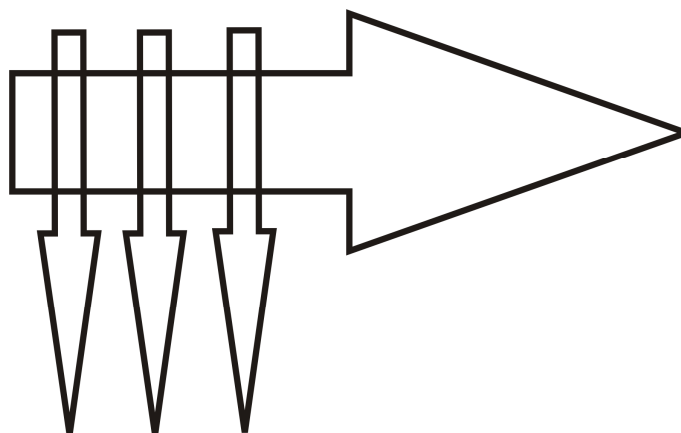


М.И. ФАРАХОВ, А.Г. ЛАПТЕВ, И.П. АФАНАСЬЕВ

**СЕПАРАЦИЯ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ ИЗ
ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ
В НЕФТЕПЕРЕРАБОТКЕ
И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ**



МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

**Казанский государственный
энергетический университет**

М.И. ФАРАХОВ, А.Г. ЛАПТЕВ, И.П. АФАНАСЬЕВ

**СЕПАРАЦИЯ ДИСПЕРСНОЙ
ФАЗЫ ИЗ ЖИДКИХ
УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ
В НЕФТЕПЕРЕРАБОТКЕ И
ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ**

Казань 2005

УДК 66.066
ББК 35.114
Ф24

Печатается по решению Ученого совета Казанского государственного
энергетического университета

Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Афанасьев И.П.

Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение: Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 134с.

Рассмотрены углеводородные смеси с элементами дисперсной фазы, образующиеся в процессах нефтегазопереработки и их влияние на эффективность работы промышленных установок. Кратко изложены способы очистки нефтепродуктов от водной фазы и твердых веществ. Основное внимание уделяется конструкциям и методам расчета тонкослойных отстойников. Даны результаты физического и математического моделирования работы отстойников. Сделан энергетический анализ работы установки разделения ШФЛУ и рассмотрены способы повышения ее эффективности за счет сепарации дисперсной фазы из углеводородных смесей. Показаны примеры модернизации промышленных отстойников на Сургутском ЗСК, приводящие к повышению качества нефтяных топлив и энергосбережению при их получении.

Предназначена для научных и инженерно – технических работников. Может быть полезной преподавателям, аспирантам и студентам технических вузов.

Рецензенты

Д-р техн. наук проф., академик МАСИ Э.Ш. Теляков
Д-р техн. наук проф. Я.Д. Золотонос

ISBN 5-94981-053-8

© Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Афанасьев И.П., 2005
© КГЭУ

ГЛАВА 1

ПРОЦЕСС СЕПАРАЦИИ ВОДЫ ИЗ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ФРАКЦИЙ

В главе рассмотрены методы удаления воды из углеводородных жидких смесей. Представлены конструкции сепарирующих элементов тонкослойных отстойников и методы их расчета.

1.1. Методы обезвоживания жидких углеводородов

Как известно, вода может присутствовать в углеводородной среде как в растворенном виде, так и в виде отдельной фазы. Причем если водная фаза является дисперсной, то мы имеем дело с «обратной» эмульсией, в противном случае эмульсия считается «прямой». Все эмульсии, рассматриваемые в данной работе, являются обратными.

Растворимость воды в предельных углеводородах, составляющих основу наиболее распространенных перерабатываемых нефтегазоконденсатных смесей, является весьма ограниченной. Так, например, растворимость воды в гептане при температуре 25 °С составляет 0,0151 % масс. Аналогично дело обстоит и с другими предельными углеводородами.

Основные проблемы, возникающие в процессе переработки углеводородного сырья, связаны с водой, присутствующей вместе с растворенным в ней метанолом в углеводородной фазе в диспергированном виде, т.е. в виде эмульсии.

Водо-углеводородные эмульсии, представляющие собой дисперсные системы с большой удельной межфазной поверхностью, обладают положительной свободной поверхностной энергией и с точки зрения термодинамики многофазных сред должны быть неустойчивы, то есть самопроизвольно расслаиваться на углеводородную фазу и воду. Однако на практике такие эмульсии, в частности нефтяные, образующиеся при добыче, транспортировании и переработке нефтей, являются, как правило, довольно устойчивыми.

Причиной устойчивости нефтяных эмульсий является образование на поверхности капель защитных слоев из содержащихся в нефти природных стабилизаторов. Эти слои, обладающие повышенными вязкостью и прочностью, препятствуют слиянию соприкасающихся капель эмульгированной воды.

В качестве стабилизаторов граничных упрочненных слоев служат: асфальтены, смолы, парафины, взвешенные твердые частицы глины, ила, песка.

Аналогично дело обстоит и с эмульсиями типа нефтегазоконденсатная смесь – вода.

Для удаления воды из жидких углеводородов можно использовать различные методы, основанные на химических, физико-химических и физико-механических процессах. Соответственно все методы обезвоживания углеводородов можно подразделить на химические, физико-химические и физико-механические.

Для удаления растворенной воды используются в основном *химические методы*. В основе этих методов обезвоживания лежат химические реакции, протекающие между содержащейся в углеводородах водой и вводимым в них химическим реагентом, который, вступая в реакцию с водой, взаимодействует с кислородом воды, образуя нерастворимое в углеводородной фазе соединение. При этом другой продукт реакции – газообразный водород – выделяется в свободном виде.

В качестве химических реагентов могут выступать, например, гидриды и карбиды металлов. Недостатком химических методов обезвоживания жидких углеводородов является выделение в ходе реакции побочных продуктов, таких как водород, ацетилен и др. Этот метод не нашел широкого применения в связи с высокой пожаро- и взрывоопасностью.

За рубежом исследовалась также возможность использования в качестве веществ, способных вступать в реакцию с содержащейся в углеводородной смеси водой, этилата и пропилата алюминия, а также его диметилсульфоокиси. При взаимодействии алкилатов алюминия с водой образуется соответственно этиловый или пропиловый спирт и твердая окись алюминия, а диметилсульфоокись алюминия образует с водой твердый кристаллогидрат.

Все эти методы связаны с постоянным расходом реагентов и необходимостью рекуперации продуктов химических реакций. Это делает их малопригодными при необходимости очистки от воды больших объемов углеводородной фазы.

Физико-химические методы обезвоживания основываются на способности некоторых веществ, являющихся адсорбентами, связывать молекулы воды, находящейся в углеводородной фазе в эмульгированном и растворенном состоянии.

Для адсорбционного обезвоживания нефтепродуктов используются главным образом твердые материалы (адсорбенты) с высокой пористостью, встречающиеся в природе или получаемые искусственным путем. К природным адсорбентам относятся бокситы и природные цеолиты, а к искусственным – силикагель, алюмогель, синтетические цеолиты. На практике обычно применяют адсорбенты искусственного происхождения. Хорошие результаты получены при использовании силикагеля, получаемого обезвоживанием геля кремниевой кислоты при обработке силиката натрия минеральными кислотами или кислыми растворами их солей. Размеры гранул силикагеля лежат в пределах от 0,2 до 7,0 мм. Удельная поверхность пор составляет от 400 до 800 м²/м³, при этом килограмм силикагеля поглощает до 0,8 кг воды.

Высокую эффективность имеют также цеолиты, особенно для удаления воды, находящейся в нефтепродукте в мелкодисперсном состоянии. Это пористые водные алюмосиликаты катионов щелочных и щелочноземельных металлов. Происхождение цеолитов может быть как природное, так и искусственное. Цеолиты последнего типа называют молекулярными ситами ввиду высокой степени регулярности и малого размера пор.

Представляет интерес применение в качестве адсорбентов воды глиноземов, отличающихся высокой сорбционной способностью.

По мере насыщения водой поглощающая способность адсорбентов снижается и требуется их замена или регенерация. Для восстановления свойств адсорбентов применяется осушка в токе горячего воздуха, высокотемпературный нагрев или промывка растворителем, или сочетание этих методов.

Осуществление процесса десорбции перед вторичным использованием адсорбента требует наличия специального оборудования и по сложности самого процесса и его аппаратного оформления, объемами трудовых и энергетических затрат сопоставимо с основными процессами переработки углеводородного сырья. Поэтому адсорбционные методы не получили широкого распространения при обезвоживании углеводородного сырья.

Промышленное применение нашло удаление воды из углеводородов абсорбцией жидкими гликолями, например, 80 % раствором триэтиленгликоля. Впрыск абсорбента осуществляется на входе в сырьевые холодильники. При этом сам процесс осушки идет в газовой фазе с последующим сепарированием адсорбата [3]. К

недостаткам этого метода можно отнести сложность аппаратного оформления и необходимость в больших количествах абсорбента.

Все химические и приведенные выше физико-химические способы обезвоживания углеводородов предназначены для глубокого удаления влаги даже из растворенного состояния.

На практике в большинстве случаев решается проблема удаления только диспергированной или, так называемой, свободной воды. Решение этой проблемы осуществляется физико-химическими и физико-механическими методами.

Наиболее часто разделяемыми таким образом водо-углеводородными эмульсиями являются эмульсии типа нефть-вода и вода-нефть, на примере которых рассмотрим эти методы подробнее.

Одним из наиболее распространенных способом обезвоживания нефти является разрушение эмульсий с применением *деэмульгаторов*.

Механизм действия деэмульгаторов носит физико-химический характер и по существу, сводится к нарушению устойчивости пленок, разъединяющих микрокапли воды от окружающей их углеводородной среды [4]. По своей природе и механизму действия на нефтяные эмульсии эти вещества могут быть подразделены на несколько основных подгрупп, приводимых ниже.

К первой группе можно отнести *электролиты*. Для разрушения некоторых эмульсий могут быть использованы различные кислоты, щелочи и соли. Из кислот эффективное действие оказывают серная, соляная, а также уксусная и нафтеновые кислоты; из щелочей – едкий натр; из солей – поваренная соль, сода двууглекислая, хлористый кальций, железный купорос, хлорное железо, хлористый и серноокислый алюминий, азотнокислое железо и многие другие химические соединения. Механизм действия этих веществ на нефтяные эмульсии довольно разнообразен. Одни из них, при достаточных концентрациях, вызывают коагуляцию веществ, из которых состоит пограничная между водой и нефтью «защитная пленка» и, таким образом, разрушают эмульсию. Другие, притягивая воду и соединяясь с нею, тем самым нарушают стабильность эмульсии и разбивают ее. Третьи вступают во взаимодействие с некоторыми солями, входящими в состав эмульсии, образуя с ними нерастворимые осадки.

Ко второй группе можно отнести *неэлектролиты*. К этим веществам, разрушающим нефтяные эмульсии, относится целый ряд органических соединений различного состава и строения, например, ацетон, бензол, сероуглерод, четыреххлористый углерод, спирты,

фенол, эфир и многие другие. Существует несколько механизмов разрушения эмульсий неэлектролитами в зависимости от их природы. Одни из них, являясь хорошими растворителями для соединений, образующих «защитную пленку» эмульсии (смолы, нефтяные мыла и т.п.), растворяют эти соединения, следствием чего и является разрушение эмульсии. Другие, смешиваясь с нефтью, понижают ее вязкость и тем самым способствуют ее отстаиванию. Эффективность действия некоторых из подобного рода веществ очень высока. Так, например, добавкой 0,1 - 0,33 % технического фенола удавалось разбить нефтяную эмульсию, которая сохранялась при нагревании даже под давлением; при 100 °С та же эмульсия разбивалась уже от прибавления всего лишь 0,01 % фенола [5].

Следующую группу составляют коллоидные вещества. К ним относятся многочисленные и разнообразнейшие коллоиды: мелко раздробленные кремнезем и глины, натриевые соли высокомолекулярных кислот, жирных, смоляных и сульфокислот, некоторые смеси из подобного рода веществ.

Наибольшее распространение для разделения водо-нефтяных эмульсий получили деэмульгаторы, действие которых направлено на разрушение защитных или бронирующих слоев на каплях эмульгированной воды. Такая активность обусловлена химическим строением деэмульгатора как поверхностно-активного вещества (ПАВ), одна часть молекулы которого имеет сродство к углеводородам (гидрофобная), а другая к воде (гидрофильная). На поверхности раздела фаз нефть – вода полярная часть молекулы ПАВ, обладающая гидрофильными свойствами, находится со стороны воды, а неполярная (гидрофобная) – со стороны углеводородной фазы.

К физико-механическим методам относятся методы разделения эмульсий в силовых полях: в центробежном поле – разделение в центрифугах-сепараторах и гидроциклонах, в электрическом поле – электрокоагуляция, в гравитационном поле – отстаивание.

Электрокоагуляционные методы разделения водо-углеводородных эмульсий основаны на использовании явления электрической поляризации микрокапель воды.

Известно, что молекулы воды дипольны, однако капельки воды не обладают однополярностью заряда, так как хаотическое расположение молекул воды в капле исключает самопроизвольное проявление дипольных явлений в капле воды [6].

Микрокапли воды в водоуглеводородных эмульсиях также не проявляют свойств дипольности. Картина резко меняется при наложении на эмульсию внешнего электрического поля, когда молекулы воды в каплях получают строгую ориентацию и капли превращаются в диполи. Одинаковая напряженность электрического поля во всех его точках, а также равенство отрицательного и положительного зарядов капли приводит к тому, что она только растягивается. Это происходит до тех пор, пока силы поверхностного натяжения, стремящиеся придать капле сферическую форму, не станут равными электростатическим силам внутреннего давления, стремящимися разорвать каплю.

Капля воды в водоуглеводородной эмульсии не только поляризуется, но и получает электрический заряд по известному правилу Кена, согласно которому тела с большей диэлектрической проницаемостью должны заряжаться положительно, а с меньшей – отрицательно, поскольку первые обычно являются донорами, а вторые – акцепторами электронов. Хотя правило Кена распространяется не на все эмульсии, водоуглеводородные эмульсии – пример, подтверждающий это правило.

Для разделения таких эмульсий могут быть использованы электрические поля как постоянного, так и переменного электрического тока.

Наибольшее распространение в нефтедобывающей и нефтеперерабатывающей промышленности для эффективного разделения водонефтяных эмульсий нашли электродегидраторы, в которых разрушение эмульсий ведется в электрическом поле переменного тока.

Электродегидратор любого типа состоит из корпуса, в котором размещены подвешенные на электроды устройства для ввода и распределения эмульсии и отвода отстоявшейся воды нефти [7]. Ток на электроды подается от индивидуального трансформатора высокого напряжения. В межэлектродном пространстве под влиянием электрического поля высокой напряженности капли воды укрупняются и под действием гравитационных сил осаждаются. Процессу разрушения пленки эмульгатора, обволакивающего капли воды способствуют вводимые в эмульсию деэмульгаторы.

Взаимодействие между диспергированными в нефти каплями воды зависит от напряженности электрического поля и легко регулируется напряжением тока или расстоянием между электродами.

При этом учитывается возможное электрическое диспергирование капель при увеличении напряженности поля, так как чем больше его значение, тем меньше размер капель в эмульсии.

В зависимости от формы и положения корпуса различают электродегидраторы трех основных типов: вертикальные, шаровые и горизонтальные. Расположение электродов может быть горизонтальным, вертикальным и наклонным. Разнообразна и форма электродов: решетчатые, сплошные, стержневые и т.д. Существуют двухэлектродные и многоэлектродные конструкции.

Электрическое поле может быть однородным или неоднородным. В неоднородном поле возникает дополнительное движение частиц воды, которое приводит к возрастанию вероятности их сближения и слияния. Для создания неоднородного поля применяют, в частности, электроды специальной формы, изменяющие напряженность электрического поля между электродами.

Ввиду сложности и громоздкости оборудования для электрообезвоживания водо-углеводородных смесей, а также учитывая повышенную пожароопасность, применение таких методов на многих нефтеперерабатывающих установках не представляется возможным.

Довольно широкое распространение получили методы выделения свободной воды из углеводородной фазы с использованием *действия центробежных сил*.

Для создания центробежного поля при обезвоживании нефтепродуктов и других углеводородных смесей используются неподвижные аппараты, в которых вращается поток жидкости (гидроциклоны), и вращающиеся, в которых смесь движется за счет вращения ротора аппарата (центробежные сепараторы или центрифуги).

В гидроциклонах центробежная сила возникает при закручивании потока, входящего в неподвижный корпус цилиндрической или конической формы. В зависимости от способа подвода нефтепродуктов и конструкции закручивающего устройства, гидроциклоны можно разделить на аппараты с боковым подводом (тангенциальным или спиральным), противоточные и прямоточные аппараты (с завихрителями в виде винта или розетки).

Гидроциклоны не имеют движущихся частей, вследствие чего надежны, просты в эксплуатации и не требуют постоянного обслуживания. Но высокая эффективность сепарации у гидроциклона обеспечивается в аппаратах небольшого диаметра. Для повышения эффективности приходится объединять несколько аппаратов малого

диаметра в один агрегат – батарейный циклон, с общими подводными и отводящими коллекторами, что делает его громоздким и сложным в обслуживании.

Другой недостаток гидроциклонов заключается в значительном абразивном износе рабочих поверхностей присутствующими в разделяемой смеси твердыми включениями. Зачастую, это вызывает необходимость футерования частей рабочей поверхности гидроциклона износостойчивыми материалами.

Примером удачного использования циклона для разделения водородородных смесей является вихревой очиститель горючего, устанавливаемый на нефтепродуктопроводах [8].

Применение гидроциклонов для удаления свободной воды из углеводородного сырья пока не получило широкого распространения, так как эффективность выделения воды в них значительно меньше, чем в центрифугах. Тем не менее, имеется положительный опыт использования гидроциклонов для обезвоживания топлив и масел.

Эффективность отделения воды от нефтепродукта в гидроциклоне зависит от режима работы аппарата, определяемого скоростью жидкости на его входе. Установлено, что оптимальные скорости на входе в гидроциклон лежат в пределах 3 – 6 м/с, что значительно ниже входных скоростей, имеющих место при циклонной очистке нефтепродуктов от твердых частиц. При увеличении скорости на входе выше 65 м/с гидроциклон работает как эмульгатор, т.е. способствует образованию эмульсии, а не ее разделению [9].

К этой же группе физико-механических процессов можно отнести так же методы, использующие для разделения эмульсий поверхностные явления. Действие их основано на избирательной смачиваемости индивидуальных веществ по отношению к углеводородной или водной фазам. Разделение происходит при *фильтрации* разделяемой эмульсии через слой фильтрующего материала, ткань или сетку.

При этом если фильтрующий материал является гидрофильным, на его поверхности образуется водная пленка, на которой происходит коалесценция капель. Сам объем такого фильтра является накопителем влаги.

Для отделения дисперсной водной фазы может быть использована фильтрующая перегородка из гидрофобного материала. В этом случае фильтр проницаем для углеводородной фазы, а капли водной фазы, размер которых больше микроотверстий фильтра, задерживаются на его поверхности.

На практике применяют главным образом аппараты с комбинированными перегородками, в которых чередуются слои из материалов обоих типов. В таком композиционном слое происходит последовательное укрупнение и отвод укрупненных капель из зоны фильтрации [2]. В качестве фильтрующего слоя может служить не только перегородка из пористого материала, но и насыпные слои гранулированного материала.

Так в *отстойнике* для нефтепродуктов, разработанном авторами [10], внутри корпуса расположены фильтрующие секции со сферическими гранулами одинакового размера в каждой секции и с уменьшением размера гранул от секции к секции в направлении движения жидкости, и патрубки для подвода и отвода нефтепродукта. Фильтрующие секции выполнены в виде двойных перфорированных тарелок из несмачиваемого водой материала, а гранулы – из смачиваемого.

Главным недостатком фильтрационных методов обезвоживания жидких углеводородов является необходимость в периодической регенерации фильтрующих материалов (перегородок). Фильтрующие перегородки в процессе эксплуатации теряют эксплуатационные свойства из-за засорения их механическими загрязнениями, смолообразными и парафиновыми примесями.

Еще одним физико-химическим методом обезвоживания углеводородов является гравитационное отстаивание. *Отстаивание в гравитационном поле* можно осуществлять в обычных резервуарах для накопления или хранения жидких продуктов, которые в данном случае работают как статические отстойники периодического действия.

Недостатком статических отстойников является периодичность и длительность процесса обезвоживания, так как цикл работы такого устройства включает заполнение его продуктом, отстаивание до полного осаждения воды, удаление обезвоженного продукта и воды из отстойника или отстойной зоны. Кроме того, такой процесс трудно поддается автоматизации.

При использовании динамических отстойников обезвоженный продукт из этих устройств выводится непрерывно, а удаление отстаившейся воды может производиться как периодически по мере ее накопления, так и непрерывно.

В динамических отстойниках капли воды движутся с потоком разделяемой смеси и одновременно осаждаются под действием силы тяжести.

Обычно расчет отстойников проводят при условии выделения частиц определенного размера. При этом считается, что частицы расчетного размера и более крупные будут выделены из воды полностью.

Пропускная способность отстойников пропорциональна площади осаждения, и поэтому повышение эффективности обезвоживания в динамических отстойниках может быть достигнуто увеличением габаритных размеров в горизонтальной плоскости, что связано с определенными конструктивными и эксплуатационными трудностями. Поэтому применяют тонкослойные отстойники с горизонтальными или наклонными перегородками, многоярусные, тарельчатые и т.п. Описание конструкций и краткая характеристика основных типов тонкослойных отстойников приведены далее.

1.2.Конструкции тонкослойных отстойников

Сепарация дисперсной фазы в гравитационных отстойниках является наиболее простым в аппаратурном оформлении процессом. Однако при использовании в качестве отстойников полых емкостей эффективность процесса разделения ограничивается целым рядом факторов.

Экспериментальные исследования выделения нефтепродуктов и других примесей в отстойниках показали, что поток в зоне выделения частиц не является ламинарным даже при низких значениях критерия Рейнольдса [11]. Основными причинами этого являются:

- перепады температур в различных частях аппарата;
- неравномерность поля концентрации дисперсной фазы в различных его частях;
- неравномерность подвода сплошной фазы воды по поперечному сечению отстойника и отвода очищенной жидкости из него;
- наличие и работа устройств для отвода фаз;
- различные геометрические неоднородности в виде технологических перегородок, люков, распределителей фаз и др.

Так, неравномерность температурного поля и наличие в разделяемой смеси тяжелых примесей приводит к образованию в отстойнике зон с плотностью среды, отличающейся от средней ее плотности в объеме отстойника, что приводит к возникновению конвективных токов. Интенсивность конвективных токов и геометрия охватываемых ими зон находятся в прямой зависимости от

неравномерности состава и температуры воды, размеров отстойника и усиливается при наличии источников подогрева в зоне выделения дисперсной фазы. Сосредоточенные отвод и сплошной подвод создают собственные устойчивые вихревые зоны. На эффект перемешивания от сосредоточенных подводов и отводов воды накладываются неблагоприятные эффекты конвективных потоков, гидродинамических неравномерностей и др. Все эти факторы приводят к перемешиванию в отстойниках и выравниванию концентрации дисперсной фазы по глубине слоя. Снижение эффективности выделения частиц будет тем значительней, чем меньше разность плотностей сплошной и дисперсной фаз.

Фактором, существенно ограничивающим эффективность процесса осаждения в полых отстойниках, является большая высота зоны осаждения. Для ее уменьшения в полых отстойниках устанавливают горизонтальные или наклонные перегородки, пластины, гранулы или трубы, которые повышают эффективность процесса. В полученных таким образом *тонкослойных отстойниках* процесс отстаивания происходит в объеме, разделенном на параллельные слои или каналы.

Одинаковый эффект осаждения достигается при равенстве соотношений [12]:

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{t_1}{t_2},$$

где h_1, h_2 – высота зоны осаждения, t_1, t_2 – время осаждения.

Из этой формулы следует, что при уменьшении высоты осаждения в n раз, во столько же раз сокращается продолжительность отстаивания. Таким образом, отстаивание в тонком слое позволяет значительно уменьшить размеры отстойника при заданной производительности, или увеличить производительность тонкослойного отстойника по сравнению с полым при заданном рабочем объеме.

В случае разделения смесей с полидисперсным распределением частиц, применение тонкослойного отстойника по сравнению с объемным отстойником таких же размеров при заданной производительности, позволяет выделять частицы гораздо меньших размеров, т.е. существенно повышает эффективность разделения [13-15].

К другим не менее важным преимуществам тонкослойных отстойников по сравнению с другими конструкциями сепарационных аппаратов можно отнести простоту конструкции, отсутствие приводов и вращающихся частей, простота в эксплуатации и ремонте.

Применение тонкослойных отстойников по сравнению с полыми обеспечивает стабильность течения жидкости и препятствует возможности возникновения плотностных и температурных циркуляционных течений. В связи с малыми высотами слоев разделяемой смеси в тонкослойных отстойниках существенно уменьшается неблагоприятное влияние таких факторов как наличие градиентов температуры и плотности. Поток в каналах между пластинами, гранулами или в трубах становится ламинарным после небольшого участка стабилизации в начале канала, что благоприятно сказывается на интенсивности процесса отстаивания.

Тонкослойные отстойники применяются как для разделения суспензий, так и эмульсий. В последнем случае их часто называют гравитационными сепараторами. В ряде случаев, например при очистке сточных вод, разделению подвергаются трехфазные системы, одновременно содержащие дисперсные фазы в виде твердых частиц и капель.

Тонкослойные отстойники можно классифицировать:

- по режиму работы (периодического и непрерывного действия – динамические отстойники);
- по направлению движения отделенной дисперсной фазы относительно движения отстаиваемой жидкости (прямоточные, противоточные, комбинированные и поперечные);
- по принципу удаления осадка (принудительный и самопроизвольный);
- по расположению корпуса (вертикальные, горизонтальные и радиальные).

Тонкослойные отстойники периодического действия характеризуются небольшим наклоном к горизонту собранных в блоки отдельных пластин (элементов блока) – $0 \div 5^\circ$. Накапливающейся в них осадок удаляется промывкой обратным током осветленной воды, продувкой воздухом, паром или другими способами. Такие отстойники применяют в основном при осветлении сточных вод с небольшой концентрацией грубодисперсных примесей, однако широкого распространения они не получили.

Отстойники непрерывного действия, которые и будут предметом дальнейшего рассмотрения, отличаются значительным наклоном тонкослойных элементов ($45\div 60^\circ$), как правило, превышающим угол трения выделяемых осадков, что обеспечивает самопроизвольное удаление выделяющихся примесей в зону накопления.

Тонкослойные отстойники начали применяться в США, Японии и других странах для очистки природных и сточных вод в 50-х годах. Уже в 1970г. в США тонкослойные отстойники эксплуатировались на водопроводных и канализационных станциях производительностью до 240 тыс. м³/сут. В Японии широко распространены тонкослойные отстойники с гофрированными блоками из полимерных материалов производительностью до 110 тыс. м³/сут, а также полочные отстойники [16]. Во Франции фирмой «Дегремон» [17] разработаны тонкослойные отстойники типа RPS с трубчатыми блоками, а также типа «Седипак», объединяющие в одном сооружении зону смешения воды с реагентом, добавляемых для очистки, флокулятор с установленными в нем полками с дефлекторами и зону отстаивания с полочными блоками.

Опыт применения тонкослойного отстаивания для разделения суспензий и эмульсий выявил высокую эффективность данного метода. Выбор конструкции отстойника зависит от количества и состава разделяемой смеси. Для интенсификации процессов отстаивания возможна установка тонкослойных модулей в отстойники старых конструкций [13, 18-26].

В Ленинградском институте инженеров железнодорожного транспорта [15] исследовали влияние на эффективность работы тонкослойных отстойников таких факторов, как распределение потока воды, условия затухания пульсаций скорости и условия обеспечения ламинарного течения жидкости в ярусах. Установлено, что наблюдаемые на начальных участках блоков пульсации скоростей, быстро затухают.

В работе [27] рассматривается длина рабочей зоны при отстаивании ламинарного потока в плоском наклонном канале. Установлено существование переходной зоны, где происходит формирование профиля скорости и области установившегося течения.

Изучение гидродинамики тонкослойного отстаивания показало [13, 28], что полидисперсный состав дисперсной фазы является основной причиной возникновения в потоке неоднородности профиля концентрации, причем величина местного гидравлического сопротивления больше в нижней части наклонного элемента. В

результате осаждения взвеси происходит деформация потока с перемещением максимальных скоростей в верхнюю часть элемента и образование поверхностного течения в виде тонкого слоя сплошной осветленной фазы. Это явление характерно для случаев с большим удельным содержанием дисперсной фазы.

Эффективность работы тонкослойного отстойника в значительной степени зависит от конструкции его отдельных узлов: устройства подвода, распределения и отвода очищаемой жидкости. Для равномерного распределения исходной жидкости по сечению тонкослойного блока особое значение имеет конструкция распределительного устройства. Существует большое многообразие распределителей [29-37], что является свидетельством сложности самой проблемы.

Наиболее часто применяемыми на практике конструктивными схемами тонкослойных отстойников являются отстойники с перекрестным и прямоточно-противоточным движением фаз. Применение последней схемы наиболее оправдано в случаях, когда выделяемая дисперсная фаза имеет склонность накапливаться на поверхности сепарационных пластин. В этом случае движение потока сплошной фазы в направлении уклона пластин способствует сползанию или всплытию выделенной дисперсной фазы в зону ее накопления. В тех случаях, когда дисперсная фаза не склонна к налипанию или адгезии на поверхности пластин, применение перекрестной схемы движения фаз более рационально. При этом существенно облегчается сепарация фаз за счет исключения повторного контакта фаз на выходе из сепарационной зоны, имеющего место при прямоточно-противоточной схеме движения фаз.

Тонкослойные элементы (модули) по геометрии поперечного сечения можно разделить на пластинчатые и трубчатые. Последние имеют круглую, квадратную, шестиугольную и ромбовидную форму.

Для изготовления тонкослойных элементов используют стекло, оцинкованное железо, полиэтиленовую пленку, полиэтиленовые профилированные листы, полипропилен, винипласт, полихлорвиниловый и полистирольный пластик, армированную полихлорвиниловую пленку и другие материалы.

Рекомендуемая скорость потока жидкости в тонкослойных элементах принимается из условия ламинарного течения среды между пластинами отстойника в пределах от 1 до 10 мм/с [13,19,22]. Расстояние между пластинами в тонкослойном пластинчатом

отстойнике – от 20 до 150÷200 мм [12, 13, 15, 23, 24, 25]. Оптимальная величина этого расстояния зависит от концентрации дисперсной фазы и ее свойств. Величина этого параметра влияет на расчетную длину тонкослойного элемента.

Для трубчатых отстойников диаметр труб составляет от 25 до 100 мм [12, 19, 25]. Отношение длины к диаметру трубы принимают равным $10 \div 20$ при угле наклона не более 40° [26]. Оптимальный угол наклона тонкослойных элементов, в зависимости от вида и концентрации примесей, находится, как правило, в интервале $45 \div 60^\circ$ [12, 13, 15, 23, 24, 25]. Процесс тонкослойного отстаивания во многом зависит от гидродинамики двухфазного потока и характера движения осадка по поверхности тонкослойных элементов.

Основной недостаток конструкций блоков перекрестной схемы заключается в перерасходе материала пластин, т.к. для избежания прогиба пластин в блоке, в целях сохранения их параллельности и угла сползания осадка, они принимаются гораздо большей толщины, чем это требуется по технологии процесса. Использование гофрированного материала или листов с ребрами жесткости (рис. 1.1.) [38] уменьшает живое сечение яруса или приводит к вынужденному увеличению высоты.

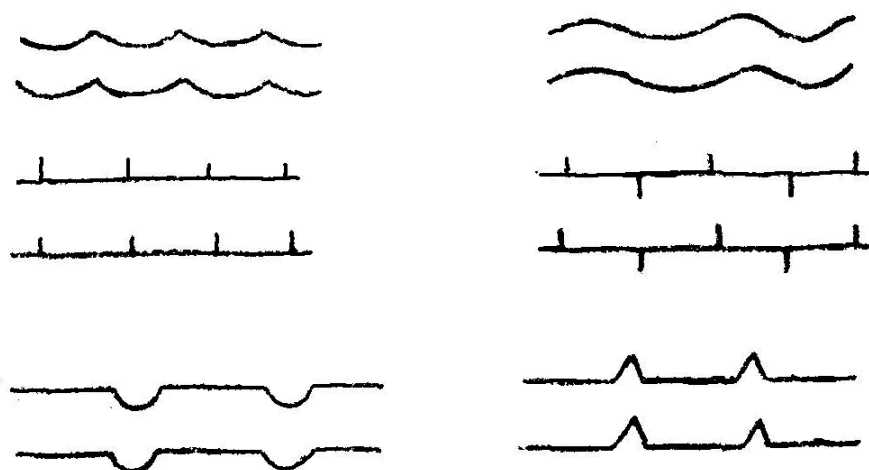


Рис. 1.1. Конструкции тонкослойных блоков, работающих по перекрестной схеме

Представляет интерес конструкция тонкослойного отстойника (рис. 1.2) [39], в котором тонкий слой создается гофрированными листами, расположенными вертикально. Процесс отстаивания происходит в расширенном объеме между соседними гофрами. Осадок, выпадающий на наклонную часть гофр, сползает в щель между листами.

В эту же щель попадают частицы, оседающие в этом объеме и не попавшие на стенку гофра. В щели создаются условия стесненного осаждения, способствующие агрегации частиц выделившегося осадка. Попадая в нижний расширенный объем между гофрированными листами, процесс осаждения частиц ускорится. Недостатком такой конструкции, помимо склонности к загрязнению, является возможность повторного перемешивания фаз в узких зазорах между пластинами.

Для уменьшения турбулентности потоков и предотвращения взмучивания осаждаемой взвеси создан и внедрен в промышленность усовершенствованный тонкослойный отстойник [18], в котором под основным блоком наклонных пластин установлен дополнительный блок вертикальных пластин. Это простое устройство позволяет существенно увеличить производительность аппарата.

Имеются технические решения, в которых для оснащения тонкослойных отстойников предлагаются блоки, состоящие из параллельных листов, имеющих поперечные ребра. Причем листы соединены так, что образующиеся каналы в соседних слоях направлены в разные стороны.

В целях экономии материала для формирования тонкого слоя разработано несколько конструкций тонкослойных блоков, в которых тонкий слой образован пленкой, растянутой в жестком каркасе [39-41].

С целью интенсификации процесса отстаивания, предложены изогнутые гофрированные тонкослойные элементы, в виде спиральных коробов [42], выполненные с монотонно увеличивающимся расстоянием между ними [43] и имеющие на поверхности продольные ребра. Предложены конструкция и технология изготовления тонкослойных ячеек [44].

Конструкции блоков тонкослойных элементов для отстойников, работающих по противоточно-прямоточным схемам, отличаются большим разнообразием.

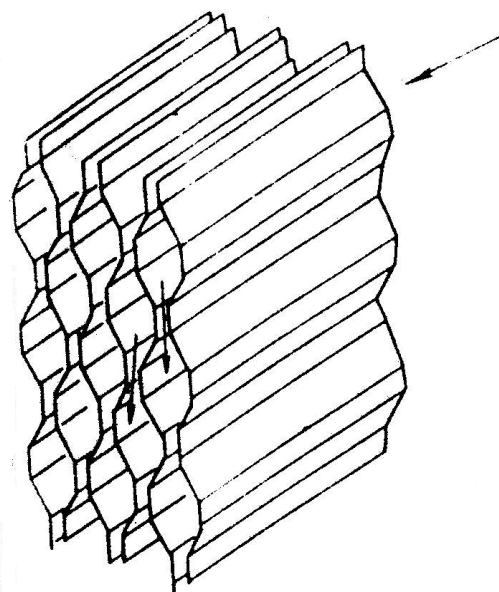


Рис. 1.2. Блок пластин тонкослойного отстойника с гофрированными листами

Для обеспечения жесткости пластины могут иметь ребра жесткости или им может быть придана гофрированная форма (рис. 1.3.) [45, 46]. Для блоков, как правило, используются пластмассовые листы, но может быть использован и металл.

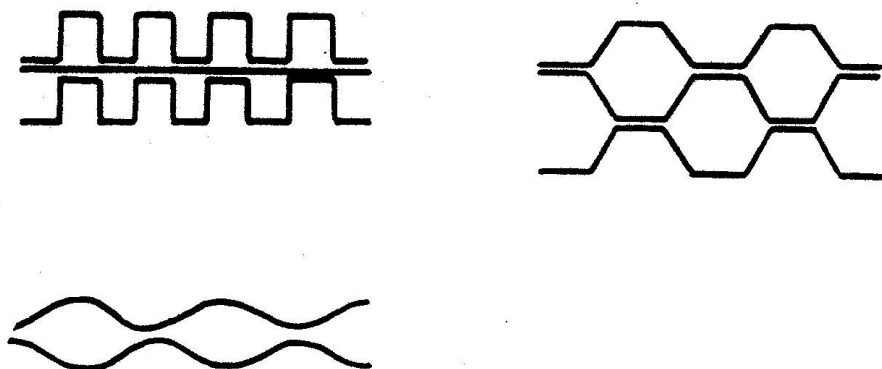


Рис. 1.3. Форма пластин для трубчатых отстойников

Тонкослойные отстойники таких конструкций получили название трубчатых. Одним из достоинств этих отстойников является возможность использования в трубчатых блоках тонкого пленочного материала.

На рис. 1.4. показаны возможности различного расположения гофрированных листов в трубчатых блоках. К недостаткам конструкций можно отнести перерасход используемого материала в местах соединения листов между собой, особенно в случае, когда между гофрированными листами укладывается плоский лист (рис. 1.4. а).

С целью экономии материала пластин и решения вопроса стыковки предлагается множество вариантов стыковочных узлов. Это в свою очередь влечет изменение формы и насадок машин и агрегатов, производящих пластмассовый лист для тонкослойных отстойников, т.к. для трубчатых отстойников, как правило, используется пластмасса [47]. Схемы узлов достаточно сложны в изготовлении; из них «з» (рис. 1.4.) наиболее простая и применена в конструкции трубчатого отстойника, разработанного Дон УГИ [48].

Существуют конструкции, в которых блок набран из отдельных труб [49]. В этих конструкциях треугольное сечение, образующееся при стыковке трех труб, практически не используется при длительной эксплуатации отстойника, т.к. подвержено быстрому засорению.

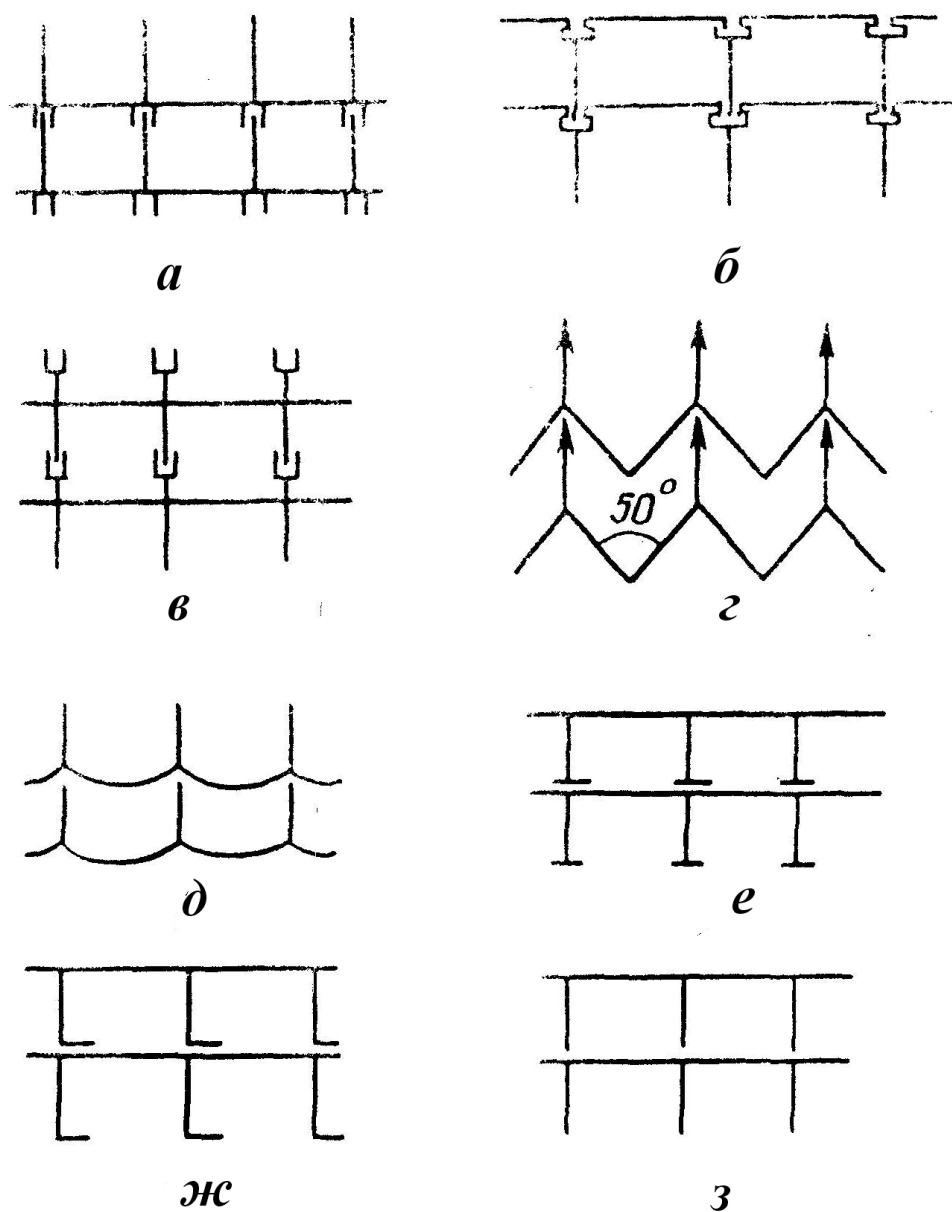


Рис. 1.4. Различные варианты стыковки пластин в трубчатых блоках

Интерес представляет сложная конструкция трубчатого блока [50], где в трубы вставлена закрученная винтом полоса (рис. 1.5.), которая создает слой отстаивания, равный шагу винта. Кроме того, надо полагать, что при винтовом движении потока будут создаваться условия, повышающие эффективность агломерации. Тем не менее, следует отметить сложность конструкции для рекомендации по ее реализации.

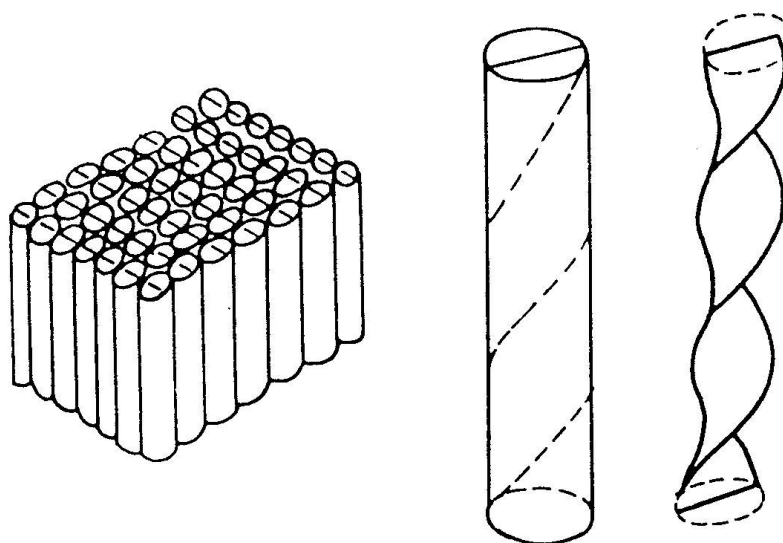


Рис. 1.5. Трубчатый блок с элементами закрутки потока

Имеются технические решения, в которых для оборудования отстойников тонкослойными модулями предлагаются блоки, состоящие из параллельных листов, имеющих ребра (рис. 1.6.). Листы соединены так, что если в одном слое образующиеся каналы наклонены в одну сторону, то в последующем в другую [51]. Это придает блоку достаточную жесткость без дополнительного канала. Ими рекомендуется оборудовать отстойники с вертикальным движением основного рабочего потока. В целях экономии материала для формирования тонкого слоя разработано несколько конструкций блоков, в которых тонкий слой образован пленкой, растянутой в жестком каркасе [52, 53].

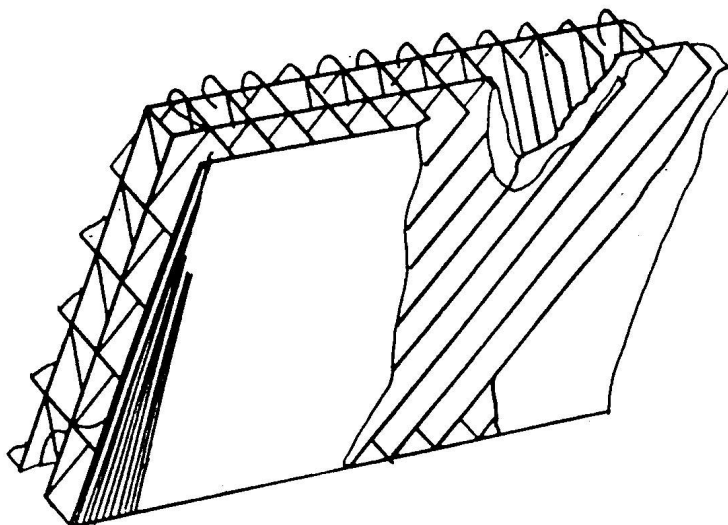


Рис. 1.6. Трубчатый блок с наклонным расположением элементов

Отстойники для разделения эмульсий (сепараторы) отличаются от отстойников для разделения суспензий только способом выгрузки отделенной дисперсной фазы. При этом если в качестве дисперсной фазы выступает незагрязненная или слабозагрязненная жидкость, не склонная к загрязнению пластин отстойника, то угол их наклона может быть минимальным, что позволяет при данном расстоянии между пластинами увеличить эффективность сепарации.

1.3. Методы расчета отстойников

Рассмотрим основные закономерности процесса гравитационного отстаивания капель в потоке жидкости, положенные в основу традиционных методик расчета статических и динамических сепараторов.

Как правило, при расчете геометрических размеров отстойников, в основу расчета закладывается скорость осаждения капель (дисперсной фазы), которую необходимо выделить. Вопросам движения элементов дисперсной фазы в жидкостях посвящены многие статьи и монографии различных авторов. Можно отметить некоторые из них [54-64].

Скорость осаждения твердых сферических частиц в жидкости описывается формулой Стокса, позволяющей получать достаточно точные результаты для мелких капель, которые ведут себя подобно твердым телам шарообразной формы:

$$u_{oc} = \frac{\Delta\rho g d^2}{18\mu_c}, \quad (1.1)$$

где $\Delta\rho$ – разность плотностей фаз; g – ускорение свободного падения; d – диаметр капли; μ_c – динамическая вязкость сплошной фазы.

Диаметр капель, скорость осаждения которых отличается от скорости осаждения твердых сфер, оценивается по формуле:

$$d = \sqrt{\frac{\sigma}{\Delta\rho g}}, \quad (1.2)$$

где σ - поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

Рассматривая движение капли, следует отметить, что по сравнению с обтеканием твердой сферы особенности обтекания капли,

как и пузырей, связаны со свойствами текучести среды, заключенной в объеме капли. При обтекании капли потоком вязкой жидкости нормальные и касательные напряжения, возникающие на поверхности капли, приводят к возникновению в капле внутренних циркуляционных токов, вызывают деформацию ее поверхности, что существенно усложняет постановку и решение задачи.

Впервые задача обтекания капли безграничным потоком вязкой незжижаемой жидкости была решена Адомаром и Рыбчинским. В этом случае капля является сферой, а течение вне и внутри капли – безынерционным ($Re_i \leq 1$); решение получено в виде функций тока.

Выражение для функций тока при $Re_c \ll 1$ было получено Хиллом для случая, когда движение внутри сферической частицы можно считать идеальным.

При $Re_c > 1$ получить точное аналитическое решение даже для сферической капли трудно. Поэтому для решения уравнения Навье-Стокса используются численные методы.

Так, Хамелек и Дженсон для нахождения приближенного решения использовали метод Бубнова-Галеркина. Однако он не обеспечивал достаточной точности, как по интегральным характеристикам движения, так и по структуре течения внутри и вне капли.

Как известно капли можно подразделить на три группы:

1. Мелкие ($Re_c \ll 1$, скорость движения пропорциональна d^2);
2. Средние, сферические ($1 < Re_c < Re_{кр}$, $V_\infty \sim d^{0,5+1,0}$);
3. Крупные ($Re_c > Re_{кр}$, $V_\infty = const$); $Re_c = V_\infty d / \nu$.

Для каждой группы капель гидродинамические характеристики различны. Так, мелкие капли находятся в режиме ползущего течения; средние движутся в ламинарном потоке, при этом их траектория движения прямолинейна; а крупные капли со спиральной траекторией движения находятся в турбулентном режиме.

В случае ползущего движения скорость капель подчиняется уравнению Адамара-Рыбчинского при условии, что растворы не загрязнены поверхностно-активными веществами (ПАВ):

$$V_\infty = \frac{2\Delta\rho g (d/2)^2}{3\mu_c} \frac{\mu_c \mu_D}{2\mu_c + \mu_D}, \quad (1.3)$$

где $\Delta\rho = |\rho_c - \rho_D|$; μ – динамическая вязкость, Па · с; нижние индексы: “с” – сплошная, “D” – дисперсная фазы.

Наличие, ПАВ, приводит к подавлению циркуляции жидкости внутри капель, вследствие уменьшения подвижности ее поверхности. В этом случае капля по характеру обтекания подобна твердой сфере и ее скорость изменяется по закону Стокса:

$$V_{\infty} = \frac{2\Delta\rho g(d/2)^2}{9\mu_c}. \quad (1.4)$$

В области умеренных значений $Re_c(1 < Re_c < Re_{кр})$ при ламинарном режиме движения скорость установившегося движения капель можно найти из условия равновесия сил тяжести и сопротивления:

$$V_{\infty} = \left(\frac{4\Delta\rho g d}{3\rho_c \xi} \right)^{1/2}. \quad (1.5)$$

где ξ - коэффициент сопротивления.

Розеном для выражения скорости движения средних капель вычислять по уравнению:

$$V_{\infty} = 1,06 \left(\frac{\mu_c}{\rho_c} \right)^{-1/3} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{2/3} \cdot d \quad (1.6)$$

Достижение $Re_{кр}$ свидетельствует об изменении внешней картины обтекания капли – происходит отрыв внешнего потока от нее и образование за кормой характерного вихревого следа. В этой области изменение Re_c движение капель все в большей степени начинает отличаться от движения твердых частиц. Точка отрыва определяется обращением в нуль скорости, а не касательного напряжения, как в случае обтекания твердой частицы. И, если точка отрыва средней частицы происходит при $Re_c \sim 20$, то вследствие наличия внутреннего циркуляционного течения в капле и, следовательно, улучшения обтекания капли, Re_c отрыва капли смещается вправо. Возвратный вихрь не располагается непосредственно на границе капли, а сносится вниз по течению.

Величина $Re_{кр}$ варьируется в пределах от 100 до 300 и зависит от физико-химических свойств системы и, прежде всего от $\mu^* = \mu_D / \mu_c$. Так,

в работе Розена показано, что при $\mu^* \ll 1$ течение безотрывно, если $Re_c < 200$. Но уже при $\mu^* = 3$ турбулентность за каплей возникает при $Re_c \sim 100$.

Характер обтекания каплей отличается от характера обтекания твердых частиц как за счет циркуляции внутри капли, так и за счет деформации капли, вследствие подвижности поверхности капли и неравномерного распределения по ней статического давления. За счет сил поверхностного натяжения на границе раздела фаз возникает капиллярное давление, стремящееся придать капле форму, которая при заданном объеме обладала бы минимальной поверхностью, то есть форму сферы. Величина этого давления обратно пропорциональна радиусу капли:

$$P_\sigma = \frac{4\sigma}{d/2}. \quad (1.7)$$

Вместе с тем, давление жидкости во внешнем потоке стремится деформировать каплю.

Критический диаметр каплей $d_{кр}$, соответствующий условной границе начала проявления эффектов, связанных с жидкой природой, капли, можно определить по критериальному уравнению, полученному И.Г. Плиттом:

$$\frac{\sigma}{d_{кр} \rho_D g} = 1,25 \cdot 10^{-3} \left(\frac{V_\infty \mu_c}{\sigma} \right)^{0,78} \left(\frac{\sigma^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho_D g} \right)^{0,42}. \quad (1.8)$$

Критическому диаметру соответствует критическое значение числа Рейнольдса:

$$Re_{кр} = 4,55 \frac{\sigma^3 \rho_c}{\mu_c^c (\rho_c - \rho_D) g}. \quad (1.9)$$

Положение границы $Re_{кр}$ существенно зависит от наличия в фазах примесей и ПАВ из-за резкого изменения поверхностного натяжения даже при очень малых добавках ПАВ. Это подтверждают известные экспериментальные исследования. Добавка ПАВ в количестве 10^{-4} г/л в исследуемую систему вода – дихлорэтан занижает значение

предельной скорости на 20 %. В присутствии ПАВ капля движется по закону жестких сфер.

С дальнейшим увеличением Re_c отрыв потока вызывает пульсации давления по поверхности, что приводит к возбуждению колебаний на поверхности и потере устойчивости прямолинейной траектории. Капли теряют сферическую форму. В этой области ($Re_c > Re_{кр}$) Бердников и Левин предлагают скорость движения рассчитывать по выражению:

$$V_{\infty} = \sqrt{\frac{g(d_s/2)\Delta\rho}{\rho_c} + \frac{\sigma}{(d/2)\rho_c}}, \quad (1.10)$$

где d_s – диаметр эквивалентной сферы дисперсной частицы.

Скорость движения капли уменьшается и при дальнейшем увеличении Re_c становится практически независимой от диаметра капли.

Оценка скорости движения деформированной капли ($4 \leq d \leq 6$ мм) в жидкости приводит к выражению:

$$V_{\infty} = \left(\frac{8\rho_D g \sigma}{\rho_c^2 \xi} \right)^{1/4}. \quad (1.11)$$

Для капель с внутренней циркуляцией Адамаром и Бондом была предложена следующая формула (при $Re_c < 0,6$ и при бесконечном объеме сплошной фазы):

$$V_{\infty} = \frac{1}{18} \frac{d_k (\rho_D - \rho_c)}{\mu_c} \frac{3(\mu_D - \mu_c)}{2\mu_D + 3\mu_c}. \quad (1.12)$$

Для определения коэффициента сопротивления капли при малых значениях Re_c Тейлор и Активос получили:

$$\xi = \frac{8}{Re} \left[\frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} + \frac{Re}{16} \left(\frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right) + \frac{1}{40} \left(\frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right) \left(\frac{Re}{2} \right)^2 \ln \left(\frac{Re}{2} \right) \right], \quad (1.13)$$

где $\mu^* = \mu_D / \mu_c$ – отношения динамических вязкостей дисперсной и сплошной фаз.

При $Re_c \rightarrow \infty$ и малых значениях μ^* Abdel-Alim и Hamielec получено соотношение:

$$\xi = \frac{48}{Re} \left[1 + 1,5\mu^* - 2,21 \left(\frac{(1 + 1,5\mu^*)^2}{\sqrt{Re_c}} \right) \right]. \quad (1.14)$$

Для промежуточных значений Re_c и малых значениях μ^* для расчета коэффициента сопротивления рекомендуют выражение Чеснокова:

$$\xi = \frac{16(1 + 1,5\mu^*) \left[1 + 3(1 + \mu^*)k \right]}{(1 + \mu^*)(1 + k)Re_c}, \quad (1.15)$$

где $k = \frac{Re_c}{(1 + \mu^*)(16 + 3,316\sqrt{Re_c})}$.

При больших значениях параметра μ^* применима формула:

$$\xi = \frac{\mu^* \xi_g + \xi_c}{\mu^* + 1}, \quad (1.16)$$

где ξ_g и ξ_c – значения коэффициентов сопротивления при $\mu^* = 0$ и $\mu^* = \infty$ соответственно.

Для средних (сферических) капель Kiele и Treybal получено выражение:

$$\xi = 1,82 Re_c^{-0,19} We^{-0,033}. \quad (1.17)$$

где $We = \rho_c V_{\infty}^2 d_k / \sigma$ - критерий Вебера.

Сравнение коэффициентов сопротивления капли и твердой сферы показывает, что коэффициент сопротивления капли при докритических режимах движения ($Re_c \approx 100 \div 300$) меньше, чем коэффициент сопротивления эквивалентной твердой сферы, так как внутри капли

развивается циркуляционное течение, приводящее к уменьшению касательных напряжений на поверхности. Из-за этого скорости движения капли больше, чем у твердых сфер. Экспериментальные наблюдения показывают, что при дальнейшем увеличении Re_c начинает наблюдаться уменьшение наклона кривой $\xi = \xi(Re_c)$ (рис. 1.7, 1.8) и на некотором небольшом участке коэффициент сопротивления практически не зависит от Re_c .

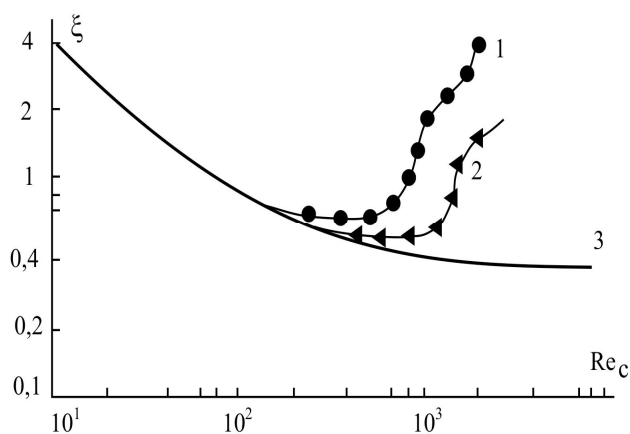


Рис. 1.7. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса: 1 – капли хлорбензола в воде; 2 – капли дихлорэтана в воде; 3 – твердая частица

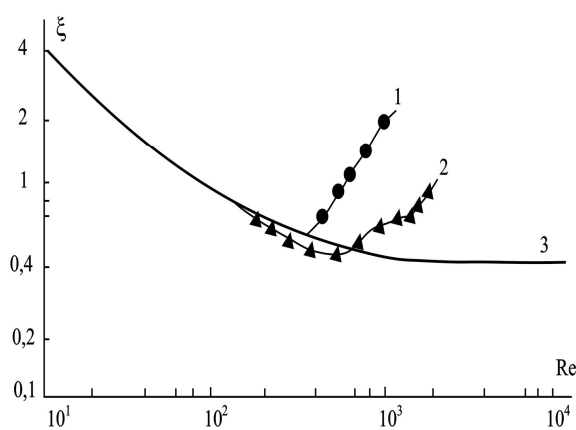


Рис. 1.8. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса: 1 – капли бромбензола в воде; 2 – капли нитробензола в воде; 3 – твердая частица

Это может быть объяснено тем, что капля начинает деформироваться и терять устойчивость. Из экспериментальных исследований Wellek следует, что капля сохраняет сферическую форму при значениях $0,091We^{0,95} \ll 1$.

Ривкингом установлено, что при фиксированных Re_c с увеличением числа Вебера (до $0,5 \div 0,8$) поверхность капли деформируется в сфероид, сплюснутый в направлении движения. Сначала наиболее деформируемой оказывается сторона, направленная навстречу набегающему потоку, однако асимметрия постепенно сглаживается, а затем меняет направление, то есть более выпуклой становится лобовая сторона. Объясняется это тем, что при росте деформации поверхности застойная зона за каплей увеличивается в размерах, циркуляционное течение в ней становится более интенсивным. При дальнейшем увеличении числа Вебера происходит увеличение деформации капли в лобовой зоне; капля приобретает

эллипсоидальную форму, а затем в лобовой части появляется лунка и капля становится чечевицепоподобной.

Составляющие силы сопротивления от давления с ростом числа Вебера увеличиваются, так как форма капли становится плохообтекаемой. Однако коэффициент трения сильно падает из-за уменьшения поверхностного натяжения. Поэтому общий коэффициент сопротивления остается примерно постоянным и только при $We > 0,8$ начинает увеличиваться.

Кроме деформации на значение коэффициента сопротивления капли влияет ее устойчивость и колебания.

В работах различных авторов показано, что при $Re_c \sim 200$, $We \sim 4$ наблюдается неустойчивое движение капель: при $d > d_{кр}$ ($d_{кр}$ соответствует $Re_c \sim 200$, $We \sim 4$) капли будут осциллировать, а при $d < d_{кр}$ колебания будут затухать. Неустойчивость движения капли проявляется, с одной стороны, в колебаниях капли как целого, с другой стороны, в развивающихся колебаниях ее поверхности. При определенных значениях чисел Re_c и We ($200 \leq Re_c \leq 400$, $1,2 \leq We \leq 4$) вихрь за каплей становится нестабильным и несимметричным. Отрыв потока возмущает внешний поток, вызывает пульсации давления на поверхности, что приводит к возбуждению колебаний на поверхности и потере устойчивости прямолинейного движения. Коэффициент сопротивления начинает возрастать, достигает значение коэффициента сопротивления твердой сферы и затем превышает его; при этом уменьшается скорость движения. Достижение минимума значения коэффициента сопротивления может служить признаком выхода на неустойчивый режим. После точки минимума капля начинает осциллировать, и коэффициент сопротивления быстро увеличивается с ростом числа Re_c . В работе Schroeder и Kintner выяснено, что чем больше μ^* , тем позднее появляется осцилляция. Это можно объяснить тем, что для генерации колебаний в более вязкой жидкости необходимо подвести энергии больше, чем к менее вязкой. Частота колебаний поверхности убывает при росте диаметра капель, а при повышении вязкости капель – возрастает.

С дальнейшим увеличением Re_c деформация капель становится все более значительной, колебания приобретают все более беспорядочный характер. В этой области кривая $\xi = \xi(Re_c)$ имеет почти постоянный наклон, а предельная скорость движения капель становится практически независимой от диаметра (рис. 1.7, 1.8).

Kiele и Treybal рекомендуют в этой области изменения Re_c следующее уравнение для расчета коэффициента сопротивления:

$$\xi = 4,38 \cdot 10^{-2} Re_c^{0,34} We^{0,62}. \quad (1.18)$$

Анализ работ посвященных изучению гидравлического сопротивления элементов дисперсной среды показывает, что, если для твердых частиц в литературе имеется достаточно расчетных формул, хорошо согласующихся с экспериментом, то для капель нет достаточно точных зависимостей для расчета гидравлического сопротивления во всем диапазоне изменения чисел Рейнольдса и Вебера.

В концентрированных эмульсиях совместное относительное движение дисперсных частиц $\mathbf{V}(\mathbf{r}, \alpha)$ из-за взаимодействия их между собой и со сплошной средой затормаживается в соответствии с концентрационной зависимостью:

$$\mathbf{V}_\infty(\mathbf{r}, \alpha) = \mathbf{V}_\infty(\mathbf{r}) \cdot \varphi(\alpha), \quad (1.19)$$

где α – концентрация дисперсной фазы, численно равная объему капель в единице объема эмульсии; r – радиус капли

На основании экспериментальных данных по определению скорости осаждения частиц в концентрированных эмульсиях рекомендована формула [65]:

$$\varphi(\alpha) = (1 - \alpha)^m. \quad (1.20)$$

где $m \approx 0,5-1,5$ в зависимости от условия движения потока.

Из приведенных формул видно, что основное влияние на скорость осаждения капель оказывает разность плотностей фаз эмульсии, диаметр капель и вязкость сплошной среды. Влияние внутренних токов в капле и концентрации дисперсной фазы учитывается с помощью соответствующих добавочных выражений к формуле Стокса.

Обычно процесс отстаивания изучают в статических условиях при неподвижной жидкости.

Перенос результатов статических исследований в динамические условия работы проточных устройств, производят с помощью соотношения

$$\tau = \frac{L}{U_{\text{ж}}} = \frac{LBH}{Q_{\text{ж}}}, \quad (1.21)$$

где $Q_{\text{ж}}$, $U_{\text{ж}}$ – расход и средняя скорость движения сплошной фазы вдоль зоны выделения частиц; L , B , H – длина, ширина и высота зоны выделения; τ – время пребывания потока в зоне.

При таком переносе предполагается, что поток в зоне выделения частиц ламинарный, профиль скорости потока в поперечном сечении аппарата равномерный и перемешивания сплошной фазы не происходит. Количество дисперсной фазы, выделяющейся из сплошной фазы в зоне отстоя с частицами радиусом r , может быть найдено для этого случая по формуле:

$$Q_{\text{вр}} = V_{\text{ж}} C_0 \frac{W_{\text{ч}} \tau}{H}, \quad (1.22)$$

где $V_{\text{ж}}$ – объем сплошной фазы, протекающей за время τ через зону отстоя; C_0 – исходная концентрация частиц дисперсной фазы радиусом r , в объемных долях.

Остаточная концентрация частиц определяется как:

$$C = C_0 \left(1 - \frac{W_{\text{ч}} \tau}{H} \right). \quad (1.23)$$

Существующие методы расчета тонкослойных отстойников основаны на использовании приведенных выше закономерностях осаждения одиночных капель.

При расчете тонкослойных пластинчатых отстойников следует учитывать три фактора:

- время осаждения частиц заданного размера $\tau_{\text{ос}}$;
- время пребывания жидкости в тонкослойном элементе $\tau_{\text{преб}}$ ($\tau_{\text{ос}} < \tau_{\text{преб}}$);
- наличие ламинарного режима течения жидкости при обязательном сохранении устойчивости потока [13,26], т.е.:

$$\text{Re} = \frac{U_{\text{ж}} B}{\nu} < 500, \quad (1.24)$$

$$Fr = \frac{U_{\text{ж}}^2}{\frac{B}{g} \frac{4}{4}} > 10^{-5}, \quad (1.25)$$

где $U_{\text{ж}}$ – скорость движения жидкости в тонкослойном элементе; B – расстояние между пластинами; ν – кинематическая вязкость жидкости; Fr – число Фруда.

Методики расчета тонкослойных отстойников [13,26,66], как правило, сводятся к определению максимальной скорости движения жидкости U_{max} ($U_{\text{min}} < U_{\text{ж}} < U_{\text{max}}$), рабочей длины зоны осаждения L , т.е. длины тонкослойных элементов, и общего количества ячеек n . Расстояние между пластинами, их ширина, концентрация взвеси при этом принимаются.

Максимально допустимая скорость движения воды в тонкослойных элементах должна быть [22]:

$$U_{\text{max}} \leq 500 \frac{\nu}{H}. \quad (1.26)$$

Для определения значений величин максимальной и минимальной скорости движения жидкости в различных конструкциях тонкослойных отстойников получены формулы [67] (Табл. 1.1)

Таблица 1.1.

Параметр	Тонкослойные отстойники с наклоном элементов			
	продольным			поперечным
	трубчатые		пластинчатые	
	Прямоугольного сечения	круглого сечения		
$Re_{\text{опт}}$	$\frac{UHb}{2\nu(H+b)} < 500$	$\frac{UH}{4\nu} < 500$	$\frac{UH}{2\nu} < 500$	
v_{max}	$1000\nu \left(\frac{1}{b} + \frac{1}{H} \right)$	$\frac{2000\nu}{H}$	$\frac{1000\nu}{H}$	
v_{min}	$10[u] \cos \alpha + u \sin \alpha$			$\frac{H}{[u] \cos \beta}$

В табл. 1.1. \mathbf{b} – ширина тонкослойного элемента; \mathbf{u} – гидравлическая крупность частиц; α – угол продольного наклона тонкослойных элементов; β – угол поперечного наклона тонкослойных элементов.

Для тонкослойных элементов горизонтальных и радиальных отстойников скорость движения жидкости рекомендуется [22] принимать $\mathbf{U}_{\text{ж}} = 2 \div 10$ мм/с, а для отстойников с восходяще-нисходящим течением жидкости $\mathbf{U}_{\text{ж}} = 2 \div 5$ мм/с.

Расчетная длина \mathbf{L} тонкослойных элементов может быть определена по формуле:

$$\mathbf{L} = \frac{\mathbf{H}\mathbf{U}_{\text{ж}}}{\mathbf{u}\cos\alpha}. \quad (1.27)$$

Гидравлическую крупность частиц следует определять экспериментально путем осаждения взвесей в покое в слое жидкости, равной высоте их осаждения в тонкослойных элементах.

В ряде работ [66, 68-70] в формулу (1.26) вводится также эмпирический коэффициент, учитывающий реальные гидродинамические условия в тонкослойном элементе.

Общее количество ячеек определяется по формуле:

$$\mathbf{n} = \mathbf{Q}/\mathbf{c} \quad (1.28)$$

где \mathbf{Q} – производительность отстойника; \mathbf{c} – удельная нагрузка на ячейку.

Удельная нагрузка на ячейку равна:

$$\mathbf{c} = \mathbf{U}\mathbf{b}\mathbf{H}. \quad (1.29)$$

На практике наибольшее применение получила методика расчета тонкослойных отстойников [13] с учетом зависимостей (1.25), (1.26).

Учет профиля скорости сплошной фазы в межполочном пространстве учитывается введением поправочного коэффициента в формулу (1.27) [67].

На основе приведенных в первой главе результатов различных авторов можно сделать *следующие выводы*.

С учетом результатов проведенного анализа существующих методов разделения водоуглеводородных смесей, наиболее приемлемым для отделения свободной воды можно признать метод гравитационного отстаивания.

Наиболее эффективными гравитационными аппаратами являются тонкослойные отстойники. Во-первых, они обладают малыми геометрическими размерами. Во-вторых, тонкослойные блоки легко монтируются в полые отстойники, что позволяет значительно увеличить эффективность разделения.

Во всех вышеприведенных методиках расчета тонкослойных отстойников гидродинамические условия, в частности, неоднородность профиля скорости движения сплошной фазы, учитывается с помощью различных эмпирических коэффициентов. Эти коэффициенты определяются опытным путем и могут быть использованы в условиях, не сильно отличающихся от тех, для которых они были получены, что существенно снижает их практическую ценность. Вместе с тем, профиль скорости сплошной фазы существенно влияет на эффективность работы отстойника. Кроме того, для строгого расчета процесса отстаивания необходим также учет эффектов взаимного влияния частиц на скорость стесненного осаждения, полидисперсности состава.

ГЛАВА 2

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ГРАВИТАЦИОННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ ЭМУЛЬСИИ В ТОНКОСЛОЙНОМ СЕПАРАТОРЕ

Одним из способов модернизации существующих сырьевых емкостей является установка в них сепарирующей насадки в виде гофрированных листов с целью применения тонкослойного отстаивания. Оптимальные геометрические характеристики насадки можно получить расчетным путем.

Таким образом, возникает практическая необходимость в использовании математических моделей процесса отстаивания.

2.1. Теоретические основы расчета гравитационных отстойников

С целью использования известных методов механики сплошной среды при описании движения многокомпонентных и многофазных сред применяют понятие многоскоростного континуума [71-78]. Согласно этому понятию дисперсная среда типа многофазной эмульсии в несущей жидкости представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой фазы i вводится приведенная массовая плотность ρ_i , объемная доля α_i и скорость фазы V_i , которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы i обозначить ρ_i^0 , то получим для N фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \quad i = 1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1 \quad , i = 1 \dots N, \quad (2.1)$$

(в дальнейшем будем считать что индекс $i = 1$ относится к несущей, а $i = 2 \dots N$ к дисперсным компонентам).

Согласно методам механики сплошной среды уравнения модели движения получаются на основе использования физических законов сохранения массы, импульса, момента импульса и энергии. Так как нас интересует ламинарное, бездиссипативное движение, то можно ограничиться первыми двумя законами сохранения, остальные дадут незначительные поправки. Представим балансовые соотношения для

массы и импульса по каждой фазе в некотором фиксированном объеме v , ограниченном поверхностью s , учитывая обмен с внешней средой и между фазами.

Уравнения для сохранения массы имеют вид

$$\int_v \frac{\partial \rho_i}{\partial t} dv = - \int_s \rho_i V_i^n ds + \int_v \sum_{j=1}^N J_{ji} dv, \quad J_{ji} = -J_{ij} = 0, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.2)$$

где величина J_{ji} численно равна массе передаваемого вещества из j в i фазу в единице объема, за единицу времени.

Уравнения сохранения импульса можно представить в виде

$$\int_v \frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} dv = - \int_s \rho_i V_i V_i^n ds + \int_s \sigma_i^n ds + \int_v \rho_i g_i + \int_v \sum_{j=1}^N P_{ji} dv, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.3)$$

$$P_{ji} = -P_{ij}, \quad P_{ii} = 0,$$

где тензор σ_i^n характеризует внешние силы, действующие на поверхность, рассматриваемого объема; вектор g_i характеризует внешние объемные силы, в нашем случае это силы гравитации; вектор P_{ji} характеризует интенсивность обмена импульсом между фазами, он численно равен импульсу передаваемому из j в i фазу в единице объема, за единицу времени.

Следуя методам механики сплошной среды, воспользуемся теоремой Остроградского-Гаусса для получения дифференциальных уравнений модели процессов переноса

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k) = \sum_{j=1}^N J_{ji}, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.4)$$

$$\frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k V_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \rho_i g + \sum_{j=1}^N P_{ji}, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.5)$$

где g – ускорение свободного падения (индекс k означает суммирование по координатам).

Для решения полученных уравнений удобно использовать понятие вектора потока объемной доли фазы \mathbf{X}_i , который определяется как $\mathbf{X}_i = \mathbf{V}_i \alpha_i$, тогда учитывая (2.1) можно получить

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k \mathbf{X}_i^k = \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=1}^N \mathbf{J}_{ji}, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.6)$$

$$\frac{\partial \mathbf{X}_i}{\partial t} + \nabla_k (\mathbf{X}_i^k \mathbf{V}_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \alpha_i \mathbf{g} + \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=1}^N \mathbf{P}_{ji}, \quad i = 1 \dots N \quad (2.7)$$

Использование данной системы уравнений рассмотрено в следующих разделах.

2.2. Уравнения для эмульсий (бесстолкновительная модель)

Полученные уравнения (2.1), (2.6), (2.7) могут описывать достаточно широкий спектр дисперсных смесей. Вид получаемых уравнений существенно зависит от типа дисперсных составляющих (суспензия, эмульсия, газовые взвеси, пузырьковые среды и т.п.) поскольку они содержат значительные различия в описании поверхностных сил, в характере межфазного взаимодействия и в особенностях движения. Для успешного применения уравнений необходимо конкретизировать вид тензора σ_i^k , характеризующего внешние поверхностные силы, а также параметры межфазного обмена \mathbf{J}_{ji} , \mathbf{P}_{ji} .

В данной главе мы не будем учитывать межфазный обмен массой и импульсом, что справедливо для малых значений объемных долей капель, такую модель называют бесстолкновительной [71,72]. Тогда для капель эмульсий можно считать что:

- а) граничные силы на поверхности граничных стенок аппарата мало влияют на характер их движения;
- б) внешние массовые силы – это силы гравитационного притяжения;
- в) фазы взаимно нерастворимы, т.е. межфазный массоперенос отсутствует;
- г) дисперсная фаза состоит из недеформируемых сферических капель радиуса r_i , с небольшими объемными долями $\alpha_i \ll 1$;
- д) эффектами вращения и деформации капель можно пренебречь;
- е) эффекты столкновения, слипания, дробления также не учитываются;
- ж) давление для всех фаз одинаково (баротропность системы).

В работах [71,72] показано, что при данных допущениях законы сохранения могут быть представлены в следующем виде

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = 0, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.8)$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} + \nabla_k (X_i^k V_i) = -\frac{\alpha_i \nabla P}{\rho_i^0} + \frac{F_{ii}^\mu}{\rho_i^0} + \alpha_i g, \quad i = 2 \dots N, \quad (2.9)$$

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \nabla_k (X_1^k V_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla P}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \alpha_1 g, \quad (2.10)$$

где F_{ii}^μ – сила трения для малых значений числа Рейнольдса между дисперсной фазой i и несущей жидкостью, рассчитываемая по Стоксу

$$F_{ii}^\mu = \alpha_i \alpha_i K_{ii}^\mu (V_i - V_1), \quad K_{ii}^\mu = \frac{9\mu_1}{2r_i^2} \psi(\alpha_d) \Phi_i. \quad (2.11)$$

Здесь функция Φ_i учитывает циркуляцию жидкости в капле по Адамару-Рыбчинскому

$$\Phi_i = \frac{3\mu_i + 2\mu_1}{3\mu_i + 3\mu_1}, \quad (2.12)$$

а функция $\psi(\alpha_d)$ учитывает стесненность движения капель в дисперсной среде. Для этой функции при малых стесненностях α_d рекомендуется выражение [71]

$$\psi(\alpha_d) = (1 - \alpha_d)^{-n}, \quad n \approx 5, \quad \alpha_d = \sum_{i=2}^N \alpha_i. \quad (2.13)$$

В данной модели учитывается взаимодействие только капель с несущей жидкостью, но частицы этой жидкости взаимодействуют и между собой. Это взаимодействие, связанное с вязкостью жидкости, можно учесть обычным образом [79], тогда уравнение (2.10) изменится и получит вид

$$\frac{\partial \mathbf{X}_1}{\partial t} + \nabla_k (\mathbf{X}_1^k \mathbf{V}_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla P}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N \mathbf{F}_{1j}^\mu + \alpha_1 \mathbf{g} + \frac{\mu_1 \alpha_1 \nabla^2 \mathbf{V}_1}{\rho_1^0}, \quad (2.14)$$

здесь ∇^2 – оператор Лапласа. Полученная система уравнений математической модели динамики движения многофазных эмульсий (2.8), (2.9), (2.14) является аналогами уравнения непрерывности (неразрывности потока) и уравнений Навье-Стокса для сплошных сред.

Используем приведенную систему уравнений для расчета движения капель жидкости одинакового радиуса \mathbf{r} в горизонтальном ламинарном потоке несущей жидкости вдоль координаты \mathbf{x} . Пусть в начале рабочей области объемная доля капель меняется вдоль координаты \mathbf{z} по заданному закону $\alpha_2(\mathbf{0}, \mathbf{z})$, а скорости капель и жидкости имеют только горизонтальную составляющую, заданной общей функцией $\mathbf{U}(\mathbf{0}, \mathbf{z})$. Задача заключается в нахождении объемных долей капель и скоростей в рабочей области аппарата, после установления стационарного режима течения. Даже при учете стационарности уравнений (2.8)-(2.10) остаются достаточно сложными для аналитического решения и приходится использовать добавочные упрощения. Если расписать производные и использовать выражение (2.8), то можно представить систему уравнений в следующем виде

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k (\alpha_i \mathbf{V}_i^k) = 0, \quad i = 1 \dots N, \quad (2.15)$$

$$\rho_1^0 \alpha_1 \frac{d\mathbf{V}_1}{dt} = -\alpha_1 \nabla P - \sum_{j=2}^N \mathbf{F}_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 \mathbf{g}, \quad (2.16)$$

$$\rho_i^0 \alpha_i \frac{d\mathbf{V}_i}{dt} = -\alpha_i \nabla P + \mathbf{F}_{ii}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i \mathbf{g} \quad i = 2 \dots N, \quad (2.17)$$

где $\frac{d\mathbf{V}_i}{dt}$ является субстанциональной производной от скорости фазы \mathbf{V}_i

$$\frac{d\mathbf{V}_i}{dt} = \frac{\partial \mathbf{V}_i}{\partial t} + \mathbf{V}_i^k \nabla_k \mathbf{V}_i. \quad (2.18)$$

Первое допущение рассматривается в работе [72], где автор обосновывает предположение, что для устоявшегося режима движения частиц при малых скоростях и близких плотностях можно принять

субстанциональные производные от скоростей равными нулю (безинерционная модель).

Второе допущение заключается в предположении, что горизонтальные составляющие скоростей капель и несущей жидкости одинаковы. Это предположение связано с тем, что в горизонтальном направлении на обе фазы действуют силы трения, которые достаточно быстро выравнивают скорости фаз. Время релаксации оценивается соотношением $t = \frac{2r^2\rho_0}{9\mu} \approx 10^{-2} \text{ с}$.

Третье приближение связано с малым влиянием капель на скорость несущей фазы в вертикальном направлении. Поэтому будем считать, что вертикальная составляющая несущей фазы равна нулю.

Сделанные предположения позволяют упростить систему уравнений (2.15)-(2.17). Обозначим через $U(x,z)$ горизонтальную составляющую скорости капли, а через $V(x,z)$ – вертикальную. Тогда уравнения примут вид:

$$\frac{\partial(U(1-\alpha_2))}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial(U\alpha_2)}{\partial x} + \frac{\partial(V\alpha_2)}{\partial z} = 0, \quad (2.19)$$

$$F_{12}^\mu + \alpha_1\alpha_2g(\rho_2^0 - \rho_1^0) = 0. \quad (2.20)$$

индексы: 1 – сплошная фаза; 2 – дисперсная фаза.

В такой модели изменение скорости капли происходит только из-за изменения стесненности, которая влияет на силу трения.

Из соотношений (2.19), (2.20) получается выражение для вертикальной составляющей поля скоростей капли [80-82]

$$V_2 = \frac{2r^2g(\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1\Phi\psi(\alpha_2)}. \quad (2.21)$$

Используем граничные условия $\alpha_2(0,z)$ и $U(0,z)$ в уравнении (2.19) и получим

$$U(x,z) = \frac{U(0,z)(1-\alpha_2(0,z))}{1-\alpha_2(x,z)}, \quad (2.22)$$

$$U(\mathbf{0}, z)(1 - \alpha_2(\mathbf{0}, z)) \frac{\partial \left(\frac{\alpha_2}{1 - \alpha_2} \right)}{\partial x} + A \frac{\partial (\alpha_2(1 - \alpha_2)^5)}{\partial z} = 0, \quad (2.23)$$

где

$$A = \frac{2r^2 g (\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1}.$$

Согласно [71,72], уравнение (2.23) является однородным квазилинейным уравнением первого порядка в частных производных, оно имеет неявное аналитическое решение, получаемое путем исключения параметра \mathbf{p} из уравнений

$$\alpha_2(\mathbf{x}, z) = \alpha_2(\mathbf{0}, \mathbf{p}),$$

$$\mathbf{x}(1 - \alpha_2(\mathbf{x}, z))(1 - 6\alpha_2(\mathbf{x}, z))A = \int_{\mathbf{p}}^z U(\mathbf{0}, \lambda)(1 - \alpha_2(\mathbf{0}, \lambda))d\lambda. \quad (2.24)$$

На основе приведенной выше математической модели разработаны программы для ЭВМ [83-85], позволяющие рассчитывать траектории движения капель для различных гидродинамических условий и физических характеристик сред.

2.3. Расчет геометрических характеристик сепарационной зоны

На базе предложенной модели выполнены расчеты двумерного поля объемных долей капель, а также скоростей капель и несущей жидкости в горизонтальном гравитационном отстойнике, состоящем из свободной области и области занятой горизонтальными тонкослойными полками. В первой области моделируется осаждение крупных капель, а в межполочном пространстве – осаждение мелких. Программы ЭВМ позволяют оперативно менять параметры исследуемой системы и рассматривать различные варианты схем осаждения капель.

Программы базируются на принятых приближениях и основаны на итерационном решении полученных уравнений модели монодисперсной смеси (2.24) для поля объемных долей в точке (\mathbf{x}, z) путем подбора параметра \mathbf{p} . Эти уравнения для удобства счета записываются в виде

$$\alpha_2(x, z) = \alpha_2(0, p) , \quad x(z) = \frac{\int_p^z U(0, \lambda)(1 - \alpha_2(0, \lambda))d\lambda}{(1 - \alpha_2(x, z))^{(n+1)}(1 - (n+1)\alpha_2(x, z))A} \quad (2.25)$$

Здесь параметр A является скоростью осаждения одиночной капли V_2 в дисперсной среде с объемной долей α_2 (уравнение (2.21)), а $\alpha_2(0, p)$ и $U(0, p)$ – функции, задающие профили объемной доли и скорости смеси на входе в отстойник. Исходя из физического смысла, уравнения (2.21), (2.25) можно рассматривать как уравнение линии $x(z)$ для которых объемная доля капель одинакова и равна $\alpha_2(0, p)$. На базе использования уравнений (2.21), (2.25) создано два типа программ для моделирования процесса на ЭВМ [83-85]:

1 тип – расчет распределения объемных долей и скоростей в межполочном пространстве для монодисперсных систем при наличии начальных профилей объемной доли и скорости;

2 тип – расчет зон осаждения в свободной зоне и межполочном пространстве для полидисперсных систем при наличии начального профиля скорости и однородности профилей объемных долей.

Все программы используют заранее подготовленные базы данных и позволяют варьировать некоторые параметры во время счета, результаты расчетов выводятся на дисплей в виде таблиц и графиков. Организация базы данных, ее просмотр, коррекция, а также проведение расчетов на основе данных базы проводятся единой программой с помощью выбора режима ее работы с помощью меню.

Программы первого типа содержит базы данных следующего содержания (пример взят из файла PEN21.AF1):

Число полок	0.900E+01
Половина высоты полки – ДН (м)	0.120E-01
Плотность вещества носителя (Кг/м ³)	0.626E+03
Плотность вещества дисперсных частиц (Кг/м ³)	0.100E+04
Динамич. вязкость носителя (Па*с)	0.240E-03
Динамич. вязкость дисперсных частиц (Па*с)	0.100E-02
Максимальная скорость потока- U_{\max} (м/с)	0.150E-01
Минимальная скорость потока- U_{\min} (м/с)	0.500E-02
Максимальная объемная доля капель при входе A_{\max}	0.100E-01
Минимальная объемная доля капель при входе A_{\min}	0.500E-02
Радиус капли- R (м)	0.500E-05

После запуска программы для расчетов, по какой либо базе данных, необходимо дополнительно ввести предполагаемую длину полки (координата x в метрах) и задать вариант учета стесненности (1 – без учета стесненности при $n = 0$; 2 – учет стесненности при $n = 5$; 3 – учет стесненности при $n = 2.67$).

Файл содержит данные смеси пентан - вода с параметрами: число полок - 9; полвысоты полки - 0,012 м; радиус капли - 0,000005 м; плотность вещества носителя и дисперсных частиц - 626,2, 1000 кг/м³; динамическая вязкость носителя и дисперсных частиц - 0,00024, 0,001 Па·с; максимальная и минимальная скорость потока - 0,015, 0,005 м/с; максимальная и минимальная объемная доля капель на входе - 0,01, 0,005.

Программы второго типа для моделирования полидисперсных систем используют формулы алгоритма расчета для монодисперсных систем [71, 72]. Это можно делать для однородного профиля объемных долей капель на входе и малых долях, так как в этом случае дисперсные фазы разделяются строго согласно изменению радиуса капель и образуют в пространстве зоны одинаковых концентраций. Первая сверху зона содержит капли самые малые по размерам и ее доля равна начальной объемной доли этих капель; вторая сверху зона содержит самые малые и следующие по размерам капли и ее доля дисперсной фазы складывается из начальных долей первых двух по малости размеров капель; для следующих зон эти законы также выполняются; в последней зоне имеются капли всех размеров, а ее доля равна сумме всех начальных долей. Вследствие такого регулярного распределения капель по зонам по формулам (2.12), (2.13) можно рассчитать граничные траектории капель разных размеров, они будут совпадать с границами зон. При таких расчетах по формулам (2.21), (2.25) необходимо вместо объемной доли α_2 брать суммарную объемную долю дисперсной фазы в этой зоне, а для $U(0,z)$ – общий для всех фаз профиль скорости смеси на входе.

Программы второго типа содержит базы данных следующего содержания (пример взят из файла AF411.AF2):

КАПЛИ-	Плотность (кг/м ³)	Дин.вязкость(Па*с)	Радиус	капли (м)
Объемная доля				
Вода	0.100E+04	0.100E-02	0.750E-05	0.500E-02
Вода	0.100E+04	0.100E-02	0.100E-04	0.500E-02
Вода	0.100E+04	0.100E-02	0.200E-04	0.100E-01
Вода	0.100E+04	0.100E-02	0.600E-04	0.400E-01
Пентан	0.626E+03	0.240E-03	0.150E-01	0.300E+01
НОСИТЕЛЬ-	Плотность (кг/м ³)	Дин.вязкость(Па*с)	Макс.скорость(м/с)	Высота (м)

После запуска программы для расчетов, по какой либо базе данных, необходимо дополнительно ввести предполагаемую длину свободной зоны $L1$ (м), полки $L2$ (м) и задать вариант учета стесненности (1 – без учета стесненности при $n = 0$; 2 – учет стесненности при $n = 5$; 3 – учет стесненности при $n = 2.67$). Результаты счета выводятся в виде изображения границ распределения зон и максимальных расстояний оседания капель на полках, а также таблицы данных и параметров зон: Z зоны - координата z для каждой зоны в начале полок; X_{\max} - максимальная длина осаждения капель при отсутствии полок; V_0 - скорость оседания капли в зоне, где они еще остаются. Произвольный профиль для $U(0,z)$ задается непосредственно в программе с помощью десяти опорных значений. Аппроксимация и интерполяция этих значений проводится с помощью кубических сплайнов, что позволяет непрерывным образом моделировать достаточно сложные экспериментальные профили скоростей на входе (рис. 2.1.) [83-85].

Для точного расчета геометрических размеров зоны тонкослойного отстаивания конкретного сепаратора с помощью описанной выше программы необходимо знание профиля скорости.

Профиль скорости сплошной фазы определяется способом ее ввода в аппарат, конструкцией аппарата и распределительного устройства.

Ввиду сложности геометрии получение строгого аналитического решения уравнений переноса для получения профиля скорости сплошной фазы связано с принципиальными трудностями и практически неосуществимо.

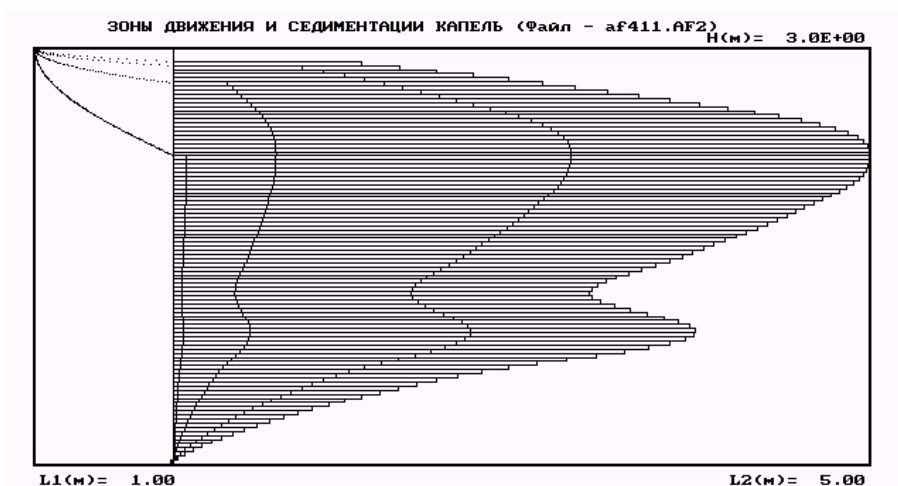


Рис. 2.1. Данные по составу и параметрам зон седиментации (число полок = 100) для системы: вода - пентан

N	R, мм	пл, кг/м ³	вяз, Па·с	доля к %	доля ж %	U0, мм/с	Xmax, м	Zоны, м
1	0,007	1000	0,1E-2	0,5	99,5	1,36E-1	0,21E+3	2,91
2	0,010	1000	0,1E-2	0,5	99,0	2,42E-1	0,12E+3	2,88
3	0,020	1000	0,1E-2	1,0	98,0	9,67E-1	0,30E+2	2,75
4	0,060	1000	0,1E-2	4,0	94,0	8,71E+0	0,37E+1	2,23
Носитель:		626,0	0,24E-0	Umax = 15 мм/с Uмин = 0 мм/с		n = 2,67		

Выбор оптимальных конструктивных характеристик аппарата на основе физического моделирования связан с большими затратами времени и средств. Поэтому важное значение приобретает компьютерное моделирование гидродинамики двухфазных потоков. Современная вычислительная техника и численные методы открывают возможности для успешного решения этих задач.

2.4. Численное исследование гидродинамики в отстойниках и их модернизация

В последнее время получают все большее распространение программные комплексы, специально разработанные для исследования гидродинамики и теплообмена в однофазных и многофазных ламинарных и турбулентных потоках на основе численного решения системы уравнений переноса. Одним из наиболее совершенных программных продуктов данного класса является «PHOENICS – 3.3», который был использован при проведении расчетов структуры потоков сплошной фазы в сырьевом отстойнике E-30 установки стабилизации конденсата Сургутского ЗСК (главы 4,5).

Что касается использования программного комплекса PHOENICS для моделирования процесса гравитационного осаждения, то можно отметить работу [86], имеющей целью уменьшение влияния сложного характера движения двухфазной среды на эффективность систем ирригации. Эта работа получила дальнейшее развитие [87] применительно к вихревым трубчатым экстракторам, причем были использованы математические процедуры, заложенные в программном продукте PHOENICS. В результате были выработаны рекомендации по выбору рациональной геометрии и технологических режимов работы аппаратов.

Постановка задачи. Конструкция гравитационного отстойника представлена на рис. 2.2.



Рис.2.2. Конструкция гравитационного отстойника Е-30 до модернизации

Ввод исходной водонефтяной эмульсии осуществляется через вертикально расположенную трубу, а отвод – из нижней части. Диаметр цилиндрической части аппарата составляет 3 м, длина – 1,34 м, а диаметр входной трубы – 0,35 м, высота заполнения – 2 м. Данная схема ввода исходной эмульсии не обеспечивала требуемой степени разделения, поэтому для выяснения причин неудовлетворительного функционирования данного оборудования было решено провести расчет гидродинамики данного устройства с использованием программного комплекса PHOENICS. Так как концентрация метанольной воды в ШФЛУ слишком незначительна для того, чтобы изменить ее свойства, то расчеты проведены в приближении однофазного течения несжимаемой ньютоновской жидкости [86,87].

Решался получаемый на расчетной сетке дискретный аналог дифференциальных уравнений переноса субстанции, которые в стационарном случае имеют обобщенный вид:

$$\text{div}(\nu \mathbf{F} - \mu \text{grad } F) = S \quad (2.26)$$

ρ – плотность; F – любой вид субстанции, например, энтальпия, импульс единицы массы, массовая доля компонентов смеси, удельная кинетическая энергия турбулентности и т.д.; \mathbf{u} – вектор скорости; μ – коэффициент переноса субстанции F ; S – источник субстанции F , например, градиент давления $S = -\text{grad}(p)$ выступает как источник импульса.

В том случае, когда рассматривается перенос осредненных по времени характеристик турбулентного потока, необходимо ввести дополнительные уравнения, связывающие μ со скоростью, плотностью, F и другими свойствами потока. В данной работе использована модифицированная **К- ϵ** модель турбулентности Чена и Кима (Chen, Kim) [88, 89], которая по сравнению со стандартной **К- ϵ** моделью турбулентности является более приемлемой для описания отрывных течений с циркуляционными зонами. Уравнения (2.26) дополняются уравнением неразрывности

$$\text{div}(\mathbf{u}) = 0 \quad (2.27)$$

в качестве модельной среды выбран пентан, как достаточно близкий по свойствам к ШФЛУ. Постановка граничных условий следующая. Входная скорость вдоль вертикали задана на конце расположенной слева трубы, показанной на рис. 2.2. На твердых поверхностях задавались встроенные в PHOENICS граничные условия для модифицированной **К- ϵ** модели турбулентности [88], полагая, что скорость на твердой поверхности равна нулю. На горизонтальной поверхности, расположенной на высоте заполнения аппарата, поставлены граничные условия, соответствующие скольжению без трения. Жидкость выходит из аппарата через небольшую область, расположенную справа на нижней стенке аппарата. На выходе задавали давление.

В результате компьютерных расчетов по всему объему рассматриваемых аппаратов получены поля следующих искомых функций: давления p , трех компонент вектора скорости \mathbf{u} , удельной кинетической энергии турбулентности K и ее диссипации ϵ . Визуализация рассчитанного векторного поля скорости представлено на рис. 2.3 и 2.4. Видна сильная неравномерность поля скорости и наличие зон циркуляции в различных областях аппарата. Наличие циркуляционных зон приводит к тому, что картина течения может существенно отличаться в различных сечениях, что видно из

сопоставления рис. 2.3 и 2.4. Обратные течения, наблюдаемые на рис. 2.4, могут существенно снижать эффективность работы гравитационных отстойников.

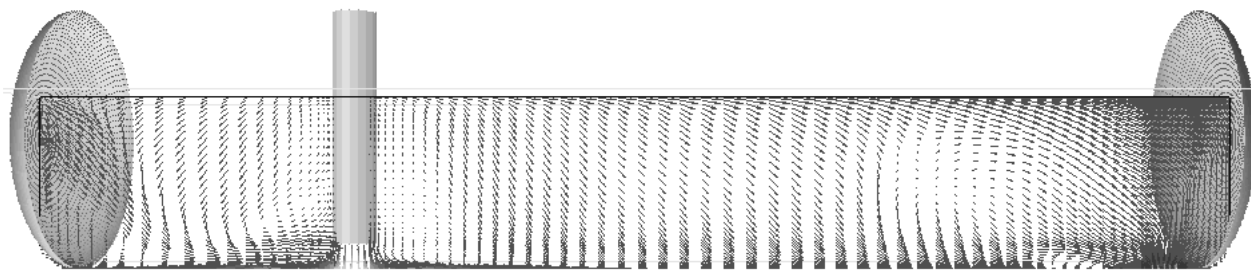


Рис. 2.3. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении

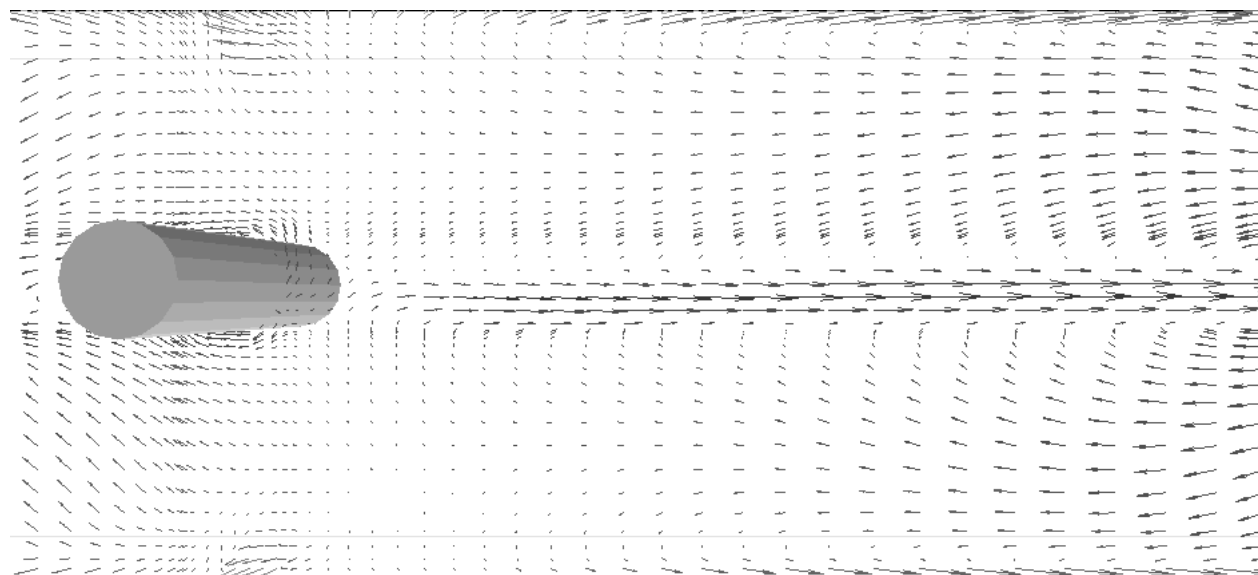


Рис. 2.4. Векторное поле скоростей в центральном горизонтальном продольном сечении (фрагмент)

Проведенный численный анализ структуры потока в аппарате рассматриваемой конструкции выявил необходимость его модернизации с целью повышения однородности поля скорости. Одним из способов выравнивания поля скорости является ввод потока в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате. Схема такого модернизированного аппарата представлена на рис. 2.5.



Рис. 2.5. Вариант модернизации гравитационного отстойника

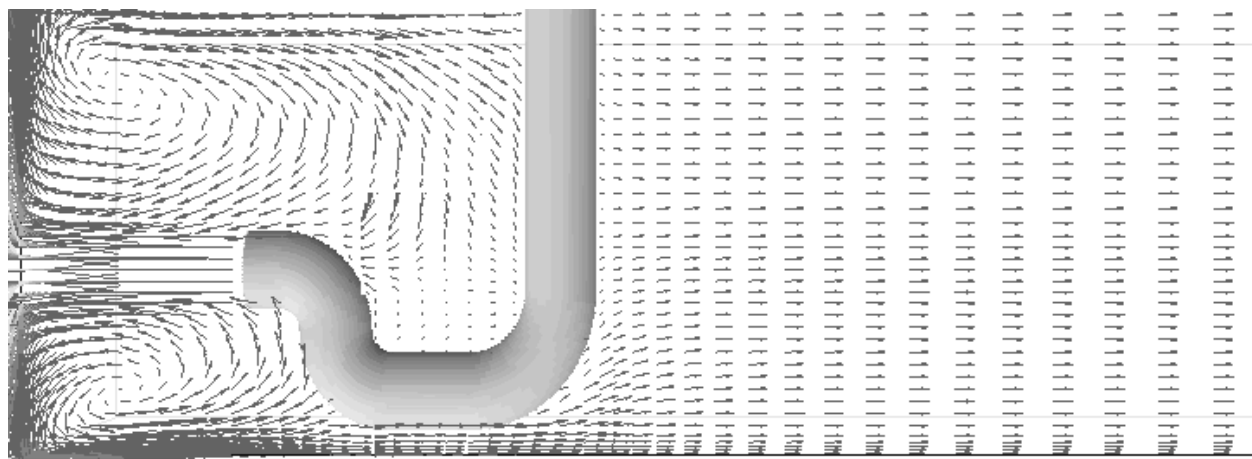


Рис. 2.6. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении после модернизации (фрагмент)

Визуализация рассчитанного поля скорости в модернизированном аппарате представлена на рис. 2.6, из которого видно, что рекомендованный способ ввода потока позволяет сформировать однородное поле скорости в основном объеме аппарата, расположенном правее за входной трубой. При этом существенная зона циркуляции возникает лишь слева от входной трубы. В других сечениях векторное поле скорости имеет вполне аналогичный вид, демонстрирующий достаточно однородное распределение и относительно малый размер циркуляционных зон [90].

Сравнение графиков изменения продольной компоненты скорости вдоль выбранных координатных линий на рис. 2.7, 2.8 подтверждает преимущество модернизированного аппарата по сравнению с прежней конструкцией.

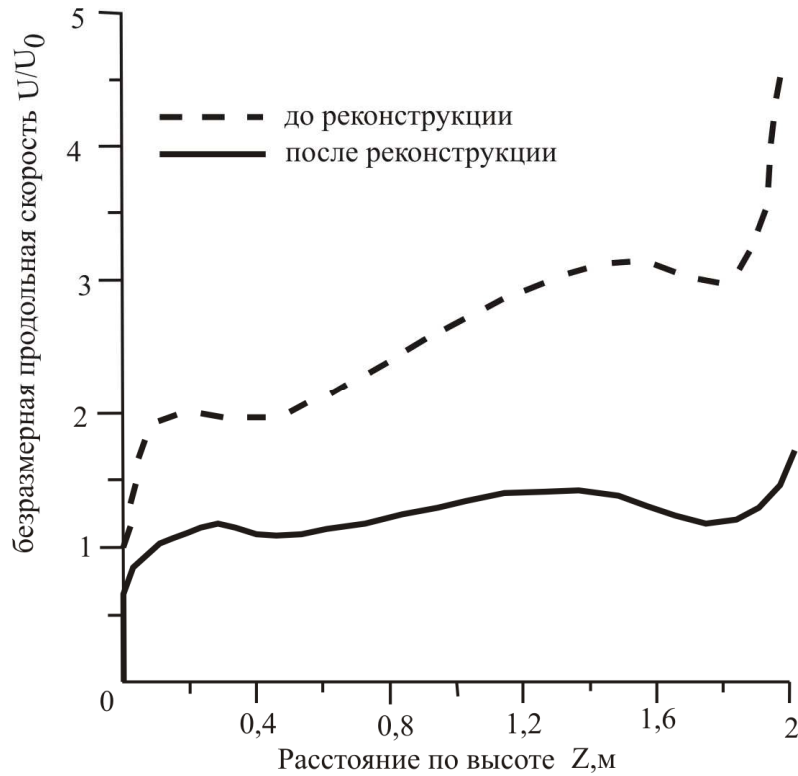


Рис. 2.7. Профили продольной скорости по высоте при $X=5$ м, $Y=1,5$ м.

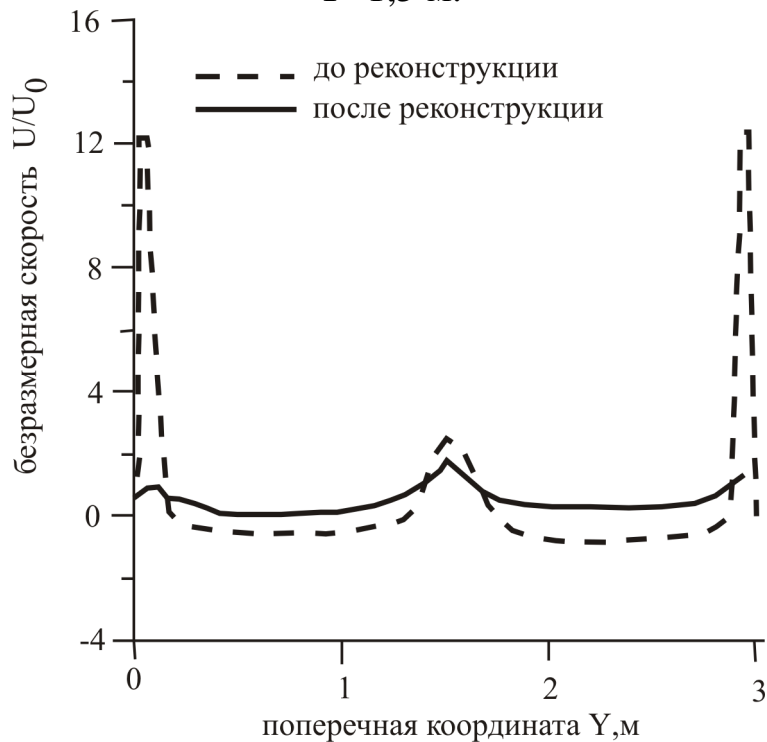


Рис. 2.8. Профили продольной скорости вдоль поперечной горизонтальной координаты при $X=5$ м, $Z=1$ м

Другим способом снижения продольного перемешивания является секционирование перегородками. Для процессов гравитационного отстаивания такие перегородки помимо эффекта выравнивания поля

скорости способствуют хорошей коалесценции капель дисперсной фазы на развитой поверхности перегородок, а также увеличивают степень разделения эмульсий при наличии существенной полидисперсности распределения капель по размерам. В этом случае наиболее мелкие капли, которые в полном отстойнике не успели бы отделиться, в секционированном аппарате успевают преодолеть относительно малое расстояние между соседними горизонтальными перегородками и коалесцировать на поверхности перегородки. Кроме того, структурирование потока направляющими поверхностями способствует стабилизации течения, а при достаточно малом расстоянии между соседними перегородками может наблюдаться даже ламинарное течение, которое обеспечивает более высокую степень разделения из-за отсутствия перемешивания турбулентными вихрями.

Для предсказания поведения жидкости в секционированном отстойнике было проведено численное моделирование гидродинамики в реконструированном аппарате, снабженном четырьмя вертикальными перегородками и таким же количеством горизонтальных перегородок (рис. 2.9). Расчеты проведены для однофазной среды. В качестве демонстрации результатов расчета на рис. 2.10 представлен профиль продольной компоненты скорости вдоль выбранной вертикальной координатной линии ($X=5\text{ м}$; $Y=1,5\text{ м}$).

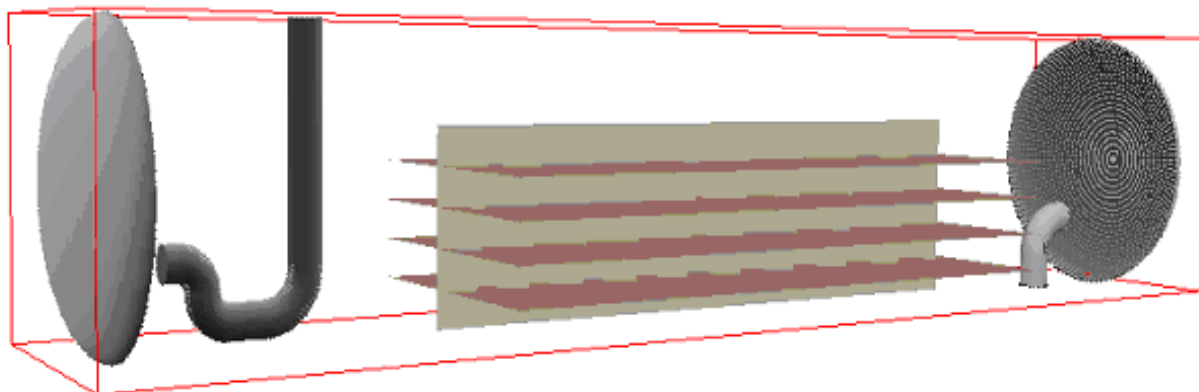


Рис. 2.9. Вариант реконструкции существующего гравитационного отстойника

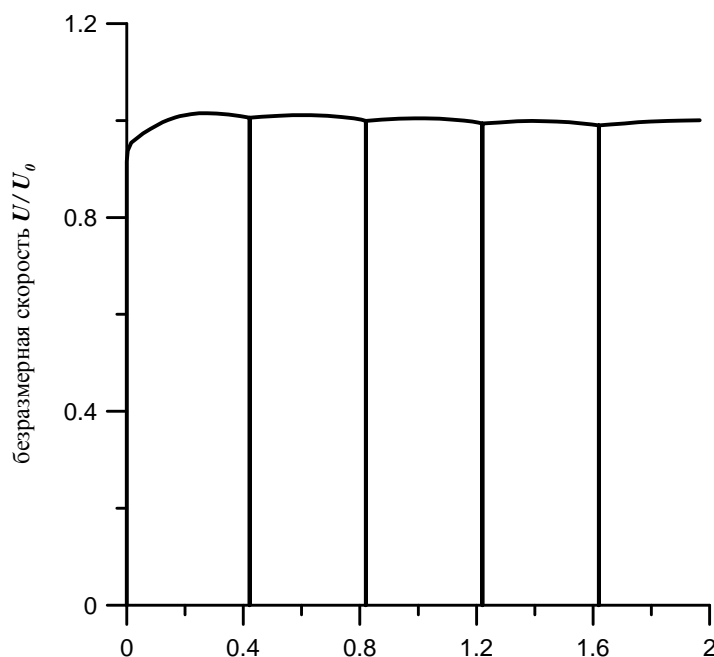


Рис. 2.10. Профили продольной скорости по высоте аппарата с перегородками при $X=5$ м, $Y=1,5$ м

Анализ результатов расчета показал, что продольные и поперечные перегородки не вносят кардинальных изменений в структуру течения жидкости. Однако возможность существенного повышения степени разделения полидисперсных эмульсий позволяет рекомендовать снабжение гравитационных отстойников подобными перегородками.

Таким образом, проведенные исследования выявили крайнюю неоднородность поля скорости в аппарате старой конструкции, и подтвердили то, что рациональным техническим решением проблемы является реконструкция аппарата путем изменения способа ввода исходного потока. При этом жидкость, вводимая в направлении, противоположном основному направлению движения в аппарате, отражаясь от крышки, формирует достаточно однородные профили скорости в основном объеме.

2.5. Экспериментальное исследование работы динамического отстойника

Для проверки применимости ППФ к численному моделированию задач по расчету характеристик в гравитационных отстойниках, характеризующихся одновременным присутствием нескольких зон с различающимися гидродинамическими режимами, а также

специфичными граничными условиями были проведены экспериментальные исследования на лабораторной установке.

Описание лабораторной установки

С целью исследования гидродинамики двухфазного потока в гравитационном горизонтальном отстойнике была разработана и смонтирована лабораторная установка. Исследования проводились в 2 этапа.

На первом этапе проводились исследования однофазного водного потока с импульсным вводом трассера в виде раствора поваренной соли по схеме, изображенной на рис.2.11.

Исследованию был подвергнут полый горизонтальный отстойник 1, прямоугольного сечения, размерами 200x400 (мм) и длиной 2000 мм, в который посредством колена 2 осесимметрично и противоточно потоку подавалась вода из бака 3. Трассер из емкости 4 вводился в водный поток в поршневом режиме плунжером 5. Для стабилизации расхода воды уровень воды в баке 3 поддерживался постоянным при помощи насоса 6 и системы клапанов 7 и 8. Контроль уровня в баке 3 проводился по уровнемерной колонке 9. Расход воды задавался клапаном 10 и измерялся ротаметром 11.

Измерительная часть состояла из матрицы 12, преобразователя 13 и вторичного показывающего регистрирующего прибора 14, в качестве которого использовался ноутбук. Матрица 12 представляла собой оригинальный многоточечный (16 точек) датчик, основанный на принципе электропроводности электролита. Посредством матрицы 12, установленной поперечно потоку в отстойнике 1 регистрировалась кривая отклика каждой из 16 равномерно распределенных по сечению отстойника 1 точек при импульсном вводе раствора поваренной соли в водный поток. Регистрация кривых откликов проводились в трех положениях матрицы 12. Первое на расстоянии 500 мм от истока, второе в середине отстойника 1 и третье на расстоянии 500 мм от слива.

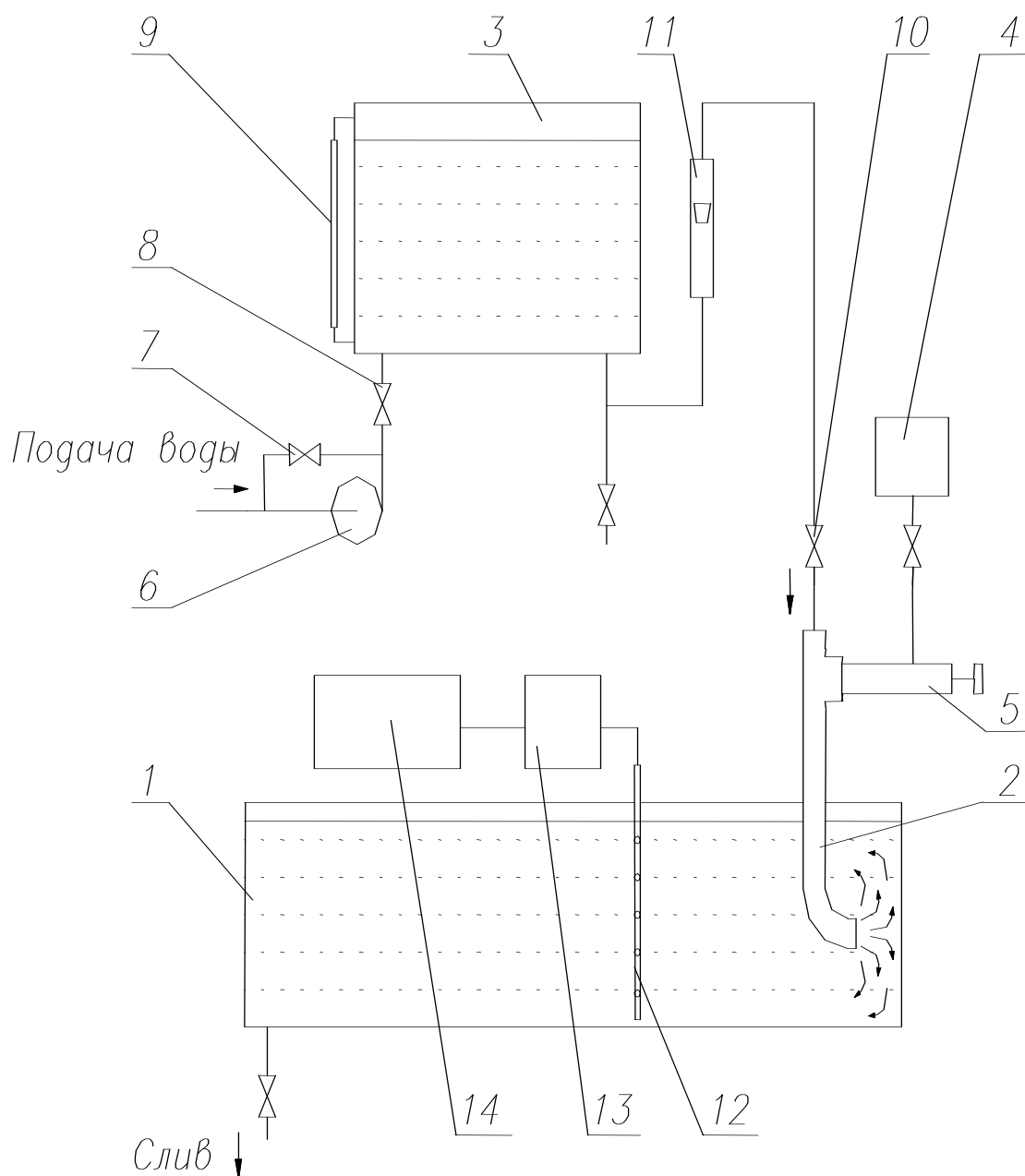


Рис. 2.11. Схема лабораторной установки: 1 – отстойник, 2 – колено, 3 – бак, 4 – емкость, 5 – плунжер, 6 – насос, 7 – клапан, 8 – клапан, 9 – уровнемерная колонка, 10 – клапан, 11 – ротаметр, 12 – матрица, 13 – преобразователь, 14 – вторичный прибор.

Описание измерителя распределения концентрации трассера

Для измерения распределения концентрации трассера по сечению потока воды было разработано устройство, блок-схема которого

представлена на рис. 2.12, и программное обеспечение для ПЭВМ. Принцип действия устройства основан на изменении проводимости воды вследствие добавления в поток трассера – концентрированного раствора поваренной соли. Проводимость измеряется в 16 точках поперечного сечения, образованных пересечением 4 вертикальных и 4 горизонтальных проводников датчика. Измеритель последовательно опрашивает все точки и измеряет проводимость воды между проводниками.

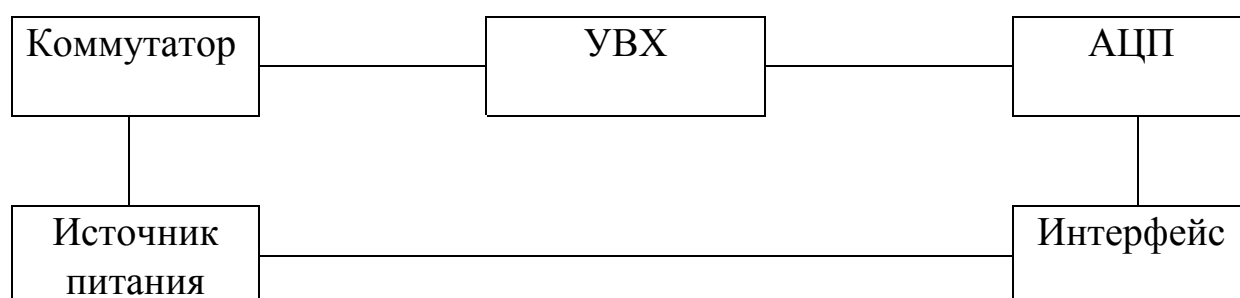


Рис. 2.12.

Устройство питается от сетевого напряжения 220 В и состоит из источника питания, вырабатывающего необходимые стабилизированные напряжения (+12 В, -12 В и +5 В) для питания электронной схемы; коммутатора входного сигнала, позволяющего последовательно замерять проводимость среды между контактами датчика в 16 точках поперечного сечения; усилителя сигнала; устройства выборки-хранения (УВХ) для обеспечения работы аналого-цифрового преобразователя (АЦП); самого АЦП, работающего в 8-разрядном режиме, что обеспечивает разрешение 0,5 % и интерфейсной схемы, обеспечивающей двунаправленную связь с ПЭВМ по каналу Centronics.

2.6. Идентификация моделей структуры потоков

От гидродинамической обстановки в промышленных аппаратах существенно зависит эффективность многих протекающих тепло-массообменных и реакционных процессов и тем самым влияет на общую рентабельность производства. Исторически первыми попытками охарактеризовать гидродинамику и структуру потока в промышленном аппарате были модели идеального смешения и идеального вытеснения.

В модели идеального смешения предполагается, что все элементы жидкости в аппарате имеют одно и то же время пребывания, что соответствует поршневому, или стержневому движению среды. При этом обеспечивается максимальная движущая сила тепломассообменных процессов и наиболее эффективный режим работы многих химико-технологических, нефтехимических и теплоэнергетических устройств. В дальнейшем отклонение структуры потока от модели идеального смешения стали характеризовать распределением по временам пребывания различных элементарных объемов жидкости. В связи с этим возникла необходимость экспериментального и теоретического определения функции распределения по временам пребывания.

Экспериментально функция распределения по временам пребывания может быть найдена по кривым отклика на ввод трассера. В частности, показано, что при импульсном вводе трассера на вход, кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и переходу к безразмерному времени как раз и дает функцию распределения по временам пребывания.

Теоретически первыми попытками использования кривых отклика для идентификации математических моделей структуры потоков стали вычисления коэффициентов продольного перемешивания диффузионной модели структуры потоков. По этим же кривым также можно судить и о том, насколько точно диффузионная модель продольного перемешивания отражает реальную структуру потока, так как невозможно подобрать такой коэффициент, при котором теоретическая кривая точно совпадает с экспериментальной.

Таким образом, путем сравнения теоретических и экспериментальных кривых отклика можно делать выводы об адекватности модельных представлений. Конечно, сравнение теоретических и экспериментальных данных по полям скорости могло бы дать более полную информацию, чем сравнение кривых отклика. Современным стандартом определения поля скорости является метод лазерной доплеровской анемометрии. Однако преимущества сравнения кривых отклика для сопоставления теоретических и экспериментальных данных по структуре потока вполне очевидны и состоят в следующем.

1. Снятие кривых отклика является достаточно дешевым способом экспериментального изучения структуры потока. Метод лазерной доплеровской анемометрии обходится на порядки дороже и

требует привлечения сложного и дорогостоящего оборудования и специальных методов обработки данных.

2. Метод кривых отклика позволяет работать с аппаратами промышленного масштаба с непрозрачными стенками. Между тем, метод лазерной доплеровской анемометрии работает с прозрачными для лазерного луча сосудами лабораторного масштаба.

3. На практике часто интересуют не локальные параметры, а брутто-характеристики на выходе из аппарата. Например, если протекает химическая реакция и степень конверсии зависит от времени пребывания, то нас будет интересовать среднее время пребывания в аппарате и разброс во времени пребывания относительно этого среднего. То же самое касается многих процессов разделения – распределение по временам пребывания является хорошим интегральным показателем эффективности работы аппарата. Поэтому знание функции распределения по временам пребывания даже более важно, чем знание значений скорости потока во всех точках аппарата, хотя последнее путем привлечения математических методов позволяет вычислить первое. Коэффициент использования объема 0.95.



Рис. 2.13. Геометрия экспериментальной физической модели и расчетной области

В силу указанных выше факторов, в данной работе для подтверждения адекватности теоретических расчетов гидродинамики было выбрано сопоставление теоретических и опытных кривых отклика. Аналогичные сопоставления по структуре потока в распылительной колонке показаны в работе [64].

Для снятия экспериментальных кривых использован сосуд, выполненный в виде параллелепипеда (рис. 2.13) с размерами 2м x 0,2м x 0,375м. Поток входит в аппарат через изогнутую трубу диаметром 0,06м (рис. 2.13), направленную на ближайшую стенку. Использованный способ ввода двухфазного потока в аппарат был

выбран после анализа влияния различных способов выравнивания профиля скорости сплошной фазы (отклоняющие и сужающие перегородки и др.) Как показали результаты численного моделирования, выбранный способ оказался наиболее эффективным. Жидкость выходит из аппарата через небольшую область OUT, расположенную на нижней стенке аппарата (рис. 2.13)

На вход импульсно вводился трассер – раствор соли NaCl, который является электролитом. Изменение концентрации во времени регистрировалось в 16 различных точках с использованием потенциометрического метода. Для этого использовалась система проводников, состоящая из 4 горизонтальных и 4 вертикальных линий. Системы горизонтальных и вертикальных линий расположены в двух различных плоскостях, которые находятся на незначительном расстоянии друг от друга. На пересечении горизонтальной и вертикальной линий измеряется концентрация электролита. Здесь следует отметить, что при пересечении горизонтальной и вертикальной линий между проводами остается определенный зазор, исключающий прямой контакт этих двух проводов.

Сигнал с линий поступает через аналого-цифровой преобразователь, устройство сопряжения и адаптер в персональный компьютер, который производит последовательный опрос линий. Напряжение одновременно подается только на 1 горизонтальный и 1 вертикальный провод, на пересечении которых проводятся измерения. Подобным образом последовательно снимаются измерения во всех 16 точках пересечения линий.

Теоретически процесс распространения трассера моделировался как перенос скаляра, введенного импульсно во вход аппарата, при этом вычисленные заранее поля скорости фиксировались. Более детально моделирование гидродинамики с использованием программного комплекса PHOENICS описано в предыдущих разделах.

Визуализация рассчитанного векторного поля скорости представлена на рис. 2.14 (X-Z плоскость, $Y=0,1$ м). Поток вводится в аппарат через трубу в направлении, перпендикулярном основному направлению движения среды в аппарате, затем отражается от стенок и в результате формируется сложная картина течения. Как было сказано, именно такой способ ввода потока формирует более однородное поле скорости в большей части отстойника, уменьшает размеры зон циркуляции и тем самым способствует повышению эффективности гравитационного разделения.

Геометрия расчетной области является зеркально-симметричной, поэтому вид сверху на рис. 2.14 дает вполне реалистичное поле скорости с незначительными отклонениями от зеркальной симметрии.

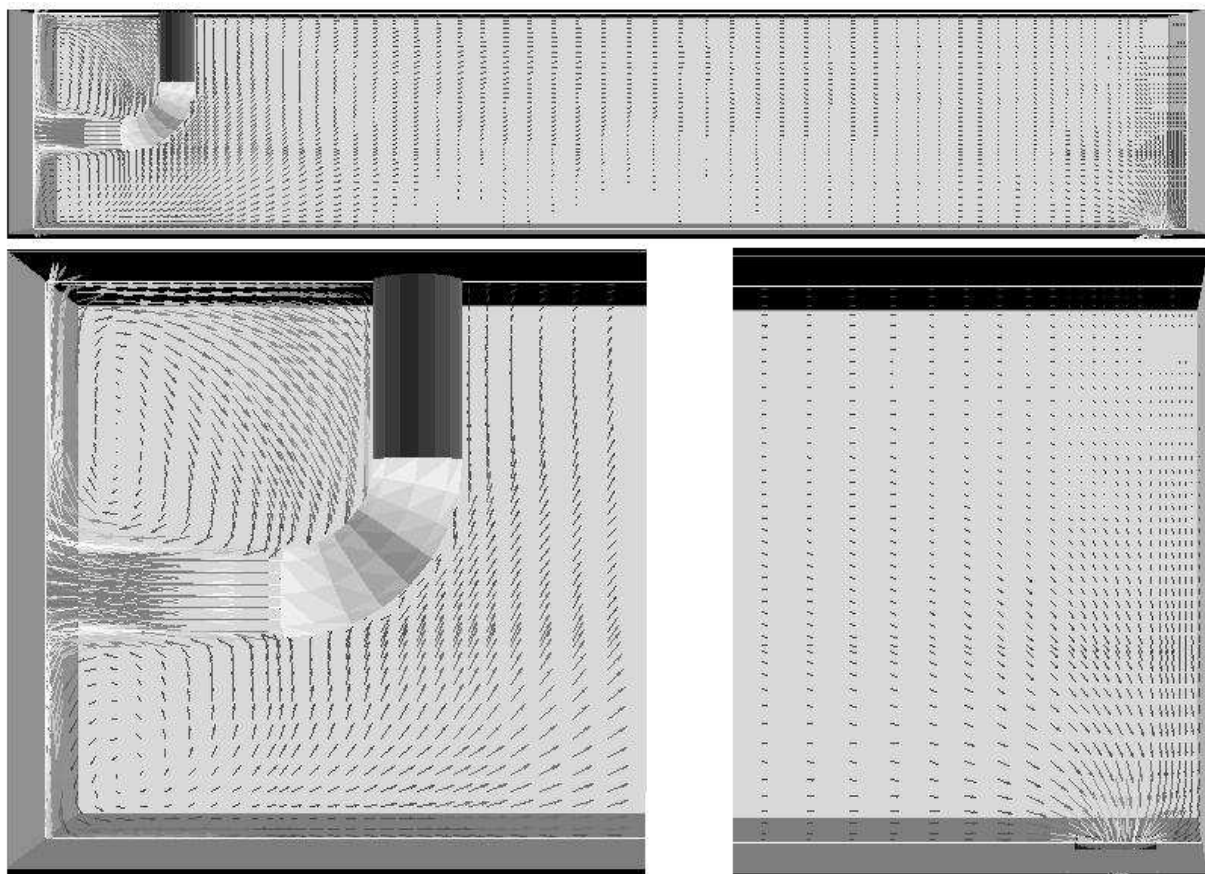


Рис. 2.14. Векторное поле скорости сплошной фазы, $Y=0.1$ м

После того, как было получено поле скорости, решалась задача переноса скаляра при фиксированном поле скорости.

На рис. 2.15. приведен характерный график сравнения экспериментальных и теоретических кривых отклика, снятых в различных точках. Приведенные кривые получены для скорости жидкости в полном поперечном сечении 0.005 м/с. Подобным образом были получены обширные данные, которые охватывали изменение скорости в диапазоне от 0.001 м/с до 0.01 м/с и расположение поперечной плоскости с 16-тью равноудаленными точками измерения от 0.5 м до 1.8 м.

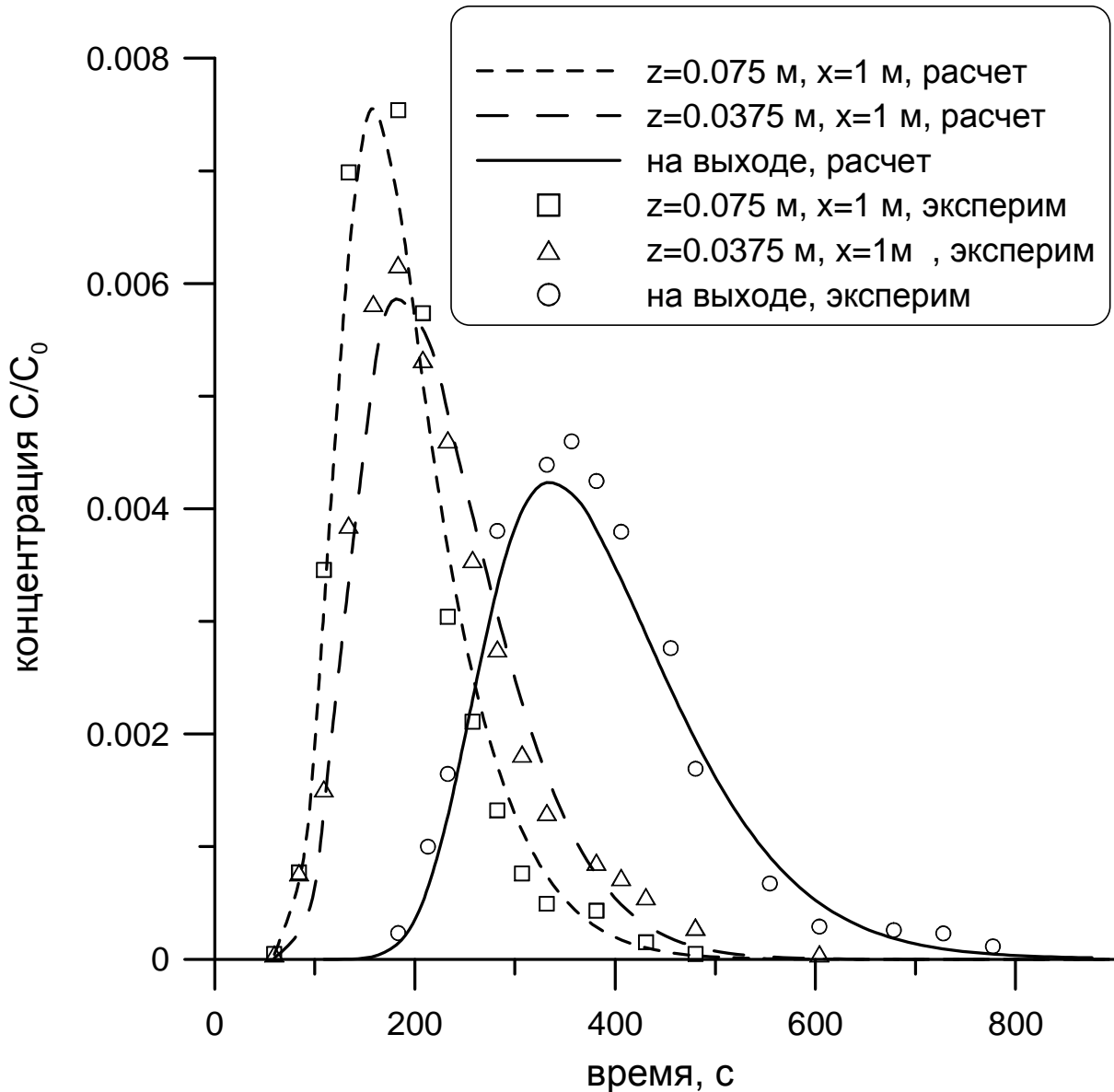


Рис. 2.15. Расчетные и экспериментальные кривые отклика на импульсный ввод трассера

В общей сложности было снято и рассчитано 400 различных кривых изменения концентрации во времени. Среднее значение коэффициента корреляции между экспериментальными и теоретическими данными составило 0.96, а расхождение вторых моментов не превысило 7%. Использование второго момента связано с тем, что для такого рода распределений могут наблюдаться значительные расхождения в «хвосте» кривых, где концентрация трассера чрезвычайно мала, но данная область не оказывает существенного влияния на общую картину. Поэтому сравнивать собственно средние расхождения значений функций по всем точкам

некорректно, и вместо этого проводят сопоставление моментов распределения.

Таким образом, сопоставление теоретических и экспериментальных данных позволяет сделать вывод об адекватности результатов расчетов с использованием программного комплекса PHOENICS и возможности его применения для численного моделирования гидродинамики в аппаратах подобной конструкции и выборе модернизации отстойников.

ГЛАВА 3

АНАЛИЗ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНОЙ СМЕСИ

В данной главе рассмотрена промышленная установка переработки углеводородной смеси на примере Сургутского завода стабилизации газового конденсата (СЗСК) [94,96] и сделан анализ появления свободной воды на Уренгойском заводе.

Для задач энергосбережения и модернизации аппаратурного оформления процесса определены причины появления свободной воды в углеводородном сырье. Анализ причин позволил выявить особенности ведения процесса, а также определить оптимальное место выделения свободной воды из сырья.

Для анализа причин появления свободной метанольной воды в тех или иных промежуточных и конечных продуктах переработки нефтегазоконденсатной смеси на ЗСК и выработки мероприятий по предотвращению этого нежелательного явления выполнен анализ всей схемы переработки конденсата начиная с месторождений.

3.1. Добыча и промысловая подготовка конденсата

В настоящее время газовый конденсат добывается на Уренгойском и Ямбургском месторождениях из валанжинских залежей. Газоконденсатная смесь из скважин поступает по сборным трубопроводам на установки комплексной подготовки газа (УКПГ). На УКПГ производится разделение продукции скважин на сухой газ, нестабильный конденсат и воду. Схема переработки нефтяных газов Тюменской области показана на рис. 3.1. Промысловая обработка продукции скважин осуществляется по схеме трехступенчатой низкотемпературной сепарации (рис. 3.2).

Смесь газа, конденсата и воды при давлении $120\div 130$ кгс/см² и температуре $25\div 30$ °С поступает в сепаратор 1-ой ступени С-1, откуда обводненный нестабильный конденсат направляется в фазовый разделитель 1-ой ступени ФР-1, а газ охлаждается в теплообменнике Т-1 до $12\div 18$ °С и направляется в промежуточный сепаратор С-2.

Схема сбора и переработки природных и попутных нефтяных газов Тюменской области

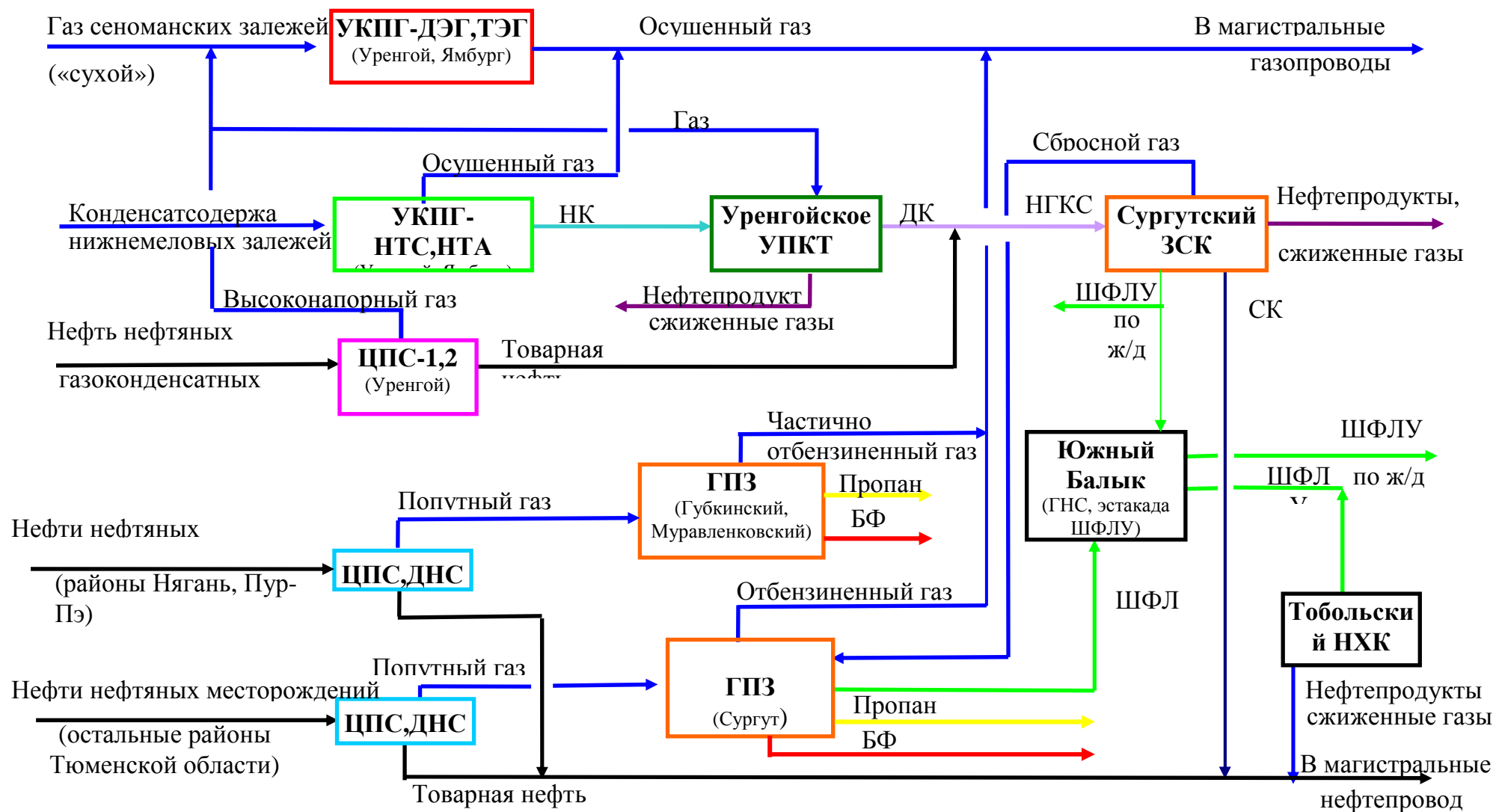


Рис.3.1. Принципиальная схема технологической линии УКПГ-1 Уренгойского ГКМ

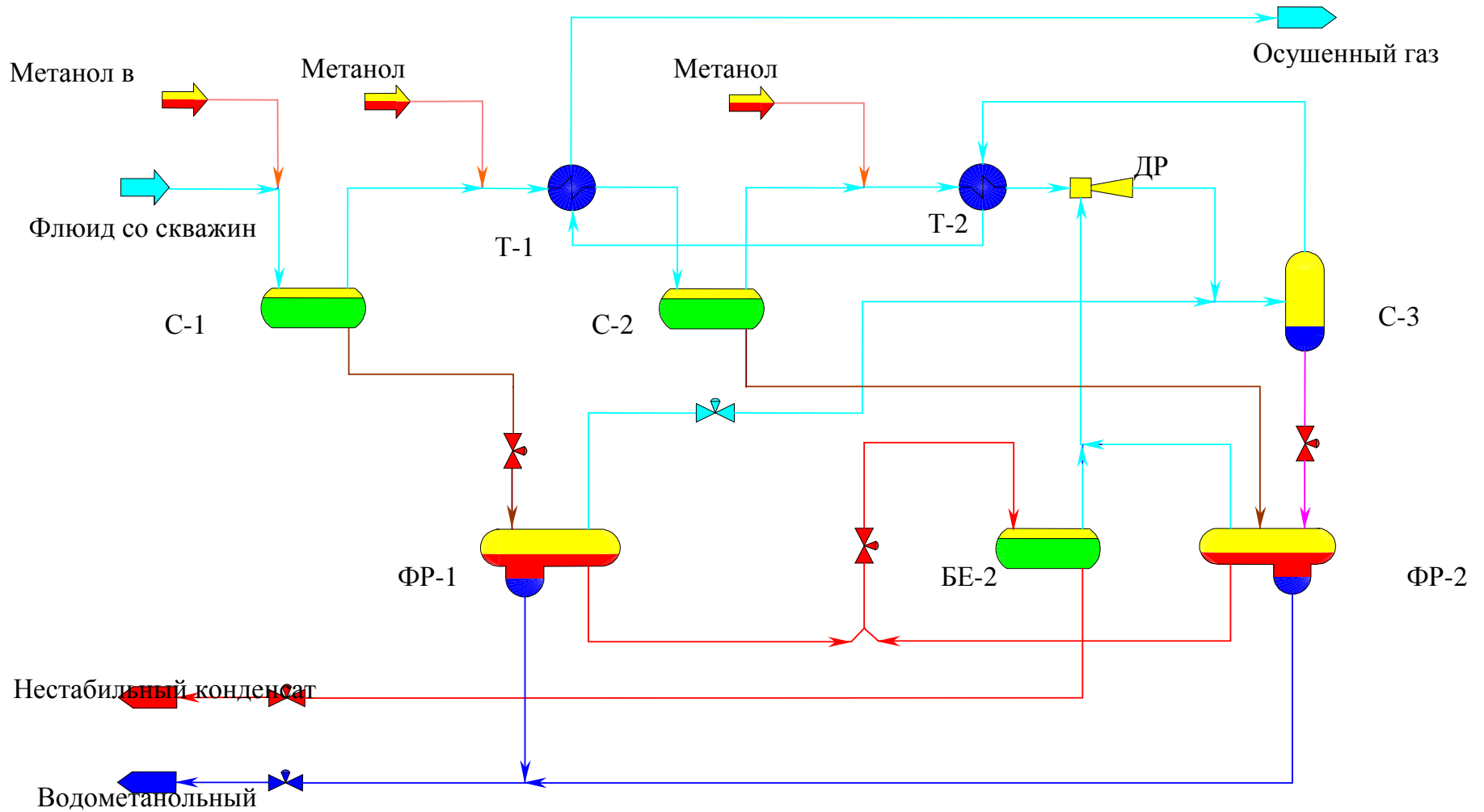


Рис.3.2 Схема трехступенчатой низкотемпературной сепарации.

Откуда конденсат и вода сбрасываются в фазовый разделитель 2-ой ступени ФР-2, а газ направляется в теплообменник Т-2, где охлаждается до температуры минус 7 ÷ плюс 15 °С, после чего дросселируется на сужающем устройстве (ДР) и подается в низкотемпературный сепаратор С-3. При дросселировании газа происходит снижение давления до 75 кгс/см², температуры до минус 25÷30 °С. В низкотемпературном сепараторе С-3 газ окончательно осушается от воды и конденсата, которые сбрасываются в фазовый разделитель 2-ой ступени.

После охлаждения газа в теплообменнике Т-1 создается гидратный режим, т.е. во всех последующих точках технологической схемы низкотемпературной сепарации (НТС), начиная с Т-1, вся свободная вода, выделяющаяся из газа при снижении температуры, будет переходить в гидраты - твердые снегообразные соединения газа и воды. Гидраты закупоривают трубопроводы, арматуру и пр., и делают невозможной эксплуатацию установки. Для предотвращения гидратообразования в поток газа впрыскивают ингибиторы гидратообразования. В настоящее время в практике добычи и промышленной подготовки газа и конденсата на Севере Тюменской области используется метанол.

Основная доля впрыскиваемого в поток газа (перед Т-1 и Т-2 установки НТС) метанола после отработки отводится с установки (из фазовых разделителей) с метанольной водой. Незначительное количество метанола уходит с сухим газом. Часть метанола растворяется в конденсате и уходит с установки в его составе.

Распределение метанола по продуктам НТС зависит от концентрации и объема впрыскиваемого ингибитора и технологического режима установки, которые в свою очередь определяются термодинамическими условиями гидратообразования.

При нормальном режиме используемые конструкции аппаратов пропускают до 1 % метанольной воды с конденсатом. Содержание метанола в водной фазе в среднем около 50% масс. При нарушениях режима эксплуатации количество уносимой водной фазы существенно возрастают.

3.2. Дезтанизация конденсата

Нестабильный конденсат со всех УКПГ Уренгойского и Ямбургского месторождений поступает на Уренгойский завод подготовки газового конденсата к транспорту (УЗПКТ) для дезтанизации нестабильного конденсата. Основная масса

деэтанализированного конденсата по конденсатопроводу Уренгой-Сургут направляется на Сургутский ЗСК. Часть деэтанализированного конденсата стабилизируется с получением ШФЛУ и стабильного конденсата, из которого в свою очередь вырабатываются дизельное топливо и бензин. Получаемая при стабилизации ШФЛУ частично направляется на установку получения пропана и пропан-бутановой фракции (сжиженного газа), а основная ее масса сбрасывается в деэтанализированный конденсат.

Деэтанализация конденсата (рис. 3.3) производится методом ректификации по одноколонной схеме: сверху колонны отводится газ деэтанализации, снизу - деэтанализированный конденсат (ДК). Процесс стабилизации ведется по аналогичной технологии (но с более высокими температурами и низкими давлениями): сверху колонны-стабилизатора отводится ШФЛУ, снизу – стабильный конденсат.

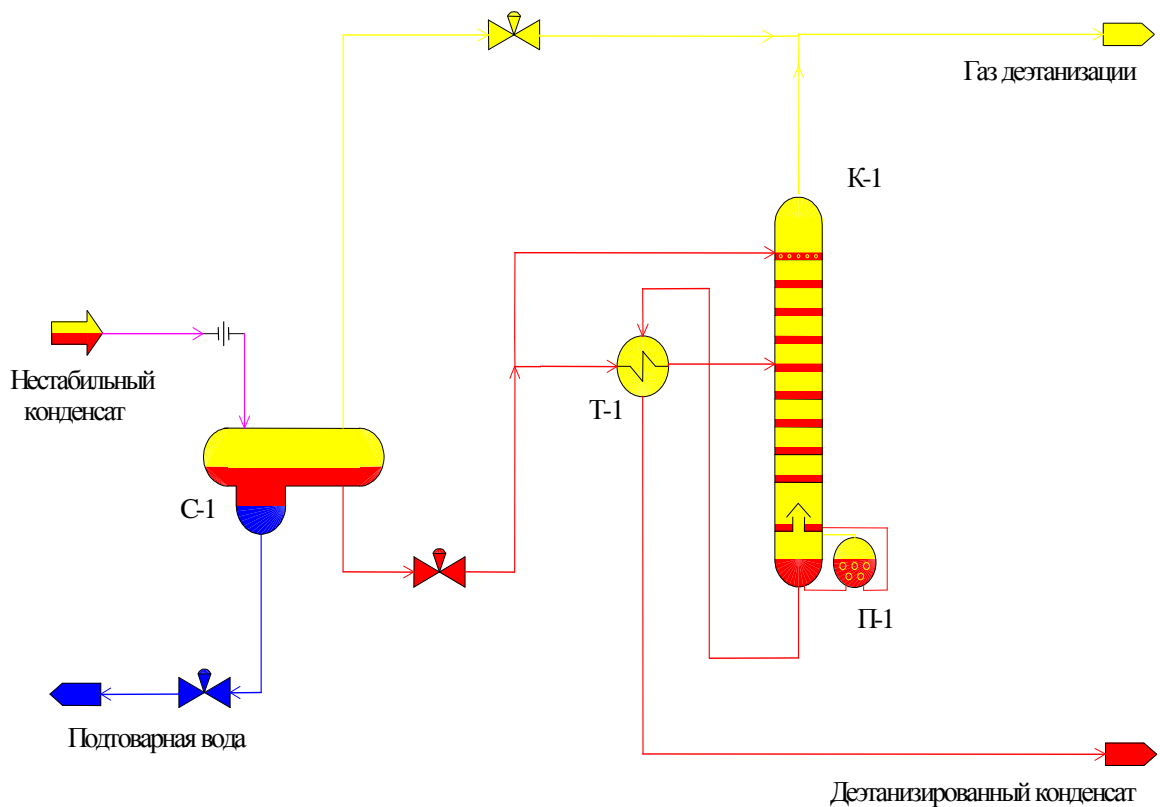


Рис. 3.3. Схема установки деэтанализации конденсата

В процессе ректификации распределение компонентов сырья по продуктам переработки идет в соответствии с температурами кипения компонентов (низкокипящие компоненты концентрируются в верхнем продукте, высококипящие – в нижнем). Метанол, растворенный в конденсате, распределяется так же, как и другие компоненты, т.е. по

температуре кипения. Температура кипения метанола ($64,7\text{ }^{\circ}\text{C}$) чуть ниже температуры кипения нормального гексана ($68,7\text{ }^{\circ}\text{C}$), поэтому для расчета баланса метанола при ректификации коэффициент распределения растворенного в конденсате метанола можно принять равным коэффициенту распределения гексановой фракции. При деэтанзации около 98-99 % гексановой фракции переходит в деэтанализированный конденсат, поэтому с достаточной точностью можно считать, что не менее 98 % растворенного метанола останется в ДК.

Распределения метанола, унесенного с метанольной водой, можно оценить следующим образом. Прежде всего, следует учесть, что нестабильный конденсат, поступающий с УКПГ на Уренгойское УПКТ, представляет собой систему с двумя практически несмешивающимися жидкими фазами: основной углеводородной (конденсат) и водной. Метанол неограниченно растворим в воде и частично растворим в конденсате, поэтому он распределяется между углеводородной и водной фазами, причем концентрация его в метанольной воде всегда выше, чем в конденсате. Растворимость метанола в конденсате значительно возрастает с повышением температуры. Поэтому, когда нестабильный конденсат в процессе деэтанзации нагревается, происходит перераспределение метанола: за счет повышения растворимости часть метанола переходит из метанольной воды в углеводородную фазу, при этом концентрация метанола в конденсате растет, а в воде снижается. Расчет, выполненный по номограмме растворимости метанола в конденсате, показывает, что при нормальном режиме деэтанзации (температура низа колонны $150\text{-}180\text{ }^{\circ}\text{C}$; верха - $20\text{-}40\text{ }^{\circ}\text{C}$; давление около 24 кгс/см^2) в кубе деэтанизатора практически весь метанол должен перейти в конденсат (углеводородную фазу) – остаточное содержание метанола в водной фазе составляет менее 5 % масс. Следовательно, можно считать, что 98 % масс. всего метанола, поступающего на УПКТ, переходит в деэтанализированный конденсат.

Что касается воды, то она распределяется между верхним и нижним продуктами. Расчет показывает, что при температуре и давлении верха деэтанизатора концентрация воды в верхнем продукте (газе деэтанзации) составляет около 0,2 % масс. При среднем выходе газа деэтанзации (около 20 % масс.) более 90 % масс. воды переходит в нижний продукт (ДК).

В соответствии с приведенными результатами расчетов при среднем выходе ДК порядка 80 % масс. в процессе деэтанализации концентрация метанола в конденсате возрастает на 22-23 % масс, а концентрация воды увеличивается на 15 % масс. Таким образом, в деэтанализированном конденсате содержание метанола будет составлять не менее 0,8-0,9 % масс, а в отдельные периоды может достигать 1,3-1,5 % масс. Концентрация воды в ДК может достигать 0,6 % масс.

3.3. Транспорт по конденсатопроводу Уренгой-Сургут

С Уренгойского УПКТ деэтанализированный конденсат поступает в конденсатопровод Уренгой-Сургут (Ду-700, длиной около 700 км), по которому перекачивается на Сургутский ЗСК. В этот же конденсатопровод подается товарная нефть (подготовленная в соответствии с ГОСТ 9965-76) с нефтепромыслов Уренгойского месторождения. В результате смешения ДК с нефтью углеводородный состав НГКС несколько тяжелее состава ДК. Содержание воды в нефти при нормальной эксплуатации не превышает 0,5-1,0 % масс. Метанол в добыче и подготовке нефти, как правило, не применяется, хотя возможно его эпизодическое использование для борьбы с гидратообразованием в отдельных скважинах. Таким образом, после смешения потоков содержание метанола в НГКС не ниже 0,7 % масс и может достигать 1,3-1,5 % масс. Содержание воды при нормальной эксплуатации не выше 0,6-0,7 % масс. Транспортируемая НГКС представляет собой сложную смесь углеводородная фаза – метанол – вода. В обычных условиях смесь расслаивается на две практически нерастворимые фазы – основную углеводородную и водную. Метанол распределяется между фазами. В процессе транспорта НГКС постепенно охлаждается с 35-40 °С (на головной насосной станции) до температуры грунта, которая в районе Сургута (в зависимости от сезона) составляет от минус 2 °С до плюс 10 °С. По мере охлаждения растворимость метанола в углеводородах снижается, поэтому его концентрация в углеводородной фазе падает, а в водной возрастает. Соответственно в трубопроводе происходит дополнительное расслоение НГКС на углеводородную и водную фазы. Водная фаза, являющаяся более тяжелой, скапливается на пониженных участках трассы, в результате чего обычно поступает на Сургутский ЗСК пробками.

Расчет показывает, что при минимальном содержании метанола в НГКС на Сургутский ЗСК приходит углеводородная фаза с

концентрацией метанола 0,4-0,5 %масс. и вода с концентрацией метанола 25-35 %масс. При повышенном содержании метанола его концентрация в углеводородной фазе может достигать 1 %масс, а в метанольной воде – 50 %масс. Основная масса метанольной воды, поступающей на Сургутский ЗСК, отделяется в буллитах-дегидраторах сырьевого парка и не поступает на переработку нефтегазоконденсатной смеси. Фактическая концентрация метанола в воде достигает 50 %масс.

Таким образом, при транспорте НГКС часть метанола переходит в водную фазу и отделяется в сырьевом парке. На установки стабилизации Сургутского ЗСК поступает сырье с содержанием метанола 0,4-1,0 %масс.

3.4. Прием и подготовка НГКС в сырьевом парке Сургутского ЗСК

Сырье Сургутского завода стабилизации конденсата нефтегазоконденсатная смесь, поступающая по конденсатопроводу Уренгой-Сургут с УЗПК, направляется в резервуарный парк ДК-3 входящий в состав товарно-сырьевой базы (ТСБ) завода, где происходит отделение основной массы метанольной воды. Динамика поступления воды на Сургутский ЗСК и ее характеристики приведены в табл. 3.1 и 3.2.

Таблица 3.1. Динамика поступления подтоварной воды

Год	Количество подтоварной воды, тонн
1991	17902
1992	17389
1993	14610
1994	13545
1995	17738
1996	18898
1997	17884
1998	12662
1999	21420
2000	24216
2001	30000

Таблица 3.2. Усредненные показатели качества подтоварной воды

Наименование показателя	Единицы измерения	Значение
Плотность	г/см ³	0,907
Массовая доля воды	%	46
Массовая доля метанола	%	40-60
Массовая доля кислот	%	0,003
Массовая доля альдегидов и кетонов	%	0,016
Массовая доля сухого остатка	%	0,376
Массовая доля железа	%	$2 \cdot 10^{-3}$
Массовая доля аммиака	%	$0,6 \cdot 10^{-3}$
Массовая доля хлор-ионов	%	0,2
Массовая доля серы	%	отсутствие
Массовая доля этанола	%	0,066
Массовая доля парафинов (C ₉ -C ₁₀)	%	0,008

Резервуарный парк ДК-3 предназначен для приема, хранения и откачки нефтегазоконденсатной смеси (НГКС) на установки стабилизации конденсата УСК-1,2.

В состав товарного парка ДК-3 входит 16 шаровых резервуаров разделенных на 4 группы по 4 резервуара емкостью 600м³ каждый. Каждая группа работает по схеме 1 резервуар-дегидратор (Р-401/3), 1 резервуар для сбора метанольной воды (Р-401/4) и 2 резервуара для хранения обезвоженного НГКС (Р-401/2,3). На рис.3.4 показана только одна из четырех аналогичных групп резервуаров.

Резервуары-дегидраторы представляют собой шарообразные аппараты без внутренних устройств, организующих поток поступающего сырья. Отделение воды от углеводородной среды происходит в результате слияния (укрупнения) капель воды и оседания их на дно резервуара в результате гравитационных сил. Процесс укрупнения глобул (капель) воды осложняется тем, что поступающая на переработку НГКС содержит в своем составе высокомолекулярные парафиновые углеводороды нормального строения, которые образуют на поверхности глобул воды бронирующую оболочку.

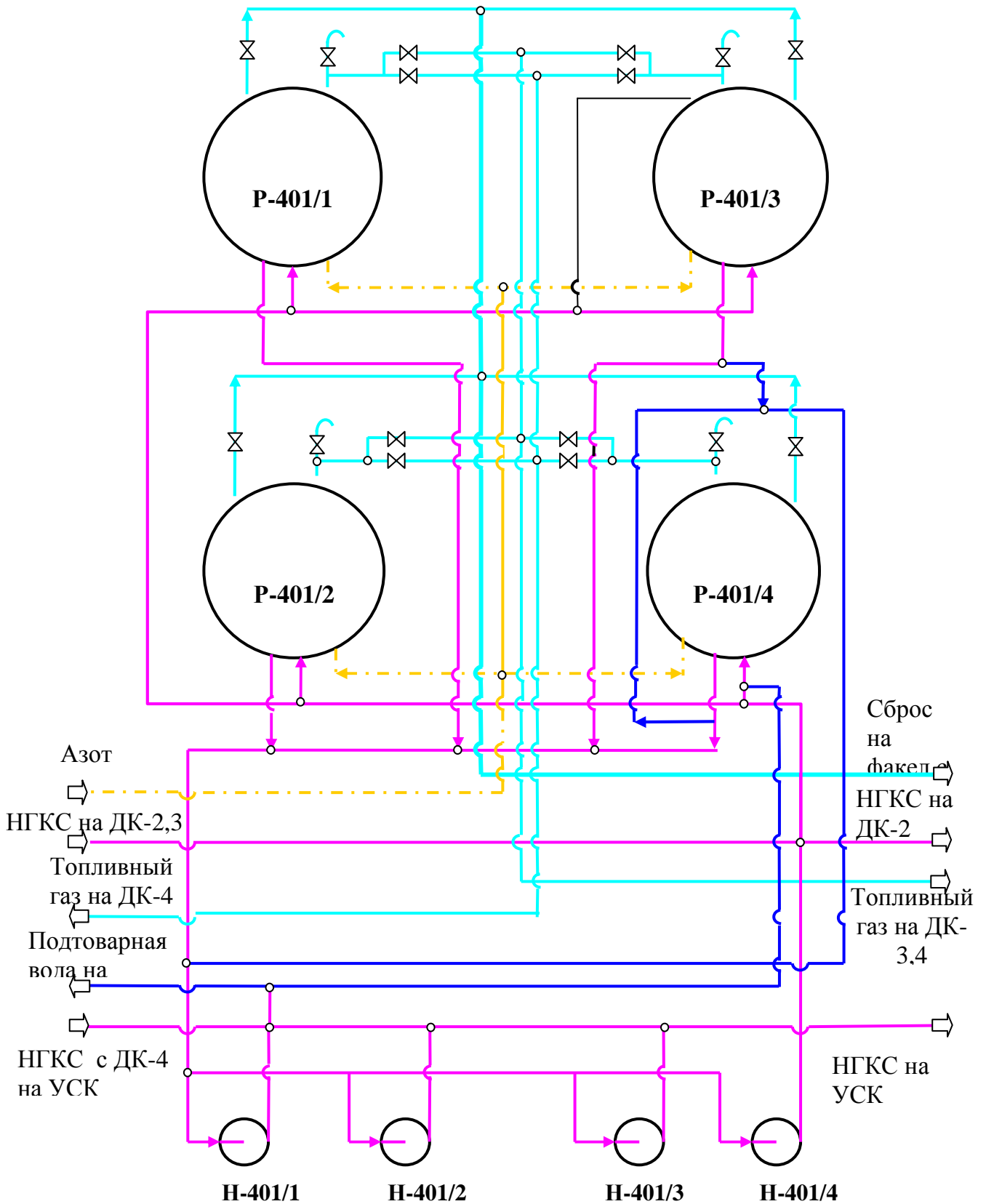


Рис. 3.4. Принципиальная схема резервуарного парка ДК-3

Еще одним фактором, негативно влияющим на процесс отделения воды, является наличие механических примесей. Механические примеси (глина, песок, металлическая окалина и т.д.) наряду с парафиновыми углеводородами также являются природными стабилизаторами глобул воды в углеводородной фазе. Естественно, что в дегидрататорах, не оборудованных внутренними устройствами для эффективного отделения свободной воды, не происходит полного выделения воды из углеводородной среды.

Необходимо также отметить и то, что при поршневании конденсатопровода происходит значительное увеличение поступления подтоварной воды и механических примесей. В результате этого действенность процесса отделения воды в дегидрататорах значительно снижается и отмечается попадание воды на технологические установки (УСК-1,2, БИИ и УПП, УМТ). При попадании воды с сырьевыми потоками на технологические установки происходит снижение эффективности работы печей огневого нагрева технологических потоков, приводит к нарушению технологического режима и как следствие к выпуску некондиционной продукции.

Строительство эффективных дегидрататоров, разработанных отечественными производителями, в настоящий момент является нецелесообразным, так как конструктивные особенности сопел маточника (создание особого режима разделения) не позволяют направлять в них потоки содержащих механические примеси выше требований ГОСТ 9965 и ТУ51-05751745-01-94 (0,05 %мас.), что весьма вероятно в ситуации продвижения поршня по конденсатопроводу. Остановка дегидрататора на очистку, потребует сокращения объемов приема сырья на завод, что в условиях непрерывного производства осуществить практически невозможно.

Таким образом, более целесообразным является использование существующих резервуаров-дегидрататоров сырьевого парка ДК-3 в качестве предварительных отстойников от воды и отделителей механических примесей.

3.5.Стабилизация конденсата

Стабилизация конденсата на Сургутском ЗСК ведется методом ректификации по одноколонной схеме. Ввиду того, что технологические схемы режима стабилизации аналогичны для всех

технологических ниток, описание приводится только одной нитки (рис. 3.5).

Деэтанализированный конденсат поступает на технологическую нитку из общего коллектора и проходит ряд теплообменников Т-101/1-3, где нагревается до 80-120 °С обратным потоком стабильного конденсата и подается в среднюю часть колонны стабилизации К-101 на 20, 22, 24 тарелки, считая сверху.

Колонна стабилизации К-101 предназначена для разделения деэтанализированного конденсата на стабильный конденсат (СК) и широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ) путем ректификации.

Колонна К-101 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, внутри которого расположены 38 массообменных ситчатых тарелок с перекрестным сливом. В верхней части - 19 четырехпоточных тарелок, диаметром 2600 мм, в нижней - 19 шестипоточных тарелок, диаметром 3200 мм.

Разделение деэтанализированного конденсата в стабилизаторе К-101 осуществляется при давлении 0.6-1.4 МПа и температуре: куба – не более 250 °С, верха – не более 150 °С.

Пары ШФЛУ с верха стабилизатора К-101 направляются в параллельно работающие воздушные холодильники ВХ-101/1-3, где охлаждаются до +70 °С, конденсируются и поступают в емкость орошения Е-101. Несконденсированные газы из Е-101 выводятся по коллектору со всех ниток на Сургутский газоперерабатывающий завод.

Жидкая фаза из емкости Е-101 забирается насосами Н-102/1-2 и частично подается на верхнюю тарелку стабилизатора К-101 для орошения, а избыток прокачивается через воздушный холодильник ВХ-102, доохлаждается и выводится в качестве готовой продукции ШФЛУ в парк товарно-сырьевой базы (ТСБ).

С куба стабилизатора К-101 под давлением в колонне выводится балансовое количество стабильного конденсата, который последовательно проходит межтрубное пространство теплообменников Т-101/3-1, отдает тепло деэтанализированному конденсату и охлаждается до температуры не выше 70 °С, поступает в общий коллектор, по которому выводится в парк стабильного конденсата.

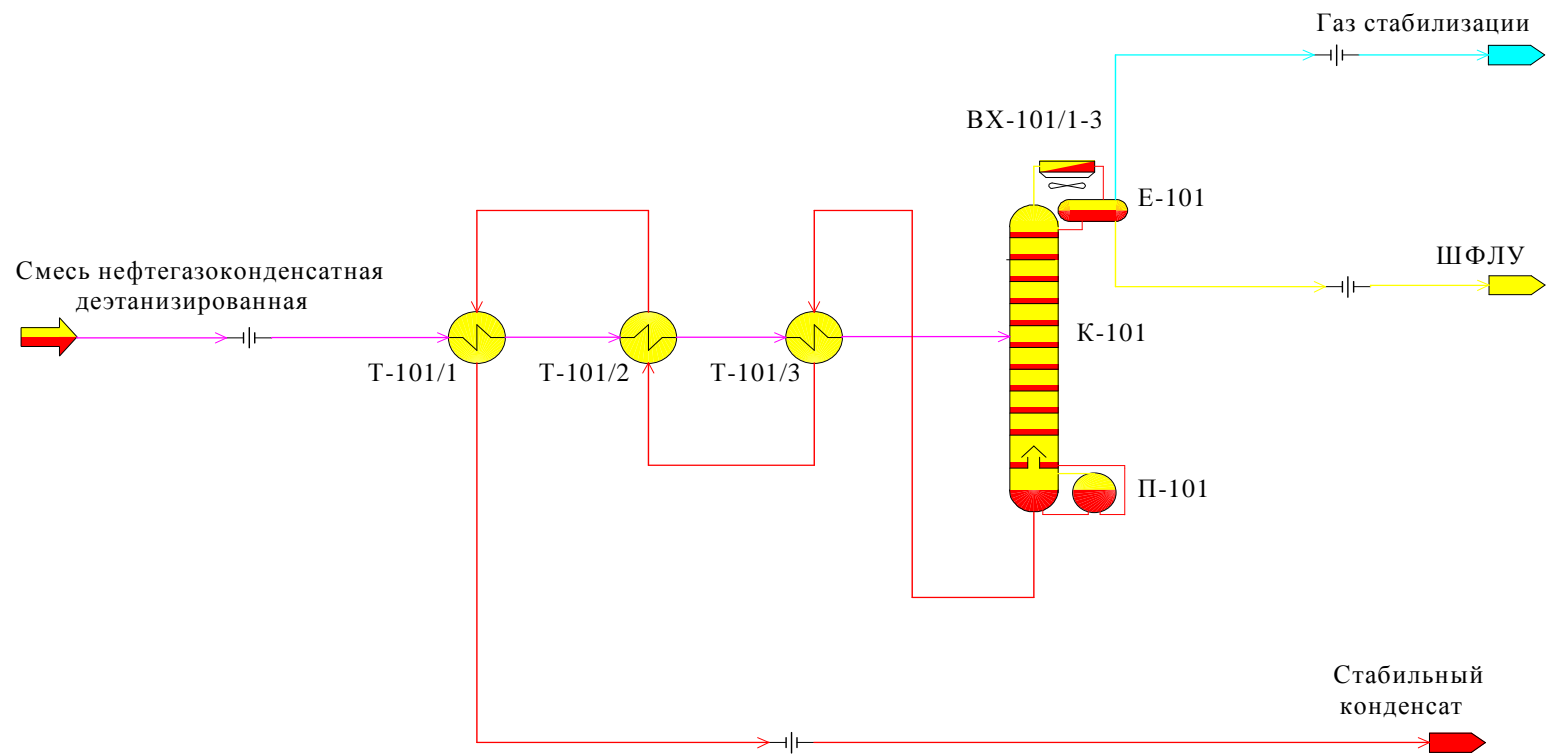


Рис. 3.5. Технологическая схема установки стабилизации конденсата

Для поддержания необходимого температурного режима стабилизатора К-101 производится рециркуляция постоянного количества кубовой жидкости насосами Н-101/1-2 через огневой подогреватель П-101 и возврат парожидкостной смеси в нижнюю часть стабилизатора.

Как уже отмечалось в разделе 1.2, при ректификации распределение компонентов по продуктам переработки соответствует их температурам кипения. Коэффициент распределения метанола можно считать близким к коэффициенту распределения гексановой фракции. В результате статистической обработки оперативной информации СЗСК установлено, что более 25 % от поступающего с сырьем метанола переходит в ШФЛУ. Фактические значения концентрации метанола в ШФЛУ (по результатам отдельных измерений) около 0,2-0,6 % масс.

3.6.Разделение ШФЛУ

Широкая фракция легких углеводородов на СЗСК направляется на установку извлечения изо-пентана с узлом получения пропана и предназначена для получения изо-пентановой фракции, как высокооктанового компонента неэтилированных автобензинов, а также для получения технических пропана и бутана. Выделение целевых продуктов производится методом ректификации.

Установка реализует единый технологический процесс, состоящий из двух последовательных стадий:

- выделение из широкой фракции легких углеводородов изо-пентановой и пропан-бутановой фракций;
- разделение пропан-бутановой фракции на пропановую и бутановую фракции.

Установка включает в себя два производственных подразделения:

- блок извлечения изо-пентана, состоящий из трех параллельных производственных линий мощностью 480 тыс.т/год по сырью каждая;
- узел получения пропана, состоящий из двух параллельных производственных линий мощностью 445 тыс.т/год по сырью каждая.

Каждая производственная линия блока извлечения изо-пентана включает в себя колонну-дебутанизатор и изо-пентановую колонну.

Колонна-дебутанизатор предназначена для разделения ШФЛУ на суммарную пентан-гексановую фракцию и пропан-бутановую фракцию.

Процесс протекает при температуре 60 – 142 °С и давлении 11 – 12 кгс/см². Пропан-бутановая фракция является сырьем узла получения пропана, а суммарная пентан-гексановая фракция подвергается дальнейшей переработке.

Изо-пентановая колонна разделяет суммарную пентан-гексановую фракцию на изо-пентановую фракцию и пентан-гексановую фракцию. Разделение проходит при температуре 75 – 101 °С и давлении 3 – 4 кгс/см². Изо-пентановая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ТУ 38. 101494-89 марки Б.

3.7.Блок извлечения изо-пентана

Поскольку блок извлечения изо-пентана на СЗСК состоит из трех одинаковых самостоятельных ниток, работающих параллельно и независимо друг от друга, то ниже приведена схема и ее описание только для одной нитки (рис.3.6) [96,109].

Сырье установки – широкая фракция легких углеводородов с давлением 6 кг/см² и температурой около 40 °С поступает с установки стабилизации конденсата в сырьевую емкость Е-10. Сырье из емкости Е-10 насосами Н-10/1,2 направляется в трубное пространство теплообменника Т-10. В теплообменнике сырье нагревается за счет тепла водяного пара до температуры 80 °С. После чего сырье поступает в дебутанизатор К-10.

Колонна-дебутанизатор К-10 предназначена для разделения широкой фракции легких углеводородов на пропан-бутановую и суммарную пентан-гексановую фракции.

С верха дебутанизатора отводятся пары фракции С₃-С₄ при температуре 66 °С и давлении 11 кг/см², которые охлаждаются и конденсируются в воздушных конденсаторах ХВ-10/1,8 и собираются в емкости орошения Е-11.

Одна часть сконденсированной фракции С₃-С₄ подается в качестве орошения в дебутанизатор К-10. Другая часть откачивается из емкости орошения Е-11 насосами Н-11/1,2. Балансовое количество пропан-бутановой фракции, после охлаждения в холодильнике Х-15, направляется на узел получения пропана в качестве сырья.

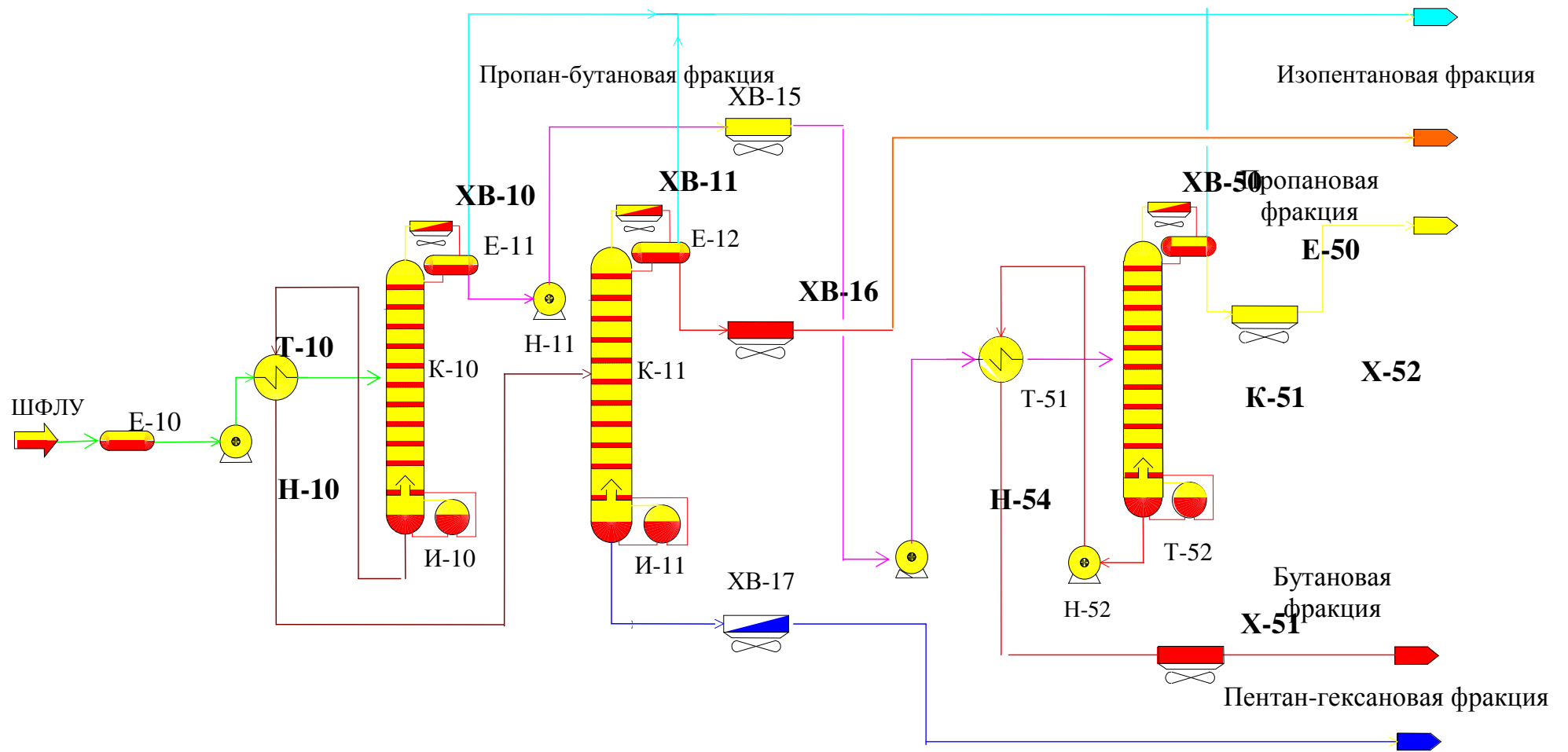


Рис. 3.6. Технологическая схема блока извлечения изо-пентана и узла получения пропана.

Тепло в колонну К-10 подается циркуляцией нижнего продукта через ребойлер И-10, где нагревается за счет тепла водяного пара. Регулирование температуры низа колонны осуществляется изменением расхода водяного пара в И-10.

С кубовой части дебутанизатора при температуре 90 – 95 °С и давлении 11,5 - 12 кг/см² суммарная пентан-гексановая фракция поступает на питание изо-пентановой колонны за счет перепада давлений в колоннах.

Изо-пентановая колонна К-11 предназначена для разделения суммарной пентан-гексановой фракции на изо-пентановую и пентан-гексановую фракции.

С верха изо-пентановой колонны температуре 75 °С и давлении 3 кг/см² отводятся пары изо-пентановой фракции, которые и конденсируются в воздушных конденсаторах-холодильниках ХВ-11/1-3 и собираются в емкости орошения Е-12.

Сконденсированная изо-пентановая фракция из емкости Е-12 насосами Н-12/1,2 подается в качестве орошения в колонну К-11. Балансовое количество изо-пентановой фракции направляется в водяной холодильник Х-16 и далее с температурой 40 °С, выводится в парк узла смешения бензинов.

Тепло в колонну К-11 циркуляцией продукта через ребойлер И-11, где нагревается за счет тепла водяного пара.

Кубовый продукт колонны К-11, пентан-гексановая фракция, с температурой 96 °С и давлением 3,5 кг/см² охлаждается в воздушном холодильнике ХВ-12 до 50 °С. Далее пентан-гексановая фракция насосами Н-13/1,2 направляется в водяной холодильник Х-17. В нем пентан-гексановая фракция охлаждается до температуры 40 °С и далее выводится с установки в товарный парк.

3.8. Узел получения пропана

Две производственные линии узла получения пропана представляют собой колонны депропанизаторы, предназначенные для разделения пропан-бутановой фракции на пропановую фракцию и бутан технический. Пропановая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ГОСТ 20448-90.

Поскольку узел получения пропана состоит из двух параллельных ниток, то ниже приводится описание работы только одного потока (рис.3.5).

Пропан-бутановая фракция с блока извлечения изо-пентана прокачивается насосами Н-54/1,2,3 в теплообменник Т-51 где нагревается до 60 °С и поступает на ректификацию в депропанизатор К-51.

Верхний продукт депропанизатора охлаждается до 45 °С в воздушном конденсаторе-холодильнике ХВ-50/1,2,3,4 и поступает в емкость орошения Е-50, где идет разделение газовой и жидкой фаз. Углеводородные газы направляются в топливную сеть завода.

Одна часть сконденсировавшегося продукта насосом Н-50/1,2 подается в качестве орошения в депропанизатор К-51, а балансовое количество пропановой фракции охладившись в водяном холодильнике Х-52 до 40 °С направляется в парк готовой продукции.

Необходимое количество тепла в куб депропанизатора подводится циркулирующим потоком нижнего продукта колонны, который подогревается в термосифонном испарителе Т-52. Балансовое количество нижнего продукта, отвечающего требованиям ГОСТ на бутан технический, откачивается насосами Н-52/1,2 и после охлаждения в теплообменнике Т-51, воздушном холодильнике ХВ-52 и водяном холодильнике Х-51 выводится в парк.

3.9.Вариант модернизации отстойника для выделения свободной метанольной воды

Анализируя схему переработки нефтегазоконденсатной смеси на Сургутском ЗСК с точки зрения определения оптимального места для выделения из продуктов переработки свободной метанольной воды можно предположить, что для отделения воды и растворенного в ней метанола наиболее целесообразной была бы установка дегидраторов на площадке головной установки переработки углеводородного сырья Сургутского ЗСК УСК-1,2, как это реализовано на всех НПЗ (установки ЭЛОУ-АТ или ЭЛОУ-АВТ). Однако этот вариант потребует значительных капиталовложений, поскольку две установки стабилизации конденсата завода включают в свой состав 7 технологических ниток. Привязка нескольких технологических ниток к одному блоку дегидраторов значительно усложнит технологический процесс, вследствие того, что не всегда все технологические нитки

работают в одном режиме. На различных технологических нитках в зависимости от их производительности, а также необходимого качества и объема отбора широкой фракции легких углеводородов, реализуются различные технологические режимы. Кроме того, выведение из работы на капитальный ремонт по определенному графику технологических ниток приведет к «рваному» режиму работы дегидраторов и естественно к снижению эффективности отделения воды.

Другим возможным местом установки сепарирующих устройств является существующее емкостное оборудование Е-10 – Е-30 на установках БИИ и УПП, которые представляют собой полые горизонтальные емкости диаметром 3м с эллиптическими днищами. Такое решение позволяет устранить негативные последствия присутствия свободной метанольной воды в углеводородной фазе с минимальными затратами средств, поскольку обработке будет подвергаться относительно небольшой поток углеводородной фазы.

Процесс выделения свободной воды из потока ШФЛУ имеет свои существенные особенности, а именно:

- разделяемые фазы практически не содержат в своем составе загрязнений, склонных к адгезии на твердых поверхностях и способных забить межполочное расстояние тонкослойного модуля;
- содержание твердых примесей в разделяемой среде незначительно, что позволяет обойтись без организации выгрузки твердого осадка в межремонтный период.

Как было показано в 1 главе, наиболее эффективным и наименее затратным методом выделения свободной воды из ШФЛУ является метод гравитационного отстаивания с применением тонкослойных отстойников.

В связи с вышесказанным наиболее приемлемым, представляется монтаж внутри емкости сепарирующей насадки – гофрированных пластин из фольги нержавеющей стали, устанавливаемых в каркасе.

При этом сепарирующие пластины (рис. 3.7) [103,105] могут быть расположены на небольшом расстоянии друг от друга при минимальном угле наклона их к горизонту, что существенно повышает эффективность процесса отстаивания [86,87,90].

При таком конструктивном исполнении ШФЛУ движется в зазорах между гофрированными пластинами, а выделяющаяся метанольная вода собирается в нижних впадинах гофров и за счет

наклона пластин стекает в зазоры между пакетами пластин, собираясь в нижней части сепаратора.

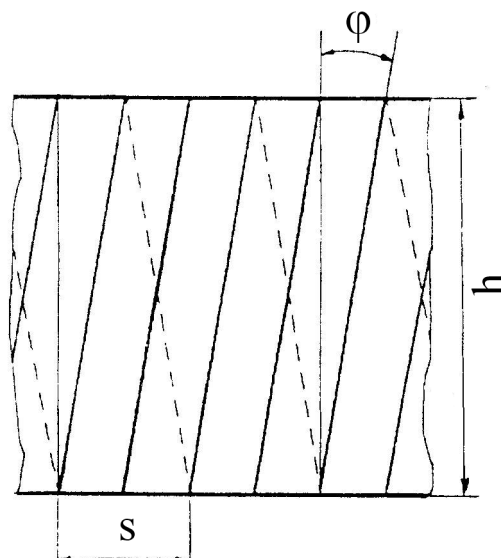


Рис. 3.7. Регулярная гофрированная насадка.

φ – угол наклона вершин гофров к краю пластины, s – шаг между гофрами, h – ширина пластины.

Длина отстойной зоны, геометрические характеристики сепарирующей насадки, оптимальные гидродинамические условия проведения процесса отстаивания определяются расчетным путем.

На рис. 3.8 показано расположение аналогичных сепарирующих блоков в промышленном отстойнике, внедренном на ОАО «Нижнекамскнефтехим».



Рис. 3.8. Расположение сепарирующих блоков

Сепарационные блоки выполняются в виде закрепленных в специальной каркасной конструкции пакетов тонких металлических пластин из нержавеющей стали. Геометрия пластин и специально организованная ориентация их в объеме позволяют в десятки раз увеличить эффективность реконструированных отстойников.

Повышение эффективности происходит за счет использования нескольких эффектов. Оригинальная перекрестная ориентация сепарационных пластин эффективно секционирует объем отстойника, препятствуя образованию циркуляционных токов. Это создает благоприятные гидродинамические условия для разделения фаз. Ввиду малого расстояния между пластинами, (минимальный зазор 7,5 мм, максимальный - 60 мм), резко уменьшается высота всплытия или осаждения капель и частиц, что позволяет эффективно сепарировать капли и частицы, размером 20 мкм и менее.

Забиванию межпластинчатого пространства препятствует крутой угол наклона пластин, а также их специальная гибкая конструкция сепарационных блоков.

ГЛАВА 4

МОДЕРНИЗАЦИЯ ОТСТОЙНИКОВ БЛОКА ИЗВЛЕЧЕНИЯ ИЗО-ПЕНТАНА И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ

Рассмотрены варианты модернизации сырьевых емкостей Е-10-Е-30 третьей технологической нитки блока извлечения изо-пентана Сургутского ЗСК. Сделан анализ работы установки разделения ШФЛУ до модернизации отстойников и после модернизации. Показано значительное снижение энергозатрат на разделение ШФЛУ.

4.1. Технические решения по модернизации

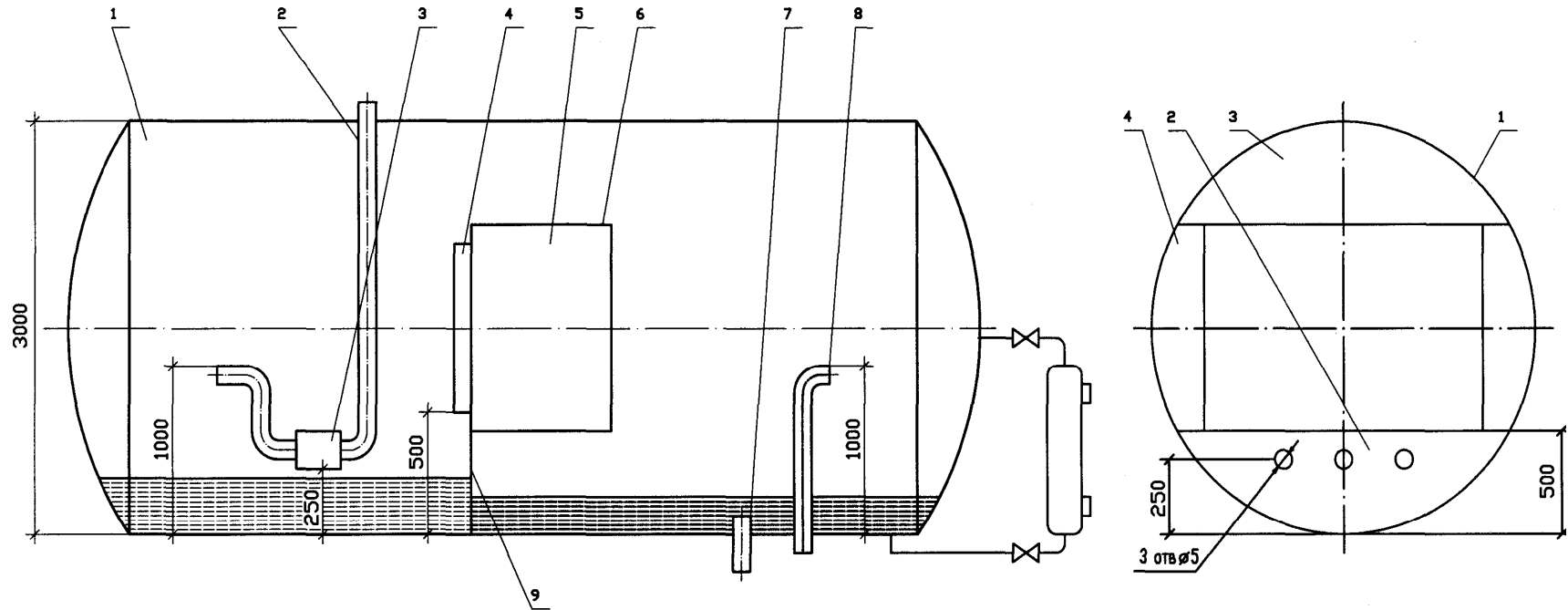
Выбор данной нитки для практической реализации определялся исходя из того, что объективно наибольшее содержание воды отмечено именно в сырье третьей технологической нитки. Более высокое содержание воды определяется конструктивной особенностью отбора сырья на первую и вторую технологические нитки осуществляемой с верхней образующей трубопровода, тогда как поток воды движется по нижней образующей.

Принципиальная схема модернизированного отстойника (емкости) представлена на рис. 4.1.

В сырьевой емкости 1 с трубопроводом 2 подачи ШФЛУ смонтированы внутренние устройства, состоящие из следующих узлов: эжектора 3, коагулятора 4, каркаса 5, заполненного насадкой 6. Через патрубок 7 производится регулирование уровня отсепарированной воды. Патрубок 8 слива отсепарированной воды расположен позади сепарационной зоны, отделенной от коагуляционной зоны перегородкой 9. Слив очищенного продукта производится через трубопровод, оканчивающийся прямым отводом, направленным к торцевой стенке аппарата.

Сырье (ШФЛУ) в емкость 1 подается по трубопроводу 2 через установленный на трубопроводе эжектор 3. Эжектор предназначен для подачи внутрь питающей трубы 2 отстоявшейся воды со дна емкости. При этом внутри трубы создается зона повышенной турбулентности с повышенной концентрацией дисперсной водной фазы, накопленной в сепарационной зоне до уровня не менее 200мм. Для равномерного распределения потока жидкости в поперечном сечении емкости выход эжектора 3 выполнен концентрично-противопоточно.

Схема установки насадки в сырьевой емкости БИИ СЗСК



- | | |
|---------------------------------|--|
| 1 - Емкость Е-20 | 6 - Каркас |
| 2 - Трубопровод подачи продукта | 7 - Слив воды |
| 3 - Эжектор | 8 - Трубопровод слива отсепарированного продукта |
| 4 - Коагулятор | 9 - Перегородка |
| 5 - Насадка | |

Рис. 4.1. Принципиальная схема модернизированного отстойника

Равномерно распределенный по сечению емкости 1 поток водной дисперсии в ШФЛУ поступает на поверхность коагулятора 4, представляющего собой развитую поверхность в виде тонкой металлической сетки. На сетке происходит дополнительное укрупнение мелких частиц воды и, таким образом, еще большее сужение фракционного состава водной дисперсии и подготовка ее для сепарации в слое сепарационной регулярной насадки 5.

Регулярная насадка 5, представляет из себя тонкие гофрированные металлические листы, уложенные гофрами послойно-перекрестно, многоярусно в четырех продольных секциях внутри каркаса 6.

Насадки имеет минимальный угол наклона гофр, что в максимальной степени препятствует загрязнению ее поверхности нерастворимыми включениями, присутствующими в ШФЛУ.

Осаждаемая водная фаза под действием силы тяжести сползает по наклонным впадинам гофров в нижнюю часть аппарата.

Минимальное количество точек пересечения гофров в пакетах уменьшает загрязнение насадки и увеличивает период работы отстойника между плановыми чистками. Кроме того, минимальная фиксация поверхности насадки в точках пересечения гофров способствует возникновению колебаний тонких пластин насадки за счет турбулентных пульсаций жидкой фазы, облегчающих перемещение выделенной дисперсной фазы из сепарационной зоны. Конструкция насадки защищена свидетельством на полезную модель [105].

Расстояние между пластинами насадки и длина насадочной зоны рассчитаны на основе приведенной в главе 2 математической модели сепарации.

В основу расчета заложен профиль скорости ШФЛУ в емкости Е-30, определенный с помощью программного продукта «PHOENICS – 3.3».

Коагуляционная зона внизу емкости имеет перегородку 9 высотой 400мм и обеспечена устройством регулирования уровня воды 200 ± 100 мм (рис. 4.2.).

Слив отсепарированной воды через трубопровод 9 производится посредством прямого отвода, установленного соосно с емкостью и направленного противопоточно.

Выделение дисперсной водной фазы из ШФЛУ происходит следующим образом. В питающем трубопроводе 2 движение ШФЛУ происходит в интенсивном турбулентном режиме. При этом частицы дисперсной фазы сталкиваются за счет турбулентных пульсаций друг с другом. За счет дополнительной подачи в трубопровод отстоявшейся

воды с помощью эжектора 3 в трубопроводе создается повышенная концентрация дисперсной фазы, что увеличивает вероятность столкновения частиц с последующей их коагуляцией.

Подаваемая с помощью эжектора вода распадается внутри трубопровода на мелкие капли, характерный диаметр которых оценен в приведенных выше расчетах в пределах 500-1000 мкм, т.е. намного больше капель, исходно присутствующих в потоке ШФЛУ. Образование новых капель происходит как за счет разрушения формируемых в эжекторе струй воды, так и за счет дальнейшего дробления капель турбулентными пульсациями потока сплошной фазы.

Ввиду того, что вновь образуемые капли воды являются достаточно крупными, дальнейшее их выделение в сепарационной зоне при тонкослойном отстаивании не создает дополнительной сложности.

После выхода из питающего трубопровода 2 поток ШФЛУ достаточно равномерно распространенный по сечению емкости проходит свободную зону аппарата, где происходит выпадение самых крупных капель воды. Далее поток ШФЛУ входит в сепарационную зону, образованную четырьмя параллельными секциями регулярной насадки.

Регулярная насадка одновременно выполняет несколько функций. Во-первых, она создает условия для тонкослойного отстаивания, на два порядка уменьшая высоту осаждения капель воды. Во-вторых, листы насадки осуществляют продольное секционирование рабочего объема емкости, разрушая вихреобразные перемещения жидкости. При этом создаются наиболее благоприятные гидродинамические условия для осаждения капель в ламинарном потоке ($Re < 100$), что также положительно сказывается на эффективности осаждения. Кроме того, как было сказано выше, при движении эмульсии вдоль близко расположенных поверхностей создаются условия для градиентной коагуляции мелких капель на поверхности насадки, покрытой тонкой водной пленкой.

Выделившаяся на поверхности гофрированных листов насадки вода собирается в углубления гофров. За счет наклона листов насадки по отношению к горизонтальной плоскости вода по впадинам гофров стекает на дно емкости.

По мере накопления отстоявшаяся вода перетекает через перегородку 9 и отводится по мере превышения заданного уровня через патрубок 7.

Уровень отделенной воды в задней по ходу движения ШФЛУ части емкости регулируется автоматически. Схема автоматизации приведена на рис. 4.2.

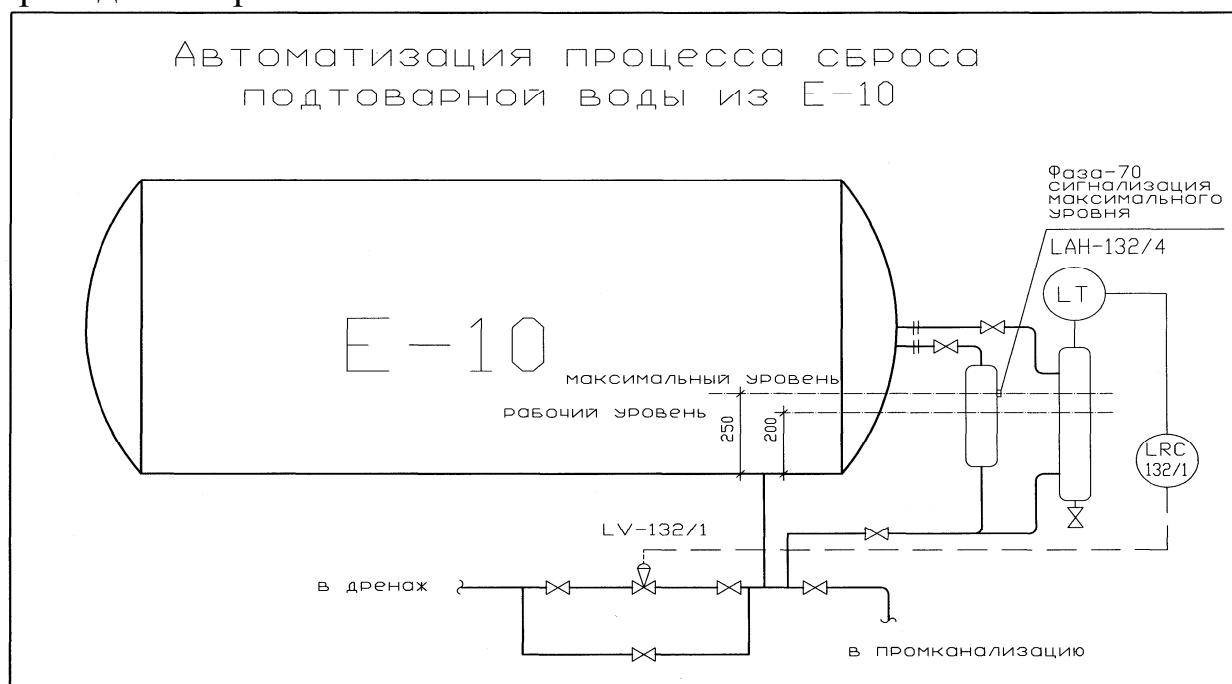


Рис. 4.2. Схема автоматизации

Все узлы и детали внутренних сепарационных устройств емкости Е-30 выполнены из нержавеющей стали 12Х18Н10Т.

4.2. Промышленные испытания отстойника Е-30 и энергосбережение

Для определения фактической эффективности отделения взвешенной воды на реконструированной сырьевой емкости Е-30 третьей технологической нитки блока извлечения изо-пентана в период с 10 по 14 октября 1999 года были проведены опытно-промышленные исследования. Эффективность водоотделения смонтированной в емкости Е-30 насадки определяли в сравнении с ШФЛУ отобранного после сырьевой емкости Е-20 второй технологической ниткой БИИ. В период испытаний загрузки технологических ниток БИИ варьировались в диапазоне от 80 до 120 м³/ч.

Результаты проведенного опытного пробега после монтажа насадки приведены в табл. 4.1.

Из приведенных результатов следует, что тепловая нагрузка на подогревание снижена на 0,3 т/час, а испарителе – 0,5 т/час. За год эксплуатации это дает около 6000 тонн экономии греющего пара.

Таблица 4.1

	Ед. изм.	До модернизации	После модернизации
Содержание воды: в ШФЛУ в пропан-бутановой фракции	% масс. % масс.	2,5 2,9	следы следы
Тепловая нагрузка подогревателя исходной смеси Т-10 (расход греющего пара)	т/час	13,8	13,5
Тепловая нагрузка испарителя И-10 (расход греющего пара)	т/час	12,5	12

На первоначальном этапе опытно-промышленных исследований отмечена низкая стабильность процесса водоотделения от углеводородной фазы. Это объясняется тем, что в период промышленных исследований отмечалось аномально низкое поступление воды содержащейся в нефтегазоконденсатной смеси – сырья завода. В этих условиях накопление воды на дне реконструированной емкости происходило крайне медленно, что значительно снизило эффективность работы эжекционного узла. С достижением на дне емкости Е-30 минимально необходимого уровня отстоявшейся воды для работы эжектора эффективность и стабильность процесса сепарации отстойника значительно возросла. В этот период содержание воды в ШФЛУ отобранной после реконструированной сырьевой емкости третьей технологической нитки БИИ, по данным лабораторного аналитического контроля, снизилось до показателя «следы».

С целью подтверждения эффективности действия насадок и эжекционного узла предложено осуществить дополнительную подачу воды в углеводородный поток.

Эффективность работы эжекционного узла была подтверждена тем, что во время промышленных испытаний до того момента, пока на дне емкости не собирался достаточный для работы слой отстоявшейся воды, была значительно ниже.

Результаты аналитического контроля проводимого лабораторий производства – ОТК показали, что содержание воды в потоке после Е-30 снизилось до значений «следы» при разных загрузках третьей технологической нитки БИИ.

Содержание воды в углеводородной среде определяемого жидкого остатка после прохождения потока через насадочные элементы емкости Е-30 снижается более чем в два раза.

По результатам пробега можно сделать вывод об эффективной работе насадки по удалению взвешенной воды из ШФЛУ, возможности уменьшения содержания метанола в продукте после Е-30, за счет растворения метанола в воде (подаваемой в приемный трубопровод) и удалению взвешенной метанольной воды из продукта.

С учетом положительных испытаний выполнена аналогичная модернизация сырьевых емкостей Е-10 и 20.

4.3.Модернизация отстойников Е-10 и Е-20

В 2001 году выполнена модернизация сырьевых емкостей Е-10 и Е-20 БИИ. Схема работы и конструкция аналогична отстойнику, изображенному на рис. 4.1.

В период опытного пробега проведен детальный анализ составов жидкого остатка. Методом хроматографического анализа жидкого остатка пропан-бутановой фракции определено, что основным его компонентом является метанол (80-94 % масс.). При этом содержание растворенной в углеводородной фазе воды составляет от 2,85 до 18,12 % масс.

Исследование жидкого остатка пропановой фракции, объемная доля которого превышает требования ГОСТ 20448-90 до трех раз, показали, что он на 95 % масс. состоит из метанола, а концентрация воды достигает 3,86 % масс.

По результатам пробега отмечено, что концентрация метанола в углеводородной фазе жидкого остатка после сырьевых емкостей снижается в 20 раз. Этот результат может быть объяснен только тем, что метанол практически неограниченно растворяется в воде. В связи с этим отделенная от углеводородной фазы вода должна содержать значительное количество метанола. Определенная по плотности дренажной воды концентрация метанола (по справочным данным) составляет от 68 до 97 % масс.

Исходя из условий процесса ректификации, распределение компонентов происходит в соответствии с их температурами кипения.

Метанол, имеющий температуру кипения, в стандартных условиях $64,7^{\circ}\text{C}$, должен концентрироваться в пентан-гексановой фракции (температура кипения гексана $68,7^{\circ}\text{C}$). Однако данные лабораторного анализа свидетельствуют о концентрировании метанола во фракции пропана. Этот факт объясняется образованием азеотропной смеси – нераздельнокипящая смесь. Таким образом, уменьшение объемной доли жидкого остатка в товарном пропане возможно только за счет:

- водной отмывки с последующей сепарацией водометанольной смеси;
- применение других ингибиторов гидратообразования на промыслах (практически неосуществим так как требует заново обустроить действующие месторождения);
- строительство комплексной установки очистки и осушки ШФЛУ от метанола (стадия осушки необходима для избежания образования гидратов в трубопроводах).

Результаты аналитического контроля технологических потоков установки БИИиУПП показали высокую эффективность по отделению свободной воды в реконструированных сырьевых емкостях Е-10, Е-20 и Е-30. При стабильном технологическом режиме работы установки, сепарирующие насадки полностью отделят взвешенную воду и растворенный в ней метанол. Остаточная влага и метанол в потоке ШФЛУ после сырьевых емкостей оценивается на уровне предела растворимости в условиях показателей технологического процесса.

Учитывая положительные результаты промышленного использования сепарирующих насадок в сырьевых емкостях установки БИИиУПП Сургутского ЗСК можно рекомендовать использование разработанных технических решений на других предприятиях нефтегазопереработки.

В оборудованных сепарационными блоками отстойных емкостях резко повышается интенсивность процесса разделения. Разделение суспензии происходит в десятки раз быстрее, чем в «пустых» отстойниках. При необходимости одна такая модернизированная емкость может заменить значительное количество обычных отстойников и отстойных резервуаров больших объемов.

ГЛАВА 5

ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ МОДЕРНИЗИРОВАННОЙ СХЕМЫ

В данной главе кратко рассмотрены энергосберегающие мероприятия при переработке и разделении углеводородных смесей в промышленности. Приведены примеры по повышению эффективности технологических установок и энергосбережению [91-100].

5.1. Основные подходы к энергосбережению

Потребление топлива на производство энергетических ресурсов в нашей стране достигло огромной величины. При этом надо помнить, что речь идет, главным образом, о не возобновляемых природных богатствах. Чтобы поддержать экономику страны на должном уровне, топливо приходится добывать в отдаленных, необжитых районах с тяжелыми климатическими условиями и неразвитой инфраструктурой. Развитие топливно – энергетического комплекса поглощает до 40 % капиталовложений, отпускаемых промышленности, около 70 % производимых труб, значительную часть продукции машиностроения.

Поэтому сегодня осуществление мероприятий по экономии топлива и энергии становится крайне актуальным и необходимым [91-98]. Применение энергосберегающих технологий, вывод из эксплуатации устаревшего энергоемкого оборудования, дизелизация моторного парка и утилизация вторичных энергоресурсов приводят к экономии энергоресурсов. В последние годы степень эффективности производства органических продуктов в нефтехимической промышленности зачастую характеризуются так называемым нефтяным эквивалентом (н.э.), под которым понимается совокупность энергетических затрат на всех стадиях производства продукта и сырьевых затрат, эквивалентная по теплотворной способности определенному количеству нефти.

Отечественные нефтеперерабатывающие и нефтехимические производства весьма энергоемки, что свидетельствует о больших возможностях снижения энергозатрат. Затраты на энергетические ресурсы в нефтехимии составляют около 60 % от затрат на сырьевые ресурсы. Ниже в табл. 5.1 приведены данные, показывающие расход

нефти на производство некоторых видов нефтехимической продукции (в % от общей переработки нефти).

Таблица 5.1.

Производимый продукт	Нефть как сырье	Нефть как энергетическое средство
Этилен и пропилен	2,2	0,75
Бензол и толуол	1,1	0,5
Ксилолы	0,3	0,11
Синтетические жирные кислоты	0,16	0,13

В процессах переработки нефти и нефтехимии фактический расход энергоресурсов значительно превышает теоретически необходимый. Фактические затраты энергоресурсов примерно в 1,7 – 2,6 раза превышают теоретически необходимый минимум. Так как в промышленности лишь 43 % энергоресурсов расходуется полезно, а остальное количество либо трансформируется в различного вида потоки, энергию которых невозможно использовать, либо же теряется.

Для решения проблем связанных с экономией топлива и энергии необходимо разрабатывать и последовательно осуществлять комплексную энергосберегающую политику.

Основные принципы этой политики применительно к нефтеперерабатывающим и нефтехимическим производствам целесообразно разбить на 3 группы [98].

Совершенствование технологии с целью снижения удельной энергоемкости

Осуществление поставленной задачи требует комплексных усилий исследователей, проектировщиков и эксплуатационников. Основы снижения энергозатрат в процессах нефтепереработки и нефтехимии должны быть заложены, главным образом на стадии исследований, опытно – конструкторских разработок, проектирования. Рассмотрим важнейшие направления этих работ.

Выбор оптимального вида сырья. Серьезнейшее влияние на расход энергоресурсов оказывает правильный выбор сырья для процесса нефтепереработки и нефтехимии. Выбор оптимального сырья является одним из существенных элементов при разработке

энергосберегающей технологии. Поэтому следует анализировать альтернативные варианты производства однотипной продукции из различных видов сырья, оценив энергозатраты в этих вариантах по замыкающим затратам, и выбрать оптимальный вариант.

Замыкающие затраты – экономический показатель, характеризующий оценку расходов в народном хозяйстве по обеспечению дополнительной потребности в различных видах ТЭР.

Сырье, применяемое в процессах нефтепереработки и нефтехимии, должно обеспечивать:

- минимальное число стадий переработки в конечный продукт;
- агрегатное состояние, требующее наименьших энергетических затрат;
- максимум энергии, то есть минимальное рассеяние или переход энергии в такую, из которой ее нельзя регривировать;
- высокую селективность переработки и минимальную потерю энергии с побочными потоками и продуктами;
- низкий энергетический барьер, обеспечивающий невысокие энергозатраты на протекание процесса;
- максимальную концентрацию целевого продукта в реакционной смеси.

Одним из важных элементов энергосберегающей технологии является подготовка сырья. Тщательно подготовленное сырье (по химическому и агрегатному составу, содержанию примесей), как правило, обеспечивает снижение энергозатрат в целом. Так например, подготовка сырья для производства ароматических углеводородов (гидроочистка, четкое фракционирование) обеспечивает снижение суммарных энергетических затрат на 23 %.

Применение более эффективных катализаторов. Сегодня около 85 % промышленных процессов в области переработки нефти и нефтехимии протекает в присутствии катализаторов. Повышение активности катализатора, его селективности и стабильности приводят к снижению удельных энергозатрат. Так, например, в процессе каталитического риформинга, повышение селективности катализатора на 1 % приводит к понижению энергозатрат на 1,8 %, а повышение активности катализатора на 1 % обеспечивает снижение энергозатрат на 2,9 %.

Благоприятно влияет на уровень энергозатрат переход на гомогенный катализ. Гомогенные катализаторы ускоряют протекание каталитического процесса, не требуют столь высоких температур и связанных с ними расходов энергии как гетерогенные катализаторы.

Использование гомогенных катализаторов, приводит к устранению необходимого для гетерогенного катализатора цикла регенерации, который характеризуется непроизводительными затратами энергосредств.

Применение более эффективных физико-химических процессов выделения готовой продукции. На стадию выделения готового продукта в большинстве процессов нефтепереработки и нефтехимии приходится от 30 % до 50 % общих энергетических затрат. Особенно энергоемким является процесс ректификации. Одно из важных направлений снижения энергозатрат заключается в оптимизации процесса ректификации. По мере повышения степени разделения разность стоимости конечных продуктов и сырья растет. При этом одновременно увеличиваются и энергетические затраты. Разность дифференциалов стоимости продуктов и энергоресурсов, отнесенная к стоимости сырья, имеет определенный максимум, который служит критерием оптимизации.

Другим направлением экономии энергоресурсов в процессах разделения может быть замена крайне энергоемкого процесса ректификации, отличающегося значительными безвозвратными потерями энергии, на процессы экстракции или сорбции и других, характеризующимися гораздо меньшими потерями энергии.

Применение комбинированных процессов, установок и производств. Существенную роль в снижении расхода энергоресурсов играет комбинирование химических процессов, установок и производств.

Экономия энергоресурсов от комбинирования процессов достигается за счет сокращения затрат на промежуточное разделение продуктов реакции, за счет улучшения условий управления процессом и увеличения концентраций производства.

Например, сочетание в одном реакционном объеме получения альдегидов оксосинтезом с одновременным гидрированием последних приводит к снижению расхода электроэнергии в 2раза, тепловой энергии на 30 % и охлаждающей воды на 40 % по сравнению с раздельной схемой получения альдегидов и их последующего гидрирования в спирты.

Особенно важным следствием комбинирования, приводящим к заметному снижению расхода энергоресурсов, является сокращение числа стадий переработки исходного сырья в конечную продукцию. Так, переход на одностадийное дегидрирование бутана в бутadiен

обеспечивает экономию по крайней мере 22 % энергоресурсов, потребных на осуществление двухстадийного процесса.

Применение более совершенных видов оборудования. Теплообмен, нагрев, охлаждение, транспортировка реагирующих потоков и полученных продуктов реакции производится в определенных типах оборудования, от особенностей которого во многом зависит уровень энергозатрат.

Совершенствование методик расчета химической аппаратуры, снижение необоснованных запасов мощности и размеров, уменьшение массы и габаритов аппаратуры служит дополнительным резервом экономии энергии.

Следующий фактор, влияющий на снижение энергопотребления, является совершенствование условий эксплуатации оборудования. По различным причинам (недостаток сырья, затруднения с отгрузкой продукции, несоответствия в производственной мощности отдельных участков и так далее) оборудование часто не работает на максимальной загрузке, между тем расход энергоресурсов далеко не всегда снижается синхронно со снижением загрузки оборудования. Для снижения энергозатрат необходимо предусматривать (там, где это возможно) автоматическое снижение расхода энергоресурсов синхронно со снижением нагрузки оборудования на сырье.

Выше были подробно рассмотрены все аспекты создания энергосберегающих процессов в нефтепереработке и нефтехимии, зависящие от химизма, технологии и особенностей применяемого оборудования. Вторым серьезным направлением создания энергосберегающей технологии является улучшение использования энергоресурсов.

Повышение эффективности использования энергоресурсов

Сформулированная задача должна решаться по двум направлениям:

- 1) совершенствование систем использования первичных энергетических ресурсов;
- 2) максимальная утилизация вторичных энергетических ресурсов (ВЭР).

Первая задача решается в условиях нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств повышением к.п.д. преобразующих устройств: технологических печей, парогенераторов, пароперегревателей. Она может быть достигнута за счет

совершенствования конструкций агрегатов, подбора благоприятного технологического режима, оптимальных типов горелочных устройств, минимизацией коэффициента избытка воздуха, снижение безвозвратных потерь топлива.

Не менее важен правильный выбор исходного первичного энергоносителя: мазута, газа или угля, а также привода для компрессоров, насосов, газодувок, транспортных линий.

Задача максимальной утилизации побочных или вторичных энергетических ресурсов (ВЭР) в нефтепереработке и нефтехимии представляет важнейшую задачу, так как в ВЭР, к сожалению, переходит большая часть применяемой (первичной) энергии.

В производствах нефтепереработки и нефтехимии известны следующие виды ВЭР:

- отходящие дымовые газы технологических печей;
- отработанный пар от ректификационных колонн, вакуумных систем, нагревателей;
- паровой конденсат;
- физическая теплота охлаждающей воды;
- физическая теплота продуктовых потоков;
- избыточное давление реакционных потоков;
- горючие отходы (сбросные газы, побочные углеводородные жидкие продукты);
- отходящий с установок нагретый воздух.

В производстве олефинов количество ВЭР достигает 0,7 т.у.т. на 1 т. готовой продукции, в производстве бутадиена двухстадийным дегидрированием бутана 2,1 т.у.т./т бензола.

Образующиеся в производствах нефтепереработки и нефтехимии вторичные энергоресурсы можно использовать или непосредственно в виде топлива, или же преобразовывать в иные энергоносители в утилизационных установках. Направление преобразования вторичных энергоресурсов зависит от трех факторов:

- количества ВЭР, образующихся в единицу времени;
- степени непрерывности их получения;
- температурного уровня.

Для утилизации высокотемпературных ВЭР используются котлы-утилизаторы. Доля (в %) потребности тепловой энергии, обеспеченной за счет использования ВЭР, для различных предприятий приведена ниже:

Стерлитамакский завод СК	21,2	Мозырский НПЗ	28,1
ТПО «Синтезкаучук»	23,5	Кременчугский НПЗ	21,2

ПО «Нижнекамскнефтехим» 30,7 ПО «Куйбышевнефтеоргсинтез» 25,9

Значительная часть ВЭР, образующиеся в производствах нефтепереработки и нефтехимии, обладает низким температурным потенциалом (дымовые газы с температурой ниже 300 °С, жидкости с температурой ниже 90 °С, воздух с температурой 60 – 70 °С). В границах технологических установок теплота столь низкого потенциала не находит применения. Путями использования таких ресурсов служит получение на их основе горячей воды для производственных или хозяйственных нужд (например, для отопления теплиц) или же нагрев промежуточных теплоносителей с последующей передачей ими теплоты.

Организация энергоснабжения в нефтепереработке и нефтехимии

Большая часть энергосберегающих принципов в технологии нефтепереработки и нефтехимии должна закладываться на стадии научно – исследовательских, опытно – конструкторных и проектных разработок. Должны определяться конкретные нормативы удельной энергоемкости продукции. Этот показатель необходимо рассчитывать на основе сведений всех видов используемой в процессе энергии к условному топливу, с учетом к.п.д. преобразования. Величина показателя удельной энергоемкости производства химической продукции должна в современных условиях стать не менее важным критерием эффективности будущего процесса, чем применяемые ныне показатели себестоимости и удельных капиталовложений.

Следующим фактором, определяющим энергосберегающую политику в производствах, служат совершенствование технологического энергоиспользующего оборудования, увеличения степени концентрации производства и надежности применяемых агрегатов.

Необходимо также лучше организовать эксплуатацию энергохозяйства промышленных предприятий. Этот фактор приведет к конкретным результатам лишь при наличии хорошо организованной и продуманной системы приборного энергетического учета. Энергоемкость становится сейчас одной из главных характеристик деятельности нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий и должна задаваться в виде предельного норматива по производствам и установкам.

Очень серьезная задача заключается в разработке действительных экономических мер стимулирования за создание энергосберегающих процессов.

5.2. Энерго-и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ

Ниже рассмотрены основные подходы и примеры энерго - и ресурсосбережения при проведении процессов тепло - и массообмена (ректификация, абсорбция и др.) и очистки веществ в промышленных установках. Обсуждаются варианты модернизации контактных устройств и примеры повышения эффективности установок, внедренные в промышленности.

Научный подход к проблеме энерго-и ресурсосбережения приводит к рассмотрению задачи на различных иерархических уровнях, которые классифицируются следующим образом: [91]

1. Наномасштаб (молекулы);
2. Микромасштаб (частицы, капли, пузыри);
3. Мезомасштаб (основные процессы и аппараты);
4. Макромасштаб (агрегат, установка, завод);
5. Мегамасштаб (рынок, окружающая среда);

В данной разделе рассматриваются задачи, связанные со вторым, третьим и четвертым уровнями.

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж.Гиббс, Ж.Гюи, А.Стодол, Ф.Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М.Бродянского (Россия), Я.Шаргута (Польша), В.Фратчера (Германия), Ю.Г. Назмеева и И.А. Конахиной (Россия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат [91-96]:

1. увеличение поверхностей аппаратов, времени протекания реакции, применением более активных катализаторов и т.п. Все эти способы позволяют приблизиться к равновесию при выходе из аппарата, но не всегда дают возможность снизить энергозатраты;
2. изменение технологического режима, оптимизация существующих производств, что не связано с изменением технологической схемы;

3. поиск новых, более совершенных технологических схем, возможно включающие подсистемы рекуперации вторичных энергоресурсов. Идеальным вариантом организации производства является энергообеспечение за счет экзотермических процессов;

4. применение совмещенных процессов, которые позволяют сократить не только энергетические затраты, но и капитальные.

Энергетическая эффективность производства определяется тем, насколько полно используется подаваемая извне и производимая внутри энергия, то есть насколько низки потери энергии.

Энергетические потери принято разделять на две группы, а именно:

- внешние, связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой;
- внутренние, связанные с необратимостью любых реальных процессов, протекающих внутри системы.

Значения внешних и внутренних потерь вычисляют на основании первого и второго начала термодинамики, соответственно.

К внешним потерям относят те, которые связаны с потерями через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и т.д.

Эксергетический метод анализа позволяет оценить степень использования энергии, ее потери, а так же получить распределение этих потерь по отдельным аппаратам производства, то есть выявить наименее эффективные из них [93]. Пример эксергетического анализа работы установки разделения углеводородной смеси на Сургутском ЗСК показан в пятой главе.

Основными процессами разделения на индивидуальные компоненты жидких, газовых и паровых смесей являются ректификация, абсорбция и экстракция. В нефтепереработке ректификация используется в основном для разделения углеводородной смеси на фракции. Причем, по энергозатратам процесс ректификации значительно превосходит все остальные процессы. Так например: на ректификацию расходуется до 30 % всех энергозатрат НПЗ, в США на ректификацию расходуется более 3 % всей произведенной энергии.

Расчеты показывают, что в среднем потребление греющего пара на одну атмосферную колонну диаметром 1,4 метра ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму затрат на пар более 110 тыс.евро в год [96].

При увеличении диаметра колонны в два раза потребление энергии повышается в четыре раза. В настоящее время на предприятиях

химической, нефтехимической и газовой отраслей промышленности встречаются колонны диаметром более 5-6 метров. Отсюда следует вывод, что снижение энергозатрат только на 10 % даст экономический эффект несколько сотен тысяч евро в год только на одной установке разделения.

Основными источниками энергосбережения при ректификации являются: снижение флегмового числа за счет повышения КПД колонны, использования тепла паров верха колонны, использование комплексов со связанными тепловыми потоками (минимизация энергозатрат), совмещенные (с абсорбцией, экстракцией и химической реакцией) процессы, рекуперация тепла и холода, снижение гидравлического сопротивления колонн, изменение последовательности разделения, очистки сырья и теплоносителей от дисперсной фазы и т.д.

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [94-96]:

1. *Минимальная реконструкция КУ* (контактных устройств) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5 – 10 %. В качестве минимальной реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях: секционирование потоков; изменение формы и высоты перегородок; установка отбойников; организация второй зоны контакта фаз; оптимизация свободного сечения КУ.

Эти мероприятия улучшают гидродинамическую обстановку на контактных устройствах и, как следствие, повышается эффективность разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и затраты на греющий пар в кипятильнике колонны.

Минимальная реконструкция характеризуется малыми затратами средств и может быть выполнена во время планового капитального ремонта установки.

Можно привести пример минимальной модернизации клапанных тарелок на колонне ГФУ (газофракционирующей установки) Тобольского нефтехимкомбината которая без капитальных затрат позволила повысить производительность на 18-20 % [99]. Модернизация заключалась в том, что последние ряды клапанов у сливных перегородок смонтированы в перевернутом состоянии. Это обеспечило дополнительный переток жидкости с тарелки на тарелку и вторую зону контакта фаз. За счет повышения эффективности разделения энергозатраты на единицу продукции снижены на несколько процентов.

2. *Оптимизация режимов работы* может дать снижение энергозатрат до 10-30 %. Такими мероприятиями являются: оптимизация флегмового числа в зависимости от расхода и состава питания; оптимизация давления, при котором проводится процесс разделения;

3. *Оптимизация технологической схемы*. Особо актуальна при разделении многокомпонентных смесей, когда применяют несколько связанных колонн. Снижение энергозатрат может достигнуть до 20-60 %. При оптимизации обычно решаются следующие задачи: выбор тарелок питания; организация по высоте ректификационной колонны подвода и отвода тепла; ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, т.е. организация парциального дефлегматора в ней.

4. Среди одних из эффективных, но дорогостоящих мероприятий является замена КУ на новые (последующая экономия энергоресурсов до 30-50 %): нерегулярные насадки; регулярные (упорядоченные) насадки; вихревые КУ; КУ с нестационарным взаимодействием фаз и др.

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн [94-96].

5. Очень перспективным является направление *совмещения различных процессов* в одном аппарате. Например: реакционно-массообменные процессы могут обеспечить снижение используемого тепла до 70-80 % за счет использования тепла химической реакции и т.д.

6. *Рекуперация тепла* продуктов разделения.

7. *Очистка сырья и теплоносителей* от дисперсной фазы.

Можно привести пример влияния качества теплоносителей на энергосбережение. В производстве этилена на установках газоразделения используются холодильные циклы для создания необходимых температур и давлений теплоносителей. Работа компрессорного оборудования часто вызывает попадание масляной фазы в газовую среду. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла на поверхностях теплообменных аппаратов повышает термическое сопротивление стенок и процесс протекает менее эффективно. Кроме этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки несколько раз в год выполняются внеплановые остановки установки газоразделения, что ведет к

сокращению выпуска этилена. Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволила исключить остановки и потери продукта, повысить эффективность теплообмена, что дает реальный экономический эффект около 200 тысяч евро в год. Сепаратор масляного тумана окупился за три месяца эксплуатации [100]. В сепараторе использовались оригинальные контактные устройства, разработанные в Инженерно – внедренческом центре «Инжехим» (г.Казань) [101-104]. В следующем разделе показано, как за очистки углеводородных смесей от водной фазы достигается значительное снижение энергозатрат на промышленной установке.

5.3. Сравнительный анализ энергетической и термодинамической эффективности схемы переработки нефтегаоконденсатной смеси

В данном разделе рассмотрена технологическая схема блока извлечения изо-пентана и узла получения пропана (рис. 3.6.) до и после модернизации.

Структура внутренних и внешних связей исходной и модифицированной схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси одинаковая и она описывается одной информационно-балансовой схемой (*ИБС*), приведенной на рис.5.1.

ИБС представляет собой ориентированный граф, узлами которого являются элементы оборудования технологической схемы, оказывающие влияние на значимые параметры связывающих их потоков [106]. Данные элементы производят физические или химические изменения в потоках вещества или энергии и, следовательно, являются преобразователями входной информации в выходную. Значения параметров входных и выходных потоков любого элемента оборудования связаны между собой системой балансовых уравнений. Если параметры входных потоков элемента оборудования заданы то, выполнив расчет системы балансовых уравнений, можно найти значения параметров выходных потоков. Таким образом, каждый включенный в *ИБС* элемент оборудования является вычислительным блоком в форме некоторой группы математических операций, для определения неизвестной выходной информации на основе заданной входной. Элементы оборудования, в которых не преобразуется информация, в моделируемом процессе не учитываются.

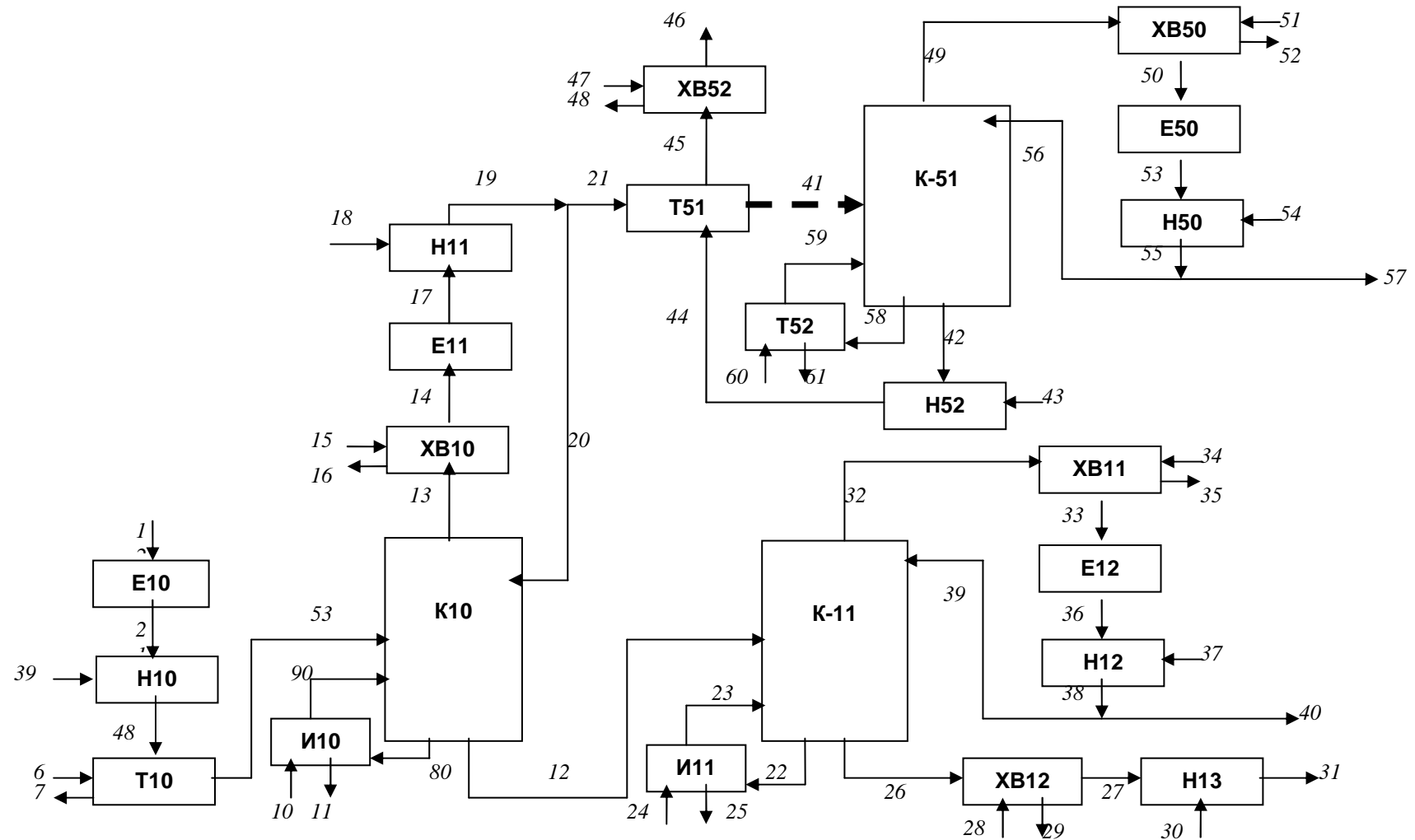


Рис.5.1. ИБС систем переработки нефтегазоконденсатной смеси

Параметры, определяющие состояние потока, называются переменными потока. Типичное множество переменных теплового потока должно включать как минимум один расходный и два термодинамических параметра (температуру и давление).

Механические и электрические связи являются однопараметрическими и характеризуются величиной мощности.

Если материальный поток состоит из нескольких компонентов, то соответствующие параметры задаются для каждого компонента в отдельности.

Поток считается известным в том случае, если все его переменные вычислены как выходные параметры соответствующих информационных блоков или если они приняты заранее.

В зависимости от формулировки задачи в ходе исследования представленная на рис.5.1 *ИБС* может играть роль [107]:

Материального потокового графа (*МПГ*), где *МПГ*- взвешенный по дугам оргграф, который отображает преобразование технологическими операторами общих массовых расходов физических потоков системы. Вершины *МПГ* соответствуют технологическим операторам системы, узлам смешения материальных потоков в трубопроводах, источникам и стокам вещества физических потоков. Дуги *МПГ* соответствуют физическим потокам *ИБС*.

Топливо-энергетического потокового графа (*ТЭПГ*), где *ТЭПГ* - взвешенный по дугам оргграф, отображающий преобразование технологическими операторами системы теплосодержания (или энергоёмкости) потоков теплоты в рассматриваемой системе. Вершины *ТЭПГ* отображают технологические операторы, которые изменяют теплосодержание физических потоков: узлы смешения, внешние и внутренние (т.н. фиктивные) источники и стоки теплоты, а также операторы, которые осуществляют трансформацию тепловой энергии в в иные виды энергии (например, в электрическую энергию). Дуги *ТЭПГ* соответствуют физическим и фиктивным потокам теплоты *ИБС*.

Эксергетического потокового графа (*ЭСПГ*) - взвешенного по дугам оргграфа, отображающего преобразование элементами *ИБС* расходов эксергии физических и фиктивных потоков вещества и энергии, а также потери эксергии в элементах моделируемой системы. Вершины *ЭСПГ* соответствуют технологическим операторам, осуществляющим преобразование расходов эксергии, а также соответствуют внутренним и внешним расходам эксергии. Дуги *ЭСПГ* соответствуют потокам эксергии физических и фиктивных потоков вещества и энергии, а также потерям эксергии в элементах системы.

В табл. 5.2 приведены значения переменных потоков ИБС, необходимые для построения энергетического и эксергетического баланса исследуемых объектов. В ней выделены строки, соответствующие энергетическим потокам, параметры которых меняются при переходе от исходной схемы к модифицированной. Как видно из таблицы в модифицированной схеме достигается существенная экономия греющего пара, которая составляет в сумме около 5%.

Предварительно проведенный анализ структуры энергобаланса рассматриваемых объектов показал, что значительную долю здесь имеют процессы превращения энергии, для исследования которых следует применять второе начало термодинамики (тепловые процессы), а функционирование объектов происходит в условиях контакта с равновесной окружающей средой, параметры которой не зависят от данного объекта. В [108] отмечается, что для таких объектов необходимо проводить анализ термодинамического совершенства. В дальнейшем, с этой целью используется метод, основанный на построении эксергетических балансов исследуемых объектов [109-110].

Обычно полная эксергия какого-либо физического потока состоит из множества компонентов – химического, теплового, избыточного давления, напряженности электрического поля, напряженности магнитного поля и т.д. В действительности все эти компоненты данного вектора встретиться не могут. Обычно имеет значение лишь один или два члена. Поэтому на практике при разработке алгоритма проведения анализа эксергетическим методом выделяются влияющие компоненты, и дальнейший расчет опирается только их значения

Для анализа термодинамической эффективности энергетических систем и теплотехнологии промышленных производств, существенное значение имеют:

- 1) тепловой компонент эксергетического вектора,
- 2) компонент избыточного давления,
- 3) расходные характеристики.

Компонент химической эксергии целесообразно учитывать только в системах, существенную роль в которых имеют реакции превращения вещества [110]. Таких процессов в рассматриваемых системах переработки нефтегазоконденсатной смеси нет, поэтому данный компонент не входит в область анализа.

Таблица 5.2. Значения переменных потоков ИБС

№ п/п	Наименование потока	Переменные потока исходной системы				Переменные потока модифицированной системы			
		Расход G , кг/с	t , °С	p , МПа	Электрическая мощность $N_э$, кВт	Расхо д G , кг/с	t , °С	p , МПа	Электрическа я мощность $N_э$, кВт
1	Широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ)	19,6	40	1,0	-	19,6	40	1,0	-
2	ШФЛУ	19,6	40	0,7	-	19,6	40	0,7	-
3	Электроэнергия	-	-	-	220				220
4	ШФЛУ	18,9	40	1,2	-	18,9	40	1,2	-
5	ШФЛУ	18,9	46	1,2	-	18,9	46	1,2	-
6	Пар	3,83	181	0,6	-	3,75	181	0,6	-
7	Конденсат	3,83	158	0,6	-	3,75	158	0,6	-
8	Пентан-гексановая фракция (ПГФ)	17,6	142	1,13	-	17,2	142	1,13	-
9	ПГФ	17,6	142	1,13	-	17,2	142	1,13	-
10	Пар	3,47	175	0,9	-	3,33	175	0,9	-

Продолжение табл. 5.2.

11	Конденсат	3,47	175	0,9	-	3,33	175	0,9	-
12	ПГФ	1,95	80	0,3	-	2,33	80	0,3	-
13	Пропан-бутановая фракция (ПБФ)	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
14	ПБФ	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
15	Воздух	513,6	0,5	20	-	528,0	0,5	20	-
16	Воздух	513,6	0,1	45	-	528,0	0,1	45	-
17	ПБФ	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
18	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
19	ПБФ	32,1	66	1,1	-	33,0	66	1,05	-
20	ПБФ	15,9	66	1,1	-	15,9	66	1,1	-
21	ПБФ	16,2	66	1,1	-	16,34	66	1,1	-
22	ПГФ	13,3	101	0,35	-	13,3	101	0,35	-
23	ПГФ	13,3	101	0,35	-	13,3	101	0,35	-
24	Пар	2,47	0,3	156	-	2,47	0,3	156	-
25	Конденсат	2,47	0,3	133	-	2,47	0,3	133	-
26	ПГФ	0,53	101	0,35	-	0,53	101	0,35	-
27	ПГФ	0,53	40	1,1	-	0,53	40	1,1	-
28	Воздух	8,5	0,5	20	-	8,5	0,5	20	-
29	Воздух	8,5	0,1	45	-	8,5	0,1	45	-
30	Электроэнергия	-	-	-	44	-	-	-	44
31	ПГФ	0,53	40	1,1	-	0,53	40	1,1	1,1

Продолжение табл.5.2.

32	Изопентановая фракция	24,7	74	0,3	-	25,04	74	0,3	-
33	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
34	Воздух	454,5	20	0,5	-	460,7	20	0,5	-
35	Воздух	454,5	45	0,5	-	460,7	45	0,5	-
36	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
37	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
38	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
39	Изопентановая фракция	23,32	50	0,3	-	23,32	50	0,3	-
40	Изопентановая фракция	1,38	50	0,6	-	1,72	40	0,6	-
41	ПБФ	13,93	66	1,1	-	13,93	66	1,1	-
42	C ₄	9,6	56	1,7	-	9,6	56	1,7	-
43	Электроэнергия	-	-	-	44	-	-	-	44
44	C ₄	9,6	95	1,70	-	9,6	95	1,70	-
45	C ₄	9,6	85	1,75	-	9,6	85	1,75	-
46	C ₄	9,6	40	1,75	-	9,6	40	1,75	-
47	Воздух	43,2	20	0,5	-	43,2	20	0,5	-

Продолжение табл.5.2.

48	Воздух	43,2	45	0,1	-	43,2	45	0,1	-
49	C ₃	19,73	56	1,7	-	19,73	56	1,7	-
50	C ₃	19,73	45	1,65	-	19,73	45	1,65	-
51	Воздух	336,8	20	0,5	-	336,8	20	0,5	-
52	Воздух	336,8	45	0,1	-	336,8	45	0,1	-
53	C ₃	19,73	45	1,65	-	19,73	45	1,65	-
54	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
55	C ₃	19,73	45	1,7	-	19,73	45	1,7	-
56	C ₃	15,4	45	1,7	-	15,4	45	1,7	-
57	C ₃	4,33	45	1,7	-	4,33	45	1,7	-
58	C ₄	13,2	95	1,75	-	13,2	95	1,75	-
59	C ₄	13,2	95	1,75	-	13,2	95	1,75	-
60	Пар	2,3	181	0,24	-	2,3	181	0,24	-
61	Конденсат	2,3	125	0,24	-	2,3	125	0,24	-

Параметры окружающей среды, от которых непосредственно зависят результаты проведения термодинамического анализа, выбраны следующим образом.

Уровень отсчета давления p_0 соответствует атмосферному давлению и приблизительно составляет 0,1 МПа.

Уровень отсчета температурной функции в [108] рекомендуется выбирать по среднему значению температуры наружного воздуха, соответствующему наиболее напряженному периоду работы исследуемых объектов. Так, для систем теплоснабжения в качестве уровня отсчета следует выбирать параметры наружного воздуха, соответствующую максимально-зимнему режиму. В этом случае при определении термодинамических характеристик объекта на этом уровне необходимо учитывать эксергетические потери, связанные с замерзанием потоков вещества [108]. Для систем хладоснабжения, осуществляющих передачу теплоты при температурах ниже температуры окружающей среды, напротив, наиболее напряженный период наблюдается летом – в июле месяце.

Поскольку в рассматриваемых системах равным образом представлены процессы тепловосприятия и теплового сброса, уровень отсчета температурной функции принят по среденегодовой температуре наружного воздуха, соответствующей климатической зоне, где располагается промышленное предприятие $t_0 = 0^\circ\text{C}$.

Эксергетический баланс для стационарного процесса в каком-либо аппарате, имеет вид:

$$\sum_i E_i^{\text{подв}} = \sum_j E_j^{\text{пол}} + \sum_k E_k^{\text{пот}}, \quad (5.1)$$

где $E_i^{\text{подв}}$ - подведенная к объекту эксергия с i -тым потоком, кВт; $E_j^{\text{пол}}$ - полезно воспринятая в объекте эксергия j -того потока, кВт; $E_k^{\text{пот}}$ - потери эксергии k -того потока в ходе проведения технологического процесса в рассматриваемом объекте, кВт;

При этом эксергия однородного вещества определяется из соотношения

$$\Delta_0 e = i - i_0 - T_0 (s - s_0), \quad (5.2)$$

или

$$\Delta_0 e = \int_{T_0}^{T_j} c_p dT + q_j + \int_{T_j}^T c_p dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_p \frac{dT}{T} + \frac{q_j}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p \frac{dT}{T} \right) + RT_0 \ln \left(\frac{p}{p_0} \right), \quad (5.3)$$

где T_0 и P_0 - соответственно, температура (К) и давление (Па) окружающей среды, принятые за начало отсчета; i_0 и s_0 - энтальпия и энтропия рабочего вещества, определенная при выбранных параметрах окружающей среды, кДж/кг; T и P - рабочие параметры - температура (К), и давление вещества (Па); i и s - энтальпия и энтропия вещества, определенная при рабочих параметрах, кДж/кг; q_j - скрытая теплота фазового перехода, кДж/кг; T_j - температура фазового перехода, К; c_p - средняя теплоемкость рабочего вещества, кДж/(кг·К); R - универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К).

Но в рассматриваемых системах рабочее вещество – смесь углеводородов, которую можно рассматривать как идеальную. Для этого случая уравнение (5.3) преобразуется к виду (5.4)

$$\Delta_0 e_{cm} = e_{\phi}^{cm} + e_0, \quad (5.4)$$

где e_{ϕ}^{cm} - физическая (термомеханическая) эксергия смеси, определенная при рабочих параметрах (p , T , $\sum x_i$), кДж/кг; e_0 - нулевая химическая эксергия, кДж/кг; x_i - молярная доля компонентов в смеси.

Нулевая эксергия определяется из условия, что в начале отсчета $p_i = p_0$. Ее значение находится по выражению:

$$e_0 = -T_0 \Delta s_{cm} = -RT_0 \sum \frac{p_i}{p_0} = -RT_0 \sum x_i \ln(x_i) \quad (5.5)$$

где p_i - парциальное давление компонента в смеси.

Интегральное выражение для расчета эксергии смеси, имеет вид

$$\Delta_0 e_{cm} = \int_{T_0}^{T_j} c_p^{cm} dT + q_j^{cm} + \int_{T_j}^T c_p^{cm} dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_p^{cm} \frac{dT}{T} + \frac{q_j^{cm}}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p^{cm} \frac{dT}{T} \right) + \frac{RT_0}{M_{cm}} \left(\sum x_i \ln(x_i) + \ln \left(\frac{p}{p_0} \right) \right), \quad (5.6)$$

где $c_p^{см}$ - теплоемкость смеси, кДж/(кг·К); $M_{см}$ - молекулярная масса смеси.

Эксергия теплового потока в теплообменных аппаратах, где изменение давления не играет существенной роли, может быть рассчитана с помощью соотношения

$$e_q = \tau_e i = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) i, \quad (5.7)$$

где $\tau_e = 1 - \frac{T_0}{T}$ - эксергетическая температурная функция, определяющая ценность содержащейся в потоке теплоты.; i - энтальпия потока, кДж/кг.

Степень совершенства теплотехнологических процессов оценивается с помощью расчета коэффициентов полезного использования (КПИ) энергии и эксергии, определяемых для каждого элемента и системы в целом с помощью соотношений [93]:

$$\eta_{КПИ}^e = \frac{\sum Q_i^{пол}}{\sum Q_i^{подв}} = \frac{\sum Q_i^{подв} - \sum Q_j^{пот} - \sum Q_k^{нци}}{\sum Q_i^{подв}}; \quad (5.8)$$

$$\eta_{КПИ}^e = \frac{\sum E_i^{пол}}{\sum E_i^{подв}} = \frac{\sum E_i^{подв} - \sum E_j^{пот} - \sum T_k^{нци}}{\sum E_i^{подв}}. \quad (5.9)$$

Здесь индекс «подв» - указывает на потоки, посредством которых энергия или эксергия вводится в систему (или элемент оборудования); «пол» - полезное использование энергии или эксергии; «пот» - потери энергии или эксергии; «нци» - нецелевое использование энергии или эксергии.

В частности отвод теплоты в атмосферу посредством воздушных холодильником является нецелевым использованием энергии, так как этот процесс не предполагает дальнейшей утилизации (или аккумулялирования) теплоты.

Для наглядного изображения энергетических и эксергетических балансов установки составляются диаграммы потоков энергии и эксергии. На этих диаграммах отдельные элементы установки соединяются изображениями потоков, ширина полос которых

соответствует значениями энергии и эксергии.

Результаты проведенного исследования представлены в виде таблиц (табл.5.3-5.6) и потоковой энергетической и эксергетической диаграммы (рис. 5.2, 5.3).

Таблица 5.3. Результаты расчета энергетического и эксергетического *КПИ* исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси

Подвод			Отвод		
Поток	Q , кВт	E , кВт	Поток	Q , кВт	E , кВт
Пар	33969,6	13223,9	Конденсат	7768,5	2791,5
Воздух (1356,6)	27132,0	1852,0	Воздух	52650,7	7450,6
Электроэнергия (тепловой эквивалент)	758,0	758,0	Потери от наружного охлаждения аппаратов	1019,1	397,0
			Потери вследствие трансформаци и энергии	-	5088,9
ШФЛУ	1960,0	250,5	ПГФ	53	6,8
			ПБФ	227	29,0
			Отдувки в топливную сеть	187,5	24,0
			Изопентановая фракция	172,5	26,7
			C_4	1200	186
			C_3	541,3	83,9
Всего	63819,6	16084,4	Всего	63819,6	16084, 4
Тепловой <i>КПИ</i>				77,1	
Эксергетический <i>КПИ</i>				19,6	

Таблица 5.4. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ модифицированной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси

Подвод			Отвод		
Поток	Q , кВт	E , кВт	Поток	Q , кВт	E , кВт
Пар	33358,5	12982,1	Конденсат	7611,6	2731,5
Воздух	27544,0	1880,1	Воздух	52570,7	7439,2
Электроэнергия (тепловой эквивалент)	758,0	758,0	Потери от наружного охлаждения аппаратов	1000,8	389,5
			Потери вследствие трансформации энергии	-	4682,9
ШФЛУ	1960,0	250,5	ПГФ	53	6,8
			ПБФ	240,6	30,7
			Отдувки в топливную сеть	187,5	24,0
			Изопентановая фракция	215,0	33,3
			C_4	1200,0	186
			C_3	541,3	83,9
Всего	63620,5	15870,7	Всего	63620,5	15870,7
Тепловой КПИ			79,4		
Эксергетический КПИ			21,2		

Таблица 5.5. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси по элементам оборудования

Элементы оборудования	Теплота			Эксергия		
	$Q_{\text{подв.}},$ кВт	$Q_{\text{пол.}},$ кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^{\text{Т}}$	$E_{\text{подв.}},$ кВт	$E_{\text{пол.}},$ кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^{\text{е}}$
Емкость Е10	1960,0	1960,0	1,0	250,5	250,5	1,0
Насосы Н10 (тепловой эквивалент)	220,0	195,8	0,89	220	202,4	0,92
Теплообменник Т10	10827,4	10610,9	0,98	4331,0	1472,5	0,34
Колонна К10	22629,7	20366,7	0,9	8146,7	4399,1	0,54
Испаритель И10	9622,3	9429,9	0,98	3752,7	1943,9	0,518
Воздушные холодильники ХВ10	12840,0	12326,4	0,96	2499,8	0	0
Емкость Е-11			1,0			1,0
Насосы Н-11	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Колонна К-11			0,92			
Испаритель И-11	6891,3	6753,5	0,98			
Воздушные холодильники ХВ-11	11362,5	10908,0	0,96	2423,1	0	0
Емкость Е-12			1,0			1,0
Насосы Н-12	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ-12	212,5	204,0	0,96	57,4	0	0
Насосы Н-13	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92
Колонна К-51	10978,7	10100,4	0,92	2854,5	1712,7	0,6
Испаритель Т-52	6628,6	6496,0	0,98			
Воздушные холодильники ХВ-50	8420,0	8083,2	0,96	1321,9	0	0
Емкость Е-50			1,0			1,0
Насосы Н-50	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ-52	1080,0	10,36,8	0,96	278,8	0	0
Насосы Н-52	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92
Теплообменник Т-51			0,98			

Таблица 5.6. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси по элементам оборудования (указаны только элементы с модифицированными параметрами, выделены элементы с наиболее существенным изменением параметров)

Элементы оборудования	Теплота			Эксергия		
	$Q_{\text{подв.}}$ кВт	$Q_{\text{пол.}}$ кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^T$	$E_{\text{подв.}}$ кВт	$E_{\text{пол.}}$ кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^e$
Емкость E10	1960,0	1960,0	1,0	250,5	250,5	1,0
Насосы Н10 (тепловой эквивалент)	220,0	195,8	0,89	220	202,4	0,92
Теплообменник Т10	10601,2	10389,2	0,98	4240,5	1484,2	0,35
Колонна К10	22018,6	20477,3	0,93	7926,7	4439,0	0,56
Испаритель И10	9237,4	9052,7	0,98	3602,6	1945,4	0,54
Воздушные холодильники ХВ10	13200	12672	0,96	2569,9	0	0
Емкость E11			1,0			1,0
Насосы Н11	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Колонна К11			0,90			
Испаритель И11	6891,3	6753,5	0,98			
Воздушные холодильники ХВ11	11517,5	11056,9	0,96	2430,0	0	0
Емкость E12			1,0			1,0
Насосы Н12	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ12	212,5	204,0	0,96	57,4	0	0
Насосы Н13	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92

В таблицах представлены результаты анализа систем в целом (как единый объект) и приведен анализ существующей и предлагаемой систем по элементам оборудования.

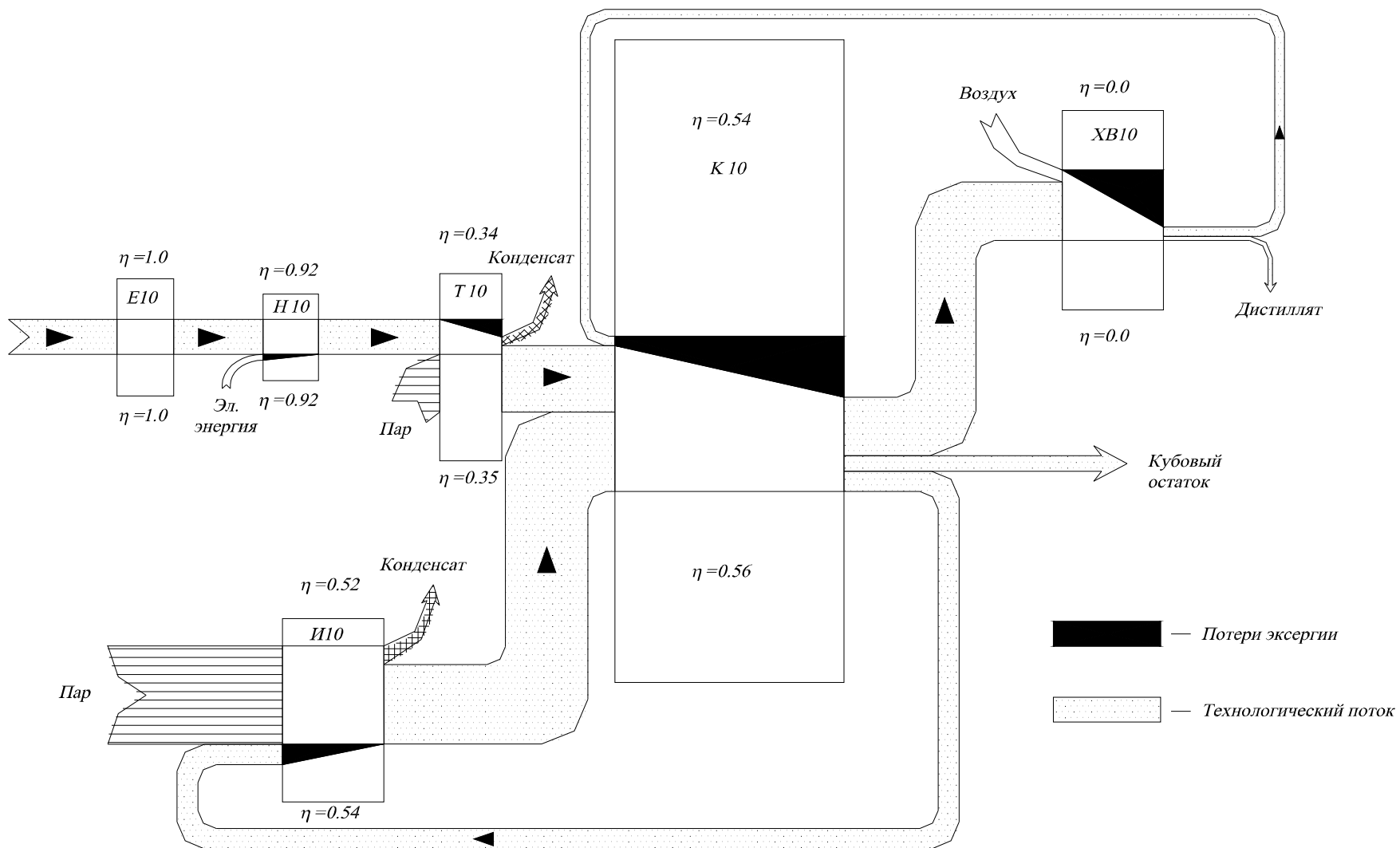


Рис.5.2. Энергетическая потоковая диаграмма участка с колонной К10 до модернизации

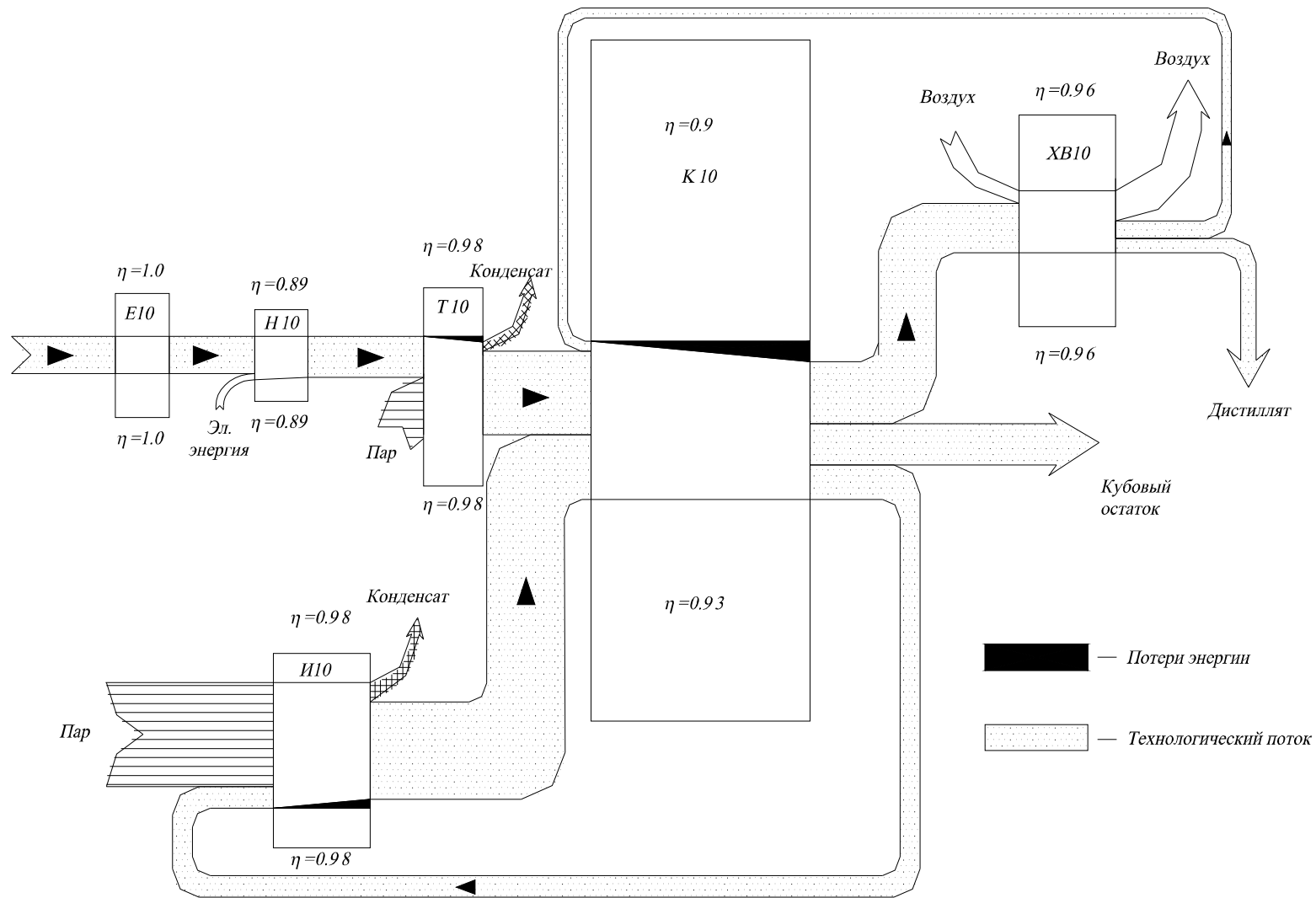


Рис.5.3. Эксергетическая потоковая диаграмма участка с колонной К10 после модернизации

Как видно из таблиц и диаграмм, эксергетический КПИ модифицированной схемы приблизительно на 2,3% выше, чем у существующей схемы. Одновременно достигается почти 2%-ное снижение требуемого подвода эксергии от внешних источников, и соответствующее снижение затрат энергоресурсов (преимущественно с греющим паром) на 5%.

Экономия условного топлива в модифицированной схеме, по сравнению с исходной составляет, кг у.т./с:

$$b_T^{эк} = \frac{n \Delta Q_{эк}}{\eta_T \eta_{ит} (Q_n^p)_{у.т.}}, \quad (5.10)$$

где $\Delta Q_{эк}$ - экономия тепловой энергии в модифицированной схеме, по сравнению с исходной, кВт; $(Q_n^p)_{у.т.} = 29300$ – низшая теплота сгорания условного топлива, кДж/кг; $\eta_T = 0,98$ – к.п.д. теплового потока; $\eta_{ит} = 0,9$ – к.п.д. источника тепловой энергии; $n=3$ – количество параллельно работающих технологических линий

$$b_T^{эк} = 0,0615 \text{ кг у.т./с.}$$

Годовая экономия топлива составляет, т.у.т/год

$$B_T^{эк} = \frac{b_T^{эк} \tau_{год}}{1000}, \quad (5.11)$$

где $\tau_{год} = 29 \cdot 10^6$ - время работы технологической системы, сек/год

$$B_T^{эк} = 1780,2 \text{ т у.т./год}$$

Таким образом, в модифицированной схеме достигается экономия почти 1800 т/год условного топлива.

Рассмотренные выше основные принципы и примеры энергосбережения при проведении процессов разделения показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы, как по

повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости продукции [111-117].

Как показывает опыт отечественных и зарубежных фирм очень часто только заменой контактных устройств в аппаратах можно добиться значительного повышения эффективности проводимых процессов, снизить энергозатраты на единицу продукции.

Список литературы

1. Энглин Б.А. Применение жидких топлив при низких температурах. М.: Химия, 1980.
2. Жулдыбин Е.Н., Коваленко В.П., Турчанинов В.Е.. Способы и средства обезвоживания нефтепродуктов. М: ЦНИИТЭнефтехим, 1985.
3. Топлов С.М., Берлин М.А., Панасян Г.А., Коробко В.Д. Переработка углеводородных газов за рубежом. М.: ВНИИОЭНГ, 1980.
4. Наметкин С.С. Химия нефти. М.: Изд. АН СССР, 1955.
5. Т. Kuczynsky/ Petroleum Z. 19, 420 (1923).
6. Грановский М.Г., Лавров И.С., Смирнов О.В. Электрообработка жидкостей. Л.: Химия, 1976.
7. Гершуни С.Ш., Лейбовский М.Г. Оборудование для обезвоживания и обессоливания нефти в электрическом поле. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1983.
8. Бычков В.Е. Транспорт и хранение нефтепродуктов и углеводородного сырья. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984.
9. Коваленко В.П. Турчанинов В.Е. Средства очистки нефтепродуктов от механических загрязнений. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984.
10. А.с.1382487 (СССР).
11. Покровский В.Н., Аракчеев Е.П. Очистка сточных вод тепловых электростанций. М.: Энергия, 1980.
12. Бабаев И.С. Безреагентные методы очистки высокомутных вод. М.: Стройиздат, 1978.
13. Демура М.В. Проектирование тонкослойных отстойников. Киев.: Будівельник, 1981.
14. Шпаковский Э.П. Отстаивание сточных вод в тонком слое. В кн.: Очистка и использование природных и сточных вод. Минск: 1973.
15. Иванов В.Г., Радци В.А. Исследование работы многоярусных отстойников // Темат. сб. науч. тр. «Очистка природных и сточных вод» 1975. № 171. С. 3.
16. Tanaka Karumi. Коцудрай сигэн. J. Jan Aggregate Technol., 1983, 15. № 58.
17. Технические записи по проблемам воды. Пер. с англ. / Барак, Ж. Бернар и др. Под ред. Т.А. Карюхиной, И. Н. Чурбановой. М.: Стройиздат, 1983.
18. Miura M. Advances in Liquid Separation. Chem. Eng – ng Progr., 1978. № 4.

19. Непаридзе Р.Ш., Разумовский Э.С., Исаева Н.В. Результаты эксплуатационных испытаний установок заводского изготовления для очистки сточных вод с применением тонкослойных модулей // Научные труды АКХ, 1981. № 188. С. 35.

20. Клячко В.А., Либерман Б.С. Тонкослойный многоярусный отстойник с радиальным течением воды для очистки природных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 1976. № 11. С. 25.

21. Очистка производственных сточных вод / С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов. М.: Стройиздат. 1979.

22. Курганов А.М., Федоров Н.Ф. Гидравлические расчеты систем водоснабжения и водоотведения. Справочник / Под общ.ред. А.М. Курганова. Л.: Стройиздат. Ленингр. отд., 1986.

23. Либерман Б.С. Исследование и разработка конструкции многоярусного тонкослойного отстойника для очистки природных вод: Автореф. дис...канд. техн. наук. М.: 1978.

24. Казарян В.А., Саркисян Х.К., Залетова Н.А., Корабельников В.М. Очистка поверхностных сточных вод тонкослойным отстаиванием // Водоснабжение и санитарная техника, 1986. № 3. С. 14.

25. Проскуряков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности. Л.: Химия, Ленингр. отд. 1977.

26. Николадзе Г.И., Минц Д.М., Кастальский А.А. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. М.: Высшая школа, 1984.

27. Определение движения потока на ламелите при тонкослойном отстаивании. Калинин П. «Год. Высш. ин-т архит. И. стр-во. София», 1981-1982 (1983). С. 7-29.

28. Демура М.В., Чижов В.И. Разделение суспензий в наклонном элементе. В кн.: Процессы и сооружения для разделения взвесей при очистке природных и сточных вод, Материалы семинара. М.: 1980. С. 43.

29. Терновцев В.Е., Пухачев В.М. Очистка промышленных сточных вод. Киев: Будівельник, 1986.

30. А.с.841640(СССР). – Б.И., 1981, №24.

31. А.с.927269 (СССР). – Б.И., 1982, №18.

32. А.с. 1176908 (СССР). – Б.И., 1985, №33.

33. Патент 56 – 37.845 (Япония).

34. А.с.1005823 (СССР). – Б.И., 1983, №11.

35. А.с.861333 (СССР). – Б.И., 1981, №33.

36. А.с.660693 (СССР). – Б.И., 1979, №17.
37. А.с.712104 (СССР). – Б.И., 1980, №4.
38. Пат. 1351801 Великобритании, 1971.
39. Патент 2116061 (Великобритания).
40. А.с.1174054 (СССР). – Б.И., 1985, №31.
41. Патент 54 – 11.545 (Япония).
42. Патент 3307673 (ФРГ).
43. А.с.783240 (СССР). – Б.И., 1980, №44.
44. А.с.778745 (СССР). – Б.И., 1980, №42.
45. Пат 177339 ГДР, 1980
46. Пат. 2721833 ФРГ, 1977
47. Пат. 3852199 США, 1974.
48. Фролова М.К., Хайт Ю.А., Азараева Р.П., Шилко Н.В. Отстойник для очистки шахтных вод // Водоснабжение и санитарная техника. 1986. – №9. – С. 19-20.
49. Пат. 2030618 ФРГ, 1978.
50. Пат. 50-6663 Япония, 1972.
51. Пат. 1914593 ФРГ, 1969.
52. А.С. 1072874 СССР, 1984.
53. Пат. 3239470 ФРГ, 1984.
54. Броунштейн Б.И., Щеголев В.В. Гидродинамика. Массо- и теплообмен в колонных аппаратах. – Л.: Химия, 1988.
55. Ягодин Т.А., Каган С.З., Тарасов В.В. Основы жидкостной экстракции. – М.: Химия, 1981.
56. Броунштейн Б.И., Железняк А.С. Физико-химические основы жидкостной экстракции. – М.: Химия, 1966.
57. Берестовой А.М. Жидкостная экстракция в химической промышленности. – Л.: Химия, 1977.
58. Соу С. Гидродинамика многофазных сред. – М.: Мир, 1971.
59. Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. – М.: Мир, 1972.
60. Дейч М.Е., Филлипов Г.А. Гидродинамика двухфазных сред. – М.: Энергоиздат, 1981.
61. Петров К.П. Аэродинамика тел простейших форм. – М.: Издательство «Факториал», 1998.
62. Овчинников А.А., Николаев Н.А. Основы гидромеханики двухфазных сред: Учебное пособие. Казань, КГТУ, 1998.
63. Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. – Казань: КГТУ, 2005.

64. Лаптев А.Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции. – Казань: Казан. Гос. энерг. ун-т, 2005

65. Ашанин В.В., Павлов Г.Д. Достижение в технологии водоподготовки и обработки осадков природных вод для промышленных предприятий. – В сб. науч. Тр. ВНИИ ВОДГЕО: Совершенствование систем водоснабжения, очистки сточных вод и сооружений промышленной гидротехники. М.: 1984, С. 13.

66. Новые конструкции отстойников / Л.Я. Ясипович, В.В. Зинкевич, В.М. Колинко, М.Г. Лейбовский. Обзорная информация. Хим. и нефтехим. машиностроение. ЦИНТИхимнефтемаш, 1985.

67. Шпаковский Э.П. Исследование процессов седиментации грубодисперсных примесей в тонкослойных отстойниках. Автореф. дис...канд. техн. наук. М.: ВНИИ ВОДГЕО, 1975.

68. Егоров А.И. Современные методы обработки воды. – В сб. научн. тр. ВНИИ ВОДГЕО: Совершенствование систем водоснабжения, очистки сточных вод и сооружений промышленной гидротехники. М.: 1984. С. 15.

69. Кобозев И.С. Осветители со взвешенным осадком, оборудованные тонкослойными модулями. – В сб.: Процессы и сооружения для разделения взвесей при очистке природных и сточных вод. Материалы семинара, М.: 1980. С. 49.

70. Карпинский Ю.И. Определение параметров отстойника тонкослойной сепарации. – Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов. Реф. научно-техн. сб.

71. Нигматуллин Р.И. Основы механики гетерогенных сред. М.: Наука. 1978.

72. Нигматуллин Р.И. Динамика многофазных сред. М.: 1987.

73. Рахматуллин Х.А. Газовая и волновая динамика. М.: Химия, 1983.

74. Deen N.G., Solberg T., Hjertager B.H. Numerical Simulation of the Gas-Liquid Flow in a Cross-sectioned Bubble Column // 14th Int. Congr. of Chem. and Process Eng.- Praha, Aug. 27-13. 2000. P. 1-18.

75. Jakobsen H.A. Sannaes B.H., Greckott S., Svendsen H.F. Modeling of vertical bubble-driven flows // Ind. Chem. Res. 1997. 36. P. 4052-4074.

76. Markatos N.C. Mathematical modelling of single and two-phase flow problems in the process industries // Revue de l'Institut Frangais du Pe'trole. 1993. v.48. № 6. P. 631-662.

77. Sato Y., Sekoguchi K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow // *Int. J. Multiphase Flow*. 1975. V. 2. P. 79.

78. Hewitt G.F. et al., *Multiphase science and technology* // Washington-N.J.-London, Hemisphere Publishing Corporation. 1987.

79. Протоdjяконов И.О. Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость-твердое тело. Л.: Химия. 1987.

80. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Казанцев С.А., Афанасьев И.П. Моделирование разделения двухфазных сред в горизонтальном динамическом отстойнике // *Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань*. 1998. С. 86-93.

81. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Казанцев С.А., Афанасьев И.П. Моделирование течения двухфазных сред // *Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань*. 1998. С. 211-219.

82. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Казанцев С.А., Афанасьев И.П. Расчет течений жидких дисперсных сред // *Сборник трудов 12 международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях. Смоленск, 2001. Т. 3. С. 34-36.*

83. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Казанцев С.А., Афанасьев И.П. Численное моделирование всплытия и осаждения капель в жидкости // *Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань*. 1998. С. 70-75.

84. Фарахов М.И., Афанасьев И.П., Садыков И.Х., Казанцев С.А. Математическое моделирование процесса разделения двухфазных жидких смесей в динамических сепараторах // *Тезисы докладов V-ой конференции по интенсификации нефтехимических процессов «нефтехимия-99»*. Нижнекамск: 1999. Т. 2. С. 166-168.

85. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Казанцев С.А., Афанасьев И.П. Моделирование движения капель в отстойниках // *Массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань*. 2001. С. 219-224.

86. Фарахов М.И., Тахавутдинов Р.Г., Садыков И.Х., Афанасьев И.П. Гидродинамика потоков в аппаратах гравитационного разделения водонефтяных эмульсий // *Сборник трудов 14 международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях»*. Смоленск, 2001. Т. 3. С. 18-20.

87. Фарахов М.И., Тахавутдинов Р.Г., Садыков И.Х., Альтапов А.Р., Афанасьев И.П., Грачев С.Ф. Компьютерное моделирование

гидродинамики проточного гравитационного отстойника // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань. 2001. С. 160-167.

88. Y.S.Chen and S.W.Kim, 'Computation of turbulent flows using an extended k- ϵ turbulence closure model', NASA CR-179204, (1987).

89. D.J.Monson, H.L.Seegmiller, P.K.McConnaughey and Y.S.Chen, 'Comparison of experiment with calculations using curvature-corrected zero and two-equation turbulence models for a two-dimensional U-duct', AIAA 90-1484, (1990).

90. Фарахов М.И., Афанасьев И.П., Казанцев С.А. Учет влияния профиля скорости дисперсного потока при моделировании работы отстойника // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань. 2002. С. 161-166.

91. Саркисов П.Д., Дмитриев Е.А. Энерго- и ресурсосбережение в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Материалы конференции "Энергосбережение в химической технологии 2000.", Казань: Издательство Казанского государственного технического университета, 2000. С. 10-13.

92. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. М.: Химия, 1988.

93. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности. М.: МЭИ, 2001.

94. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефти - и газопереработке. Казань. Издательство: "Печатный двор", 2002.

95. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн // Материалы конференции "Энергосбережение в химической технологии 2000.", Казань: Издательство Казанского государственного технического университета, 2000. С. 35-41.

96. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: КГЭУ, 2004.

97. Тимофеев В.С., Фролкова А.К., Бенюнес Хассиба. Разработка принципов создания энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных промышленных смесей // Сб. науч. трудов Рос. Хим.-технол. Ун-та. 2001. № 179. С. 125-131.

98. Клименко В.Л., Костерин Ю.В. Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Л.: Химия, 1985.

99. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: КГУ, 1993.

100. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. Казань: Издательство «Печатный двор», 2003.

101. Пат. РФ №96102736/20 Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. и др. от 20.02.96 г.

102. А.с. РФ №6727 Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. и др. от 26.06.97 г.

103. А.с. РФ №98119407/20 Насадка для тепло-массообменных процессов / Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. от 25.11.98 г.

104. А.с. РФ №2000101491/20 (001405) Насадка для массообменных колонн / Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф. и др. от 22.06.2000.

105. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Афанасьев И.П., Миндубаев Р.Ф., Альтапов А.Р., Баглай В.Ф. Регулярная насадка. Свидетельство РФ №19483 на полезную модель. МПК⁷ В 01 J 19/32, В 05 В 1/00. 2001г.

106. Попырин Л.С. Математическое моделирование и оптимизация теплоэнергетических установок. М.: Энергия, 1978.

107. Валиев Р.Н. Повышение энергетической и термодинамической эффективности стадии дегидрирования изоамиленов в изопрен в производстве изопена. Автореф. дисс.... канд. техн. наук. Казань: Каз. гос. энерг. ун-т, 2001.

108. Бродянский В.М., Верхивкер Г.П., Карчев Я.Я. и др. Эксергетические расчеты технических систем: Справочное пособие. - Киев: Наук. Думка, 1991.

109. Аракелов В.Е., Кремер А.И. Методические вопросы экономии энергоресурсов. М.: Энергоатомиздат, 1990.

110. Шелгинский А. Я. Разработка энергосберегающих и экологически прогрессивных направлений производства минеральных удобрений на основе высокоэффективных тепловых схем и

интенсификации теплообмена: автореф. дис. на соиск. уч. степ. докт. техн. наук. - М.: МЭИ, 1997. - 277 с.

111. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Дис. ... канд. техн. наук.-Казань: КГТУ, 1997.

112. Солодов П.А. Модернизация аппаратурного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук.-Казань: КГТУ, 2001.

113. Ишмурзин А.В. Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья.: Дис. ... канд. техн. наук.-Казань: КГЭУ, 2002.

114. Мальковский П.А. Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов.: Дис. ... д-ра. техн. наук.-Казань: КГТУ, 2002.

115. Ясавеев Х.Н. Повышение эффективности комплекса установок переработки газовых конденсатов.: Дис. ... д-ра. техн. наук.-Казань: КГТУ, 2004.

116. Костылева Е.Е. Энергосбережение при переработке и эффективная утилизация тяжелых остатков углеводородных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук.-Казань: КГЭУ, 2004.

117. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки дегметанизации в производстве этилена Дис. ... канд. техн. наук.-Казань: КГЭУ, 2005.

Оглавление

Введение	3
Глава 1. Процесс сепарации воды из углеводородных фракций	6
1.1. Методы обезвоживания жидких углеводородов	6
1.2. Конструкции тонкослойных отстойников	15
1.3. Методы расчета отстойников	25
Глава 2. Моделирование процесса гравитационного разделения эмульсии в тонкослойном сепараторе	38
2.1. Теоретические основы расчета гравитационных отстойников	38
2.2. Уравнения для эмульсий (бесстолкновительная модель)	40
2.3. Расчет геометрических характеристик сепарационной зоны	44
2.4. Численное исследование гидродинамики отстойников и их модернизация	48
2.5. Экспериментальное исследование работы динамического отстойника	55
2.6. Идентификация моделей структуры потоков	58
Глава 3. Анализ технологической схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси	65
3.1. Добыча и промысловая подготовка конденсата	65
3.2. Дезтанизация конденсата	68
3.3. Транспорт по конденсатопроводу Уренгой -Сургут	71
3.4. Прием и подготовка НГКС в сырьевом парке Сургутского ЗСК	72
3.5. Стабилизация конденсата	75
3.6. Разделение ШФЛУ	78
3.7. Блок извлечения изо-пентана	79
3.8. Узел получения пропана	81
3.9. Вариант модернизации отстойника для выделения свободной метанольной воды	82
Глава 4. Модернизация отстойников блока извлечения изо-пентана и энергосбережение	86
4.1. Технические решения по модернизации	86
4.2. Промышленные испытания отстойника Е-30 и энергосбережение	90
4.3. Модернизация отстойников Е-10 и Е-20	92

Глава 5. Основные принципы энергосбережения и энергетический анализ модернизированной схемы	94
5.1. Основные подходы к энергосбережению	94
5.2. Энерго-и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ	101
5.3. Сравнительный анализ энергетической и термодинамической эффективности схемы переработки нефтегаоконденсатной смеси	105
Список литературы	124

Мансур Инсафович Фарахов
Анатолий Григорьевич Лаптев
Афанасьев Игорь Павлович

**СЕПАРАЦИЯ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ ИЗ ЖИДКИХ
УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ В НЕФТЕПЕРЕРАБОТКЕ И
ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ**

Печатается в авторской редакции

Изд. лиц. ИД № 03480 от 08.12.00

Подписано в печать 29.09.05. Формат 60x84/16. Бумага "Business". Гарнитура "Times". Вид печати РОМ. Физ.п.л. 8,9 Усл.печ.л. 8,3. Уч.-изд.л. 7,1. Тираж 500 экз.

Отпечатано в множительном центре Института истории АН РТ 420008 Казань, ул. Кремлевская, 10/15, тел.92-91-04, 92-84-82