепарация нефти от газа. Так, при движении нефтегазовой смеси в трубе со скоростью до 5 м/с, наблюдается почти полное разделение потока на жидкую и газовую фазу. Это явление и используется в сепараторах с предварительным отбором газа.

Для этого предусматривают подводящую трубу необходимого диаметра, обеспечивающую разделение фаз и устройство для отбора газа из трубы (см. рис. 6).

Нефтегазовая смесь подводится к корпусу сепаратора по наклонному трубопроводу 1, наклон которого к горизонту может колебаться в пределах 3-4°. К нему вертикально приварена газоотводная вилка 2 – компенсатор-депульсатор. В наклонном трубопроводе нефть и газ еще больше разделяют-

ся, нефть по продолжению трубопровода вводится в корпус сепаратора, а газ по вилке поступает в каплеуловитель 3, который фактически работает как сепаратор газа от капель нефти, поэтому его еще называют газосепаратор. Унесенные потоком газа капли нефти задерживаются в жалюзийных насадках 4 и стекают через патрубок 5 в сепаратор. Нефть с остатками газа поступает в корпус сепаратора и попадает сначала в плоский диффузор (на схеме не показан). В диффузоре постепенно происходит снижение скорости нефтегазового потока. Из диффузора нефть поступает с малой скоростью на наклонные полки 6, где происходит интенсивное отделение оставшихся пузырьков газа от нефти.

Полки находятся под углом  $5-7^\circ$ , они имеют поперечные планки-пороги 7 высотой 20-25 см через 50-70 см – для турбулизации потока. По ходу движения нефти предусмотрены пеногасители 8.

Отделившийся в корпусе сепаратора газ поступает через патрубок 13 в каплеуловитель 3. Нефть поступает сначала в отсек 9 для улавливания грязи и механических примесей, затем через перегородку 10 – в отсек 11 и через штуцер 12 отводится из сепаратора.

Такой способ сепарации позволяет значительно ускорить отделение газа от нефти. Газ внутри сепаратора не соприкасается с потоком жидкости, что уменьшает унос капелек нефти, так как газ имеет большую скорость. Кроме этого, в сепараторах с предварительным отбором газа меньше объем пены.

В гидроциклонных сепараторах из-за активного перемешивания фаз в нефти остается примерно в четыре раза больше пузырьков газа диаметром 2-3 мкм, чем в сепараторах с предварительным отбором газа. Поэтому унос газа с нефтью в гидроциклонных сепараторах больше, так как эти пузырьки не успевают полностью выделиться из нефти.

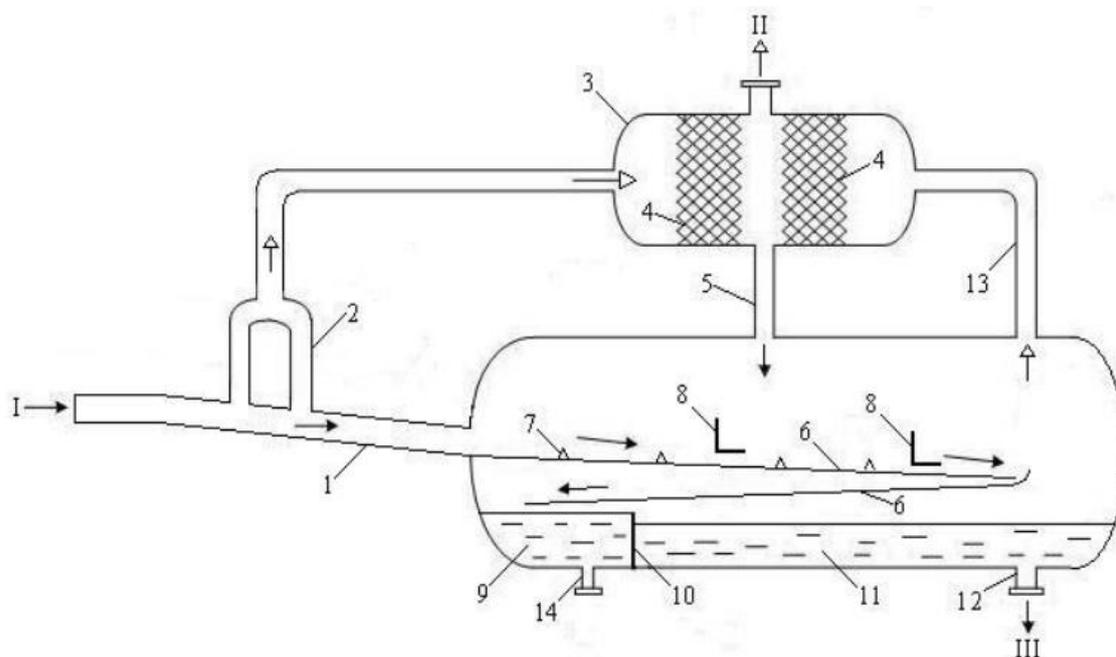


Рис. 6. Схема сепаратора с предварительным отбором газа:  
 I – нефтегазовая смесь; II – газ; III – нефть; 1 – наклонная подводящая труба; 2 – газоотводная вилка (компенсатор-депульсатор); 3 – каплеуловитель (сепаратор газа); 4 – жалюзийные насадки; 5 – дренажный патрубок; 6 – наклонные полки; 7 – поперечные планки-пороги; 8 – пеногасители; 9 – отсек для улавливания мехпримесей; 10 – перегородка; 11 – отсек для сбора разгазированной нефти; 12 – штуцер для отвода нефти; 13 – патрубок для отвода газа; 14 – штуцер для отвода мехпримесей

### 1.2.5 Трехфазные сепараторы

По мере разработки месторождения растет обводненность нефти. Основную массу пластовой воды лучше отделить от нефти как можно раньше – до поступления нефти на ЦППН, так как нагрев нефти с балластной водой приводит к большим затратам энергии.

Предварительный сброс пластовой воды осуществляется в трехфазных сепараторах.

Горизонтальные трехфазные сепараторы применяются на ДНС и УПН до нагрева нефти. На рис. 7 приведена схема трехфазного сепаратора типа БАС-1-100, где БАС – блочная автоматизированная сепарационная установка, 1 – номер модификации, 100 – объем сепаратора в м<sup>3</sup>.

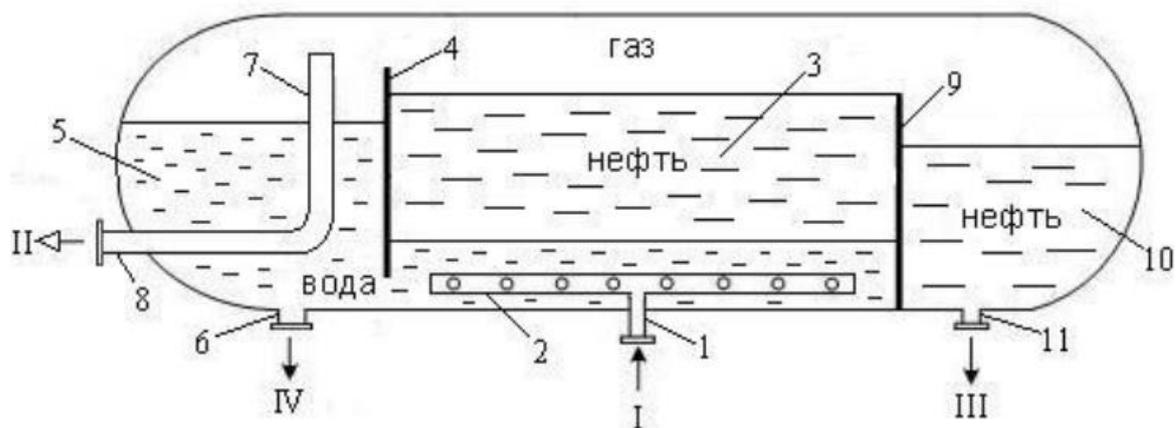


Рис. 7. Схема трехфазного сепаратора:

I – смесь нефти, газа и воды; II – газ; III – нефть; IV – вода; 1 – штуцер ввода сырья; 2 – распределительный коллектор; 3 – сепарационный отсек; 4 и 9 – перегородки; 5 – водяной отсек; 6 – штуцер отвода пластовой воды; 7 – газотводная линия; 8 – штуцер отвода газа; 10 – нефтяной отсек; 11 – штуцер отвода нефти

Предварительно смешанная с деэмульгатором продукция скважин поступает через штуцер 1 и коллектор 2 в сепарационный отсек 3, где происходит гравитационное разделение нефти, газа и воды.

Более тяжелая вода собирается на дне отсека 3, из которого она перетекает под перегородкой 4 в отсек 5 и отводится через штуцер 6. Газ поднимается в верхнюю часть сепаратора и отводится по газотводной линии 7 через штуцер 8.

Более легкая нефть собирается в верхнем слое жидкой фазы отсека 3, из которого через перегородку 9 нефть поступает в отсек 10 и через штуцер 11 отводится из аппарата. Производительность такого сепаратора 2500 м<sup>3</sup> в сутки по жидкости.

### 1.3 Аппараты для обезвоживания нефти

Для осуществления процесса обезвоживания нефти на промыслах применяют резервуары, отстойники, трехфазные сепараторы, подогреватели-деэмульсаторы, электродегидраторы, которые должны иметь такую конструкцию, чтобы осуществить качественное разделение нефти и воды, т.е. нефть на выходе из аппарата должна содержать минимальное количество воды и солей, а в отделившейся воде, подлежащей закачке снова в пласт, не

должно содержаться эмульгированных капелек нефти и механических примесей.

### 1.3.1 Резервуары-отстойники

На промыслах для приема, хранения и отпуска сырой и товарной нефти применяют резервуары типа РВС (резервуар вертикальный стальной). Резервуары-отстойники для обезвоживания нефти производят на базе типовых вертикальных резервуаров РВС. Они должны работать с постоянным уровнем нефти и оборудоваться специальным распределительным устройством, обеспечивающим равномерность подъема нефтеводяной смеси по всему сечению аппарата. На рис. 8 приведена схема одного из вариантов резервуара-отстойника.

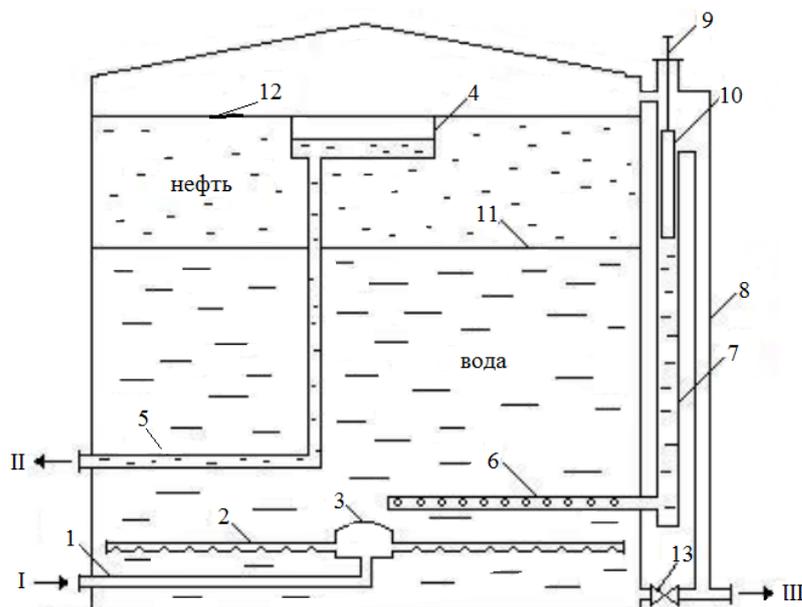


Рис. 8. Схема резервуара-отстойника:

I – нефтяная эмульсия; II – отстоявшаяся нефть; III – пластовая вода;  
 1 –подводящий трубопровод; 2 – лучевые отводы с отверстиями; 3 – общая емкость; 4 – цилиндрическая емкость для сбора и вывода нефти;  
 5 – трубопровод для вывода нефти; 6 – водосборная труба; 7 – восходящая труба гидрозатвора; 8 – нисходящая труба гидрозатвора; 9 – регулирующий шток; 10 – подвижный цилиндр (местное сопротивление); 11 – уровень воды; 12 – уровень нефти; 13 – задвижка для опорожнения резервуара

Нефтяная эмульсия поступает по трубопроводу 1 в емкость 2, выполненную в виде барабана с эллиптической крышкой. К емкости 3 для равномерного распределения эмульсии по сечению резервуара подсоединены ве-

ром шестнадцать лучевых отводов 2 с отверстиями. Отводы имеют в нижней части отверстия с постепенным увеличением их диаметра от центра к периферии. Нефтяная эмульсия через отверстия в отводах поступает равномерно под слой дренажной воды, служащей своеобразным «гидрофильным фильтром», где происходят процессы дополнительной деэмульсации и очистка отделившейся от нефти воды.

Более легкая нефть поднимается вверх, стекает в емкость 4 и по трубе 5 отводится из резервуара. Пластовая вода через трубу 6 поднимается по восходящей трубе гидрозатвора 7, затем проходит кольцевое пространство между цилиндром 10 и внутренней стенкой восходящей трубы, испытывая местное гидравлическое сопротивление. Далее вода переливается в нисходящую трубу гидрозатвора 8 и отводится из аппарата. С помощью гидрозатвора регулируется уровень воды 11 путем изменения величины местного гидравлического сопротивления перемещением вверх или вниз цилиндра 10 с помощью штока 9.

### **1.3.2 Отстойники**

В отстойники, как правило, поступает разрушенная внутритрубной деэмульсацией смесь нефти и воды. Конструкции отстойников должны обеспечить равномерность выхода струй жидкости из распределителя потока (маточника) по всему сечению аппарата. Форма маточника и характер ввода эмульсии могут отличаться для разных отстойников.

На рис. 9 приведена схема отстойника типа ОГ (отстойник горизонтальный).

Разрушенная нефтяная эмульсия поступает по вертикальному стояку 1 в распределительный коллектор 2, к которому приварены перпендикулярно к оси аппарата отводы 3 с отверстиями, из которых эмульсия выходит равномерными струями по всему сечению отстойника.

При выходе струй из отводов режим движения их должен быть ламинарным, чтобы предотвратить возможное образование стойких эмульсий в объеме самого отстойника. Затем нефть поднимается вверх через водяную

подушку и через перфорированный коллектор 4 отводится из аппарата. Вода оседает в дренаж и по перфорированной трубе 5 перетекает в чистый водяной отсек, из которого она отводится. Механические примеси, грязь (шлам) отводятся по мере накопления через нижний штуцер.

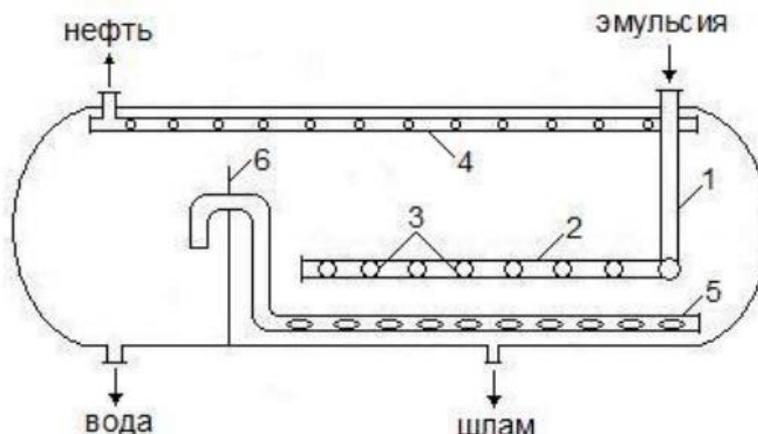


Рис. 9. Схема отстойника:

1 – стояк для ввода эмульсии; 2 – коллектор; 3 – отводы с отверстиями; 4 – перфорированный сборный коллектор для нефти; 5 – перфорированная труба; 6 – перегородка

В отстойнике другой конструкции (рис. 10) предварительно разрушенная эмульсия входит перпендикулярно оси аппарата по патрубку 1 и через прорезы коллектора 2 вытекает равномерно по направлению к стенкам аппарата.

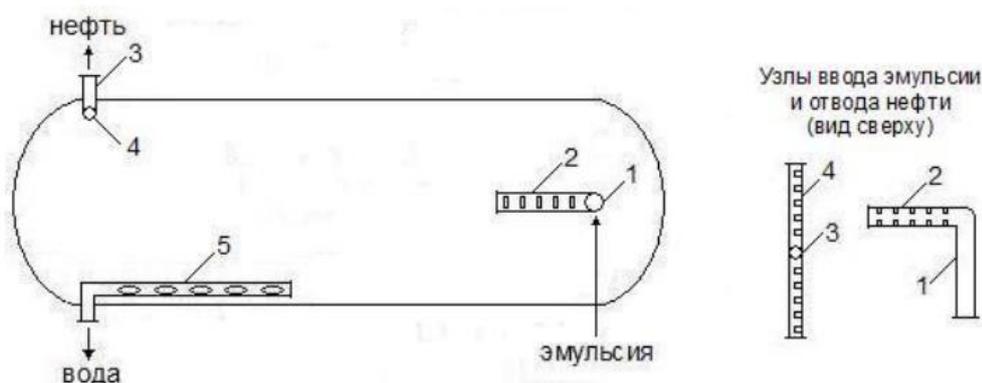


Рис. 10. Схема отстойника:

1 – патрубок ввода эмульсии; 2 – коллектор ввода эмульсии; 3 – патрубок вывода нефти; 4 – коллектор для сбора нефти; 5 – коллектор для сбора воды

Далее эмульсия постепенно перемещается вдоль оси аппарата справа налево, при этом происходит ее расслаивание, вода собирается в нижней ча-

сти и удаляется через коллектор 5, а нефть забирается коллектором 4 и отводится через стояк 3. Длина отстойника должна быть такой, чтобы обеспечить полное расслоение эмульсии за время ее пребывания в аппарате при оптимальной скорости движения потока.

### 1.3.3 Подогреватели-деэмульсаторы

Эти аппараты предназначены для осуществления предварительного обезвоживания нефти термохимическим способом. Нефтяная эмульсия поступает в эти аппараты после сепараторов первой ступени, либо они оснащаются дополнительными сепараторами.

В подогревателях-деэмульсаторах совмещен процесс нагрева нефтяной эмульсии с последующим отстоем. Конструктивно эти аппараты бывают вертикальные и горизонтальные. Вертикальные аппараты имеют в несколько раз меньшую производительность и тепловую мощность по сравнению с горизонтальными.

Принципиальная схема аппарата представлена на рис. 11.

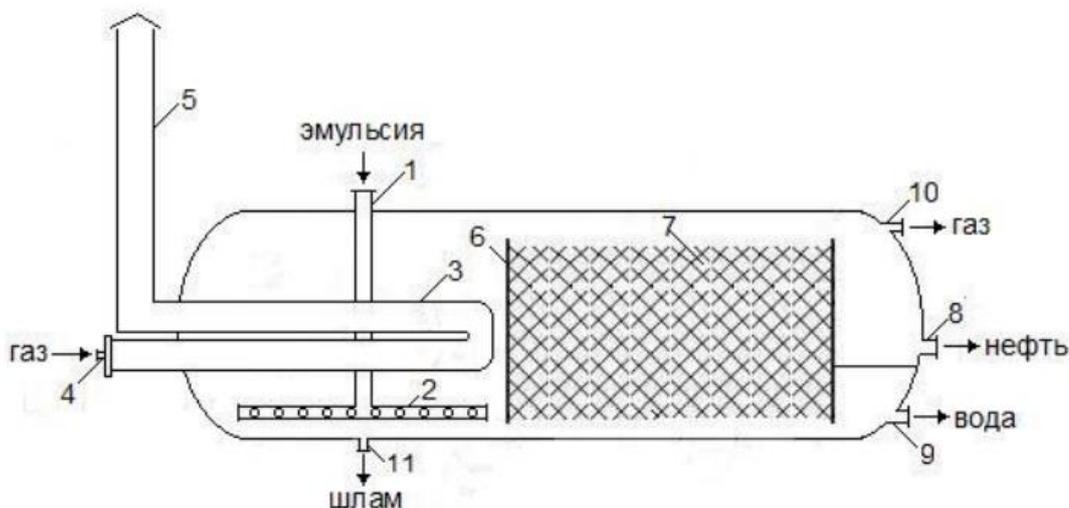


Рис. 11. Схема подогревателя-деэмульсатора:

- 1 – штуцер входа эмульсии; 2 – распределительный коллектор эмульсии; 3 – жаровые трубы; 4 – газовая горелка; 5 – дымовая труба; 6 – перегородка; 7 – коалесцирующие пластины; 8 – штуцер вывода нефти; 9 – штуцер вывода воды; 10 – штуцер вывода газа

Представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами. Нефтяная эмульсия поступает через входной штуцер 1 в

секцию подогрева. В этой секции расположены две U-образные жаровые трубы 3 с газовыми горелками 4 и дымовыми трубами 5. Жаровые трубы располагаются в слое горячей пластовой воды, которая нагревается за счет сжигания газа в горелках 4.

Нефтяная эмульсия из штуцера 1 попадает в специальный узел, где происходит первичное разделение газа и жидкости, вода при этом направляется вниз в водную фазу. Это предохраняет жаровые трубы от попадания холодной воды непосредственно на них. На рис. 4 узел ввода показан упрощенно в виде коллектора 2.

Эмульсия попадает в слой горячей воды, промывается и разрушается. Вода опускается в нижнюю часть секции подогрева, нефть поднимается вверх и перетекает через перегородку 6 в секцию коалесценции, где происходит дополнительное разделение на нефть и воду. В секции коалесценции нефть проходит через набор рифленых полипропиленовых пластин 7, установленных вертикально вдоль оси аппарата. Пластины расположены близко друг к другу и создают большую коагуляционную поверхность. Укрупненные капли нефти поднимаются вверх, а вода под действием гравитации оседает в нижней части аппарата.

Выход нефти из секции коалесценции осуществляется через перегородку в сборник, откуда нефть отводится через штуцер 8. Вода из секции подогрева соединяется с водой из секции коалесценции и выводится через штуцер 9. Отделившийся газ собирается в верхней части аппарата и отводится через каплеуловитель (на рис. 33 не показан) и штуцер 10 из аппарата. Часть газа используется для сжигания в горелках 4.

В нижней части секции подогрева расположена система очистки от механических примесей, которая включает в себя коллекторы промывочной воды с инжекционными соплами для размыва мехпримесей, расположенные по всей длине аппарата. Удаление шлама производится через штуцер 11.

### 1.3.4 Электродегидраторы

Электродегидраторы предназначены для глубокого обезвоживания и обессоливания нефти термоэлектрохимическим методом. Применяют их как на промыслах, так и на нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ). На промыслах электродегидраторы позволяют разрушить самые стойкие эмульсии из тяжелых и вязких нефтей, на НПЗ – довести содержание воды в нефти до значений менее 0,1% масс. и хлористых солей – до 3-5 мг/л.

Электродегидраторы бывают вертикальные и горизонтальные. Горизонтальные применяются чаще, так как более эффективны и экономичны, имеют большую площадь электродов и большую производительность. На рис. 12 представлена схема горизонтального аппарата типа ЭГ (ЭГ – электродегидратор горизонтальный).

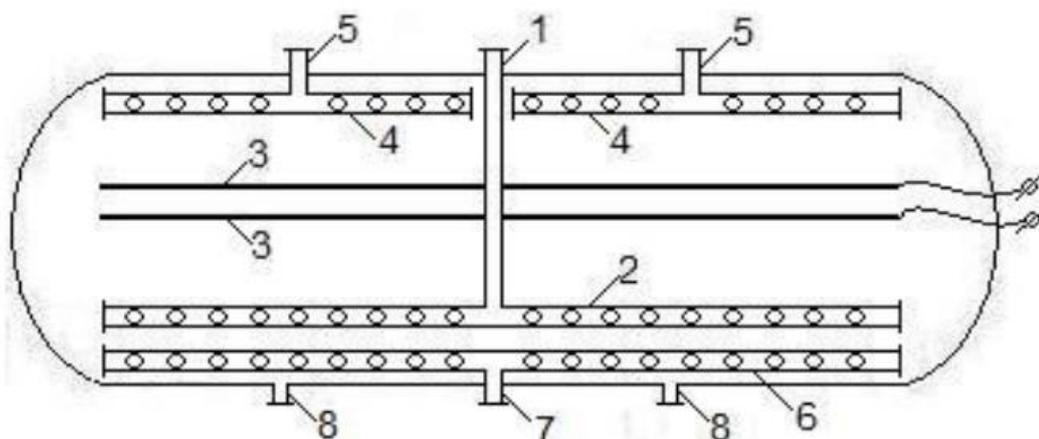


Рис. 12. Схема электродегидратора типа ЭГ:

- 1 – штуцер ввода эмульсии; 2 – коллектор ввода эмульсии;
- 3 – электроды; 4 – коллектор сбора нефти; 5 – штуцер вывода нефти;
- 6 – коллектор сбора воды; 7 – штуцер вывода воды; 8 – штуцер вывода шлама

Эмульсия подается в электродегидратор через штуцер 1 в коллектор 2, обеспечивающий равномерное поступление ее по всему горизонтальному сечению аппарата. Для этого в коллекторе предусмотрены отводы с отверстиями. Эмульсия последовательно проходит три зоны обработки. Выходя из отверстий коллектора 2, эмульсия попадает в водяную подушку, уровень которой поддерживается автоматически на 20-30 см выше коллектора 2 (но ниже нижнего электрода). В этой зоне эмульсия подвергается водной промывке, в

результате которой она теряет основную массу пластовой воды. Затем эмульсия поднимается вверх с небольшой скоростью и поступает во вторую зону – между уровнем отстоявшейся воды и нижним электродом 3, где эмульсия обрабатывается электрическим полем слабой напряженности. В этой зоне коагулируют наиболее крупные глобулы воды. После чего в третьей зоне – между двумя электродами 3 эмульсия испытывает воздействие электрического поля высокой напряженности. В результате даже самые мелкие капельки воды быстро коалесцируют и оседают в нижнюю часть аппарата, откуда вода забирается коллектором 6 и отводится через штуцер 7. Обезвоженная и обессоленная нефть поднимается в верхнюю часть электродегидратора, собирается коллектором 4 и отводится через штуцер 5. Шлам по мере накопления удаляется через штуцеры 8. Равномерность поступления эмульсии по всему горизонтальному сечению аппарата при движении потока вертикально вверх и ступенчатое повышение напряженности между электродами позволяют эффективно разрушать любые эмульсии. При этом не создается опасения электрического пробоя и достигается высокая степень обезвоживания и обессоливания нефти.

Электроды подвешиваются на изоляторах горизонтально друг над другом на расстоянии 25-40 см, имеют форму прямоугольных рам, занимающих все продольное сечение аппарата. Питание электродов осуществляется от повышающего трансформатора, который монтируется сверху на корпусе аппарата. Напряжение, подаваемое на электроды, составляет 22-44 кВ.

## Глава 2 Технологический расчет сепаратора

### 2.1 Материальный баланс процесса сепарации

Материальный баланс процесса сепарации основан на том, что расчет разгазирования нефти при небольших давлениях (0,4-0,9 МПа) можно производить по закону Рауля-Дальтона:

$$P \cdot y'_i = P_i \cdot x'_i \quad (1)$$

где  $P$  – абсолютное давление в сепараторе;

$P_i$  – давление насыщенных паров  $i$ -го компонента над жидкостью в чистом виде;

$y'_i$  – мольная доля  $i$ -го компонента в газовой фазе после сепарации;

$x'_i$  – мольная доля  $i$ -го компонента в нефти после сепарации.

Это уравнение можно представить следующим образом:

$$y'_i = K_i \cdot x'_i \quad (2)$$

где  $K_i$  – константа фазового равновесия  $i$ -го компонента при температуре и давлении сепарации.

$$K_i = \frac{P_i}{P} \quad (3)$$

Для определения покомпонентного состава образовавшейся газовой фазы в результате сепарации используется уравнение:

$$y'_i = \frac{z'_i \cdot K_i}{1 + e' \cdot (K_i - 1)} \quad (4)$$

где  $z'_i$  – мольная доля  $i$ -го компонента в нефти на входе в сепаратор;

$e'$  – мольная доля отгона – это отношение количества молей образовавшейся газовой фазы в сепараторе к количеству молей нефти на входе в сепаратор.

При заданном составе исходной смеси  $z'_i$ , давлении и температуре сепарации расчет состава газовой фазы ведется методом последовательного приближения путем подбора такого значения мольной доли отгона  $e'$ , при котором сумма мольных долей  $y'_i$  будет равна единице:

$$\sum y'_i = 1$$

Константы фазового равновесия  $K_i$  определяются по специальным таблицам или графикам или рассчитываются через давления насыщенных паров соответствующих компонентов.

Состав жидкой нефти после сепарации рассчитывается по уравнению:

$$x'_i = \frac{y'_i}{K_i} \quad (5)$$

При верном решении выполняется условие:

$$\sum x'_i = 1$$

Массовая доля отгона – отношение массы образовавшихся паров к массе исходной нефти – рассчитывается следующим образом:

$$e = e' \frac{M_y}{M_z} \quad (6)$$

где  $e$  – массовая доля отгона;

$M_y$  – средняя молекулярная масса газовой фазы;

$M_z$  – молекулярная масса нефти на входе в сепаратор.

$$M_y = \sum (y'_i \cdot M_i) \quad (7)$$

где  $M_i$  – молекулярная масса  $i$ -го компонента.

## 2.2 Пропускная способность сепаратора по газу

Для определения необходимого количества сепараторов нужно рассчитать пропускную способность выбранного типа сепаратора по газу и по жидкости (нефти с водой).

Сепараторы, в которых осаждение капелек жидкости в потоке газа происходит за счет силы тяжести, а подъем пузырьков газа – на основании закона Архимеда, называются гравитационными сепараторами. К ним относятся рассмотренные ранее вертикальный и горизонтальный сепараторы.

Пропускную способность гравитационных сепараторов определяют в зависимости от допустимой скорости движения газа. При выборе оптимальной скорости исходят из практических данных. Практикой установлено, что существует некоторая оптимальная скорость газа при давлении 6 МПа, которая составляет 0,1 м/с.

Зависимость оптимальной скорости газа  $v_{\text{опт}}$  от рабочего давления в сепараторе  $P$  (МПа) выражается следующим образом:

$$v_{\text{опт}} = v_0 \sqrt{\frac{P_0}{P}} \quad (8)$$

При  $v_0=0,1$  м/с и  $P_0=6$  МПа это выражение можно преобразовать:

$$v_{\text{опт}} = 0,1 \sqrt{\frac{6}{P}} = \frac{0,245}{\sqrt{P}} \quad (9)$$

Пропускную способность сепаратора по газу можно определить по известному уравнению расхода:

$$V_{\Gamma} = v_{\text{опт}} \cdot S \quad (10)$$

где  $V_{\Gamma}$  – пропускная способность сепаратора по газу, м<sup>3</sup>/с;

$v_{\text{опт}}$  – оптимальная скорость газа, м/с;

$S$  – площадь поперечного сечения в сепараторе для потока газа, м<sup>2</sup>.

Так как условия в сепараторе отличаются от нормальных, то

$$V_{\Gamma} = \frac{0,245 \cdot S}{\sqrt{P}} \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} \quad (11)$$

Так как  $T_0=273$  К и  $P_0=0,1013$  МПа, итоговое уравнение для расчета максимальной пропускной способности сепаратора по газу в м<sup>3</sup>/с:

$$V_{\Gamma} = 660 \cdot \frac{S \sqrt{P}}{T} \quad (12)$$

где  $T$  – рабочая температура в сепараторе, К;

$P$  – рабочее давление в сепараторе, МПа.

Максимальная пропускная способность сепаратора по газу в м<sup>3</sup>/сутки:

$$V_{\Gamma} = 660 \cdot \frac{S \sqrt{P}}{T} \cdot 3600 \cdot 24 = 57,05 \cdot 10^6 \cdot \frac{S \sqrt{P}}{T} \quad (13)$$

### 2.3 Пропускная способность сепаратора по нефти

Для расчета пропускной способности сепаратора по жидкости используется взаимосвязь количества газа и количества нефти через газовый фактор

$\Gamma_0$ :

$$\Gamma_0 = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{н}}} \quad (14)$$

$\Gamma_0$  – это отношение объема газа, выделившегося из нефти при давлении и температуре в сепараторе к объему нефти (объем газа приведен к нормальным условиям).

Если в нефти есть пластовая вода, объемный расход нефти можно выразить через объемный расход жидкости (нефть с водой):

$$V_H = V_{ж} \cdot (1 - B) \quad (15)$$

где  $B$  – доля обводненности нефти.

Тогда максимальная пропускная способность сепаратора по безводной нефти в  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$V_H = \frac{V_{\Gamma}}{\Gamma_0} = 660 \cdot \frac{S\sqrt{P}}{\Gamma_0 \cdot T} \quad (16)$$

Максимальная пропускная способность сепаратора по безводной нефти в  $\text{м}^3/\text{сутки}$ :

$$V_H = 57,05 \cdot 10^6 \cdot \frac{S\sqrt{P}}{\Gamma_0 \cdot T} \quad (17)$$

Максимальная пропускная способность сепаратора по жидкости (нефть с водой) в  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$V_{ж} = \frac{V_H}{(1-B)} = \frac{V_{\Gamma}}{\Gamma_0 \cdot (1-B)} = 660 \cdot \frac{S\sqrt{P}}{\Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T} \quad (18)$$

Максимальная пропускная способность сепаратора по жидкости (нефть с водой) в  $\text{м}^3/\text{сутки}$ :

$$V_{ж} = 57,05 \cdot 10^6 \cdot \frac{S\sqrt{P}}{\Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T} \quad (19)$$

Из последних уравнений можно выразить минимальную необходимую площадь поперечного сечения сепаратора  $S$  ( $\text{м}^2$ ) для прохода газа. При расходе жидкости в  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$S = \frac{V_{ж} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T}{660 \cdot \sqrt{P}} \quad (20)$$

При расходе жидкости в  $\text{м}^3/\text{сутки}$ :

$$S = \frac{V_{ж} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T}{57,05 \cdot 10^6 \cdot \sqrt{P}} \quad (21)$$

где  $V_{ж}$  – расход в  $\text{м}^3/\text{сутки}$ .

При заданном диаметре сепаратора  $D$  минимально необходимая доля сечения аппарата, занятая потоком газа:

$$f_{\Gamma} = \frac{S}{S_{\text{сеп}}} \quad (22)$$

где  $S_{\text{сеп}}$  – площадь поперечного сечения сепаратора,  $\text{м}^2$ .

$$S_{\text{сеп}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (23)$$

При расходе жидкости в  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$f_{\Gamma} = \frac{S}{S_{\text{сеп}}} = \frac{V_{\text{ж}} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T \cdot 4}{660 \cdot \sqrt{P} \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{V_{\text{ж}} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T}{165 \cdot \sqrt{P} \cdot \pi \cdot D^2} \quad (24)$$

При расходе жидкости в  $\text{м}^3/\text{сутки}$ :

$$f_{\Gamma} = \frac{S}{S_{\text{сеп}}} = \frac{V_{\text{ж}} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T \cdot 4}{57,05 \cdot 10^6 \cdot \sqrt{P} \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{V_{\text{ж}} \cdot \Gamma_0 \cdot (1-B) \cdot T \cdot 10^{-6}}{44,8 \cdot \sqrt{P} \cdot D^2} \quad (25)$$

Очевидно, что для вертикальных сепараторов  $f_{\Gamma} = 1$ , для горизонтальных  $0 < f_{\Gamma} < 1$ .

Пропускную способность сепаратора по жидкости можно также определить другим путем. Контроль пропускной способности по жидкости вызван необходимостью существенного уменьшения или сведения к нулю степени уноса газа  $K_{\Gamma}$ . Количество увлекаемых пузырьков газа зависит от трех факторов: вязкости нефти, давления в сепараторе и скорости подъема уровня нефти в сепараторе, иными словами, от времени пребывания этой нефти в сепараторе. При одновременном увеличении вязкости нефти, поступающей в сепаратор, скорости ее подъема и давления в сепараторе, число уносимых пузырьков газа из сепаратора будет увеличиваться.

Всплывание пузырьков газа из нефти в сепараторе в основном происходит за счет разницы в плотностях этих фаз и определяется формулой Стокса:

$$v_{\Gamma} = \frac{d^2 \cdot (\rho_{\text{н}} - \rho_{\Gamma}) \cdot g}{18 \cdot \mu_{\text{н}}} \quad (26)$$

где  $v_{\Gamma}$  – скорость всплывания окклюдированных (газ, выделившийся из нефти при снижении пластового давления ниже давления насыщения и находящийся в нефти в виде рассеянных пузырьков) пузырьков газа,  $\text{м}/\text{с}$ ;

$d$  – диаметр пузырьков газа, м;

$\rho_H$  и  $\rho_G$  – соответственно плотность нефти и плотность газа при рабочих условиях в сепараторе, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_H$  – динамическая вязкость нефти, Па·с.

В технологических расчетах диаметр пузырьков газа принимают равным  $d = 1,55 \cdot 10^{-3}$  м.

Для гравитационных сепараторов необходимым условием эффективного отделения нефти от газа в секции сбора нефти является следующее соотношение:

$$v_H < v_G$$

где  $v_H$  – скорость подъема уровня нефти в пределах секции сбора, м/с.

Из уравнения расхода можно выразить:

$$v_H = \frac{V_H}{F} \quad (27)$$

где  $F$  – площадь зеркала нефти, м<sup>2</sup>.

Используя уравнение Стокса, соотношение  $v_H < v_G$  можно представить следующим образом:

$$\frac{V_H}{F} < \frac{d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G) \cdot g}{18 \cdot \mu_H} \quad (28)$$

Отсюда пропускная способность сепаратора по нефти в м<sup>3</sup>/с должна быть не более:

$$V_H < \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G) \cdot g}{18 \cdot \mu_H} \quad (29)$$

Пропускная способность сепаратора по нефти в м<sup>3</sup>/сутки:

$$V_H < \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G) \cdot g}{18 \cdot \mu_H} \cdot 3600 \cdot 24 = 86400 \cdot \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G) \cdot g}{18 \cdot \mu_H} \quad (30)$$

Для горизонтальных сепараторов площадь зеркала нефти зависит от уровня жидкости в сепараторе и определяется математическим путем.

В общем случае, максимальная пропускная способность горизонтального сепаратора по нефти в м<sup>3</sup>/сутки определяется по формуле:

$$V_H^{\text{гор}} = 86400 \cdot \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G) \cdot 9,8}{18 \cdot \mu_H} = 47000 \cdot \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_H - \rho_G)}{\mu_H} \quad (31)$$

В большинстве случаев в сепаратор поступает не чистая нефть, а эмульсия нефти с водой. Поэтому в последнем уравнении в этом случае необходимо использовать плотность и вязкость эмульсии:

$$V_{\text{ж}}^{\text{гор}} = 47000 \cdot \frac{F \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{эм}} - \rho_{\text{г}})}{\mu_{\text{эм}}} \quad (32)$$

где  $\rho_{\text{эм}}$  – плотность эмульсии при рабочих условиях в сепараторе, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\mu_{\text{эм}}$  – динамическая вязкость эмульсии при рабочих условиях, Па·с.

Для вертикальных сепараторов площадь зеркала нефти зависит только от диаметра сепаратора, поэтому максимальная пропускная способность вертикального сепаратора по входящей эмульсии в м<sup>3</sup>/с:

$$V_{\text{H}}^{\text{верт}} = \frac{\left(\frac{\pi \cdot D^2}{4}\right) \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{эм}} - \rho_{\text{г}}) \cdot g}{18 \cdot \mu_{\text{эм}}} = \frac{D^2 \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{эм}} - \rho_{\text{г}})}{72 \cdot \mu_{\text{эм}}} \quad (33)$$

Максимальная пропускная способность вертикального сепаратора по эмульсии в м<sup>3</sup>/сутки:

$$V_{\text{H}}^{\text{верт}} = 86400 \frac{\left(\frac{\pi \cdot D^2}{4}\right) \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{эм}} - \rho_{\text{г}}) \cdot g}{18 \cdot \mu_{\text{эм}}} = 36900 \frac{D^2 \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{эм}} - \rho_{\text{г}})}{\mu_{\text{эм}}} \quad (34)$$

### Глава 3 Технологический расчет отстойника

Целью расчета является определение основных размеров отстойника и необходимого количества аппаратов для обеспечения заданной производительности и степени разделения эмульсии на нефть и воду.

#### 3.1 Диаметр отстойника

Часть поперечного сечения отстойника постоянно занята слоем воды (водяной подушкой) и для прохода эмульсии используется только часть поперечного сечения аппарата. Поэтому в расчете необходимо использовать эквивалентный диаметр  $D_{\text{экв}}$ .

Значение минимального эквивалентного диаметра для прохода эмульсии определяется по формуле:

$$D_{\text{экв}} = \frac{4 \cdot V_{\text{вх}} \cdot \rho_{\text{эм}}}{2300 \cdot \pi \cdot \mu_{\text{эм}}} \quad (35)$$

Установлено, что эквивалентный диаметр связан с диаметром отстойника  $D$  следующим выражением:

$$D = D_{\text{экв}} \sqrt{\frac{\pi}{f(\varepsilon)}} \quad (36)$$

где  $f(\varepsilon)$  – функция относительной высоты водяной подушки в зоне отстоя:

$$f(\varepsilon) = 0,5 \cdot \pi + (1 - \varepsilon) \cdot \sqrt{\varepsilon \cdot (2 - \varepsilon)} + \arcsin(1 - \varepsilon) \quad (37)$$

где  $\varepsilon$  – относительная высота водяной подушки в отстойнике:

$$\varepsilon = \frac{h_{\text{в}}}{R} \quad (38)$$

где  $h_{\text{в}}$  – высота водяной подушки, м;

$R$  – радиус отстойника, м.

Тогда минимальный диаметр отстойника (для обеспечения ламинарного режима):

$$D = \frac{4 \cdot V_{\text{вх}} \cdot \rho_{\text{эм}}}{2300 \cdot \pi \cdot \mu_{\text{эм}}} \cdot \sqrt{\frac{\pi}{f(\varepsilon)}} \quad (39)$$

Установлено, что пропускная способность отстойника максимальна при относительной высоте водяной подушки  $\varepsilon = 0,46$ .

Максимальный диаметр стандартного отстойника составляет  $D = 3,4$  м. Если по расчетам минимальный диаметр получился более 3,4 м, следовательно, один отстойник не сможет обеспечить ламинарный режим движения эмульсии. В таком случае необходимо снизить нагрузку на один аппарат  $V_{\text{вх}}$ , т.е. установить два отстойника или более, соединенных параллельно.

### 3.2 Длина отстойника

Необходимую длину отстойника определяют из условия, что время пребывания эмульсии в аппарате  $\tau$  должно быть не меньше времени осаждения капель воды  $\tau_{\text{ос}}$ .

Время пребывания эмульсии в аппарате:

$$\tau = \frac{L}{\omega_{\text{ср}}} \quad (40)$$

где  $L$  – длина зоны отстоя в аппарате, м;

$\omega_{\text{ср}}$  – средняя горизонтальная скорость движения эмульсии в аппарате, м/с.

Средняя скорость эмульсии определяется как среднее арифметическое между скоростями эмульсии на входе в отстойник и на выходе из него:

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{\omega_{\text{вх}} + \omega_{\text{вых}}}{2} \quad (41)$$

$$\omega_{\text{вх}} = \frac{V_{\text{вх}}}{S} \quad (42)$$

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{V_{\text{вых}}}{S} \quad (43)$$

где  $V_{\text{вх}}$  и  $V_{\text{вых}}$  – объемный расход эмульсии на входе и выходе, м<sup>3</sup>/с.

Необходимое время осаждения капель воды в отстойнике:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{h_{\text{ос}}}{\omega_{\text{ос}}} \quad (44)$$

где  $h_{\text{ос}}$  – высота зоны осаждения или зоны отстоя, м;

$\omega_{\text{ос}}$  – скорость стесненного осаждения капель воды в зоне отстоя, м/с.

Скорость стесненного осаждения капель воды рассчитывается по формуле:

$$\omega_{\text{ос}} = \omega_0 \cdot (1 - B)^{4,7} \quad (45)$$

где  $B$  – доля обводненности эмульсии;

$\omega_0$  – скорость свободного осаждения капель воды, м/с. Определяется по уравнению Стокса:

$$\omega_0 = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_B - \rho_H)}{18 \cdot \mu_H} \quad (46)$$

где  $d$  – средний диаметр капель воды в эмульсии, м.

$\rho_B$  и  $\rho_H$  – плотность воды и нефти соответственно, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_H$  – динамическая вязкость нефти, Па·с.

Высота зоны отстоя или зоны осаждения:

$$h_{oc} = D - h_B \quad (47)$$

Тогда минимальная длина (м) отстойника для обеспечения необходимого времени осаждения капель воды будет равна:

$$L = \frac{h_{oc} \cdot \omega_{cp}}{\omega_{oc}} = 3,563 \cdot 10^6 \cdot \frac{(V_{BX} + V_{ВЫХ}) \cdot \mu_H}{(\rho_B - \rho_H) \cdot (1-B)^{4,7}} \quad (48)$$

Данная формула позволяет рассчитать длину зоны отстоя. Полная же длина отстойника  $L_{общ}$  определяется как сумма длины зоны отстоя  $L$  и конструктивной длины секций ввода и вывода эмульсии  $L_K$ .

Полученную расчетом длину отстойника сравнивают с длиной стандартного аппарата. Если расчетная величина больше, то условия осаждения капель воды не будут обеспечены. В этом случае необходимо принять к установке два отстойника или более, соединенных параллельно.

### 3.3 Пропускная способность отстойника

После расчета минимального диаметра и длины аппарата и определения необходимого количества параллельно работающих стандартных отстойников, производится проверка пропускной способности одного аппарата. Отстойник должен обеспечить ламинарный режим движения эмульсии на входе в аппарат:

$$\frac{\omega_{BX} \cdot D_{ЭКВ} \cdot \rho_{ЭМ}}{\mu_{ЭМ}} \leq 2300 \quad (49)$$

Тогда максимальный допустимый объемный расход эмульсии на входе в отстойник (м<sup>3</sup>/с):

$$V_{BX} = \frac{2300 \cdot D_{ЭКВ} \cdot \pi \cdot \mu_{ЭМ}}{4 \cdot \rho_{ЭМ}} \quad (50)$$

Для стандартного аппарата диаметром  $D = 3,4$  м эквивалентный диаметр равен  $D_{\text{экв}} = 3,09$  м. В этом случае допустимый расход эмульсии на входе в отстойник составляет ( $\text{м}^3/\text{с}$ ):

$$V_{\text{вх}} = 5579 \cdot \frac{\mu_{\text{эм}}}{\rho_{\text{эм}}} \quad (51)$$

Полученное значение должно быть не больше нагрузки на один аппарат, исходя из принятого количества отстойников.

## Глава 4 Технологический расчет электродегидратора

Целью расчета является определение количества электродегидраторов выбранного типа для обеспечения процесса окончательного обезвоживания эмульсии.

Скорость свободного осаждения капель воды при ламинарном режиме движения этих капель рассчитывается по уравнению Стокса (м/с):

$$\omega_0 = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}})}{18 \cdot \mu_{\text{н}}}$$

где  $\rho_{\text{в}}$  и  $\rho_{\text{н}}$  – соответственно плотность воды и нефти, кг/м<sup>3</sup>;

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

Диаметр капель воды принимается равным  $d = 300$  мкм.

Проверяется режим движения капель:

$$Re = \frac{\omega_0 \cdot d \cdot \rho_{\text{н}}}{\mu_{\text{н}}}$$

Определяющий размер в критерии Рейнольдса в данном случае – это диаметр капель воды  $d$ . Если критерий  $Re < 2$ , то движение капель воды происходит в ламинарном режиме, т.е. в области действия уравнения Стокса.

Эмульсия движется в электродегидраторе снизу вверх, поэтому для гарантированного осаждения капель воды линейная скорость движения эмульсии должна быть меньше скорости свободного осаждения этих капель. В расчетах линейную скорость подъема эмульсии  $\omega_{\text{эм}}$  в аппарате принимается минимум в два раза меньше скорости свободного осаждения капель воды  $\omega_0$  (м/с):

$$\omega_{\text{эм}} = \frac{\omega_0}{2}$$

Тогда фактическая скорость осаждения капель воды  $\omega_{\text{ос}}$  в поднимающемся потоке эмульсии (м/с):

$$\omega_{\text{ос}} = \omega_0 - \omega_{\text{эм}}$$

Время, необходимое для осаждения капель воды в аппарате (с):

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{h_{\text{эм}}}{\omega_{\text{ос}}}$$

где  $h_{эм}$  – высота слоя эмульсии в электродегидраторе, м.

Высота слоя эмульсии определяется из выражения:

$$h_{эм} = R - h_в$$

где  $R$  – радиус электродегидратора, м;

$h_в$  – высота водяной подушки, м.

В электродегидраторах ЭГ-160 и ЭГ-200 диаметр составляет  $D = 3,4$  м (радиус  $R = 1,7$  м), высота водяной подушки  $h_в = 1$  м.

Время пребывания эмульсии в аппарате (с):

$$\tau = \frac{h_{эм}}{\omega_{эм}}$$

Для эффективного расслоения эмульсии в электродегидраторе должно соблюдаться условие:

$$\tau \geq \tau_{ос}$$

Максимальная производительность электродегидратора по эмульсии ( $м^3/с$ ):

$$V_{эл} = \omega_{эм} \cdot S_{эл}$$

где  $S_{эл}$  – площадь поперечного сечения электродегидратора,  $м^2$ .

$$S_{эл} = D \cdot L$$

где  $D$  и  $L$  – соответственно диаметр и длина электродегидратора, м.

Эти конструктивные размеры зависят от типа выбранного стандартного аппарата.

Необходимое количество электродегидраторов:

$$n = \frac{V_{общ}}{V_{эл}}$$

где  $V_{общ}$  – общий объемный расход эмульсии, поступающей на стадию электрообезвоживания,  $м^3/с$ .

Полученное значение  $n$  округляется в большую сторону до целого числа. Это и будет рабочее число аппаратов.

## Глава 5 Пример расчета основного оборудования

### Исходные данные

В таблицах 1 и 2 приведены исходные данные для расчета.

Таблица 1 – Мольный состав пластовой нефти

Компонент	Содержание компонента, % мольн.
N <sub>2</sub>	0,30
CO <sub>2</sub>	0,51
CH <sub>4</sub>	23,48
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,32
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	6,62
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,05
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,81
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,27
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,14
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> и выше	56,5

Таблица 2 – Исходные данные для расчета

Параметр	Единица измерения	Значение параметра	
Расчетная производительность установки по товарной нефти	млн т/г	1	
Содержание воды в товарной нефти	% масс.	30	
Содержание воды в пластовой нефти, не более	% масс.	0,2	
Молекулярная масса пластовой нефти	кг/кмоль	142	
Молекулярная масса товарной нефти	кг/кмоль	205	
Плотность товарной нефти при 20 °С	кг/м <sup>3</sup>	869	
Плотность пластовой воды при 20 °С	кг/м <sup>3</sup>	1004	
Кинематическая вязкость товарной нефти:			
	при 20 °С	сСт	15
	при 50 °С	сСт	5

В расчете предусмотрена следующую последовательность стадий подготовки нефти:

1. Первая ступень сепарации нефти при температуре 25 °С и давлении 0,6 МПа.
2. Предварительное обезвоживание нефти в отстойнике.
3. Нагрев нефти в печи до температуры 50 °С.
4. Вторая ступень сепарации нефти при давлении 0,3 МПа.
5. Глубокое обезвоживание нефти в электродегидраторе.

### **5.1 Материальный баланс процесса сепарации**

Примем следующие условные обозначения:

$M_i$  – молярная масса компонента в нефти;

$z'_i$  – мольная доля компонента в нефти;

$y'_i$  – мольная доля компонента в газовой фазе;

$x'_i$  – мольная доля компонента в жидкой фазе;

$y_i$  – массовая доля компонента в газовой фазе;

$x_i$  – массовая доля компонента в жидкой фазе;

Для расчета материального баланса сепарации необходимо определить:

- долю образовавшейся газовой фазы при заданных условиях сепарации (долю отгона);
- состав газовой фазы;
- состав жидкой фазы.

Мольная доля отгона  $e'$  определяется методом последовательного приближения путем подбора такого значения, при котором будет выполняться условие:

$$\sum \frac{z'_i \cdot K_i}{1 + e' \cdot (K_i - 1)} = 1$$

где  $K_i$  – константа фазового равновесия компонента при заданных температуре и давлении.

Принимаются из справочных данных (представлены в Приложении).

Таблица 3 – Значение констант фазового равновесия при рабочих условиях

Компонент	Значение при 25 °С и 0,6 МПа
N <sub>2</sub>	134,85
CO <sub>2</sub>	13,87
CH <sub>4</sub>	32,93
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,85
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,68
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,64
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,48
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,18
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,15
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> и выше	0,0001

Константу фазового равновесия компонента «C<sub>6</sub>H<sub>14</sub> и выше» точно определить сложно, т.к. этот компонент включает всю нефть, в том числе самые сложные углеводороды. Чем тяжелее углеводород, тем ниже значение его константы равновесия. Без ущерба для результатов технологического расчета условно принимается значение константы фазового равновесия этого компонента равным 0,0001.

Расчет путем последовательного приближения показывает, что мольная доля отгона равна:

$$e' = 0,295$$

Мольный состав газовой и жидкой фазы представлен в таблице 4.

Таблица 4 – Мольный состав фаз

Компонент	M <sub>i</sub>	z' <sub>i</sub>	K <sub>i</sub>	$y'_i = \frac{z'_i \cdot K_i}{1 + e' \cdot (K_i - 1)}$	$x'_i = \frac{y_i}{K_i}$
N <sub>2</sub>	28	0,0030	134,85	0,0100	7,4·10 <sup>-5</sup>
CO <sub>2</sub>	44	0,0051	13,87	0,0148	0,0011
CH <sub>4</sub>	16	0,2348	32,93	0,7421	0,0225
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0432	5,85	0,1040	0,0178
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,0662	1,68	0,0926	0,0551
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0105	0,64	0,0075	0,0117
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0381	0,48	0,0216	0,0450
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0127	0,18	0,0030	0,0168
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0214	0,15	0,0043	0,0286
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> и выше	227	0,5650	0,0001	8,014·10 <sup>-5</sup>	0,8014
Сумма	–	1,0000	–	1,0000	1,0000

Молекулярную массу компонента «С<sub>6</sub> и выше» находят из уравнения аддитивности, зная молекулярную массу пластовой нефти M<sub>пл</sub>:

$$\sum (z'_i \cdot M_i) = M_{пл} = 142$$

$$0,003 \cdot 28 + 0,0051 \cdot 44 + 0,2348 \cdot 16 + 0,0432 \cdot 30 + 0,0662 \cdot 44 + 0,0105 \cdot 58 + 0,0381 \cdot 58 +$$

$$+ 0,0127 \cdot 72 + 0,0214 \cdot 72 + 0,5650 \cdot M_{C6+} = 142$$

$$M_{C6+} = 227$$

Результаты расчета массового состава газовой и жидкой фазы представлены в таблице 5 и 6.

Таблица 5 – Массовый состав газовой фазы

Компонент	M <sub>i</sub>	y' <sub>i</sub>	y' <sub>i</sub> · M <sub>i</sub>	$y'_i = \frac{y'_i \cdot M_i}{\sum (y'_i \cdot M_i)}$	y <sub>i</sub> · 100, % масс.
N <sub>2</sub>	28	0,0100	0,2798	0,0126	1,2600
CO <sub>2</sub>	44	0,0148	0,6489	0,0292	2,9200
CH <sub>4</sub>	16	0,7421	11,8732	0,5341	53,4100
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,1040	3,1190	0,1403	14,0300
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,0926	4,0759	0,1834	18,3400
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0075	0,4361	0,0196	1,9600
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0216	1,2529	0,0564	5,6400
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0030	0,2171	0,0100	1,0000
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0043	0,3085	0,0139	1,3900
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> и выше	227	8,014 · 10 <sup>-5</sup>	0,0182	0,0008	0,0800
Сумма	–	1,0000	22,2296	1,0000	100,00

Таблица 6 – Массовый состав жидкой фазы

Компонент	M <sub>i</sub>	x' <sub>i</sub>	x' <sub>i</sub> · M <sub>i</sub>	$x'_i = \frac{x'_i \cdot M_i}{\sum (x'_i \cdot M_i)}$	x <sub>i</sub> · 100, % масс.
N <sub>2</sub>	28	7,4 · 10 <sup>-5</sup>	0,0021	0,00001	0,0011
CO <sub>2</sub>	44	0,0011	0,0484	0,0002	0,0200
CH <sub>4</sub>	16	0,0225	0,3600	0,0019	0,1900
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0178	0,5340	0,0028	0,2800
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,0551	2,4244	0,0126	1,2600
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0117	0,6786	0,0035	0,3500
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0450	2,6100	0,0136	1,3600
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0168	1,2096	0,0063	0,6300
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0286	2,0592	0,0107	1,0700
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> и	227	0,8014	181,9178	0,9485	94,8200

выше					
Сумма	–	1,0000	191,8441	1,0000	100,00

Массовая доля отгона:

$$e = e' \cdot \frac{M_{\text{пл}}^{\Gamma}}{M_{\text{пл}}} = 0,295 \cdot \frac{22,2296}{142} = 0,0462$$

где  $M_{\text{пл}}^{\Gamma} = \sum(y_i' \cdot M_i)$  – средняя молекулярная масса газовой фазы, кг/кмоль

Плотность газа при нормальных условиях:

$$\rho_{\Gamma}^{\text{н}} = \frac{M_{\text{ср}}^{\Gamma}}{22,4} = \frac{22,2296}{22,4} = 0,9924 \text{ кг/м}^3$$

Плотность газа при рабочих условиях первой ступени сепарации:

$$\rho_{\Gamma} = \rho_{\Gamma}^{\text{н}} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = 0,9924 \cdot \frac{273 \cdot 0,6}{(273 + 25) \cdot 0,1} = 5,45 \text{ 9924 кг/м}^3$$

где  $T_0$  и  $P_0$  – температура и давление при нормальных условиях.

Для составления материального баланса первой ступени сепарации на 1 млн т в год по пластовой нефти, которая имеет обводненность 30 % масс., принимается 350 рабочих дней в году, или 8400 часов. Тогда массовый расход пластовой нефти на входе составит:

$$G = \frac{1 \cdot 10^9}{8400} = 119047,62 \text{ кг/ч}$$

Количество безводной нефти на входе:

$$G_{\text{н(вх)}} = 0,7 \cdot G = 0,7 \cdot 119047,62 = 83333,33 \text{ кг/ч}$$

Газ отделяется в сепараторе от нефти с производительностью:

$$G_{\Gamma} = e \cdot G_{\text{н(вх)}} = 0,0462 \cdot 83333,33 = 3850 \text{ кг/ч}$$

Из сепаратора выходит поток жидкости с производительностью по чистой нефти  $G_{\text{н(вых)}}$  и по эмульсии  $G_{\text{эм}}$  соответственно:

$$G_{\text{н(вых)}} = G_{\text{н(вх)}} - G_{\Gamma} = 83333,33 - 3850 = 79483,33 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{эм}} = G_{\text{н(вых)}} + G \cdot 0,3 = 79483,33 + 119047,62 \cdot 0,3 = 115197,62 \text{ кг/ч}$$

Правильность расчета материального баланса определяется выполнением условия:

$$G = G_{эм} + G_{г}$$

$$119047,62 = 115197,62 + 3850 \text{ кг/ч}$$

Условие выполняется

В таблице 7 представлен свод материального баланса процесса сепарации

Таблица 7 – Материальный баланс процесса сепарации

Приход				Расход			
поток	% масс.	кг/ч	тыс. т/год	поток	% масс.	кг/ч	тыс. т/год
Пластовая жидкость	100,00	119047,62	1000,00	Эмульсия	96,77	115197,62	967,66
в том числе:				в том числе:			
- нефть	70,00	83333,33	700,00	- нефть	69,00	79483,33	667,66
- вода	30,00	35714,29	300,00	- вода	31,00	35714,29	300,00
				Газ	3,23	3850	32,34
Итого	100,00	119047,62	1000,00	Итого	100,00	119047,62	1000,00

## 5.2 Технологический расчет сепаратора

Из материального баланса первой ступени сепарации следует, что в сепаратор поступает пластовая нефть в количестве:  $G_{ж} = 119047,62 \text{ кг/ч}$ , из сепаратора выходит газ в количестве:  $G_{г} = 3850 \text{ кг/ч}$ .

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

Объемный расход жидкости:

$$V_{ж} = \frac{G_{ж}}{\rho_{эм}^{25}}$$

где  $\rho_{эм}^{25}$  – плотность поступающей пластовой нефти (эмульсии) при 25 °С, рабочей температуре в сепараторе,  $\text{кг/м}^3$

Предварительно рассчитают плотность эмульсии при 20 °С по уравнению аддитивности, зная соотношение нефти и воды:

$$\rho_{эм}^{20} = \frac{1}{\frac{0,7}{\rho_{н}^{20}} + \frac{0,3}{\rho_{в}^{20}}} = \frac{1}{\frac{0,7}{869} + \frac{0,3}{1004}} = 905,53 \text{ кг/м}^3$$

где  $\rho_{\text{н}}^{20} = 869 \text{ кг/м}^3$  – плотность нефти при  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

$\rho_{\text{в}}^{20} = 1004 \text{ кг/м}^3$  – плотность пластовой воды при  $20 \text{ }^\circ\text{C}$

Относительную плотность эмульсии при  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  определяют по уравнению:

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (t - 20)$$
$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}$$

В этом случае:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,90553 = 0,00064$$

Относительная плотность эмульсии при рабочей температуре:

$$\rho_4^{25} = 0,90553 - 0,00064 \cdot (25 - 20) = 0,9023$$

Абсолютная плотность эмульсии:

$$\rho_{\text{эм}}^{25} = \rho_4^{25} \cdot 1000 = 902,3 \text{ кг/м}^3$$

Объемный расход жидкости:

$$V_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{ж}}}{\rho_{\text{эм}}^{25}} = \frac{119047,62}{902,3} = 131,94 \text{ м}^3/\text{ч}$$

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

$$V_{\text{г}} = \frac{G_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}^{\text{нУ}}} = \frac{3850}{0,9924} = 3879,48 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где  $\rho_{\text{г}}^{\text{нУ}} = 0,9924 \text{ кг/м}^3$  – плотность газа при нормальных условиях (см. п.5.1)

Из таблицы (см. Приложение) выбирают сепаратор, который обеспечит необходимую производительность по жидкости и газу. Принимают к установке горизонтальный сепаратор типа НГС-0,6-1600, со следующими характеристиками:

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

### 5.3 Материальный баланс обезвоживания нефти

Эмульсия из сепаратора первой ступени поступает в отстойник, где разделяется на два потока – нефть (эмульсию с меньшим содержанием воды) и пластовую воду. Основные исходные данные для расчета получены в материальном балансе первой ступени сепарации.

Введем обозначения (рис. 13):

$G_{ЭМ} = 115197,62$  кг/ч – массовый расход эмульсии на входе в отстойник;

$x_N^{ЭМ} = 0,69$  – массовая доля нефти в поступающей эмульсии;

$x_B^{ЭМ} = 0,31$  – массовая доля воды в поступающей эмульсии;

$G_H$  – массовый расход нефти на выходе из отстойника, кг/ч;

$x_N^H$  – массовая доля чистой нефти в потоке нефти на выходе из отстойника;

$x_B^H$  – массовая доля воды в потоке нефти на выходе из отстойника;

$G_B$  – массовый расход пластовой воды на выходе из отстойника, кг/ч;

$x_N^B$  – массовая доля чистой нефти в пластовой воде на выходе из отстойника;

$x_B^B$  – массовая доля чистой воды в пластовой воде на выходе из отстойника;

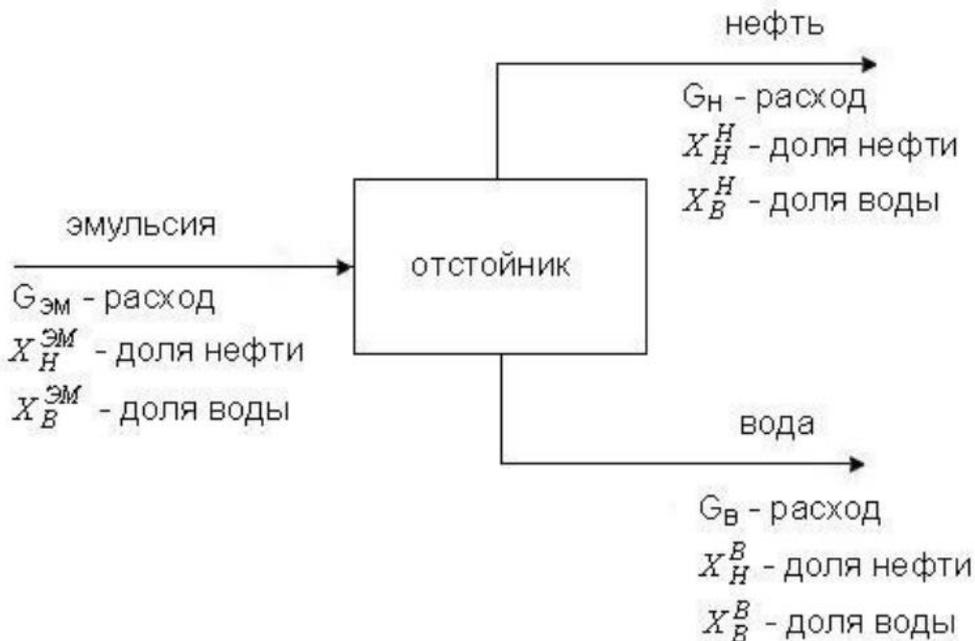


Рисунок 13 Схема потоков в отстойнике

Составляется система уравнений:

$$G_{ЭМ} \cdot x_N^{ЭМ} = G_H \cdot x_N^H + G_B \cdot x_N^B$$

$$G_{ЭМ} \cdot x_B^{ЭМ} = G_H \cdot x_B^H + G_B \cdot x_B^B$$

Решая эту систему уравнений, выражают массовые расходы потоков на выходе из отстойника:

$$G_H = G_{ЭМ} \cdot \frac{X_H^{ЭМ} - \frac{X_H^B \cdot X_B^{ЭМ}}{X_B^B}}{X_H^H - \frac{X_H^B \cdot X_B^H}{X_B^B}}$$

$$G_B = \frac{G_{ЭМ} \cdot X_B^{ЭМ} - G_H \cdot X_B^H}{X_B^B}$$

Для дальнейшего расчета необходимо определить долю воды в нефти и долю нефти в воде на выходе из отстойника. Так как эти данные могут быть получены только экспериментальным путем, то принимаются на основании производственных данных:

$$x_H^H = 0,05$$

$$x_H^B = 0,001$$

Тогда:

$$x_H^H = 1 - 0,05 = 0,95$$

$$x_B^B = 1 - 0,001 = 0,999$$

Массовый расход нефти на выходе из отстойника:

$$G_H = 115197,62 \cdot \frac{0,69 - \frac{0,001 \cdot 0,31}{0,999}}{0,95 - \frac{0,001 \cdot 0,05}{0,999}} = 83636,62 \text{ кг/ч}$$

Массовый расход пластовой воды на выходе из отстойника:

$$G_B = \frac{115197,62 \cdot 0,31 - 83636,62 \cdot 0,05}{0,999} = 31561 \text{ кг/ч}$$

При верном расчете выполняется условие:

$$G_{ЭМ} = G_H + G_B$$

$$115197,62 = 83636,62 + 31561$$

Условие выполняется.

Для составления материального баланса определяются составы потоков на выходе из отстойника:

количество чистой нефти в нефтяном потоке из отстойника:

$$G_H \cdot x_H^H = 83636,62 \cdot 0,95 = 79454,79 \text{ кг/ч}$$

количество воды в нефтяном потоке из отстойника:

$$G_H \cdot x_B^H = 83636,62 \cdot 0,05 = 4181,83 \text{ кг/ч}$$

количество чистой нефти в пластовой воде из отстойника:

$$G_B \cdot x_H^B = 31561 \cdot 0,001 = 31,56 \text{ кг/ч}$$

количество чистой воды в пластовой воде из отстойника:

$$G_B \cdot x_B^B = 31561 \cdot 0,999 = 31529,44 \text{ кг/ч}$$

В таблице 8 представлен свод материального баланса процесса обезвоживания.

Таблица 8 – Материальный баланс процесса обезвоживания

Приход				Расход			
поток	% масс.	кг/ч	тыс. т/год	поток	% масс.	кг/ч	тыс. т/год
Эмульсия	100,00	115197,62	967,66	Эмульсия	72,60	83636,62	702,55
в том числе:				в том числе:			
- нефть	69,00	79483,33	667,66	- нефть	95,00	79454,79	667,42
- вода	31,00	35714,29	300,00	- вода	5,00	4181,83	35,13
				Пластовая вода	27,40	31561,00	265,11
				в том числе:			
				- нефть	0,100	31,56	0,27
				- вода	99,99	31529,44	264,84
Итого	100,00	115197,62	967,66	Итого	100,00	115197,62	967,66

#### 5.4 Технологический расчет отстойника

Для расчета 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:

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

где  $V_{вх}$  – объемный расход эмульсии на входе в отстойник, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{эм}$  – плотность эмульсии при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_{эм}$  – динамическая вязкость эмульсии при рабочих условиях, 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  $\varepsilon = \frac{h_B}{R}$  – относительная высота водяной подушки, м;

$h_B$  – 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 обезвоживания нефти следует, что в аппарат поступает эмульсия в количестве  $G_{ж} = 115197,62$  кг/ч.

Плотность эмульсии  $\rho_{эм} = 902,3$  кг/м<sup>3</sup> (см. расчет выше).

Объемный расход эмульсии:

$$V_{вх} = \frac{G_{ж}}{\rho_{эм}} = \frac{115197,62}{902,3} = 127,67 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,035 \text{ м}^3/\text{с}$$

Вязкость эмульсии  $\mu_{эм} = 8,26 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

Минимальный диаметр отстойника будет составлять:

$$D_{min} = \frac{4 \cdot 0,035 \cdot 902,3}{2300 \cdot 3,14 \cdot 8,26 \cdot 10^{-3}} \cdot \sqrt{\frac{3,14}{2,596}} = 2,33 \text{ м}$$

Расчет показал, что для обеспечения ламинарного движения эмульсии необходим минимальный диаметр отстойника 2,33 м. Максимальный диаметр стандартного отстойника (см. Приложение) составляет 3,4 м, поэтому для обеспечения ламинарного режима необходимо установить один отстойник (если по расчету получится, что минимальный диаметр отстойника больше 3,4 м, то для обеспечения ламинарного режима необходимо разделить входящий поток на два параллельных потока.)

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

$$L = \frac{h_{ос} \cdot \omega_{ср}}{\omega_{ос}}, \text{ м}$$

где  $h_{oc}$  – высота зоны отстоя, м;

$\omega_{cp}$  – средняя горизонтальная скорость движения эмульсии в аппарате, м/с;

$\omega_{oc}$  – скорость стесненного осаждения капель воды, м/с.

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

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

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

$$R = \frac{3,4}{2} \text{ м}$$

Тогда высота водяной подушки:

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

Высота зоны отстоя:

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

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, м<sup>3</sup>/с;

$S$  – площадь поперечного сечения для прохода эмульсии в аппарате, м<sup>2</sup>

Ранее рассчитан объемный расход эмульсии на входе в аппарат

$$V_{вх} = 0,035 \text{ м}^3/\text{с}$$

Из материального баланса стадии обезвоживания нефти следует, что массовый расход эмульсии на выходе составляет  $G_{вых} = 83636,62$  кг/ч.

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

$$\rho_{\text{эм}}^{20} = \frac{1}{\frac{0,95}{869} + \frac{0,05}{1004}} = 875 \text{ кг/м}^3$$

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,875 = 0,000683$$

$$\rho_4^{25} = 0,875 - 0,000683 \cdot (25 - 20) = 0,8715$$

Таким образом, абсолютная плотность эмульсии на выходе при 25 °С составляет  $\rho_{\text{эм}}^{25} = 871,5 \text{ кг/м}^3$ . Объемный расход эмульсии на выходе:

$$V_{\text{вых}} = \frac{83636,62}{871,5} = 95,97 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,027 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь поперечного сечения для прохода эмульсии:

$$S = \frac{\pi \cdot D_{\text{экв}}^2}{4}$$

где  $D_{\text{экв}}$  – эквивалентный диаметр поперечного сечения для прохода эмульсии, м

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

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

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

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

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

$$\omega_{\text{вх}} = \frac{0,035}{7,5} = 0,005 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{0,027}{7,5} = 0,004 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{0,005 + 0,004}{2} = 0,0045 \text{ м/с}$$

Скорость стесненного осаждения капель воды рассчитывается на основе уравнения Стокса:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_B - \rho_H) \cdot (1 - B)^{4,7}}{18 \cdot \mu_H}$$

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

$B$  – массовая доля воды в эмульсии;

$\rho_B$  и  $\rho_H$  – плотность воды и товарной нефти соответственно, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_H$  – динамическая вязкость нефти при рабочих условиях, 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 31 % масс., на выходе 5 % масс. Среднее значение содержания воды в эмульсии в аппарате будет составлять:

$$W_{cp} = \frac{31 + 5}{2} = 18 \text{ \% масс.}$$

Или средняя доля воды  $B = 0,18$

Определяем относительную плотность нефти при 25 °С:

$$\alpha = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,869 = 0,000691$$

$$\rho_4^{25} = 0,869 - 0,000691 \cdot (25 - 20) = 0,8655$$

Абсолютная плотность нефти  $\rho_H = 865,5 \text{ кг/м}^3$

Скорость осаждения капель воды:

$$\omega_{oc} = \frac{(300 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9,81 \cdot (1004 - 865,5) \cdot (1 - 0,18)^{4,7}}{18 \cdot 8,26 \cdot 10^{-3}} = 0,000572 \text{ м/с}$$

Минимальная длина зоны отстоя:

$$L = \frac{2,62 \cdot 0,0045}{0,000572} = 20,61 \text{ м}$$

Принимают к установке отстойник типа ОГ-200 с характеристиками:

- объем  $V = 200 \text{ м}^3$ ;
- внутренний диаметр  $D_{в.} = 3,4 \text{ м}$ ;
- внутренняя длина  $L_{отс} = 22,04 \text{ м}$ .

Необходимое число аппаратов для обеспечения минимальной длины зоны отстоя:

$$n = \frac{L}{L_{\text{отс}}} = \frac{20,61}{22,04} = 0,94$$

Общее количество отстойников составит 1 шт.

## Библиографический список

1. Солодова, Н. Л. Химическая технология переработки нефти и газа [Электронный ресурс]: учебное пособие / Н. Л. Солодова, Д. А. Халикова. – Электрон. текстовые данные. – Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2012. – 120 с. – 978-5-7882-1220-3. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/62720.html>.

2. Сбор, транспорт и хранение нефти, нефтепродуктов и газа [Электронный ресурс]: учебное пособие / Н. Ю. Башкирцева, Р. Р. Рахматуллин, Р. Р. Мингазов, А. А. Мухаметзянова. – Электрон. текстовые данные. – Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2016. – 132 с. – 978-5-7882-2107-6. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/79503.html>

3. Применение поверхностно-активных веществ в процессах подготовки и транспортировки нефти [Электронный ресурс]: монография / Н. Ю. Башкирцева, О. Ю. Сладовская, Р. Р. Рахматуллин [и др.]. – Электрон. текстовые данные. – Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2016. – 168 с. – 978-5-7882-1913-4. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/62245.html>

4. Гречухина, А. А. Совершенствование работы установок подготовки нефти [Электронный ресурс] / А. А. Гречухина, А. А. Елпидинский, А. Е. Пантелеева. – Электрон. текстовые данные. – Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2008. – 120 с. – 978-5-7882-0581-6. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/62671.html>

5. Медведева Ч.Б., Прикладная химия: химия и технология подготовки нефти [Электронный ресурс]: учеб. пособие / Ч.Б. Медведева, Т.Н. Качалова, Р.Г. Тагашева. – Казань : Издательство КНИТУ, 2012. – 81 с. – Режим доступа: <http://www.studentlibrary.ru/book/ISBN9785788212739.html>

6. Назаров, А. А. Нефтегазодобыча. Геология нефти и газа. Часть 1 [Электронный ресурс]: учебное пособие / А. А. Назаров. – Электрон. текстовые данные. – Казань : Казанский национальный исследовательский техноло-

гический университет, 2011. – 79 с. – 978-5-7882-1042-1. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/62208.html>.

7. Таранова, Л. В. Эксплуатация оборудования переработки нефти и газа [Электронный ресурс]: учебное пособие / Л. В. Таранова, Е. О. Землянский. – Электрон. текстовые данные. – Тюмень: Тюменский индустриальный университет, 2017. – 113 с. – 978-5-9961-1591-4. – Режим доступа: <http://www.iprbookshop.ru/83748.html>.

## Приложение

Техническая характеристика нефтегазовых сепараторов типа НГС

Шифр аппарата	V, м <sup>3</sup>	D <sub>B</sub> , м	L, м	Производительность, м <sup>3</sup> /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				
НГС-4,0-3000	330000				
НГС-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

Характеристика отстойников типа ОГ

Показатель	Отстойник типа	
	ОГ-100	ОГ-200
Объём, м <sup>3</sup>	100	200
Внутренний диаметр, м	3,4	3,4
Длина с люками-лазами, м	13,58	23,8
Производительность по эмульсии, тыс. м <sup>3</sup> /сут	5 - 6	10 - 12
Рабочее давление, не более, МПа	0,8	0,8

Характеристика горизонтальных электродегидраторов

Тип аппарата	Объём, м <sup>3</sup>	Внутренний диаметр, мм	Производительность по эмульсии, м <sup>3</sup> /ч	Длина аппарата, мм
2ЭГ-50-2	50	3400	130	8240
2ЭГ-160	160	3000	350	18650
2ЭГ-160-2М	160	3400	450	18650
2ЭГ-160/3	160	3400	320	18650
2ЭГ-200-2Р	200	3400	550	23450

**Гужель Юлия Александровна,**

доцент кафедры «Химия и химическая технология» АмГУ, канд. техн. наук

**Практикум по технологическому расчету промышленного оборудования**

*Учебное пособие*

Изд-во АмГУ. Подписано к печати \_\_\_\_.\_\_\_\_.2021.

Формат 60x84/16.

Усл. печ. л. 3,4

Тираж 50. Заказ