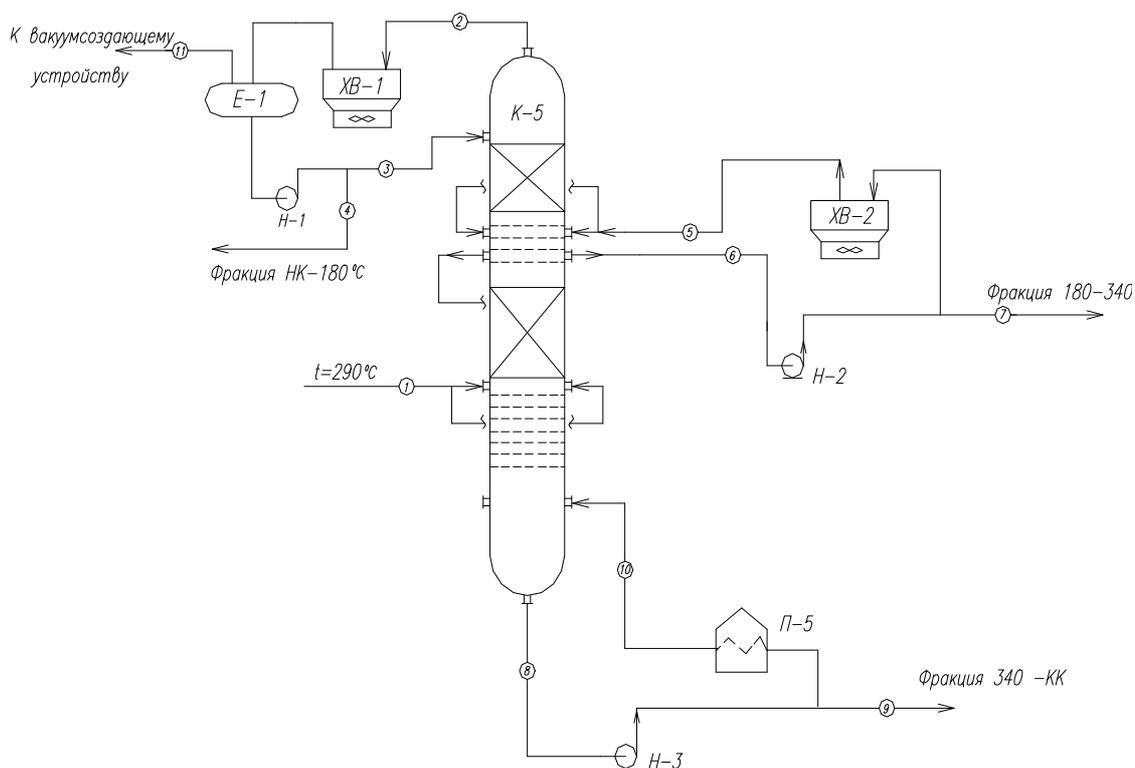


Х.Н.ЯСАВЕЕВ, А.Г.ЛАПТЕВ, М.И.ФАРАХОВ

МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВОК ПЕРЕРАБОТКИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ



Казань 2004

УДК 665.5.02
ББК 35.514
Я80

Печатается по решению Ученого совета Казанского Государственного Энергетического Университета и научно-технических советов Научно-производственного объединения «Нефтехимпроект» и Инженерно-внедренческого центра «Инжехим» г.Казань

Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И.

Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: Издательство «ФЭН», 2004. – 307 с.

Рассмотрены задачи расчета и модернизации промышленных установок разделения и переработки углеводородного сырья. Представлены математические модели для определения эффективности разделения смесей в тарельчатых и насадочных колоннах. Особое внимание сосредоточено на проблемах энергосбережения и повышения эффективности процесса ректификации. Дан обзор конструкций современных насадок и тарелок. Приведены результаты экспериментальных исследований новых насадок. Рассмотрены конкретные примеры модернизации технологических установок на Сургутском ЗСК и разработки мини – ТЭЦ.

Рецензенты

Д-р тех. наук проф., академик МАСИ Э.Ш.Теляков
Д-р техн. наук проф. К.Х. Гильфанов

ISBN 5-94981-046-5

© Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И.

ВВЕДЕНИЕ

Природные энергоносители, такие как нефть, природный газ, газовый конденсат имеют важнейшее значение в развитии всех отраслей народного хозяйства. Широкая потребность в продуктах нефтепереработки в последнее десятилетие привела к интенсивному росту нефтехимической промышленности. В настоящее время остро встает вопрос о расширении ассортимента товарной продукции, улучшения ее качества и снижении энергозатрат.

Для решения этих вопросов необходимо усовершенствование существующих и разработка более эффективных схем разделения и утилизации углеводородного сырья, действующего технологического оборудования и промышленных технологий.

Кроме этого, на предприятиях, имеющих технологическую потребность в тепловой энергии круглый год важным и актуальным является организация оптимальной схемы энерго- и ресурсосбережения. В настоящее время для решения этих задач широко используются мини-ТЭЦ, где наряду с электроэнергией потребитель использует, т.е. утилизирует и тепловую энергию, повышая тем самым общий КПД установок. Мини-ТЭЦ представляют собой современное высокотехнологичное и энергосберегающее оборудование, наиболее приемлемое, с позиций "эффективность-стоимость".

Развитие в 90-е годы рыночных отношений и быстрая смена форм собственности в промышленности привели к коренному изменению традиционных схем формирования сырьевой базы нефтехимической отрасли и связей между предприятиями, резкому росту стоимости большинства продуктов за счет изменения условий формирования их себестоимости. Существенное влияние на эти процессы в данных отраслях промышленности оказало возрастание в себестоимости доли энергетических и сырьевых ресурсов. В связи с этим производительность и режимы работы технологических установок разделения смесей в настоящее время отличаются от проектных. Все эти факторы повышают требования к работе колонных массообменных аппаратов, средствам контроля и автоматизированного управления.

Основным технологическим процессом разделения смесей на является ректификация, которая характеризуется большой энергоемкостью, сложностью и металлоемкостью конструкций массообменных аппаратов.

Исследования процесса ректификации можно сгруппировать в следующих основных направлениях: 1) исследование фазовых равновесий (жидкость-пар); 2) исследование в области статики ректификации, направленные на улучшение термодинамических условий проведения процессов, разработку новых способов и схем ректификации, оптимизацию технологических режимов; 3) разработка математических моделей процессов массо- и теплообмена в ректификационном колонном оборудовании, направленные на повышение точности проектных решений; 4) совершенствование массо- и теплообменного оборудования, направленное на интенсификацию и удешевление аппаратов для проведения процессов разделения.

Исследование и совершенствование процессов разделения в нефте- и газопереработке предполагает широкое применение последних достижений в теории и практике во всех вышеотмеченных направлениях.

Исследование и моделирование многокомпонентного переноса рассмотрено в многочисленных работах отечественных и зарубежных авторов, например, в работах Холпанова Л.П., Кенига Е.Я., Телякова Э.Ш., Константинова Е.Н., Плановского А.Н., Тоор Н.Л., Krishna R. и др. В области нефтегазопереработки большой вклад внесли Марушкин Б.К., Деменков В.Н., Кондратьев А.А., Лебедев Ю.Н. и др.

В монографии рассмотрены конкретные примеры модернизации технологических установок на Сургутском ЗСК и проектирование новой вакуумной колонны совместно со станцией утилизации тяжелых нефтяных остатков. Для расчета ректификационных колонн использовались математические модели, полученные совместно с С.Г. Дяконовым, В.И.Елизаровым и другими соавторами. Результаты расчетов, представленные в монографии, выполнялись при участии Н.Г.Минеева, И.Н. Диярова, А.В. Клинова, О.П. Шинкевича, А.М. Конахина и других соавторов многочисленных публикаций. В разработке и исследовании новых насадок принимали участие сотрудники и аспиранты КГТУ (КХТИ), КГЭУ и Сургутского ЗСК. Для этого использовался лабораторный стенд кафедры ПАХТ КГТУ (зав. кафедрой Г.С.Дьяконов). Авторы выражают всем благодарность.

ГЛАВА 1

РАЗДЕЛЕНИЕ И ПЕРЕРАБОТКА УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

Основное внимание в данной главе сосредоточено, прежде всего, на некоторых процессах и задачах разделения углеводородных смесей и переработке тяжелых остатков (процесс ректификации).

Для проведения процессов разделения обычно применяются массообменные колонны с различными типами контактных устройств. От эффективности работы колонн в технологической схеме существенно зависит качество получаемого продукта. Поэтому в следующих разделах рассмотрены основные проблемы и задачи по моделированию и повышению эффективности процессов в массообменных колоннах, переработке и использованию нефтяных остатков.

1.1. Моделирование стационарных режимов работы сложных ректификационных колонн

Задача расчета разделения многокомпонентных смесей ректификацией характеризуется высокой размерностью и чрезвычайным разнообразием вариантов постановки задачи. Исторически сложилась ситуация, что в рамках общей теории процессов и аппаратов химической технологии именно эта задача использовалась для разработки базовых алгоритмов и программ решения задач большой размерности на электронно-вычислительных машинах (ЭВМ) [1–3]. Поэтому данная теория получила значительное развитие, причем основное значение приобрели методики и алгоритмы удобные для постановки на ЭВМ.

Математическое описание процесса массо – теплообмена, протекающего на отдельной тарелке ректификационного аппарата, включает в себя уравнения общего и покомпонентного материальных балансов, уравнения теплового баланса, уравнения парожидкостного равновесия и кинетические уравнения, количественно описывающие принятый механизм распределения массовых и тепловых потоков между контактирующими фазами. Поскольку все тарелки массообменных аппаратов связаны между собой, уравнения математического описания для отдельных тарелок должны согласовываться друг с другом и отвечать совокупным условиям, то есть материальным и тепловым балансам для колонны в целом. Для сложных схем ректификации (схемы со связанными материальными и тепловыми потоками) связь между отдельными тарелками системы и пакетами тарелок (секциями) существенно усложняется в сравнении с простыми колоннами, что также самым непосредственным образом влияет на

характер расчета системы (схемы). Учет механизма взаимодействия между паровыми и жидкостными потоками на контактных устройствах массообменных аппаратов относится к задачам кинетики и чаще всего решается отдельно от задачи статики, к которой относится расчет характеристик схемы (взаимосвязь между отдельными тарелками, пакетами тарелок и аппаратами; распределение массовых и тепловых потоков между этими элементами; определение параметров технологического режима, обеспечивающих выполнение ограничений, наложенных на процесс). Задачи статики в первую очередь определяются законами термодинамики [1].

Расчет ректификации, как уже отмечалось, связан с решением систем нелинейных алгебраических уравнений высокой размерности. При этом составы продуктов разделения не могут быть заданы заранее с абсолютной точностью: определены лишь основные требования к этим продуктам, которые, как правило, задаются в виде односторонних или двухсторонних неравенств.

$$X_d \geq \bar{X}_d \quad \text{и} \quad X_w \leq \bar{X}_w \quad (1.1)$$

$$\bar{X}_{d,1} \geq X_d \geq \bar{X}_{d,2} \quad \text{и} \quad \bar{X}_{w,1} \leq X_w \leq \bar{X}_{w,2} \quad (1.2)$$

где X_d – характеризует состав продукта (дистиллята), а \bar{X}_d и \bar{X}_w – регламентированные требования к этому продукту. Решение задачи находится с использованием итерационных процедур.

Основную сложность представляет обеспечение сходимости итерационного цикла. К настоящему времени разработано большое количество методов расчета ректификации и их модификаций [1,4], различающихся подходами к организации итерационного цикла. Все эти методы различаются в отношении быстродействия, достигаемой точности результатов, объема занимаемой оперативной памяти ЭВМ и так далее. На первом этапе развития теории расчетов разделения разрабатывались упрощенные, аналитические методики расчета, основанные на анализе предельных гипотетических режимов разделения: расчете режимов полного ($R = \infty$) и минимального ($R = R_{min}$) орошений по уравнениям Фенске – Андервуда ($R = \infty$), по уравнению Андервуда ($R = R_{min}$) и последующем переходе к режиму рабочего орошения с помощью корреляционного графика (уравнения) Джиллиленда [1,5 – 8]. Все эти модели используют достаточно серьезные допущения и по сегодняшним представлениям мало пригодны для реального проектирования, хотя и могут быть применены для предварительной оценки вариантов разделения, для получения начального приближения при использовании более строгих моделей и так далее.

К настоящему времени разработано достаточно большое количество модификаций матричного метода расчета ректификации [3,9,10]. Эти методы позволяют сразу находить решение полной системы алгебраических уравнений, описывающих процесс разделения, и поэтому являются предпочтительными с точки зрения быстродействия моделей. Однако решение систем уравнений высокой размерности имеет свои особенности и недостатки, прежде всего связанные с возможной потерей точности вычислений.

Наибольшее распространение на сегодняшний день нашли приемы расчета “от тарелки к тарелке”. Большинство из этих методик ориентированы на расчет разделения в проектной постановке: задано распределение тарелок по секциям колонны, закреплены уровни ввода материальных и тепловых потоков и их характеристики, доли отбора материальных потоков (флегмовые и паровые числа). В качестве независимых переменных, определяемых в результате расчета, принимаются или профили концентраций, или профили температур по высоте колонны [3,10,11]. Решение задачи достигается итерационным путем за счет последовательной корректировки этих профилей. Особое значение при использовании этих методов приобретает быстродействие и надежность конкретных методов сходимости, заложенных в расчет. Проектная задача решается методом перебора конкурирующих вариантов решения.

Наконец, большой интерес представляет модифицированный метод встречной релаксации, основанный на расчете процесса однократного испарения на каждой ступени контакта, нахождении профилей расходов, температур и концентраций по высоте колонны и последовательной корректировке этих профилей до достижения некоторого стационарного решения [12,13]. В соответствии с этим методом для каждой теоретической тарелки на уровне j можно записать систему балансовых соотношений:

$$\bar{\Phi}_j = \Gamma_{j-1} + \Lambda_{j+1} + \Phi_j \quad (1.3)$$

$$\bar{F}_j = G_j + L_j \quad (1.4)$$

$$\bar{F}_j \times Z_{j,i} = G_{j-1} \times Y_{j-1,i} + L_{j+1} \times X_{j+1,i} + F_j \times X_{Fj,i} \quad (1.5)$$

$$\bar{F}_j \times Z_{j,i} = G_j \times Y_{j,i} + L_j \times X_{j,i} \quad (1.6)$$

$$Y_{j,i} = K_{j,i} \times X_{j,i} \quad (1.7)$$

$$E_j = \frac{G_j}{F_j} \quad (1.8)$$

$$\bar{F}_j \times \bar{H}_j = G_{j-1} \times H_{j-1} + L_{j+1} \times h_{j+1} + F_j \times HF_j + q_j \quad (1.9)$$

$$\bar{F}_j \times \bar{H}_j = G_j \times H_j + L_j \times h_j \quad (1.10)$$

где G , L и F – соответственно мольные потоки пара, жидкости и внешнего питания, q – внешний подвод (отвод) тепла на ступень контакта, Y и X – составы пара и жидкости, Z – брутто – состав питания ступени однократного испарения (ОИ), K – константа фазового равновесия, E – доля отгона паровой фазы, H и h – энтальпии пара и жидкости соответственно. Верхний индекс определяет характеристики (расход, состав, энтальпия) брутто – питания, j – индекс ступени контакта (счет снизу вверх), i – индекс компонента. Как видим, эта система уравнений полностью идентична системе, описывающей работу любой теоретической тарелки массообменного аппарата. Более того, несложно показать, что она описывает и работу теплообменных элементов (испаритель, дефлегматор). Уравнения (1.3) и (1.5) записаны относительно потоков, поступающих на тарелку и служат для определения брутто – состава питания ($Z_{j,i}$), а уравнения (1.4) и (1.5) – относительно потоков, расходящихся с тарелки. Совместным решением (1.6)-(1.8) записывают:

$$S = \sum_{i=1}^{i=n} Y_{j,i} - \sum_{i=1}^{i=n} X_{j,i} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{Z_{j,i} \times (K_{j,i} - 1)}{1 + E_{j,i} \times (K_{j,i} - 1)} = 0 \quad (1.11)$$

Уравнение (1.11) определяет расходы и составы фаз, отходящих со ступени контакта. Поскольку константы фазового равновесия и энтальпии смеси зависят от параметров состояния системы, то есть $K_i = f(P, T, X_i)$, $H = f_1(P, T, Y_i)$ и $h = f_2(P, T, X_i)$, для решения уравнения (1.11) могут быть привлечены уравнения теплового баланса (1.9) – (1.15). Решение полной системы уравнений (1.3) – (1.10) проводится итерационным методом [12]. При этом в наиболее распространенной постановке задачи приходится задаваться температурой ОИ, затем с использованием уравнения (1.11) находить значение доли отгона E , отвечающей этому значению температуры, определять расходы и составы расходящихся потоков и по уравнениям (1.9) – (1.10) уточнять принятое значение температуры. Поиск улучшенных значений искомых

параметров проводится с использованием метода Ньютона, метода секущих хорд или любого другого [12].

Как видим, при расчете процесса разделения на каждой ступени контакта используются характеристики входных потоков, полученные при расчете предыдущих ступеней. Последовательно проводя расчеты снизу вверх и сверху вниз и корректируя характеристики потоков (расходы, температуры, составы) при каждом прохождении, получаем профили этих характеристик, которые стремятся (релаксируют) к некоторому пределу, который и является решением задачи. Сходимость итерационного цикла определяется тем, что во всех итерациях характеристики внешних входных потоков (материальных и тепловых) закреплены. Модификации метода релаксации разрабатываются как в РФ [14 – 18], так и за рубежом [12,19]. Условия выполнения материальных и тепловых балансов на всех ступенях контакта обеспечивает и выполнение балансов по аппарату в целом.

Следует отметить, что рассмотренная модель описывает не только процесс ректификации, но и абсорбцию, а также совмещенные процессы (например, абсорбционно – отпарные колонны). Особенности того или иного процесса будут проявляться только в процедуре расчета фазового равновесия – уравнение (1.7). Метод широко использовался при моделировании самых разнообразных процессов химической технологии: при моделировании работы сложных колонн [14], нефтестабилизационных колонн [20], абсорбционно – отпарных колонн [17]. Более того метод легко модифицируется для расчета разделения неидеальных систем [21], для расчета разделения систем с двумя расслаивающимися жидкими фазами [22] и даже для моделирования динамических (нестационарных) режимов работы колонного оборудования [23].

Последние годы характеризовались чрезвычайно быстрым развитием вычислительной техники. Ресурсы вычислительной техники в отношении быстродействия, оперативной и долговременной памяти, коммуникационных связей очень быстро прогрессируют. Компьютеризация стремительно проникает во все сферы технической деятельности, в том числе и научной. В этих условиях значительную часть ограничений на быстродействие тех или иных алгоритмов, на объем занимаемой ими оперативной памяти уже можно считать снятой, или эти ограничения будут сняты в самое ближайшее время. Основным критерием, определяющим достоинства тех или иных методов расчета, становится их точность и возможность повышения этой точности за счет введения в методики и модели дополнительных, ранее не учитываемых механизмов явлений. Применительно к рассматриваемым процессам это положение в первую очередь касается блоков расчета парожидкостного равновесия и кинетических закономерностей протекания процессов массо –

теплообмена, причем можно ожидать быстрого развития методик совмещенного, термодинамически – кинетического расчета процессов разделения.

По сегодняшним представлениям [4], для обеспечения возможности проектирования и исследования разнообразных ректификационных процессов необходимо использовать пакеты прикладных программ, характеризующихся и отличающихся друг от друга рядом признаков: степенью сложности и точности модели (термодинамическая, кинетическая); видом постановки задачи (проектная, поверочная); типом разделяемых смесей (зеотропные, азеотропные, полиазеотропные); типом колонного оборудования и так далее. Более того, в современных исследовательских и проектных задачах уже достаточно широко используются моделирующие комплексы, предназначенные для моделирования набора взаимосвязанных аппаратов, то есть технологических установок и схем.

1.2. Усовершенствования технологии разделения углеводородных смесей

Значение энергосбережения при проектировании и реконструкции ректификационных установок не нуждается в обосновании. Наибольшее влияние на экономичность процесса ректификации оказывает его правильная организация, направленная на снижение источников термодинамических потерь, выбор наиболее эффективного распределения материальных и тепловых потоков, то есть выбор схемы разделения. Известно [1], что термодинамически идеальный процесс разделения в одной колонне достигается при подводе тепла по всей высоте исчерпывающей секции колонны и отводе тепла также по всей высоте укрепляющей секции (“идеальный каскад”). При этом достигается минимальный расход энергии, хотя одновременно возрастает и число тарелок необходимых для реализации заданного разделения (при флегмовом числе $R=\infty$ число тарелок возрастает в два раза). При разделении многокомпонентной смеси (МКС) оптимальным оказывается проведение процесса в комплексе сложных колонн с полностью связанными тепловыми и материальными потоками. При этом тепло подводится и отводится только в 2-х точках комплекса (система имеет 1 испаритель и 1 дефлегматор). Комплексы характеризуются большим суммарным количеством связанных секций и чрезвычайно большим суммарным числом тарелок. Изначально заложенная связь по материальным потокам при учете гидравлических сопротивлений вызывает необходимость выделения высококипящих компонентов при более высоких давлениях чем низкокипящих, что практически неприемлемо при разделении ширококипящих смесей, в том числе и нефтяных. Затруднительно также решение вопросов управления такими комплексами. Указанные причины делают проблематичным их использование [24]. Поэтому комплексы колонн,

полностью связанных по материальным и тепловым потоками представляют скорее теоретический интерес для оценки термодинамической эффективности принимаемых схемных решений в сравнении с предельно возможной схемой (полностью связанные комплексы).

Заметное снижение энергоемкости процессов разделения достигается и при использовании достаточно известных приемов: многопоточного ввода сырья в ректификационные колонны при разных температурах и агрегатных состояниях отдельных потоков; использовании тепловых насосов; вводе (отводе) низкопотенциальных тепловых потоков в промежуточные сечения секций колонны; отборе материальных потоков в виде боковых погонов и так далее [1,24 – 26].

В последние годы ряд работ, направленных на снижение энергопотребления в процессах разделения конкретных продуктов за счет термодинамической оптимизации процессов, внедрен в промышленности:

- в нефтепереработке при выделении бензинов [27 – 31];
- в технологии газофракционирования [32];
- в процессах стабилизации нефти [33,34];
- в технологии разделения продуктов органического синтеза [35].

Также заметно возросло число патентных разработок, выполненных в направлении термодинамического совершенствования процессов разделения нефтяных смесей, что особенно заметно на фоне как общего снижения патентных разработок в Российской Федерации (РФ), так и особенно резкого снижения разработок в традиционных направлениях (конструкции контактных массообменных устройств). Только представителями Уфимской школы исследователей (Марушкин Б.К., Кондратьев А.А., Деменков В.Н. и другие) за последние 10 лет выполнено более 100 разработок в этой области, приоритет которых защищен патентами РФ. Динамичное развитие разработок в области совершенствования схем разделения подтверждает высокую эффективность этого направления.

Необходимо отметить, что использование комплексов со связанными материальными и тепловыми потоками резко увеличивает число возможных схемных решений. Известно, что при использовании простых колонн число возможных вариантов решения при разделении многокомпонентной смеси определяется уравнением [1]:

$$N = \frac{[2 \times (n - 1)]!}{n!(n - 1)} \quad (1.5)$$

где n – число компонентов в смеси, N – число возможных вариантов разделения.

Например, для 7 – ми компонентной смеси (ШФЛУ, разделяемая на ЦГФУ нефтехимических предприятий) $N=132$. При использовании комплексов с частично связанными потоками число возможных вариантов разделения возрастает многократно. В работе [36] проведено исследование процесса разделения четырехкомпонентной смеси. В этом случае при использовании простых колонн $N=5$. В работе проведено исследование 14 характерных схем разделения в сложных колоннах со связанными материальными потоками, причем этими вариантами число возможных решений далеко не ограничивается.

Очевидно, что исследование сложных многовариантных схем разделения возможно лишь при самом широком использовании приемов математического моделирования процесса и при наличии специального программного обеспечения, ориентированного на расчет сложных схем разделения. Физический эксперимент приобретает при этом вспомогательное значение, например, для оценки адекватности используемых моделей, для оценки точности используемых методик расчета физико-химических свойств разделяемой системы, для определения настроечных параметров модели (кинетических коэффициентов) и так далее.

1.3. Пути повышения эффективности процессов разделения

Одним из важных резервов повышения эффективности разделения нефтяных смесей является совершенствование колонной аппаратуры и прежде всего контактных массообменных устройств. Важность развития работ в этом направлении отмечалась в решениях практически всех Международных, Всесоюзных и Всероссийских конференций последних лет по вопросам ректификации.

В работе [37] проведен анализ работ в направлениях совершенствования: тарельчатых контактных устройств; нерегулярных (насыпных) насадок; регулярных пакетных насадок; сепарирующих устройств.

Среди контактных устройств наиболее широко как в отечественной промышленности, так и за рубежом используются клапанные тарелки. В США это клапанные тарелки фирмы Глитч, флексии – трей фирмы Кох. В РФ свыше 60 % колонн оборудовано клапанными тарелками конструкции ВНИИНЕФТЕМАШ и УкрНИИХиммаш. Данные тарелки позволили примерно на 15-20 % увеличить производительность ректификационных колонн в сравнении с тарелками перекрестного тока, а также почти в 2 раза снизить металлоемкость оборудования по сравнению с колпачковыми и желобчатыми

тарелками. В нефтехимии успешно применяются модификации струйных тарелок конструкции профессора Г.П. Соломахи и ВНИИНЕФТЕМАШ.

Для процессов ректификации и абсорбции, проводимых под давлением, хорошие результаты дало использование высокоскоростных струйно – центробежных тарелок. Тарелки состоят из унифицированных контактных элементов диаметром 380 мм, из которых формируется рабочее полотно тарелки. Максимальное значение фактора скорости пара может достигать значения $9 \div 10$ при нагрузке по жидкости $5 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $4,5 \div 5$ при нагрузке $40 \text{ м}^3/\text{ч}$. Данные тарелки с 1986 г. успешно эксплуатируются на установке ЦГФУ АО “Нижнекамскнефтехим” в колоннах диаметрами $1400 \div 4000$ мм и при числе тарелок до 101 (изопентановая колонна). Интересные конструкции высокоинтенсивных контактных устройств отмечены в работах [38,39]. Так, например, в работах [40 – 42] показана возможность реконструкции колонн установки получения моторных топлив путем частичной замены клапанных тарелок на новую неупорядоченную насадку [43]. В результате выход светлой фракции повышается с $100 \text{ м}^3/\text{час}$ до $112 – 114 \text{ м}^3/\text{час}$.

В последние годы в нефтепереработке и нефтехимии резко возросла роль процессов, проводимых под вакуумом. Для данных процессов наибольшее значение имеет величина гидравлического сопротивления, приходящаяся на единицу высоты разделительной способности (ВЭТТ – высота эквивалентная теоретической тарелке). Данная характеристика в значительной мере определяет перепад давления по высоте колонны, а значит и давление в кубах ректификационных колонн, которое весьма существенно влияет на экономичность процесса разделения. Современные вакуумные колонны оснащаются регулярной насадкой, которая позволяет в несколько раз снизить сопротивление по сравнению с тарельчатыми устройствами.

Активно внедряются регулярные насадки фирм *Sulzer*, *Koch*, *Norton*, Инжехим и другие. Так в 1997г. на АО “Нижнекамскнефтехим” в блоке ректификации стирола внедрена регулярная насадка фирмы “*Norton*”. При этом за счет повышения эффективности разделения и снижения гидравлических сопротивлений в системе ректификации удалось принципиально изменить саму схему разделения, отказавшись от дополнительных колонн, обеспечивавших доочистку целевых фракций за счет организации рецикловых связей (колонн – “чистильщиков”). Хорошие показатели дала насадка Инжехим в колонне извлечения гликолей.

В нефтепереработке в вакуумных блоках установок АВТ использование регулярной насадки позволяет существенно уменьшить количество водяного пара, подаваемого в колонны в качестве отпаривающего агента. Так фирма *Sulzer* сообщает [44] о снижении подачи водяного пара в два раза после замены

тарелок в вакуумной колонне АВТ на насадку “Меллапак 250 – У”. При этом перепад давления в колонне составил всего 10 мм.рт.ст.

В последние годы различные виды нерегулярных и регулярных насадок разработаны различными авторами (Кулов Н.Н., Мемедлев З.Н., Лебедев Ю.Н. и другие). Это ромбовидная насадка, каскадные насадки, насадка “Ваку – Пак” и разные другие. Насадка регулярная комплектуется в виде блоков, что значительно упрощает вопросы монтажа. Сопоставление насадок конструкции ВНИИНЕФТЕМАШ показывает, что они по своим основным характеристикам не уступают заграничным аналогам. Эффективная насадка разработана также в институте общей и неорганической химии РАН (ИОНХ) [45]. В то же время следует отметить, что стоимость всех типов регулярных насадок вместе с опорной конструкцией и распределителями орошения существенно выше, чем стоимость контактных устройств (тарелок). Поэтому всем решениям по реконструкции должен предшествовать тщательный технико-экономический анализ ожидаемых результатов.

В некоторых случаях (например, в процессе разделения нефтепродуктов) может оказаться полезным и использование новых видов нерегулярной насадки, например Инжехим и другие.

1.4. Промышленные технологии переработки и утилизации мазутов высокопарафинистых нефтей с получением товарной продукции*

Отгон светлых продуктов из нефти осуществляется на блоке атмосферной перегонки, отбор темных – на блоке вакуумной перегонки. Основным показателем работы установок перегонки нефти являются:

- отбор фракций по сравнению с их потенциальным содержанием в нефти;
- чистота отбираемых фракций (качество дистиллятов).

Лучшие показатели по отбору светлых фракций от потенциала составляют 97-98%.

Мазут – остаток атмосферной перегонки нефти – перегоняется на самостоятельных установках вакуумной перегонки или на вакуумных секциях атмосферно-вакуумных трубчаток (АВТ).

Проблемы переработки мазута значительно увеличиваются с повышением содержания парафинов.

В данном разделе рассмотрены работы отечественных и зарубежных авторов по проблеме переработки и утилизации мазутов высокопарафинистых нефтей, представлены основные промышленные технологии.

*В работе принимали участие сотрудники кафедры ХТПНГ КГТУ (КХТИ).

Остатки перегонки высокопарафинистых нефтей (ОПВН), выкипающие выше 350 °С представляют собой исключительно сложную многокомпонентную полидисперсную систему, включающую кроме высокомолекулярных углеводородов и гетеросоединений металлы, такие как ванадий, никель, железо, молибден и другие. Основными компонентами первичных (прямой перегонки) ОПВН являются масла, петролатумы, гачи, смолы и асфальтены. Содержание гетеросоединений в ОПВН достаточно невысокое и составляет ~ 0,3 – 0,8 % мас. Основная часть металлоорганических соединений концентрируется в асфальтено – смолистых веществах и представлена *Ni, V, Fe, Cu* и *Na*.

Для переработки (облагораживания) или использования мазута высокопарафинистых нефтей (ВПН) можно рекомендовать следующие физические и химические методы и процессы (технологии):

1.Обработка мазута ВПН с применением селективных растворителей с последующей депарафинизацией. К этим процессам можно отнести: сольвентную деасфальтизацию низкомолекулярными алканами (пропаном, бутаном и легким бензином); экстракционное облагораживание полярными растворителями; депарафинизация кристаллизацией в среде растворителя деасфальтезированных и обессмоленных остатков.

2.Деструктивная переработка мазута ВПН, направленная на получение компонентов моторных топлив и топочного мазута. Для мазута ВПН газоконденсатных месторождений такая переработка является наиболее перспективной, вследствие относительно низкого содержания асфальтено – смолистых веществ и металлов – отравителей. К таким процессам можно отнести:

–процессы декарбонизации, основанные на удалении из мазута ВПН углерода с одновременным получением низкомолекулярных углеводородов (продуктов деструкции), более богатых водородом. К данной группе можно отнести термический и каталитический крекинг, висбрекинг и коксование.

–процессы введения водорода, основанные на введении водорода извне с образованием низко – и среднемолекулярных фракций с низким содержанием гетеросоединений и металлов, дезактивирующими катализаторы. К группе каталитических процессов прежде всего относятся – каталитический крекинг, гидрокрекинг, гидрообессеривание и гидродеметализация. К группе некаталитических процессов можно отнести гидровисбрекинг, фебакомбикрекинг.

3.Прямое использование мазута ОПВН без предварительной обработки и подготовки.

4.Подготовка мазута ВПН путем введения добавок, снижающих их вязкость.

1.4.1. Термические и термокаталитические процессы переработки остатков высокопарафинистых нефтей

Висбрекинг

Наиболее известным методом переработки остаточного нефтяного сырья является его деструктивное преобразование в результате термического нагрева. Применение термического деструктивного преобразования приводит к снижению вязкости нефтяных остатков, что позволяет использовать их в качестве котельного топлива и получать компоненты дистиллятных топлив. Наиболее старым процессом термического деструктивного разрушения тяжелых нефтяных остатков является процесс термокрекинга [46]. В настоящее время процесс термокрекинга практически не используется, а установки термокрекинга реконструируются (чаще всего в установки каталитического крекинга или висбрекинга). Для деструктивных некаталитических процессов большей эффективностью обладает процесс висбрекинга остаточного нефтяного сырья [47]. Висбрекинг остаточного нефтяного сырья проводят в более мягких условиях, чем термокрекинг. Температура процесса находится в пределах 440 – 500 °С, давление 2,4 – 3,5 МПа [48].

В настоящее время нашли применение два основных направления в технологии висбрекинга [49]:

- печной или висбрекинг в печи с сокинг секцией, при котором высокая температура (480 – 500 °С) сочетается с коротким временем пребывания сырья в реакционной зоне (1,5 – 2 мин);

- висбрекинг с выносной реакционной камерой. Требуемая степень конверсии достигается при более мягком температурном режиме (440 – 450 °С) и достаточно длительном времени (12 – 17 минут). Этот вариант более экономичен, так как при одной и той же конверсии тепловая нагрузка на печь меньше, однако при печном получается меньший выход газа и бензина, повышенный выход газойлевых фракций, а крекинг – остаток содержит серы не меньше, чем исходное сырье.

Для получения менее сернистого котельного топлива может быть использован модифицированный вариант, при котором производится предварительное обессеривание и частичная демеаллизация ОВПН. Для сокращения выхода крекинг – остатка разработаны схемы, где висбрекинг комбинируется с вакуумной перегонкой и термическим крекингом [50].

На ряде НПЗ (Омском и Ново-Уфимском) путем реконструкции установок термического крекинга разработана и освоена технология комбинированного процесса висбрекинга гудрона и вакуумной перегонки

крекинг – остатка на легкий и тяжелый вакуумные газойли и тяжелый висбрекинг – остаток с предварительной вакуумной перегонкой мазута [51]. Целевым продуктом процесса является тяжелый вакуумный газойль, содержащий 20 – 40 % полициклических углеводородов. Комбинированный метод с вакуумной перегонкой позволяет повысить глубину переработки нефти и сократить выход остатка на 35-40 %.

Новую технологию процесса представляет каталитический висбрекинг в присутствии водяного пара. Это процесс отличается от традиционного повышенным выходом дистиллятных фракций при сохранении низких капитальных затрат [52]. Этот процесс в настоящее время реализуется на Рязанском НПЗ путем реконструкции установки ТК-1. Согласно данному подходу в 1990 году были выполнены расчеты блока висбрекинга гудрона и мазута для Ярославского НПЗ и Мажейкского НПЗ [53].

Каталитический крекинг остаточного сырья

Процесс каталитического крекинга является одним из наиболее распространенных крупнотоннажных процессов переработки остаточного сырья. Основное назначение каталитического крекинга – производство компонентов дистиллятных топлив и, прежде всего, бензина. Хотя, по сути, процесс аналогичен термическим процессам перераспределения водорода с образованием более гидрогенизированных целевых продуктов и обедненного водородом кокса, он существенно превосходит их по ряду показателей. Из них наиболее важные – более высокий выход и качество продуктов (особенно бензина), отсутствие побочных продуктов, так как образующийся в процессе кокс сжигается в регенераторе, а выделяющиеся при этом тепло используется для поддержания эндотермических реакций крекинга и выработки пара высокого давления [54 – 56].

Однако при переработке остаточного и тяжелого сырья наблюдается быстрая дезактивация катализатора, обусловленная быстрой коксуемостью сырья и повышенным содержанием в нем металлов – ядов (*Ni, V, Na*). Металлы, адсорбированные на катализаторе, блокируют активные центры, что ведет к усилению дегидрогенизационных процессов, то есть повышению выхода водорода. Для предотвращения отравления катализатора металлами возможны следующие приемы [47,49,57,58,59]:

- предварительная деметаллизация сырья;
- непрерывная деметаллизация части циркулирующего в системе катализатора;
- применение добавок, пассивирующих отравляющее действие металлов на катализаторе.

Из процессов облагораживания остаточного сырья каталитического крекинга в настоящее время нашли применение:

- гидрогенизационные процессы;
- термоадсорбционная деасфальтизация;
- сольвентная деасфальтизация и деметаллизация.

Сольвентная деасфальтизация с использованием в качестве растворителей пропана, бутана, пентана или легкого бензина основана на технологии деасфальтизации гудронов. В этом процессе наряду с деасфальтизацией и обессмоливанием достигается деметаллизация, а также частичное обессеривание и деазотирование нефтяных остатков, что существенно облегчает последующую каталитическую переработку. В настоящее время разработано достаточно много рентабельных процессов деасфальтизации (*ROSE, DEMECS*, БашНИИ НП и так далее) [48,49].

В процессах термоадсорбционной деасфальтизации (ТАД) облагораживание тяжелых нефтяных остатков достигается за счет частичных термодеструктивных превращений углеводородов и гетеросоединений сырья и последующей адсорбцией образовавшихся смол, асфальтенов, а также металлов адсорбентами. В отличие от сольвентной деасфальтизации в процессах ТАД не образуется трудноутилизируемого продукта как асфальт. Из внедренных в переработку промышленных процессов ТАД следует выделить процессы АРТ [52,58,60,61], ЗД [52,58,60,61], НОТ и АСС [52,58,60,61].

Процесс АРТ представляет собой процесс очистки мазутов и других видов остаточного сырья от металлов, кокса и серы, заключающийся в контактировании сырья с горячим мелкодисперсным адсорбентом – теплоносителем, который называется АРТКАТ.

Процесс ЗД (селективная деструктивная дистилляция) осуществляется в жестком термическом контакте с циркулирующим теплоносителем в течение относительно короткого периода времени. К недостаткам процесса следует отнести то, что при подготовке высокосернистого сырья требуется дальнейшая гидроочистка.

Процесс НОТ осуществляется на установках типа термического крекинга с псевдооживленным слоем катализатора. В качестве адсорбента – катализатора используется дробленая железная руда, частицы которой поддерживаются во флюдизированном состоянии с помощью паров сырья и водяного пара.

Процесс АСС осуществляется также как и процесс НОТ. Однако в качестве адсорбента – катализатора используется алюмосиликат, известный под торговым названием "Аллюзит".

Гидрогенизационные процессы показывают наилучшие результаты при подготовке остаточного сырья. С их помощью получают большие выходы высококачественных продуктов, но для них характерны высокие капитальные и

эксплуатационные затраты. В настоящее время при подготовке остаточного нефтяного сырья используют следующие гидрогенизационные процессы [58,62]:

- каталитическая гидроочистка;
- гидродеметаллизация;
- мягкий и жесткий гидрокрекинг.

Процессы гидропереработки мазутов обеспечивают получение высококачественного сырья для процесса каталитического крекинга. Однако они протекают при высоком (до 10 – 15 МПа) давлении с большим расходом водорода (до 200 м³/т) при низкой объемной скорости подачи сырья.

В настоящее время в мире разработано более 50 процессов каталитического крекинга остаточного сырья (мазутов и гудронов) [60,61]. Степень превращения сырья на этих установках составляет 65-78 %. Доля остатков зависит от качества исходного сырья (коксуемость, содержание металлов и так далее). Различаются эти процессы устройством и режимом функционирования реакторного блока, а также типами катализаторов и системами их контактирования с сырьем. Наибольшее применение нашли процессы [49,50,58]:

- каталитический крекинг мазута Эр-Си-Си;
- процесс Эйч-Оу-Си-П (НОС) фирмы "Келлог";
- каталитический крекинг нефтяных остатков R-2-R французской фирмы "Тоталь";
- процесс MSCC фирмы "Барко";
- процесс RCCSM фирмы ЮОП.

Распределение установок, перерабатывающих остаточное сырье, по регионам зависит от потребления котельного топлива и наличия установок коксования. Примерно 60 % установок каталитического крекинга остаточного сырья работает на мазуте. Остальные на смесях (в основном с мазутом). Без предварительной подготовки напрямую перерабатываются мазута с коксуемостью по Кандрадсону не выше 2 – 4 % и содержанием металлов до 5 г/т. Однако основная часть мазутов имеет коксуемость до 10 – 15 %. Длительность пробега установок каталитического крекинга составляет от 2 до 4 лет, в отдельных случаях достигает 6 лет. Процесс энергоемкий. Суммарное потребление энергии составляет 4 – 7 % от перерабатываемого сырья, а с учетом сжигаемого кокса – около 40 % от нефти, идущей на энергетические нужды. Потребление энергии распределяется следующим образом: электроэнергия – 18 %; пар – 46 %; топливо технологическое – 36 %.

В отечественной практике каталитический крекинг остаточного сырья осуществляется на модернизированных установках переработки вакуумных газойлей типа 1А1М, ГК-3, 43-103, 43-107. В качестве сырья на этих установках

используют мазут и вакуумные газойли с повышенным содержанием парафиновых углеводородов.

Имеются и другие модификации процесса. Например, на Орском НПЗ ОАО "Сибнефть" в настоящее время на установках КТ – 1/1 перерабатывается вакуумный газойль с большим содержанием тугоплавких парафино – нафтеновых углеводородов. В связи с утяжелением сырья и возрастанием его коксуемости используются модифицированные катализаторы серии КМЦ (цеолитсодержащие сферические катализаторы) [63]. Используют две модификации катализаторов серии КМЦ: КМЦ – 95М и КМЦ – 97 [64].

На Омском НПЗ в результате модернизации установок 43 – 103 и 43 – 107 с 1996 года перерабатываются остатки масляного производства, деасфальтизата и тяжелого газойля коксования [65]. Доля остатков масляного производства (прежде всего гачи и петролатумы) составляет 25 %. Используются катализаторы КМЦ – 97 и КМЦ – 99. В 1999 году была модернизирована установка С – 200 КТ – 1/1 для переработки остаточного сырья с содержанием тяжелых парафино – нафтеновых углеводородов не менее 40 – 45 % [64,66].

На Мажейском НПЗ с 1990 года перерабатывается остаточное сырье на комплексе КТ – 1/1. В качестве сырья используется мазут Западно-Сибирской нефти, который подвергается вакуумной перегонке (310 – 560 °С) и гидроочистке. Выход бензина и компонента дизельного топлива составляет 70 – 83 %. Используются импортные катализаторы: *DA – 250, Resoc - IM, GX, Spectra – 94P* фирмы "Grace Davison" [67].

В 1997 году сотрудниками ГрозНИИ и ИГИ разработан совмещенный процесс каталитического крекинга нефтяных остатков с предварительным гидрообессериванием. Сырьем процесса являются остатки атмосферной перегонки с добавлением остатков масляного производства. Процесс осуществляется при давлении водорода 6 – 10 МПа с использованием диспергированной в сырье микро каталитической добавки из солей металлов VI – VIII группы. Приводятся данные о проведении процесса каталитического крекинга с применением в качестве сырья остатка атмосферной перегонки (мазута) Западно – Сибирской нефти. Выход бензина составляет – 19,2 %, керосиновой и дизельной фракции 36,4 %, вакуумного газойля – 21,7 %, кокса и остатка 20,9 % [68].

Гидротермические процессы переработки тяжелых нефтяных остатков

Основное достоинство термических процессов переработки остаточного сырья – значительно меньшие, по сравнению с каталитическими процессами, капитальные вложения и эксплуатационные затраты. Однако для них характерны: ограниченная глубина превращения и низкое качество

дистиллятных продуктов. Значительно более высокие выходы и качество дистиллятных продуктов и газа наблюдается в процессах каталитического крекинга. Однако для каталитического крекинга требуются значительные затраты, связанные с расходом катализатора и необходимостью подготовки сырья (деметаллизация и деазотирование). Поэтому, по глубине переработки и качеству получаемых продуктов более универсальными можно считать гидрогенизационные процессы, и особенно гидрокрекинг. Однако он требует высоких расходов водорода и повышенной температуры. Поэтому в настоящее время наблюдается тенденция к разработке процессов промежуточного типа между термическим крекингом и гидрокрекингом. Они проводятся в среде водорода, но без применения катализаторов и соответственно для них нет ограничения по коксуемости и содержанию металлов, для них характерны средние между термическими и процессами гидрокрекинга показатели качества дистиллятных продуктов, капитальных и эксплуатационных затрат. К этим процессам, прежде всего, относятся: гидровисбрекинг, гидропиролиз, динакрекинг и донорно – сольвентный крекинг [47,49,50,52,58,69].

Гидровисбрекинг. Процессы гидровисбрекинга основаны на том, что растворимость водорода в остаточном сырье увеличивается с повышением температуры и давления. Гидровисбрекинг проводится при таких же температурах и продолжительности, что и каталитический крекинг, причем глубина превращения сырья значительно выше, чем при обычном висбрекинге. Во избежание быстрого закоксовывания процесс осуществляют при давлении 12 – 20 МПа. Степень превращения для мазута составляет 70 – 88 %, гудрона 63 – 70 %. В результате осуществления процесса гидровисбрекинга вязкость исходного остатка снижается в 50 – 100 раз, температура застывания снижается на 20 – 35 °С, содержание сернистых соединений на 15 – 25 %. При некоторых вариантах каталитического гидрокрекинга (например, с суспензированным катализатором одноразового использования) давление может быть снижено до 12 – 15 МПа. Наиболее перспективным можно считать гидровисбрекинг фирмы «Лурги» и «Хайвал» [47,49,50,58].

Гидропиролиз нефтяных остатков. Для проведения процесса гидропиролиза наиболее оптимальным сырьем являются остатки атмосферной перегонки (мазуты), в меньшей степени гудроны. Процесс гидропиролиза [70,71] проводится, как и термический пиролиз при температурах выше 500 °С и давлениях выше 10 МПа и времени контакта от нескольких секунд до одной минуты в среде водорода. Одной из модификаций гидропиролиза является процесс дина -крекинг, разработанный фирмой "Хайдросарбон рисеч". Этот процесс позволяет перерабатывать остаточное сырье с высокой коксуемостью и большим содержанием металлов, азота и серы. Процесс дина – крекинга характеризуется высоким выходом газов с малым содержанием олефинов и

бензина, заметным гидрообессериванием дистиллятов и гидрированием диенов [49,50,58].

Отечественным аналогом процесса пиролиза остаточного сырья можно считать разработку института проблем горения Республики Казахстан "инициированный пламенный пиролиз переработки мазута в легкие углеводороды" [72]. Основным аппаратом является пиролизер. Проведенные исследования показывают, что пиролиз мазута протекает в жестких условиях при температуре 525 °С с образованием газообразных продуктов. Доказывается, что максимальный выход предельных углеводородов наблюдается при пиролизе мазутов – остатков переработки высокопарафинистых нефтей. В Российской Федерации процесс пиролиза утяжеленного углеводородного сырья изучается в ВНИИНП [73,71].

Донорно – сольвентные процессы. Основой этих процессов являются гидрокрекинг средних дистиллятов в присутствии донора водорода и катализатора одноразового использования. Роль донора водорода как правило выполняют различные дистилляты, которые должны обладать двумя основными свойствами – хорошо растворять тяжелые остатки и легко отдавать в процессе крекинга атомарный водород. Поэтому такие процессы называются донорно – сольвентными. Как правило, сырьем донорно – сольвентного гидрокрекинга являются тяжелые вакуумные остатки (гудроны, битумозные нефти и так далее) и реже мазут. Для ОПВН этот тип процессов подходит в меньшей степени [52,58].

Гидродепарафинизация. Для утилизации тяжелых остатков с высоким содержанием парафиновых углеводородов американской фирмой "Mobil oil" разработан процесс каталитической дегидродепарафинизации [52,58]. Предложено два варианта: мягкий и жесткий. Мягкий, в целом, предназначен для снижения вязкости (понижения температуры застывания); жесткий, в том числе и для получения компонентов моторных топлив. Это совмещенный процесс депарафинизации и гидрокрекинга (или гидроочистки). Хорошие результаты процесса связаны, прежде всего, с разработкой новых высококремнеземных (ВК) цеолитов типа ZSM.

В нашей стране на основании ВК цеолита типа ЦВМ (аналог ZSM – 5) разработаны отечественные катализаторы СГК – 1 и СГК – 5. В настоящее время в ВНИИНП разрабатывается процесс дегидродепарафинизации утяжеленных дистиллятов с применением катализаторов НМГ – 40Ц и НМЦ – 50Ц бифункционального действия. Этот катализатор по сравнению с СГК – 5 обладает лучшей гидрообессеривающей способностью. Также в НТП "Изомар" ВНИИОС НК Новокуйбышевского НПЗ разработаны новые катализаторы для гидродепарафинизации и гидроизомеризации утяжеленного нефтяного сырья: КМ – 2ZW и ГМ – 85 [74]. Использование этих катализаторов при переработке

парафинистого остаточного сырья позволяет снизить подачу водорода с 1000 нл/л сырья до 500 нл/л сырья и достигать снижения температуры застывания на 7 – 63 °С (в зависимости от качества сырья). Выход целевого продукта – маловязкого котельного топлива составляет 75 – 95 %.

Гидрокрекинг и гидрообессеривание. В промышленности широкое распространение получили три метода гидрообессеривания и гидрокрекинга нефтяных остатков [47,49,50,58,75,76]:

- на стационарном слое катализатора с его периодической регенерацией;
- в подвижном слое шарикового катализатора (бункерный метод);
- в кипящем трехфазном слое с периодической заменой катализатора под давлением 15 МПа [77].

Во всех случаях процессы проводят в двух или трех реакторах, причем в первом реакторе происходит гидродеметаллизация и гидродеасфальтизация на дешевом катализаторе с большим объемом широких пор; во втором гидрообессеривание; в третьем – гидрокрекинг [78]. Фирма "Шеврон" и "Келлог" разработала процессы, где осуществляется гидрометаллизация и гидрообессеривание мазутов с высоким содержанием парафино – нафтеновых углеводородов и гудрона по схеме со стационарным слоем катализатора. Схемы процессов одноходные по сырью с очисткой водородсодержащего газа от сероводорода. Получаемый продукт кроме низкого содержания металлов и серы имеет более низкую температуру застывания. Для осуществления более глубокого превращения мазутов в дистиллятные фракции легкий гидрокрекинг комбинируют с другими процессами.

Представляет интерес процесс гидрокрекинга ВОС – Юниобон фирмы ЮОП [49,50,58]. Процесс представляет собой сочетание легкого гидрокрекинга с термическим крекингом. Суммарная степень превращения составляет 60 – 70 %, степень удаления серы 70 – 80%.

Рядом компаний предлагается альтернативный путь облагораживания сырья гидрокрекинга – в предварительной его деасфальтизацией.

Японской фирмой "Тиэда" разработан процесс АВС [49,50,58], при котором осуществляется селективное расщепление асфальтенов и глубокая деметаллизация. Наиболее эффективной областью применения катализатора АВС является переработка гудронов и тяжелых нефтяных остатков с высоким содержанием смол и металлов. С целью увеличения выхода светлых нефтепродуктов процесс АВС применяют в сочетании с процессом гидровисбрекинга или гидрообессеривания [58].

В настоящее время при переработке остаточного нефтяного сырья предпочтение отдают процессам с движущимся слоем катализатора. В основном это относится к процессам гидрообессеривания и гидрокрекинга. Работа с кипящим слоем катализатора позволяет обеспечить более интенсивное

перемешивание контактирующих фаз, изотермический режим реагирования и поддержание степени конверсии сырья и равновесной активности катализатора за счет непрерывного вывода из реакторов части катализатора на регенерацию и замены его свежим [79].

В последние годы для переработки тяжелых нефтяных остатков методом гидрокрекинга в мировой практике рекомендуются две технологии: а) процесс Эль – Си Файнинг, в котором предварительно вакуумированный мазут превращается в дистилляты под высоким давлением (15 МПа) в присутствии водорода и катализатора. Одновременно с крекингом протекает процесс обессеривания; б) процесс Эйч – Ойл. Этот процесс незначительно отличается от Эль – Си Файнинг.

Одним из перспективных модификаций процесса гидрокрекинга является процесс "Юникрекинг" (разработчики: фирмы "ЮОП" и "Юнокал")-многоцелевой процесс гидрокрекинга, совмещенный с процессом гидрооблагораживания остаточного нефтяного сырья.

В ВНИИНП разработан ряд вариантов обессеривания и гидрокрекинга остаточного сырья:

- одноступенчатый процесс с трехфазным кипящим слоем катализатора по технологии аналогичной *H-OIL*;
- комбинированный процесс с первой ступенью в кипящем слое и второй в стационарном слое;
- трехступенчатый процесс со стационарным слоем катализатора на второй и третьей ступени и с движущимся слоем катализатора на первой ступени.

В институте нефтехимического синтеза АН РФ разработан процесс гидрокрекинга нефтяных остатков при невысоком давлении (до 3 МПа) с циркулирующим микросферическим катализатором [80].

В качестве аналога можно привести процесс гидрокрекинга, реализуемый на "Мозырском НПЗ" Республики Беларусь. Здесь с целью увеличения выработки моторных топлив реализуется двухстадийный процесс легкого гидрокрекинга мазута и вакуумных дистиллятов. Этот процесс разработан для давления 5,5 МПа по двухстадийной технологии, включающий стадию гидрогенолиза и гидрирования на катализаторах ГП – 534 и НМГ – 70 и стадию собственно гидрокрекинга на катализаторе ГКО – 1 [81].

Более рациональными являются установки комплексной переработки нефтяных остатков, включающие гидрокрекинг в кипящем слое катализатора и газификацию остатка для производства водорода. Глубина превращения сырья достигает 90 %. К этим процессам прежде всего относится процесс "Тексако" (Япония).

В связи с тем, что катализаторы гидрокрекинга нефтяных остатков подвержены быстрой дезактивации, разработаны процессы с применением катализаторов одноразового использования, которые часто называют также добавками, способствующие увеличению степени превращения углеводородов. К этим процессам можно отнести [52]:

- Феба – комби – крекинг и Феба – *LG* – крекинг (фирма "Феба – Ойл);
- Арабон (фирма ЮОП)
- Кэнмет (министерство энергии Канады);
- *HFC* (национальный исследовательский институт ресурсов и охраны окружающей среды Японии);
- М – коук (фирма "Экссон");
- НДН (фирма "Интевен", Венесуэла).

В процессе Феба – комби – крекинг (*VCC*) и Феба – *LG* – крекинг в качестве добавки (катализатора) используется порошкообразный контакт Байера (железный хлам – отход алюминиевой промышленности) или буроугольный кокс. Процесс характеризуется высокой гибкостью по отношению к ассортименту и выходу продуктов. Изменяя параметры процесса можно варьировать выход продуктов в широких пределах: бензин 17 – 35 %; средних дистиллятов 30 – 40 %; вакуумного газойля 12 – 32; остатка 5 %. Основное достоинство процесса – отсутствие ограничений по качеству исходного сырья. Гибкость процесса обеспечивается тем, что газофазный реактор может работать как в режиме гидроочистки, так и в режиме гидрокрекинга. Процесс КЭНМЕТ схож с процессом *VCC*, в котором использование нового катализатора позволяет снизить давление процесса. Процесс НДН аналогичен вышеперечисленным процессам и предназначен для производства высококачественной синтетической нефти из тяжелого углеводородного сырья (прежде всего из мазутов).

В основе процесса М – Коук лежит использование катализаторов, которые образуются непосредственно в реакторе из соединений каталитически активных металлов, которые хорошо растворяются и диспергируются в сырье.

Институтами ГрозНИИ, ИГИ, ГГНХ разработан процесс гидрогенизационной переработки остатков высокопарафинистых нефтей при низком давлении (7 – 10 МПа) с использованием диспергированного в сырье водного раствора солей металлов VI – VIII групп с активирующей добавкой [82]. Научные и технологические основы процесса отработанны в лабораторных, пилотных и опытно – промышленных условиях в пробегах продолжительностью до трех месяцев.

В целом, можно заметить, что наиболее эффективным процессом переработки мазутов является процесс каталитического крекинга с

предварительным гидрооблагораживанием исходного сырья [83]. Однако применяются и другие схемы переработки:

- деасфальтизация + гидрокрекинг (такое сочетание позволяет снизить жесткость процесса и продлить срок службы катализатора гидрокрекинга);
- гидрообессеривание + коксование (это дает возможность из высокосернистого сырья получать электродный кокс и увеличить выход и повысить качество дистиллятов);
- гидрокрекинг + термокрекинг (ВОС – юнибон);
- гидрообессеривание (гидрокрекинг) + газификация остатка с получением водородсодержащего газа (это позволяет обеспечить до 80 % потребности в водороде основного процесса – гидрокрекинга);
- термосорбционная деасфальтизация и деметаллизация типа АРТ + легкий гидрокрекинг газойля АРТ и каталитический крекинг газойля легкого гидрокрекинга;
- вакуумная дистилляция + гидроочистка + Эль – Си – файнинг + замедленное коксование;
- вакуумная дистилляция + гидроочистка + Эль – Си – файнинг + флекси-коксование;
- коксование;
- термохимическое окисление с целью получения изоляционных битумов.

Два последних процесса (коксование и получение битумов) экономически менее целесообразны при переработке ОВПН.

Существуют стандартные схемы переработки ОВПН с предварительной вакуумной отгонкой масляного дистиллята с последующей карбамидной депарафинизацией и переработкой образующегося гудрона традиционным способом.

В настоящее время на ОАО "Уфимский НПЗ" осуществляется переработка мазута Карачаганского газового конденсата по следующей схеме: после отгонки вакуумного газойля на АВТ – 2 остаток подвергался гидроочистки с последующей переработкой на установке каталитического крекинга Г43 – 107 М/1.

Для переработки мазута Западно-Сибирской нефти разработаны варианты, включающие определенный набор термических и каталитических процессов [49,84], приведенных в табл.1.1.

Выход продуктов по приведенным схемам приведен в нижерасположенной табл.1.2.

Таблица 1.1. Варианты выбора основных процессов переработки мазутов
Западно – Сибирской нефти

Процессы	Варианты					
	1	2	3	4	5	6
Вакуумная перегонка	+	+	+	+	+	+
Термоконтактный крекинг гудрона	+	+	+	-	-	-
Гидропереработка гудрона	-	-	-	+	+	+
Замедленное коксование	-	-	-	+	+	+
Гидроочистка прямогонного вакуумного газойля в смеси со вторичным вакуумным газойлем	+	+	+	+	-	-
Легкий гидрокрекинг при 5 – 7 МПа	-	+	-	-	+	-
Гидрокрекинг при 15 Мпа	-	-	+	-	-	+
Каталитический крекинг	+	+	+	+	+	-

Таблица 1.2. Выход и качество продуктов при глубокой переработки мазута
Западно – Сибирской нефти

Продукты	Варианты					
	1	2	3	4	5	6
Автобензин, % мас от мазута	48,58	37,88	31,94	43,83	33,64	19,95
Дизельное топливо, % мазута	23,46	31,34	40,23	29,40	42,55	62,42
Всего моторных топлив	72,04	69,22	72,17	73,23	76,19	83,37
Сырье для получения технического углерода, % от мазута	7,08	5,84	3,38	7,24	4,6	–
Кокс						
– сернистый	5,72	5,72	5,72			
– малосернистый				4,36	4,36	4,36

В настоящее время имеется более 30 различных деструктивных процессов переработки нефтяных остатков различной степени отработанности. Но поскольку не один из вышперечисленных процессов или их комбинаций не дает абсолютные преимущества, выбор способа и оптимальной схемы переработки остатков на каждом НПЗ должен определяться отдельно в зависимости от конкретных условий завода и конъюнктуры спроса на отдельные виды нефтепродуктов.

1.4.2.Прямое использование нефтяных остатков перегонки высокопарафинистых нефтей

В доступной литературе и с использованием основных сайтов Интернета обнаружены следующие области применения мазутов:

1.Предлагается использование мазута ВПН в качестве компонента канатных и изолирующих консистентных смазок типа К и А [85 – 87].

2.В качестве связующего, при брикетировании углей. В процессе коксования бурых углей образуется коксовая мелочь, коксовая пыль и другие отходы коксохимической промышленности. Количество этих отходов может достигать до 20 – 25 %. Для использования в качестве связующего при производстве брикетов предлагаются: асфальтены, битумы, крекинг – остатки и другие остаточные продукты переработки нефти. Основное требование к связующим это температура размягчения ~ 70 °С (по КиШ), допускается использование связующего с температурой размягчения в пределах 40 – 45 °С. Предлагается использование в качестве компонента связующего при брикетировании коксовой мелочи (пыли) для получения низкокачественных коксовых брикетов, которые могут использоваться в качестве низкосортного топлива теплоэлектростанций. Количество связующего – мазута ВПН составляет ~ 12 % на коксовую мелочь. Исследования роли влияния летучих на процесс брикетирования нефтекоксовой мелочи показывают, что с увеличением содержания летучих в связующем снижается не только его расход, но, как не странно, повышается прочность брикетов на сжатие с 5 до 6,3 МПа. Это объясняется концентрированием в сырье высокомолекулярных тугоплавких парафинов и асфальтено – смолистых веществ. Таким образом использование мазутов ВПН вместо битумов и гудронов благоприятно сказывается на процесс брикетирования коксовой мелочи. С предварительной термоокислительной конденсацией при температурах 250 – 290 °С мазут ВПН может использоваться как полноценное связующее высококачественного мелкодисперсного кокса (которое используется в металлургической промышленности) [88].

3.В качестве связующего при гранулировании торфа. В северных районах имеются большие запасы торфа, которые практически не разрабатываются. Однако в связи со снижением добычи нефти встает вопрос о применении торфа в качестве топлива на местных ТЭЦ и котельных взамен угля. Однако в естественном виде использование торфа в качестве топлива сопряжено с большими затратами. В настоящее время в США (Аляска) и Канаде разработаны процессы подготовки торфа и его гранулирования, где в качестве связующего используются тяжелые высокопарафинистые нефтяные остатки (мазута). Предлагается применение этих технологий в северных регионах Сибири. Анализ данных свидетельствует, что себестоимость производства

топливных торфяных гранул на месте в северных регионах России в 5 – 6 раз дешевле доставки угля марки ДР (длиннопламенный рядовой) [88,89].

4.Используются тяжелые нефтяные остатки с высоким содержанием тугоплавких парафинов, остатков переработки гачей и петролатумов в качестве компонента смазывающее – охлаждающих жидкостей (СОЖ) вместо вакуумных дистиллятов (350 – 500 °С). Например в СОЖ МНШ – 9 (ТУ 0258 – 271 – 00151526 – 99), предназначенной для абразивной обработки металлов (черновых режимов шлифования); в СОЖ МНП – 20, взамен ОСМ – 3 для "тяжелых" режимов обработки термоупроченных сталей (точение, полирование, шлифование). Разработчиком данных модификаций является ОАО "ВНИКТИнефтехимоборудование" – головной институт по разработке масел – мягчителей, пластификаторов, смоляных продуктов и так далее [90 – 92].

5.В ВНИИНП разрабатывается процесс, в котором предлагается добавление нефтяных остатков атмосферной перегонки газо – конденсатных месторождений с высоким содержанием тугоплавких парафина и нафтенов к крекинг остаткам, которые используются в процессах замедленного коксования для улучшения качества получаемого игольчатого кокса. Рекомендуемая схема может быть реализована на Ферганском НПЗ [93].

6.Предлагается использование мазутов ВПН с высоким содержанием тугоплавких парафинов (типа Мангышлакских) в качестве компонента противозадирных присадок на прокатных станах методом холодной прокатки стали. Испытания проводились в ВНИИНП по ГОСТ 9490 – 75 на четырехшариковой машине трения (ЧШМ). Использовался метод электродного потенциала стали ШХ – 15 [94 – 96].

7.В 40 ÷ 50-х годах (особенно в годы Великой Отечественной войны) нефтяные остатки, с высоким содержанием тугоплавких парафинов, использовались в качестве смазок при кантовке (разгрузочных и погрузочных работах) крупногабаритных ящиков на железнодорожные платформы. О таком применении ОВПН в настоящее время сведений не имеется [97].

8.Имеются сведения об использовании остатков атмосферной перегонки газовых конденсатов в качестве сырья для получения полимерных смол, вследствие низкого содержания сернистых соединений, которые являются отравителями применяемых в этих процессах катализаторов типа Циглера – Натта [98,99].

9.При изготовлении отделочных материалов в качестве [100]:

– пропитки бумажного фетра (дешевый заменитель дерюги) или жгутовой ткани при производстве линолеума. Используется в смеси с битумом (соотношение мазута ВПН и битума 164 соответственно).

– основы нанесения на бетон основного покрытия. Применяется в смеси с корковой или древесной мукой, пигментами и другими минеральными наполнителями (типа мраморной крошки).

– при изготовлении плитки из термопластика в смеси с синтетическими смолами, асбестовыми волокнами, пигментами и минеральными наполнителями.

1.4.3. Снижение вязкости мазута, полученного из высокопарафинистой нефти

Снижение подвижности (вязкости) мазута ВПН связано, прежде всего, с наличием высокомолекулярных парафинов и церезинов. Для того, чтобы воздействовать на структуру неньютоновской жидкости (к которой относятся высоковязкие нефти, мазуты, гудроны и так далее.), то есть снизить их сдвиговую прочность, необходимо подбирать такие добавки, которые могли бы разрушать структурный каркас, создаваемый парафинами (церезинами) и другими высокомолекулярными компонентами или препятствовать его возникновению. С этой целью можно использовать углеводородные растворители (прежде всего ароматического характера) или синтетические поверхностно – активные вещества (СПАВ). Используемые для данного рода деятельности СПАВ должны отвечать следующим основным требованиям: а) должны быть маслорастворимыми (вода повышает температуру застывания и осложняет транспортировку мазута ВПН); б) они не должны вызывать коррозию металла; с) не оказывать отрицательных последствий при дальнейшей переработке мазута (отравлять катализаторы продуктами распада). К таким веществам, прежде всего, относятся депрессаторы и модификаторы парафина. Известно, что некоторые из СПАВ, вводимые в высоковязкую нефть и нефтяные остатки, существенно уменьшают напряжение сдвига, эффективную вязкость и увеличивают подвижность остатка с неразрешенной структурой.

Анализ литературных данных показывает, что в основном, приводятся данные об использовании такого рода реагентов, применяемых с целью снижения вязкости при перекачке нефтей с высоким содержанием твердых парафинов (церезинов) и асфальтено – смолистых веществ и в том числе, для высоковязких нефтяных остатков перегонки высокопарафинистых нефтей типа Мангышлакских.

Наиболее известным реагентом, применяемым для этих целей, является Диссольван производства Германии. Он представляет собой смесь неиногенных СПАВ и используется в виде 50 % раствора в ароматических углеводородах (бутилбензольной фракции, этилбензольной фракции и так далее). Его

применение приводит к снижению вязкости тяжелых остатков ВПН и нефтей. Однако он обладает высокой стоимостью и достаточно токсичен. Более известно использование депрессаторов ХТ – 48, ХТ – 54, ХТ – 61, ХТ – 64 фирмы "Петролайт" (США), виско – 914, виско – 4700 фирмы "Налко" (США) [101]. Эти реагенты представляет собой сложную смесь СПАВ и смачивающих агентов растворенных в углеводородном растворителе. Принцип действия этих реагентов заключается в том, что их активные компоненты проникают в зародыши кристаллической массы, в результате чего не создается "жесткой" кристаллической структуры и подвижность мазута повышается. Основными недостатками реагентов серии ХТ (Петролайт) являются наличие азота, обладающего дезактивирующим действием части катализаторов. Испытания проводились на ОВПН Мангышлака и Узень. Дозировка составляет 40 – 150 г/т. Реагент вводится в остаток, предварительно разогретый до 60 – 80 °С.

Известен способ снижения вязкости тяжелых нефтяных остатков (содержащих до 22 % парафина, 3,5 % мас. асфальтенов и около 20 % смол) путем ввода нафтената алюминия. Испытания проводились как на нефти, так и на атмосферных остатках перегонки нефти месторождений "Узень", "Жетыбай" и Западно – Тэбукского [100].

Имеются сведения о лабораторных испытаниях в качестве реагентов для снижения вязкости высоковязких углеводородных систем ингибиторов-диспергаторов типа СНПХ – 7200 (НПО "Нефтепромхим"), представляющие собой сложные смеси, состоящие из оксиалкилированных СПАВ, легкой пиролизной смолы (ЛПС) и ароматических углеводородов. Использование этих реагентов позволяет снизить температуру застывания в 1,3 – 1,5 раза [102].

Запатентовано более 35 высокополимерных соединений полиэтилена и пропилена с молекулярной массой ~ 20000, используемых для снижения вязкости при транспортировке высоковязких нефтяных остатков и высокопарафинистых нефтей. Определено, что использование этих реагентов более эффективно на системах с высоким содержанием полярных компонентов (смол, асфальтенов и так далее).

Известно применение маслорастворимых реагентов *Hol E – 2846 – 1*, *Hol E – 2846 – P* фирмы "Hchst" (ФРГ), *C4160*, *C4117* и *BES – 501* фирмы "Itochy" (Япония). Использование этих реагентов, обладающих депрессионными свойствами, позволяет снизить температуру застывания на 10 – 30 °С. Эти реагенты к тому же обладают мощным действием. Приводятся данные о снижении расхода электроэнергии на перекачивающих насосах при применении этих реагентов [101].

Из импортных современных присадок также можно отметить присадки "Dobiflow 3227", "Dobiflow 4741" и "Dobiflow 4851" депрессионно – диспергирующего типа [103] и депрессионного типа "Keroflow 3502"

(производитель – компания "Shell") [104]. Эти присадки используются для повышения вязкостно – температурных свойств мазутов и дизельных топлив, применяемых в судовой технике. В качестве Российского аналога присадки "Dobiflow 3227" можно назвать присадку ВЭС – 408, выпускаемую по ТУ 38.401588 в ОАО Ангарская нефтехимическая компания (АНХК). По данным АНХК эта присадка позволяет снизить температуру застывания и вязкость в 2 – 5 раза.

Представляют интерес данные об использовании в качестве присадки для снижения вязкости реагентов ДН – 1 и ДН – 2М/1, разработанных Новосибирским ИОХ СО АН РФ совместно с ВНИИПА и ВНИИСПТ, представляющие собой сополимер эфиров акриловой и метакриловой кислот. Испытания проводились на месторождениях Западной Сибири и ОАО "Ново – Уфимский НПЗ". Температура застывания снижается на 25 °С [104].

Приводятся данные об использовании вязкостно – температурной присадки к дизельным топливам и мазутам ВПН, разработанной во ВНИИНП и представляющей собой 5 % раствор сополимера этилена (73 %) с винилацетатом (27 %), молярной массой 5000 в дизельном топливе. Реагент испытывался на месторождениях ПО "Куйбышевнефть" и ОАО "Кстовонефтеоргсинтез" [105].

Имеются сведения о разработке и испытании присадок ВНИИНП – 102 (106,200) для снижения вязкости котельных топлив. Действие присадок серии ВНИИНП основано на разрушении пространственной структуры мазута, что повышает его подвижность и соответственно повышается качество распыла топлива, и соответственно сгорания. В основе этих присадок лежат высокоэффективные диспергирующие соединения. Присадки прошли испытания на Мончегорской ТЭЦ в 1995 – 1996 годах [106].

Существует технологический прием, когда высоковязкие мазуто – котельные топлива подаются в камеру сгорания в виде мазуто – водной эмульсии (дисперсная фаза мазут, дисперсионная среда вода). Такой вид топлива называется водо – мазутное топливо (ВМТ). При его использовании достигается два основных эффекта: увеличивается подвижность мазута и снижается отложение кокса на форсунках камеры сгорания. Кроме того ВМТ является достаточно чистым топливом, поскольку при его сжигании, по сравнению с сжиганием высоковязкого мазута сажеобразование снижается на 80 – 90 %, а выбросы вредных веществ с продуктами сгорания: оксидов азота на 30 – 55 %; монооксида углерода на 85 – 99%; полициклических ароматических углеводородов (в том числе бензопирена) на 60 – 90 %. Важными отличительными особенностями процесса горения распыленного топлива ВМТ являются: существенное увеличение удельной поверхности капель массы топлива при его распыливании, явление "микровзрывов" при

нагреве капель в высокотемпературной среде, сдерживание процессов пиролиза и коксования мазута на начальных стадиях горения. Эти особенности позволяют организовывать сжигание ВМТ с очень высокой полнотой сгорания без сажеобразования и без химической неполноты сгорания топлива. Вода, как неотъемлемый компонент ВМТ, является своеобразным катализатором – промотором, существенно улучшающим и интенсифицирующим процесс горения этого топлива. Применение ВМТ, взамен высоковязкого мазута, позволяет достаточно просто и экономично решить ряд проблем, постоянно присутствующих при использовании мазута. Это проблема обеспечения качества мазута после его вынужденного обводнения при разогреве паром и других операциях; это проблема очистки поверхностей нагрева котлов от сажистых и других отложений; это проблема снижения выбросов вредных веществ (особенно сажи и оксидов азота) с продуктами сгорания мазута в атмосферу и других. Топливо ВМТ пригодно для использования в любых топливопотребляющих агрегатах (котлах, печах и других), работающих на жидком топливе. Оно имеет высокую рабочую теплоту сгорания и его применение повышает коэффициент полезного действия агрегата и позволяет существенно (до 5 – 8 %) снизить удельный расход мазута на производство единицы тепловой и электрической энергии. Приготовление ВМТ производится непрерывно, непосредственно перед его вводом в форсунки котла или печи. Его производство не требует применения нестандартного оборудования и больших капиталовложений. Использование ВМТ для энергетических или технологических целей позволяет улучшить технико – экономические показатели работы котлов и печей, а также улучшить экологическую обстановку в районе размещения предприятия, использующего мазут. При переходе предприятия на использование ВМТ одновременно решается проблема утилизации замазученных и других промышленных сточных вод, как компонента этого топлива, с высокой эффективностью использования содержащихся в этих водах органических включений [89,100].

В заключении можно отметить, что хотя ассортимент предлагаемых присадок для снижения вязкости достаточно велик, в каждом отдельном случае требуется индивидуальный подход с предварительным исследованием физико-химических и реологических свойств ОВПН и подбором соответствующих присадок.

1.5.Получение тепло – и электроэнергии на мини – ТЭЦ

Возросшие в последнее время проблемы, связанные с ухудшением экологической обстановки и ограниченностью энергосодержащих природных ресурсов создают необходимость более экономной переработки существующих

энергоносителей. Традиционные теплофикационные системы на базе централизованных источников с комбинированной выработкой электрической и тепловой энергии не обеспечивают расчетной экономии топлива и общей эффективности. Это связано, главным образом, с тем, что функционирование теплофикационных централизованных систем сопровождается большими тепловыми потерями (достигающими 25 – 30 %) при транспорте горячей воды и затратами электроэнергии на перекачку сетевой воды. Кроме того, вследствие высокой повреждаемости тепловых магистралей, надежность централизованных систем теплоснабжения оказывается низкой.

В этих условиях одним из важных направлений совершенствования теплофикационных систем и обеспечения максимальной экономии топлива является создание систем теплоснабжения на базе мини – ТЭЦ.

Мини – ТЭЦ – это объединенная энергетическая установка с двигателем внутреннего сгорания, которая одновременно вырабатывает два вида энергии – электрическую и тепловую. По сравнению с обычными ТЭЦ двигатель внутреннего сгорания, генератор и устройство выработки тепла смонтированы в одном блоке, благодаря этому значительно сокращается необходимая площадь, а общий КПД значительно увеличивается.

Кроме всего прочего, важным преимуществом мини – ТЭЦ является возможность его работы на дешевых видах топлива, например, на кубовых продуктах колонн переработки нефти и газового конденсата.

Мини – ТЭЦ производят электроэнергию и тепло непосредственно на месте потребления. Они гарантируют оптимальную эффективность при трансформации энергии, при этом загрязнение окружающей среды практически исключается.

Приводом электрогенераторов в мини – ТЭЦ, как правило, являются следующие тепловые машины, позволяющие утилизировать неиспользованную при выработке электричества тепловую энергию:

- паровые турбины – используются излишки пара;
- газовые турбины – утилизируется тепло выходящих из турбины отработанных газов;
- газовые двигатели внутреннего сгорания – утилизируется тепло охлаждаемого корпуса двигателя и тепло выхлопных газов.

Для производства одинакового количества тепло – и электроэнергии мини – ТЭЦ потребляют более чем на треть меньше топлива, чем при раздельном производстве электроэнергии и тепла.

Использование мини – ТЭЦ не ограничивается лишь их применением в централизованных теплоэлектростанциях. Они могут более эффективно использоваться на месте потребления энергии – электроэнергия при необходимости поставляется другому потребителю, а тепло утилизируется на

месте. Кроме того, мини – ТЭЦ применяются в качестве дополнения к существующим теплоцентралям. Общий КПД таких установок составляет около 90 %. Так как такие установки находятся, как правило, вблизи от конечного потребителя, потери из-за распределения являются менее значительными, чем при централизованном производстве электроэнергии и тепла.

Для отопления зданий и сооружений широко распространенной в мире является схема, когда 50 – 70 % ежегодных тепловых нужд потребителя обеспечивает мини – ТЭЦ, а остальные 30 – 50 % дают пиковые водогрейные котлы

Применение мини – ТЭЦ имеет следующие преимущества:

- меньшая себестоимость выработки тепла и электроэнергии
- высокий КПД (до 94 %)
- относительно невысокий объём капиталовложений
- короткий срок планирования и строительства
- восприимчивость к переменным нагрузкам
- меньшая стоимость передачи и распределения тепла и электроэнергии
- низкий уровень вредных выбросов
- простота эксплуатации
- меньшие эксплуатационные затраты
- снижение потерь (электроэнергия и тепловая энергия передается на короткое расстояние. При этом не требуются трансформаторы и насосные станции).

Мини – ТЭЦ Jenbacher

Фирма *Jenbacher AG* (Австрия) [107] является ведущим мировым производителем когенераторных энергоустановок (мини – ТЭЦ). Фирма разрабатывает и производит энергоустановки на базе газовых двигателей. В России уже действует более 20 этих энергоустановок.

Топливом для мини – ТЭЦ *Jenbacher* служит как природный газ, так и газы с низкой теплотворной способностью, малым содержанием метана и низкой степенью детонации (пиролизный, древесный, коксовый газ, газ сточных вод, биогаз и так далее) или газы с высокой теплотворной способностью – факельный, пропан, бутан.

Для утилизации тепла предусмотрено четыре контура: теплообменник охладителя смеси, масляный теплообменник, теплообменник водяной рубашки двигателя и теплообменник выхлопных газов. Тепловая энергия, получаемая

при охлаждении газопоршневого двигателя, может быть непосредственно использована для нужд отопления или горячего водоснабжения.

Область применения мини – ТЭЦ *Jenbacher* очень обширная. Везде, где необходима электрическая или электрическая и тепловая энергии, и имеется газ, пригодный для использования в двигателях *Jenbacher*, мини – ТЭЦ могут работать и производить электрическую и тепловую энергию. Широкий спектр используемого газа (природный, пропан, факельный, сточных вод, биогаз, мусорных свалок, коксовый, попутный, пиролизный, древесный, химической промышленности) делает актуальным применение мини – ТЭЦ: в нефти – , газо – , угледобывающих компаниях; на нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводах; в металлургической промышленности; на животноводческих комплексах; на мусорных свалках; на водоочистных сооружениях и так далее.

Возможны и другие способы утилизации тепла:

- при работе абсорбционных холодильных машин, производящих холод для кондиционирования и технологических нужд;
- для нагрева осадка (биомассы) сточных вод, отходов животноводческих ферм и птицефабрик, что ускоряет производство биогаза; при этом сам биогаз может являться топливом для самих энергоустановок;
- для подогрева природного газа на газовых редуцирующих станциях – ГРС (после резкого понижения давления газ сильно охлаждается);
- в процессах технологической сушки или тепловой обработки (например, керамики, древесины и тому подобное). При этом теплоносителем являются выхлопные газы с температурой около 500 °С.

ЗАО «Невэнергопром» выполнил рабочий проект строительства мини – ТЭЦ ОАО «Стройэнерго» электрической мощностью 1,5 МВт и тепловой мощностью 24 МВт на базе производственно – отопительной котельной [108].

Основным оборудованием мини – ТЭЦ являются 2 паровых блочных турбогенератора производства ОАО «Калужский турбинный завод» типа ТГ0 75/0,4 P13/2 и P13/4 номинальной единичной электрической мощностью 0,75 МВт, напряжением 0,4 кВ, 2 пароводяных теплообменника типа ПП1 – 71 – 2 – II со сборниками и охладителями конденсата, 4 конденсатных насоса типа Кс – 12 – 50 и 2 подкачивающих сетевых насоса типа К – 200 – 150 – 250. Номинально пар давлением 0,4 МПа расходом 22,5 т/час используется для технологических нужд, пар давлением 0,2 МПа расходом 14,4 т/час – для подогрева сетевой воды. В то же время тепловая схема позволяет весь расход пара после турбин направлять в паровую магистраль, либо использовать его для

нагрева сетевой воды. Выработка электроэнергии на мини – ТЭЦ производится на базе отопительной и технологической нагрузки.

Строительство мини – ТЭЦ на базе заводской производственно – отопительной котельной ОАО «Вологодский оптико – механический завод» также велось по проекту, выполненному ЗАО «Невэнергопром» [109]. Основным оборудованием мини – ТЭЦ являются паровой блочный турбогенератор производства ОАО «Калужский турбинный завод» номинальной электрической мощностью 3,5 МВт, напряжением 10,5 кВ, 4 пароводяных теплообменника типа ПП1 – 71 – 2 – II со сборниками и охладителями конденсата и 8 конденсатных насосов типа Кс – 12 – 50. Выработка электроэнергии на мини – ТЭЦ производится на базе отопительной нагрузки.

На промышленной мини – ТЭЦ "Белый Ручей" (Вологодская область) [107] в качестве топлива используется возобновляемый источник энергии – низкосортная древесина, отходы лесозаготовки и лесопереработки (обрезки кругляка, щепу, опилки, кору). Для утилизации этих отходов, ранее бесхозно сжигаемых, предлагается строительство на территории предприятия лесопереработки промышленной мини – ТЭЦ электрической мощностью 6 МВт и тепловой мощностью 26 Гкал/ч на базе российского оборудования. Предусматриваемые на станции мероприятия по снижению выбросов древесной золы в атмосферу значительно улучшат состояние воздушного бассейна.

Выработка электрической и тепловой энергии производится по дубль – блочной схеме, включающей в себя два паровых котла с кипящим слоем типа Е – 25 – 3,9 – 440 ("ИНЭКО – БЭМ", Москва – Белгород), предназначенных для сжигания разнообразных древесных отходов, и одну паровую турбину пара типа П – 6 – 35/0,5 – 1 (КТЗ, г.Калуга). Применение на мини – ТЭЦ других видов топлива, кроме древесных отходов не предусматривается, однако технология кипящего слоя позволяет сжигать в котле различные топлива, такие как низкосортный уголь, торф, лигнин и тому подобное

Режим работы мини – ТЭЦ – параллельно с энергосистемой через существующую подстанцию 10/35 кВ, выдача мощности потребителям промзоны и поселка – по кабельным линиям на генераторном напряжении. Отпуск тепловой энергии для покрытия тепловых нагрузок промзоны предприятия осуществляется в паре и горячей воде, отопительной нагрузки поселка – в горячей воде.

Рядом отечественных НИИ и организаций разработаны технология и оборудование для сбора биогаза из ТБО, что нашло практическое воплощение на свалках ТБО в Московской и Самарской областях, в городах Новгороде,

Омске, Петрозаводске и других. Разработаны проекты и изготовлены образцы автономных мини – ТЭЦ, работающих на биогазе.

Литература к первой главе

1. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965.
2. Холланд Ч.Д. Многокомпонентная ректификация. М.: Химия, 1969.
3. Peiser A.M. Better Computer Solution of Multicomponent System. Chem. Eng., 1960, v.67, № 14, p.129-134.
4. Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1983.
5. Fenske M.R., Fractionation of Straight. Run Pennsylvania Gasoline. Industrial and Engineering Chemistry, 1932, v.24, № 5, p.482-485.
6. Gilliland E.R. Minimum Reflux Ratio. Industrial and Engineering Chemistry, 1940, v.32, p.1101-1106.
7. Gilliland E.R. Estimation of the Number of Theoretical Plates as a Function of the Reflux Ratio. Industrial and Engineering Chemistry, 1940, v.32, p.1220-1223.
8. Михайловский Б.Н. Аналитический метод расчета процесса ректификации многокомпонентных и бинарных смесей // Химическая промышленность. 1954. № 4. С.237-241.
9. Кафаров В.В., Ветохин В.Н., Бояринов А.И. Программирование и вычислительные методы в химии и химической технологии. М.: Химия, Наука, 1972.
10. Muller Werner, Verworner Marianne. Berechnung von Rektifikations und Absorptionsprozessen von Mehrstoffgemischen mit Hilfe von Matrizenverfahren. Chem. Techn., 1977, v.29, № 11, s. 607-611.
11. Peiser A.M. Better Computer Solution of Multicomponent System. Chem. Eng., 1960, v.67, № 14, p.129-134.
12. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. Л.: Химия, 1975.
13. Rose A., Sweeny R.F., Schrodt V.N. Continuous Distillation Calculations by Relaxation Method. Ind. Eng. Chem. , 1958, v.50, № 5, p.737-740.
14. Кондратьев А.А. Расчет ректификации непрерывной смеси в колонне с несколькими вводами питания и отборами // Теоретические основы химических технологий. 1972. т.6. № 3. С.477-479.
15. Богданов В.С., Терехин В.П. Поэлементный метод расчета ректификационных колонн и их комплексов // В сб. тезисов докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. Уфа. 1975. С.65-67.

16. Марушкин Б.К. Расчет абсорбции углеводородных газов // Химия и технология топлив и масел. 1966. № 9. С.14-18.
17. Теляков Э.Ш., Сергеев А.Д., Матюшко Б.Н., Резванов В.Н. Исследование работы блока газоразделения установки каталитического риформинга // Известия ВУЗов. Нефть и газ. 1977. №3. С.53-57.
18. Константинов Е.Н., Кузнечиков В.А., Арнаутов Ю.А., Берлин М.А., Супрунов В.Т. Расчет тарельчатых колонных аппаратов и исследование процесса неадиабатической абсорбции на ГПЗ // Газовая промышленность. 1973. № 5. С. 43-46.
19. Hanson D.W., Duffin S.H., Sommerviele G.T. Computation of multistage Separation Processes. N.Y., 1962, p.280.
20. Ибрагимов М.Г., Теляков Э.Ш., Сибгатуллина С.А., Саттаров У.Г., Каштанов А.А., Шамсутдинов М.Г. Влияние содержания воды на эффективность работы нефтестабилизационной колонны // Нефтепромысловое дело. 1978. № 7. С.29-31.
21. Кондратьев А.А., Фролова Л.Н., Серафимов Л.А. О некоторых особенностях ректификации неидеальных систем. В сб. Технология нефти и газа (вопросы фракционирования) // Уфа. 1975. вып. 26 (4). С. 17-25.
22. Гатауллин Т.Т., Теляков Э.Ш., Шакирзянов Р.Г. Расчет разделения трехфазных систем // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. Северодонецк. 1991. С. 281-283.
23. Тукманов Д.Г., Гималеев М.К., Теляков Э.Ш. Моделирование нестационарности массообменных процессов в нефтехимии // В сб. тезисов докладов 4-ой конференции по интенсификации нефтехимических процессов. "Нефтехимия-96". Нижнекамск. 1996. С. 143.
24. Кондратьев А.А. Схемы соединения простых ректификационных колонн в сложные колонны со связанными тепловыми потоками. В сб. тезисов докладов 4-ой Всесоюзной конференции по ректификации // Уфа. 1978. С. 271-274.
25. Деменков В.Н., Кондратьев Ю.А. Ввод бензина двумя потоками в стабилизационную колонну установок АВТ // В сб. тезисов докладов Республиканской научно-технической конференции "Химия, нефтехимия и нефтепереработка, Уфа. 1984. С.61.
26. Сидоров Г.М., Деменков В.Н., Кондратьев А.А. и др. Вывод бокового погона из стабилизатора прямогонного бензина // В сб. материалов 1-го съезда химиков, нефтехимиков, нефтепереработчиков и работников промышленности стройматериалов Республики Башкортостан "Нефтедобыча, нефтепереработка, нефтехимия и катализ". Уфа. 1992. С.45-47.
27. Деменков В.Н., Сидоров Г.М., Баланич А.А., Кондратьев А.А. Отбор легкой и тяжелой фракций бензина на установке перегонки нефти // В сб.

- материалов 1-го съезда химиков, нефтехимиков, нефтепереработчиков и работников промышленности стройматериалов Республики Башкортостан “Нефтедобыча, нефтепереработка, нефтехимия и катализ”. Уфа. 1992. С.49-52.
28. Сидоров Г.М., Деменков В.Н., Мощенко Г.Г и др. Получение тяжелой фракции бензина - сырья процесса риформинга в колоннах фракционирования нефти // Нефтепереработка и нефтехимия. 1993. № 12, С. 16-21.
29. Баланич А.А., Сидоров Г.М., Деменков В.Н., и др. Разработка технологии выделения высокооктановой фракции из катализата риформинга // Нефтепереработка и нефтехимия. 1994. № 3. С. 13-18.
30. Сидоров ГМ, Деменков В., Баланич А.А. Получение высокооктанового компонента бензина на установке газодифракционирования // В сб. тезисов докладов Всероссийской научно-технической конференции “Проблемы нефтегазового комплекса России”. Уфа. 1995. С.166.
31. Сидоров Г.М., Деменков В.Н., Кондратьев А.А. и др. Производство высокооктановых неэтилированных бензинов на установке ЛК-6У // В сб. тезисов докладов Всероссийской научно-технической конференции “Новые технологии в газовой промышленности”. Москва. 1995. С.207-208.
32. Moore J.R. How occidental conserves associated gas in North Sea. Oil and Gas Journal, 1979, v.77, № 23, p. 110, 115-116, 118.
33. Ибрагимов М.Г., Теляков Э.Ш., Сибгатуллина Л.А., Саттаров У.Г. Исследование процесса стабилизации нефти // Нефтяное хозяйство. № 2. 1980. С.48-50.
34. Саттаров У.Г., Каштанов А.А., Шамсутдинов М.Г. Опыт эксплуатации блоков стабилизации установок комплексной подготовки нефти и пути их дальнейшего совершенствования // Нефтепромысловое дело. 1976. № 10. С 18-22.
35. Пат. РФ №2148208. Способ декарбонизации воды / В.И. Шарапов, М.А. Сивухина // Бюллетень изобретений. 2000. №12.
36. Кондратьев А.А. Сложные колонны для ректификации многокомпонентных смесей // В сб. материалов Всероссийской научной конференции “Теория и практика массообменных процессов химической технологии (Марушкинские чтения)”. Уфа. 1996. С.84-87.
37. Лебедев Ю.Н. Совершенствование колонной аппаратуры для нефтеперерабатывающей, нефтехимической и газовой промышленности // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. Северодонецк. 1991. С.32-38.
38. Кафаров В.В., Кулов Н.Н., Дорохов И.Н. Перспективы развития научных основ химической технологии // Теоретические основы химических технологий. 1990. т.24. №1. С. 3 - 11.

39. Беляевский М.Ю., Беленов Е.А., Лебедев Ю.Н., Соломаха Г.П. Прямоточные тарелки из просечно-сжатого листа с низким гидравлическим сопротивлением // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации, Северодонецк. 1991. С.188-189.
40. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А., Баглай В.Ф. Математическое моделирование процессов разделения углеводородного сырья и получения моторных топлив // Массообменные процессы и аппараты хим. технол.: Межвузовский тематический сборник научных трудов. КГТУ. Казань. 1997. С.4-13.
41. Баглай В.Ф., Минеев Н.Г., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С., Фаррахов М.И. Реконструкция установки получения моторных топлив // Массообменные процессы и аппараты хим. технол.: Межвузовский тематический сборник научных трудов. КГТУ. Казань. 1997. С.13-20.
42. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Дис. ...канд. техн. наук. Казань, КГТУ, 1997.
43. Патент РФ № 97110747/20 (011357). Насадка для массообменных колонн / Баглай В.Ф., Дьяконов Г.С., Габутдинов М.С., Залетдинов Л.С., Мухитов И.Х., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Черевин В.Ф., Фарахов М.И. 1997 г.
44. Григорян Л.Г., Шафранский Е.Л., Прохоренко Ф.Ф., Шевелев Ю.В., Логинов В.И. Проблемы и перспективы ректификации в нефтепереработке // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. Северодонецк. 1991. С. 23-30.
45. Питерских Т.Д., Карасев В.Е. Гидродинамические характеристики регулярной насадки ИОНХ // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. Северодонецк. 1991. С.152-154.
46. Окинг. Термоконтатный крекинг тяжелых нефтяных остатков // Тематический сборник 1 ЦНИИТЭнефтехим за 1983 год.
47. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа: Ч.1. - М.: Химия, 1972.
48. Варфоломеев Д.Ф. Висбрекинг нефтяного сырья. М.: Химия, 1982.
49. Козин В.Г. и др. Современные технологии производства компонентов моторных топлив: Учебное пособие - Казань: КГТУ, 2001.
50. Фрезинов В.В. и др. Схемы и процессы глубокой переработки нефтяных остатков. М.: Химия, 1983.
51. Печугин А.П. и др. Переработка нефти, прямая перегонка, термокрекинг и коксование М.: Изд-во ЦНИИТЭнефтехим, II-переработанное, 1989.
52. Конь М.Я. и др. Совершенствование процессов и схем деструктивной переработки нефтяных остатков и тяжелых нефтей за рубежом. Тем. Обзоры ЦНИИТЭнефтехим. Серия "Переработка нефти". М.: 1985.

53. По данным сайта интернета "Вестник ЦНИИТЭнефтехим" за 1999-2001 года.
54. Адельсон С.В. и др. Технология нефтехимического синтеза. М.: Химия, 1981.
55. Радченко Е.Д. и др. Каталитические процессы глубокой переработки нефти. НТИС.- М.: Тем. Обзоры "ЦНИИТЭнефтехим". Серия "Переработка нефти", 1980.
56. Пугачь И.А. и др. Каталитический крекинг нефтяного остаточного сырья. НТИС.- М.: Тем. Обзоры "ЦНИИТЭнефтехим". Серия "Переработка нефти", 1985.
57. Эммануэль Д.А. и др. Термокаталитическая переработка мазута и гудрона на железноокислых системах. М.: Недра, 1987.
58. Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие. Ч.1. - Уфа: Изд-во УГНТУ, 1996.
59. Войцеховский Б.В. Каталитический крекинг. М.: Химия, 1990.
60. Коновалов А.Г. Деасфальтизации тяжелых нефтяных остатков метилтрет-бутиловым эфиром (МТБЭ) // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2000. № 5. С.23
61. Конь М.Я. Совершенствование процессов деструктивной переработки нефтяных остатков // Вестник ЦНИИТЭнефтехим. Серия "Переработка нефти". М.: 1985.
62. Верг Г.А., Хабибуллин С.Г. и др. Каталитическое гидрооблагораживание нефтяных остатков. Л.: Химия, 1986.
63. Сухоруков Ф.А. и др. Опыт использования различных видов сырья на установках каталитического крекинга ОАО "Сибнефть-Орский НПЗ". Нефтехимия и нефтепереработка // НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2000. № 11. С.37.
64. Генералов В.Н. Опыт эксплуатации катализаторов марки КМЦ на установке 43-103 // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2000. № 11. С.38.
65. Влияние процесса каталитического крекинга на особенности технологической схемы НПЗ // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2001. № 11. С.8-12.
66. Храпов В.В. Опыт использования катализаторов серии КМЦ в секции 200 комплекса КТ-1/1 // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2000. № 11. С.47.
67. Егоров В.А. Выбор катализатора для установки каталитического крекинга-флюид Мажейского НПЗ // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1996. № 3. С.96.
68. Беляский О.Г. Опыт использования различных видов сырья на установках каталитического крекинга // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2000. № 11. С.27.
69. Суворов Д.П. Гидрогенизационная переработка тяжелых нефтяных остатков. Нефтехимия и нефтепереработка // НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1998. № 12. С.13.

70. Гориславец С.П. и др. Пиролиз углеводородного сырья. М.: наука, 1977.
71. Мухина Т.Н. Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия, 1987.
72. Инициированный пламенный пиролиз переработки мазута в легкие углеводороды. Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1997. № 4. С.12.
73. Антонов Ю.В. Изучение инициированного пламенем пиролиза смесового углеводородного сырья // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1996. № 3. С.33.
74. Каменский А.А. и др. Процесс гидропереработки с изомеризацией нормальных парафиновых углеводородов на полифункциональных металлических катализаторах // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1995. № 12. С.23.
75. Ахмед-Бар и др. Варианты переработки мазута нефти с использованием процессов гидрокрекинга и коксования. М.: Химия, 1969.
76. Жирари А Бен. М и др. Разработка процессов гидрокрекинга вакуумных остатков для получения смазочных масел. М.: Из-во Иностранная литература, 1992.
77. Бабиков А.Ф. Безостановочный вариант гидрокрекинга нефтяного сырья под высоким давлением водорода // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1996. № 4. С.18.
78. Гуляева Л.А. и др. Получение низкозастывающих дизельных топлив с помощью каталитической гидродепарафенизации // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1999. № 6. С.18.
79. Коновальчиков О.Д. и др. Разработка катализатора и технологии крекинга и гидрокрекинга нефти с целью повышения выхода светлых нефтепродуктов // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2002. № 1. С.18.
80. Поезд Д.Ф. и др. Полифункциональный катализатор гидрокрекинга // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1995. № 7. С.10.
81. Логинов С.А. Сравнительные испытания отечественных катализаторов на промышленных установках // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2001. № 10. С.13.
82. По данным сервера Интернет «Вестник ВНИИ НП» за период с 1995 по 2000 г.г.
83. Насиров Р.К. Синтез и подготовка к эксплуатации катализаторов гидрооблагораживания нефтяных фракций // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1996. № 2. С.9.
84. Переработка нефти и нефтехимии. Экспресс информация. М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1992-1998. № 1-24.
85. По данным сайта Интернета журналов: "Трение и износ" и "Химическая промышленность" за период 1990-2002 года.
86. Твердые углеводороды нефти (исследование, получение и применение). М: Химия 1966 г.

87. Парафины нефтяные, твердые: Производство, исследование, применение / Тематический обзор ЦНИИТЭнефтехим за 1978-1980 годы.
88. По данным сайта Интернет журнала "Кокс и химия" за 1990-2002 годы; так же <http://aquazin.boom.ru>
89. Поиск осуществлен на сервере "Научно-технический прогресс" Государственного унитарного предприятия НПО "Гидротрубопровод", аккредитованное Министерством науки и технологий РФ 27 июля 1999 года (№ 1509). Технология "ЭКОВУТ" и "ВМТ".
90. Думский Ю.В. и др. Новые отечественные смазочно-охлаждающие жидкости // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2001. № 4. С.45.
91. Электронный вариант "Вестник ВНИКТИ-нефтехимоборудование", 2000-2001 год.
92. Производство парафина и масел из Мангышлакской нефти/ Тематический обзор за 1993-1995 год/ Алма-Ата, 1996.
93. По данным сервера Интернет "Вестник ВНИИНП" за период 1995-2000 годы.
94. Прогнозирование смазочной эффективности противозадирных присадок с помощью лабораторных методов // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1998. № 1. С.29.
95. Шор Г.И. и др. // Трение и износ. 1987. т.8. № 2. С.325-329.
96. По данным сервера Интернет журнала "Трение и износ" за 1990-2002 год.
97. По данным поисковых сайтов "Rambler" и "Jandex" Интернета.
98. Новоселова Л.Ю. Каталитические системы Циглера-Натта для синтеза нефтеполимерных смол // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1999. № 1. С.22.
99. Золотников В.З. Гидрогенизационное облагораживание нефтяного сырья с целью совершенствования технологии получения смазочных смол. М.: Химия, 1986.
100. По данным поискового сайта "Rambler" Интернет.
101. Оленев Л.М. Новые отечественные ингибиторы смоло-парафиновых отложений. ВНИИОЭНГ. Обзорная информация М.: 1987.
102. Применение химических реагентов для снижения интенсивности запарафинивания магистральных нефтепроводов. Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2001. № 1. С.30.
103. Современные импортные присадки детергентно-диспергирующего типа. Транспорт и хранение нефтепродуктов. 2001. № 3. С.56.
104. Николаева В.Г. и др. Новые детергентно-диспергирующие присадки // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1973. № 10. С.20-22.
105. Новые присадки к топливам и мазутам. Транспорт и хранение нефтепродуктов. 1997. № 4-5. С.34.
106. Данилов А.М. и др. Разработка и испытание присадки ВНИИИНП-200 к котельным топливам // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС.- М.: ЦНИИТЭнефтехим. 1996. № 5. С.17.

107. По данным поискового сайта «Jandex» Интернета.

108. По данным сайта Интернет журнала «Строительство и городское хозяйство в Санкт-Петербурге и Ленинградской области» (спецвыпуск: энергосбережение № 3) за 2002 год.

109. По данным сайта информационно-аналитического Интернет журнала «Промышленно-строительное обозрение», № 71, август 2003 года.

ГЛАВА 2

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ И НАСАДОЧНЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА

В последние годы появились новые типы тарельчатых и насадочных контактных устройств для аппаратов разделения, которые значительно повышают эффективность проводимых процессов и предельные нагрузки. В частности известны многие виды насадочных элементов которые успешно работают в массообменных колоннах (процессы ректификации и абсорбции), а так же в сепараторах очистки газов от мелкодисперсных загрязнений.

В данной главе рассмотрены некоторые виды массообменных тарелок и регулярных и нерегулярных насадок разработанные различными авторами в конце 20 – го и начала 21 – го столетия, которые могут использоваться в массообменных аппаратах.

2.1. Конструкции массообменных тарелок

В ректификационных аппаратах многие десятилетия используются различного типа массообменные тарелки. Многие тарелки в определенном интервале работы не уступают по эффективности насадкам. Ниже рассмотрены некоторые конструкции массообменных тарелок.

В работе [1] приведены результаты крупномасштабных гидродинамических и кинетических испытаний контактных тарелок с направленным вводом газа в жидкость, снабженную вертикальными и U образными, продольно – секционирующими перегородками. Представлены характеристики испытанных тарелок.

В [2] предлагается колпачковая тарелка для массообменных колонн, допускающая варьирование в широких пределах нагрузок при оптимальном газораспределении. Тарелка характеризуется простотой конструктивного исполнения при ограниченном числе подвижных деталей и креплений, и допускают простой монтаж и демонтаж. Тарелка оснащена большим числом параллельно смонтированных по меньшей мере 2 – мя направляющими держателями, при этом колпачки ограничивают продольные паровые каминны. Приводятся особенности функционирования предлагаемой колпачковой тарелки.

В [3] запатентована клапанная тарелка, содержащая перфорированное основание с клапанами в виде пластин, снабженных отогнутыми вниз боковыми стенками с ограничителями подъема поворота и выхода в бок пара (газа). Отличающаяся тем, что пластины снабжены дополнительно отогнутыми вверх боковыми стенками с ограничителями опускания с меньшими высотой и

шириной, чем высота и ширина боковых стенок, отогнутых вниз и пальцами оси, расположенной между ними.

Фирма «*Koch – Glitsch GmbH*» всемирно известная предложениями по массообменным системам, взяла на себя производство высокопроизводительных тарелок массообменных колонн [4]. Наряду с тарелками «*Koch – Glitsch*» производит структурные насадки, нерегулярные насадочные элементы и катализаторы.

В работе [5] анализируется механизм тепло – и массопередачи и контактного течения газ – жидкость на тарелках с волнообразными отбойниками. Применение этого типа тарелок для разделения системы вода – метанол показала, что они высокопроизводительные, работают со сниженным флегмовым соотношением, с низким перепадом давления, с низким энергопотреблением и высоким экономическим эффектом, позволяющие легко контролировать работу колонны. Данный тип тарелок может быть использован во многих химических процессах.

В результате обработки имеющихся в литературе данных в [6] получены уравнения для расчета максимальной скорости пара, проходящего через отверстия ситчатых тарелок. Продемонстрировано очень хорошее соответствие между расчетными и измеренными значениями. Приведено соотношение (в неявном виде) для расчетов максимальной скорости пара при низких значениях поверхностного натяжения. Отмечены преимущества использования предложенной методики.

Основные подходы определения эффективности барботажных тарелок и их использование при моделировании конкретных процессов и реконструкции аппаратов разделения рассмотрены в работе [7]. Отмечено преимущество метода сопряженного физического и математического моделирования.

Метод проектирования энергосберегающей тарелки и ее гидродинамические аспекты, гидродинамические аспекты 95 конструкций тарелок, краткое изложение замечаний по предыдущему исследованию авторов описывается в работе [8].

Новая конструкция слива для тарелок ректификационных колонн, представленная в работе [9], состоит из 2-х направляющих устройств расположенных на периферии тарелки и снабженных наклонными просечками, обеспечивающими создание горизонтального потока жидкости и газа по площади тарелки и на выходе из сливного устройства. Патентуемый слив может быть использован в ректификационных колоннах с ситчатыми, колпачковыми и другими видами тарелок и позволяет улучшить условия протекания процессов тепло – и массообмена в аппаратах указанного класса.

В [10] представлены результаты исследований, цель которых – сравнение динамических характеристик насадочных и тарельчатых колонн. Для

насадочной колонны разработана динамическая математическая модель, которая была использована для изучения характеристик системы фракционирования смеси бензола, толуола и окислов периодического действия. Те же самые расчеты были выполнены для такой же системы с тарельчатой дистилляционной колонной. Представлено сравнение результатов моделирования динамических характеристики 2 – х типов колонн. Численное моделирование было выполнено при помощи пакета программ «*SPEEDUP*», ориентированных на решение дифференциально – алгебраической системы [10].

Разработана и внедрена [11] конструкция массообменной тарелки с увеличенной рабочей площадью, в которой гидрозатвор статического типа позволяет направлять поток жидкости на стенку колонны создавая ее пленочное течение. Конструкция переливного устройства полностью исключает недостатки тарелок фирм *Norton* и *Glitsch*. Приводятся результаты экспериментов по производительности разработанной конструкции тарелки.

В работе [12] представлены результаты экспериментальных исследований распределения уноса по длине переливной ситчатой тарелки, работающей в диапазоне малых плотностей орошения, при скоростях газа, отнесенных к рабочей площади тарелки, обеспечивающих устойчивую работу. Анализ литературных данных показывает, что определяемая в эксперименте величина уноса зависит от используемого метода его измерения: непосредственное измерение капельного уноса сепарационными устройствами, ввод в поток жидкости трассера с последующим титрованием или фотоколориметрическим анализом. Основной задачей является выяснение распределения уноса по длине тарелки. Для этого использовали метод, основанный на непосредственном улавливании уносимой жидкости с помощью сепарационных устройств и измерение ее количества объемным методом.

Известно, что общая стоимость работ по устранению засоров в колоннах оценивается в несколько миллиардов ДМ. Между тем механизм засорения во многом известен. В университете Карлсруэ создана опытная установка, на которой можно исследовать засорение абсорбционных колонн. Засорение путем седиментации, кристаллизации и выпадения в осадок здесь рассматривают отдельно, идентифицируя благоприятные условия эксплуатации [13].

При переработке тяжелых углеводородных смесей обычно применяется вакуумная ректификация.

Одной из основных конструкций тарелок, применяемых в вакуумных аппаратах, является струйная тарелка с отбойниками. Тарелка (рис. 2.1) [14] состоит из основания, перекрывающего все сечение колонны, за исключением переливных устройств, и наклонно расположенных отбойников. Основание выполняется из просечно – вытяжного или просечного листа, а отбойники – только из просечно – вытяжного листа. Отличительной особенностью

конструкции данной тарелки является строго заданное направление просечки листов основания и отбойников. Просечно – вытяжные листы основания тарелки уложены так, что отогнутые кромки листов образуют острый угол с плоскостью тарелки в направлении к переливному устройству. На отбойнике отогнутые кромки просечно – вытяжных листов направлены вниз в сторону слива жидкости с тарелки и образуют с плоскостью тарелки также острый угол.

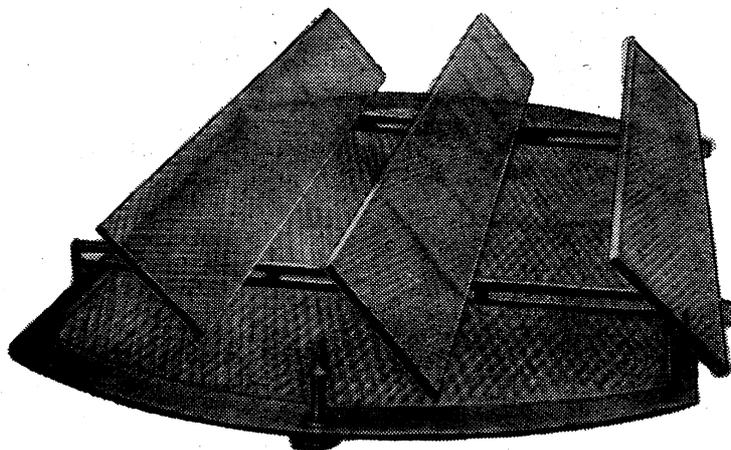
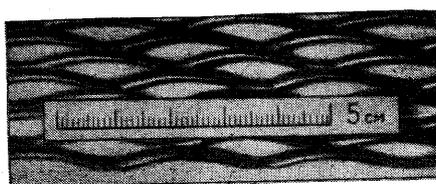
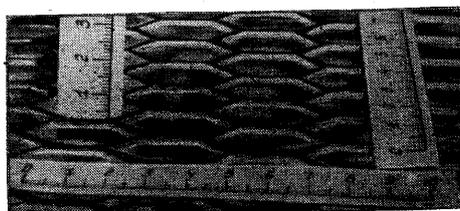


Рис. 2.1. Струйная тарелка с отбойниками

Тарелка не имеет сливной планки на выходе жидкости. Основные размеры тарелки связаны следующим условием: чем больше угол наклона просечки листа основания, тем меньше должен быть угол наклона отбойников. Оптимальные условия работы достигаются, когда направление просечки отбойников к основанию образует угол примерно 30° .



a



б

Рис. 2.2. Просечно – вытяжной лист со свободным сечением 30 или 50 % (а) и с прямоугольной формой просечки (б).

Для просечно – вытяжного листа основания тарелки оптимальный угол наклона просечки составляет 30° , а свободное – сечение 20 %. Отбойные

устройства изготавливаются из просечно – вытяжного листа со свободным сечением 30 и 50 % (рис. 2.2), то есть с большим сечением, чем листы основания тарелки. Оптимальным углом наклона просечки листа для отбойников можно считать также угол примерно 30° .

Для просечного листа основания тарелки оптимальный угол наклона просечки равен 50° независимо от свободного сечения листа.

При применении просечно – вытяжного листа в основании тарелки пар более равномерно распределяется по сечению колонны, чем в случае применения просечного листа.

Для условия форсированной работы тарелок оптимальный угол наклона отбойников равен $60 - 70^\circ$, высота отбойников 150 мм, высота расположения отбойников 30 – 65 мм. Тарелка, предназначенная для работы в условиях глубокого вакуума, должна обладать следующими конструктивными особенностями.

Рабочая площадь ее должна составлять 85 – 90 %, а свободное сечение не менее 12 – 15 % от сечения колонны. Барботажные устройства должны иметь минимальное число поворотов парового потока. Все элементы по возможности должны иметь скругленную форму. Уровень жидкости на тарелке должен быть минимальным. Соблюдение этих условий обеспечит минимальную потерю напора парового потока. Поскольку вакуумные колонны имеют обычно большой диаметр, то к их тарелкам предъявляются еще требование высокой надежности в работе, то есть уверенность в равномерной и устойчивой работе тарелки всем сечением. Для обеспечения этого очень часто в вакуумных колоннах ставят еще колпачковые тарелки с круглыми колпачками при минимальном погружении прорезей.

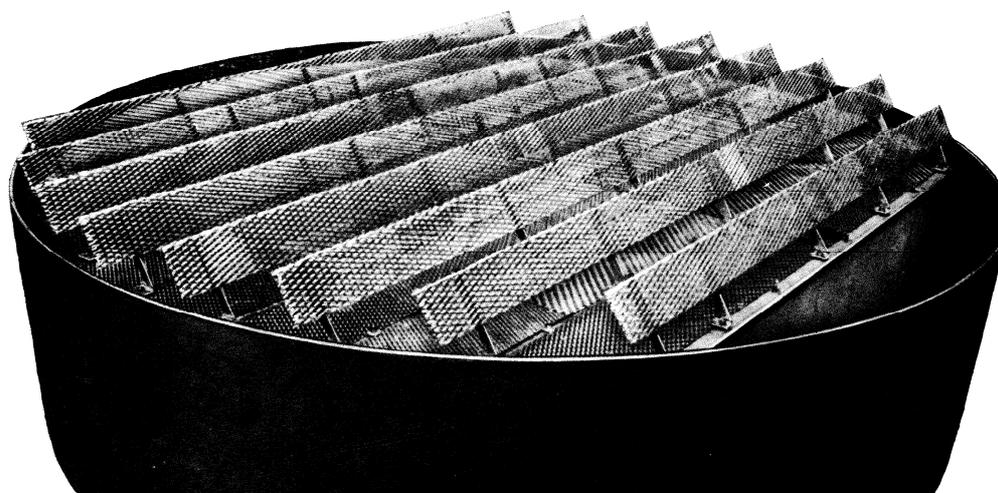


Рис. 2.3. Тарелка Перформ.

Аналогичная конструкция выпускается заводом “Германия. Карл – Маркс – Штад” (рис. 2.3). Колонны с такими тарелками работают при больших

нагрузках: по сравнению с колпачковыми на 50 %, по сравнению с клапанными – на 25 %. Тарелка Перформ производится для колонн диаметром от 1,2 до 7,5 м.

Для работы в условиях повышенной жидкостной нагрузки, кроме решетчатых тарелок провального типа, можно применять также некоторые переливные тарелки, например каскадные тарелки Коха (рис. 2.4,а) [15, 16] их модификации (рис. 2.4,б) [17], разновидности тарелок Бентури (рис. 2.5) [18] и одну из тарелок Киттеля (рис. 2.6) [19 – 21].

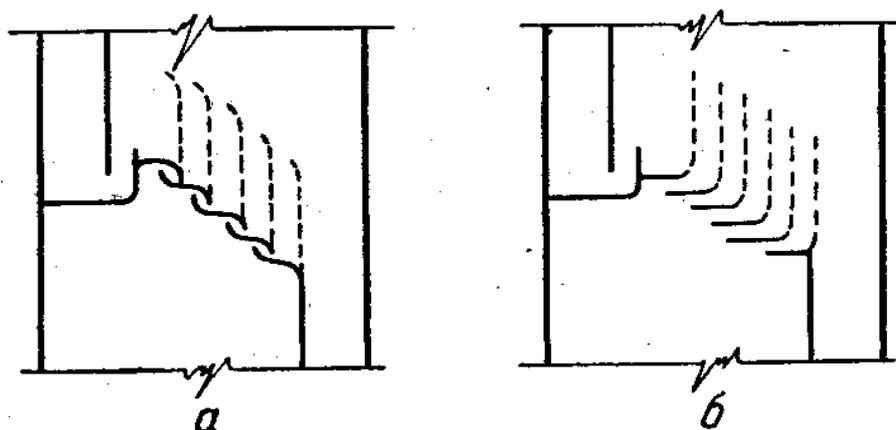


Рис. 2.4. Каскадная тарелка Коха *а* ее модификация *б*

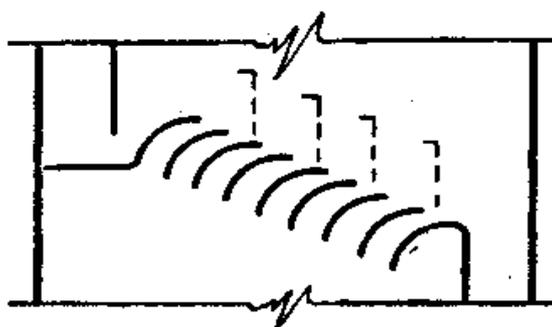


Рис. 2.5. Разновидность тарелки Бентури

Тарелки с переливами для работы при повышенных нагрузках по жидкости должны иметь контактное устройство, способствующее движению жидкости по ее поверхности, и переливное устройство, площадь которого обеспечивала бы спокойный безударный слив жидкости. На тарелках Коха и Бентури первое условие выполняется за счет каскадного расположения элементов, а на тарелке Киттеля – за счет просечного листа, который создает направленный поток пара, способствующий движению жидкости. Второе условие выполняется тем, что переливные устройства занимают большую часть поперечного сечения колонны (до 40 %), и тем, что создаются специальные успокаивательные зоны для обеспечения спокойного ввода и слива жидкости.

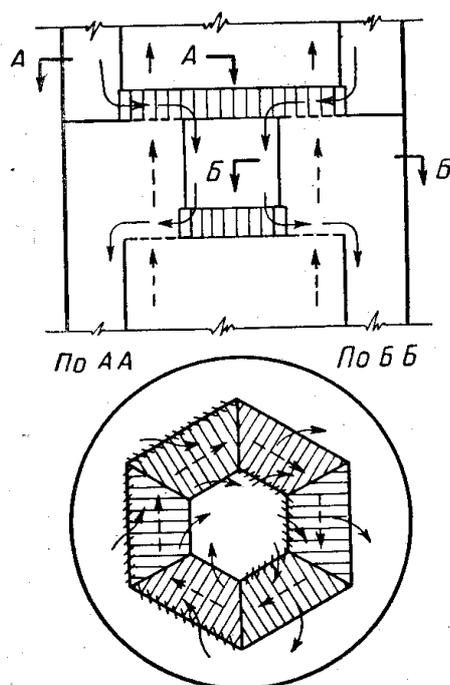


Рис. 2.6. Тарелка Киттеля, предназначенная для работы при больших нагрузках по жидкости

Каскадные промывные тарелки различаются, во – первых, по расположению элементов (горизонтальное или наклонное) и, во – вторых, по форме выполнения самих элементов [22]. На рис. 2.7 показаны различные каскадные промывные тарелки, применяемые в промышленности.

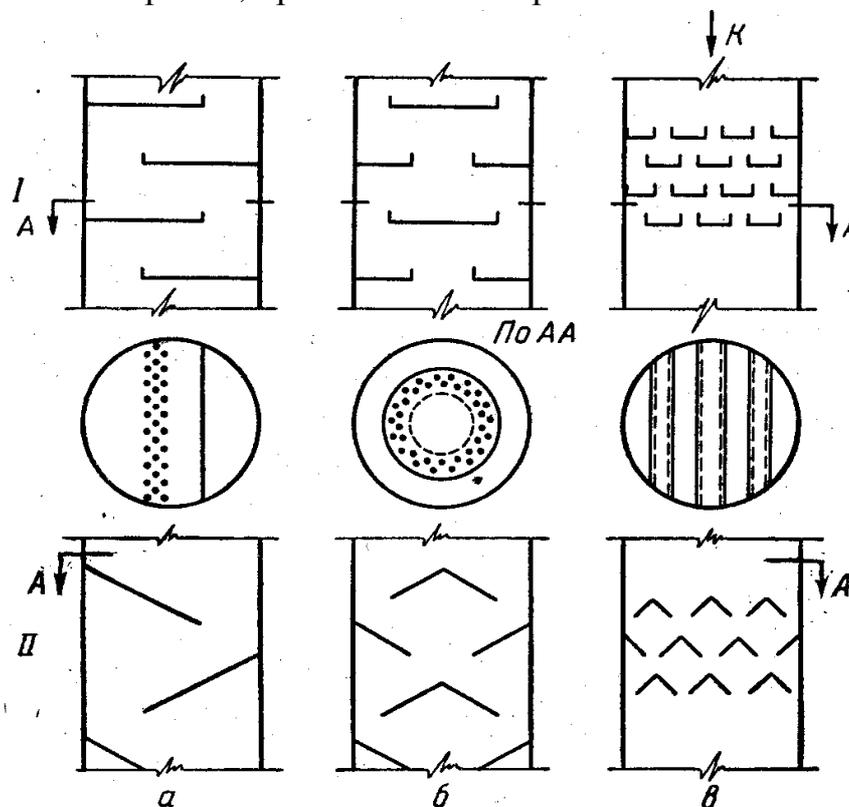


Рис. 2.7. Конструкции каскадных промывных тарелок I – с горизонтальным расположением элементов, II – с наклонным расположением элементов; а – сегментные, б – “диск – кольцо”, в – полочные.

Тарелки сегментные и типа “диск – кольцо” с горизонтальным расположением элементов имеют отверстия для прохода жидкости диаметром от 8 до 10 мм. Свободное сечение разреза составляет не менее 30 % от площади сечения колонны. Расстояние между полками в промышленных колоннах принимают не менее 400 мм.

Более сложные по конструкции полочные тарелки применяют в случаях, когда при применении других тарелок получают большие расстояния между ними [23]. Элементы полочных тарелок не имеют отверстий, и жидкость сливается с них только через зубчатые сливные планки. Для равномерной работы подобных тарелок вверху необходимо иметь надежный распределитель жидкости. Свободное сечение для прохода пара у полочных тарелок принимается таким же, как и у других тарелок. Каскадные промывные тарелки с горизонтальным расположением элементов применяются главным образом на чистых жидкостях.

В колоннах установок каталитического крекинга, где вместе с паром увлекается катализатор, применяются тарелки с наклонно расположенными элементами, которые значительно меньше засоряются и обеспечивают лучшую отмывку пара от катализаторной пыли. Для уменьшения общей высоты колонн большого диаметра применяют полочные тарелки вместо сегментных или типа “диск – кольцо”. Максимальный угол наклона элементов можно принимать 30° . Остальные размеры принимаются такими же, как и для тарелок с горизонтально расположенными элементами.

Ю.К.Молокановым разработана струйная тарелка [24], схема которой представлена на рис. 2.8. Тарелка состоит из собственно тарелки 1 с сопловыми отверстиями 2 и отбойных перегородок 3. Жидкость с вышележащей тарелки через переливное устройство поступает на нижележащую тарелку, а затем – в сопло, образованное отогнутым краем отбойной перегородки и основанием тарелки.

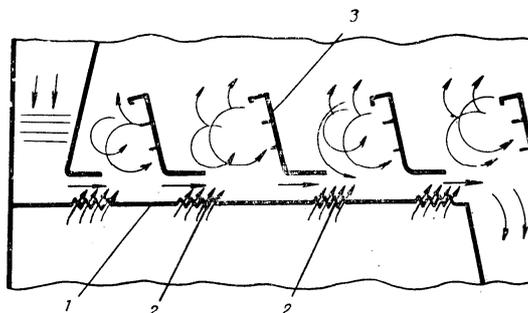


Рис. 2.8. Контактная струйная тарелка [24].

Пар с нижерасположенной тарелки распределяется по сопловым отверстиям 2 и с большой скоростью под углом к горизонту входит в жидкость.

В результате взаимодействия образуется парожидкостная смесь, которая направляется на отбойные элементы 3. Благодаря горизонтальной составляющей скорости у потока пара при выходе из сопловых отверстий 2 жидкость через сопло засасывается из предшествующей по ходу движения секции и происходит транспортировка ее от приточной стороны тарелки к сточной. Использование такой тарелки позволяет увеличить время контактирования фаз при больших расходах, интенсифицировать процесс массопередачи за счет удара двухфазной смеси о сплошные отражательные перегородки и увеличить производительность и эффективность струйных тарелок.

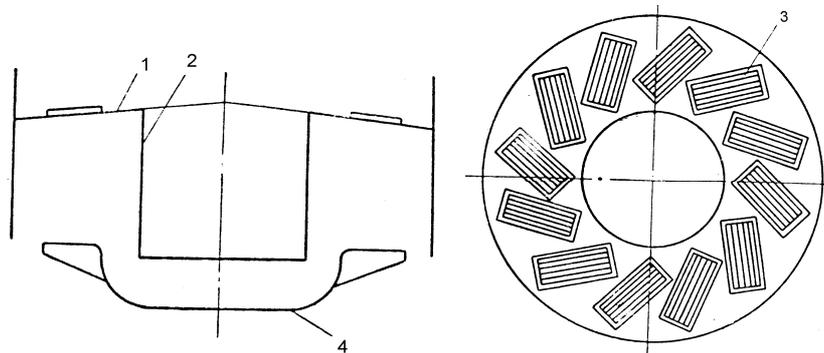


Рис. 2.9. Контактная тарелка для колонных аппаратов [25].

Контактная тарелка [25] (рис. 2.9) для колонных аппаратов состоит из конического основания 1, на поверхности которого тангенциально по отношению к переливной трубе 2, расположенной в центре, устанавливаются жалюзийные элементы 3 поддона 4. Поступающая на тарелку жидкость контактирует с паром, проходящим через жалюзийные элементы 3, и за счет направленного движения пара жидкость вращается. Вращаясь по тарелке, жидкость передвигается к переливной трубе 2 и стекает в нее. Пройдя через переливную трубу, направляется поддоном 4 на периферийную часть нижерасположенной тарелки. Пар, проходя через жалюзийные элементы контактирует в первый раз с жидкостью, поступившей на тарелку, а затем, поднимаясь вверх, вторично контактирует в межтарельчатом пространстве с жидкостью, стекающей с поддона 4. Для равномерного поступления жидкости на периферийную часть нижерасположенной тарелки поддон имеет зубчатую форму.

Тарелка [26] снабжена распределительными элементами в виде перевернутых стаканов 3 с боковыми 4 и верхними 5 окнами для прохода пара (рис. 2.10, 2.11). Внутри каждого стакана размещен плавающий клапан 6 с центральным отверстием 7 и отбортовкой 8 по периферии для перекрытия под действием парового потока либо боковых либо верхних окон (рис. 2.11). Тарелка 1 также содержит переливные патрубки 2. При низких паровых нагрузках окна 4 перекрыты, окна 5 открыты. При увеличении нагрузок клапан

6 поднимается, и окна 4 открываются. При наибольших нагрузках перекрыты окна 5 и пар барботирует только через окна 4. Таким образом происходит саморегулирование паровой нагрузки. Для завихрения потока окна снабжены профилированными завихрителями 9 и 10 (рис. 2.11).

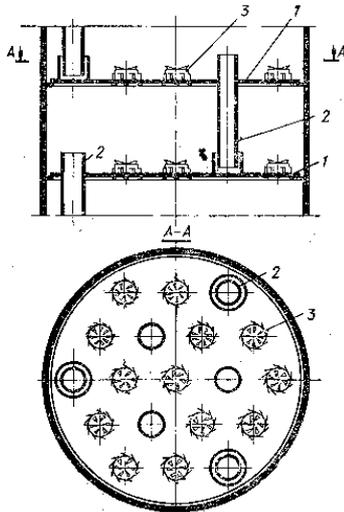


Рис. 2.10. Тепломассообменная тарелка с переливными патрубками

[26]

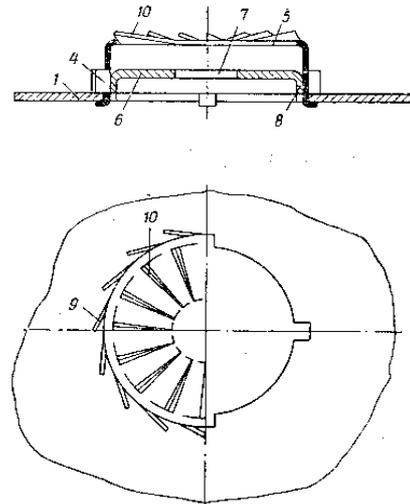


Рис. 2.11. Распределительный элемент тарелки

Паровой поток, поступаая через прорези, контактирует с жидкостным потоком. Капли жидкости, увлекаемые газом, отбрасываются центробежной силой к стенке аппарата. Это обеспечивает надежную сепарацию парового потока, идущего на вышележащую тарелку.

Тарелка, разработанная группой авторов [27], состоит из основания 1 с контактными элементами, сливной перегородки 2, кармана 3, отбойных элементов 4 и перегородок 5 (рис. 2.12). В качестве контактных элементов основания могут быть использованы отверстия, щели, клапаны, колпачки и так далее. Отбойные элементы 4 наклонены к основанию 1 под углом β . В отбойных элементах 4 выполнены каналы 6, которые направлены к основанию 1 тарелки в сторону перелива 7 жидкости. Верхний край каждого отбойного элемента 4 соединен перегородкой 5 с нижним краем смежного отбойного элемента, расположенного со стороны, противоположной сливной перегородке 2. Верхний край перегородки 5 перекрывает зазором вершину отбойного элемента 4 и направлен вниз. В нижней части перегородки 5 выполнена щель 8. Плоскость перегородки 5 имеет угол α наклона к плоскости основания, который больше угла β наклона отбойных элементов.

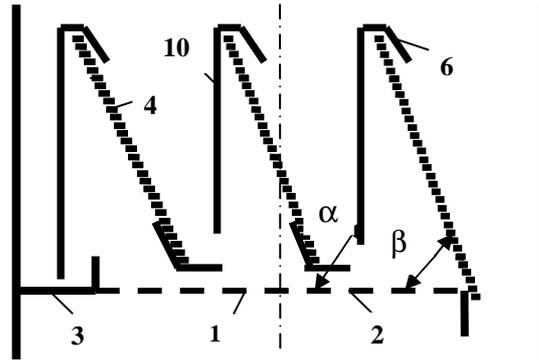


Рис. 2.12. Тарелка с отбойными элементами [27].

Наличие на тарелке с отбойными элементами перегородок, соединяющих верхний край каждого отбойного элемента с нижним краем смежного отбойного элемента, расположенного со стороны, противоположной сливной перегородке, обеспечивает при высоких скоростях пара совместное движение пара и жидкости через каналы в отбойных элементах, что позволяет увеличить эффективность массопередачи на 20 % и производительность по пару на 40 %.

Авторами [28] предложена тарелка, включающая перфорированное основание 1 с центральным переливным устройством 2 и спирально уложенной перегородкой 6 (рис. 2.13). Для улучшения условий сепарации на тарелке установлена цилиндрическая перегородка 3 с крышкой 4 и направленным вниз патрубком 5. Основание может быть выполнено с направленными прорезями, размещенными по спирали.

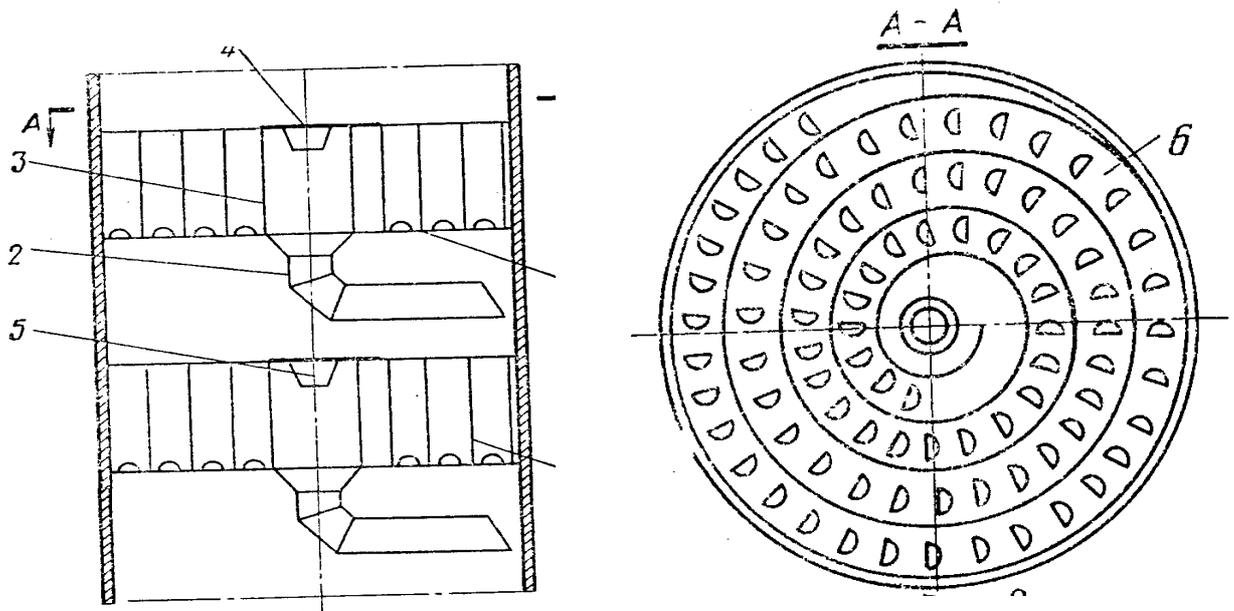


Рис. 2.13. Тарелка со спиральной перегородкой

Поток жидкости поступает на тарелку по внутренней стенке аппарата из его верхней части. Под воздействием парового потока, проходящего через прорези основания, жидкость устремляется по спиральному каналу к центру тарелки. Проходя путь от края диска к центру, жидкость и некоторая часть пара попадает в цилиндрическую перегородку, в которой происходит сепарация пара, выходящего через патрубок, а жидкость, сохранив вращательное движение. Направляется в центральное переливное устройство, через которое отводится к стенке аппарата к наружному спиральному витку ниже лежащей тарелки.

Интерес к струйным тарелкам проявляли разработчики [28 – 32]. Конструкции всех этих авторов включают полотно, снабженное однонаправленными чешуйками и тангенциальными направляющим пластинами (рис. 2.14). Благодаря чешуйкам формируется направленное движение парового потока на входе в слой жидкости. Это приводит к закручиванию парожидкостной смеси на тарелке. Кроме того, парожидкостная смесь приобретает дополнительное вращение за счет обтекания вертикальных пластин. Большой вращательной скорости соответствуют большие центробежные силы, которые сепарируют жидкую фазу.

Струйно – направленные тарелки разрабатывались многими авторами [33 – 38] и успешно внедрялись в вакуумных колоннах (рис. 2.14).

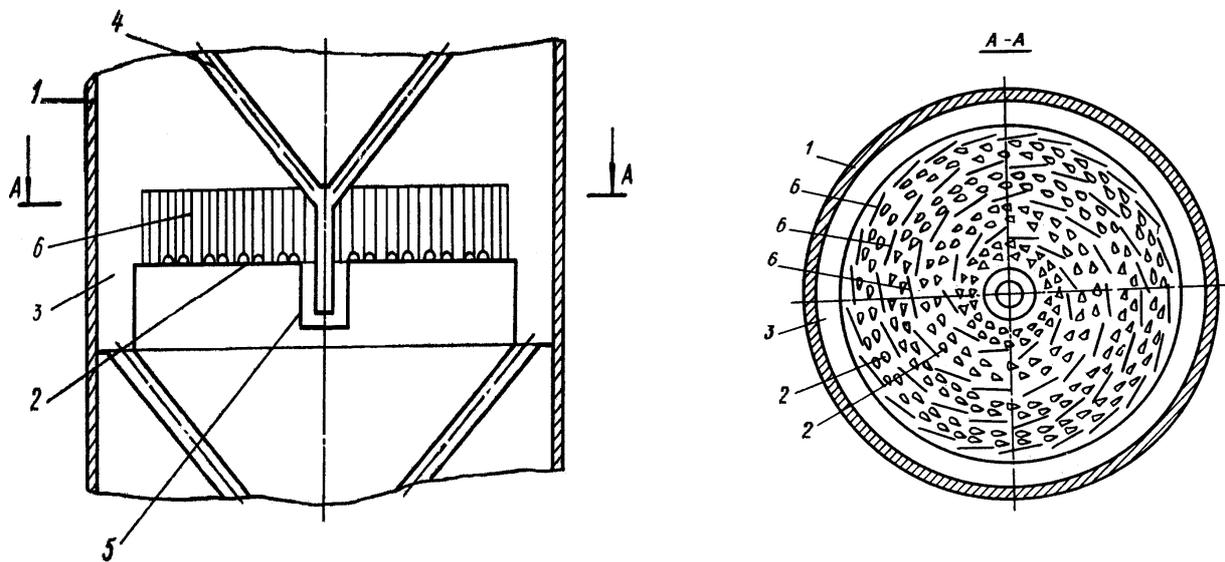


Рис. 2.14. Тарелка [29].

Конструкция такой тарелки содержит основание, образованное профилированными пластинами 1. Над основанием тарелки параллельными рядами установлены отбойники – сепараторы 4. Переливное устройство

содержит сливную перегородку 5 и входную переливную планку 6. Паровой поток, проходя через каналы между профилированными пластинами, изменяет направление движения и прижимается к поверхности пластин. При выходе из зазоров между пластинами пар ударяется об отбойники, тем самым снижается вероятность уноса жидкой фазы.

Широкое применение при конструировании массообменных тарелок для вакуумных колонн нашли отбойные элементы (рис. 2.15 и 2.16), расположенные над основанием тарелки и позволяющие эффективно снижать вероятность уноса жидкой фазы на вышерасположенную тарелку [33 – 35,37,39,40].

Часто в колоннах, работающих под вакуумом, используются различные конструкции комбинированных тарелок (рис. 2.17) [41 – 44]. На полотне тарелки организуются чередующиеся области с различным способом контакта фаз. При различных нагрузках тарелка работает различными областями, чем обеспечивается равномерная гидродинамическая обстановка на тарелке и высокая эффективность работы колонны во всем диапазоне нагрузок.

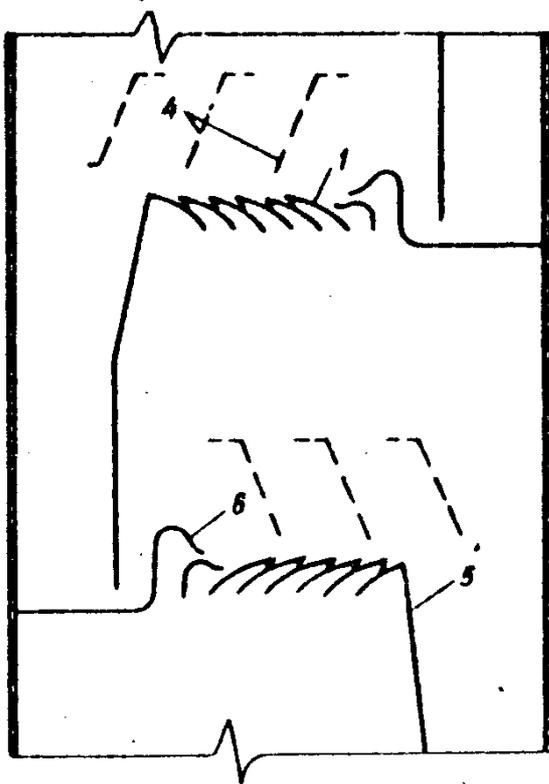


Рис. 2.15. Струйно – направленная тарелка с отбойными элементами [33]

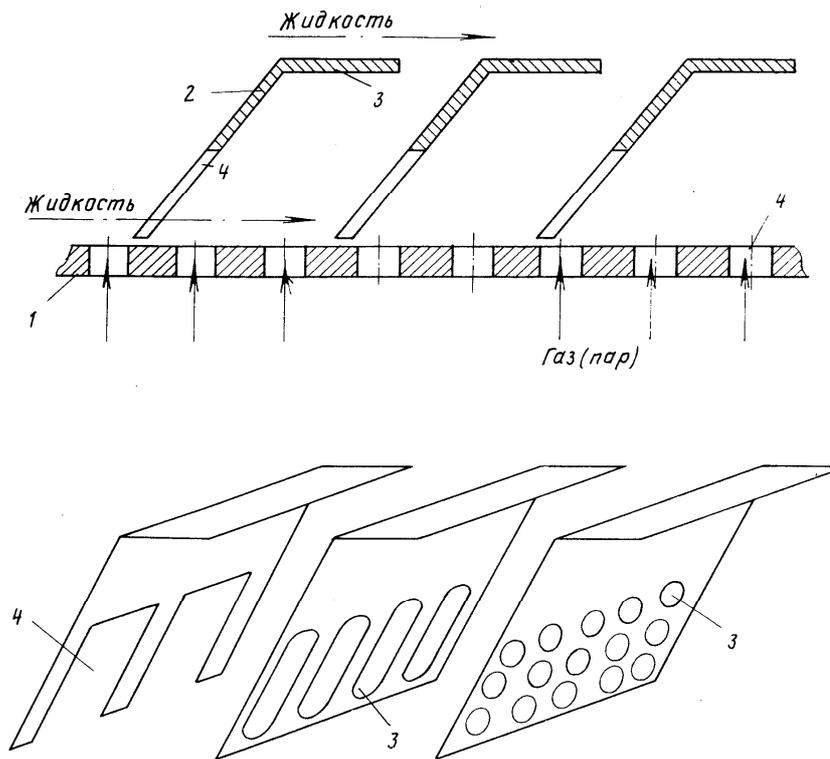


Рис. 2.16. Отбойные элементы

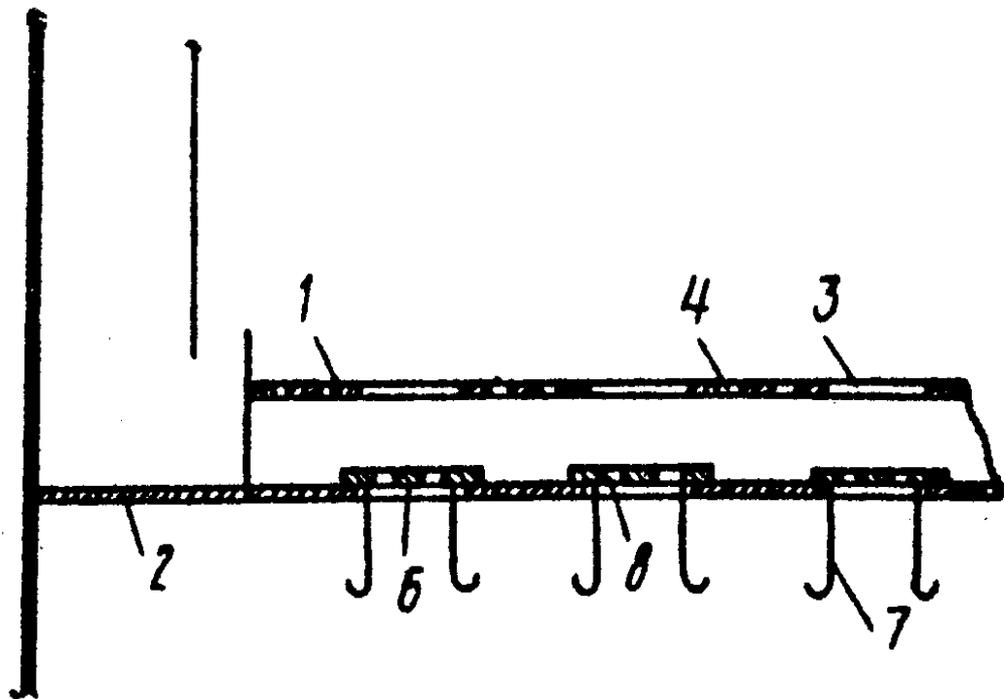


Рис. 2.17. Комбинированная тарелка [44]

Перспективными для использования в атмосферных и вакуумных колоннах являются комбинированные тарелки: ситчато – клапанные и жалюзийно – клапанные [45]. Для колонн диаметром от 1 до 4 м нормализованы разборные тарелки с относительным сечением перелива от 4,6% и более процентов.

Ситчато – клапанные тарелки рекомендуются для установки в колонных аппаратах, работающих под разрежением и при атмосферном давлении, в случаях, когда требуется высокая четкость разделения компонентов. Клапан ситчато-клапанной тарелки (рис. 2.18) выполнен в виде части полого цилиндра, обращенного выпуклой частью в сторону отверстия в основании тарелки. При увеличении количества пара клапан свободно перекачивается по опорной площадке гнезда, и живое сечение тарелки постепенно увеличивается. Гнездо клапана выполнено в виде прямоугольного отверстия с наклоненной вниз опорной площадкой (рис. 2.19). При небольшой скорости газ проходит через цилиндрические отверстия, имеющиеся в полотне тарелки и клапанов. При этом режиме работы клапаны закрыты, и тарелка работает как обычная ситчатая.

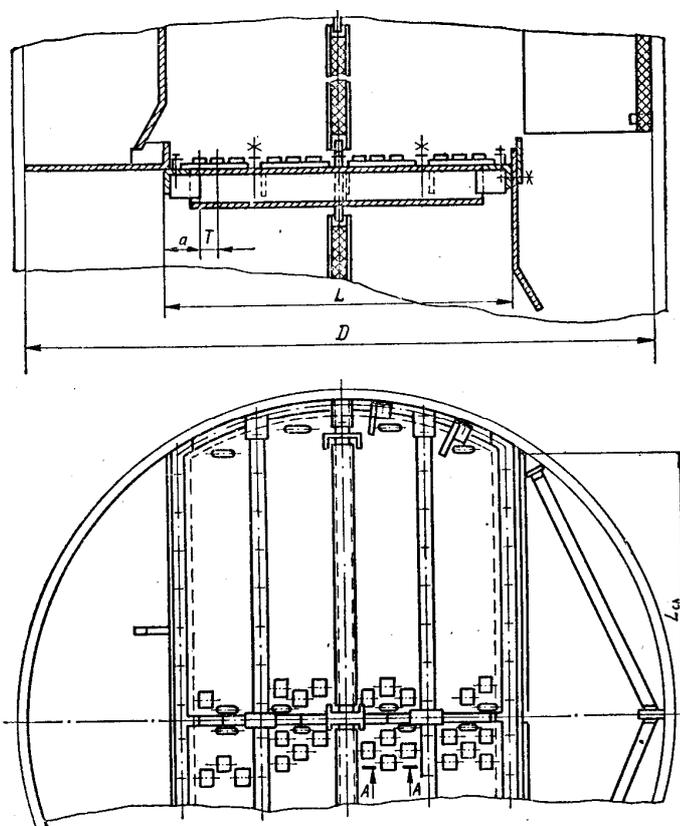


Рис. 2.18. Конструкция ситчато – клапанной тарелки

К преимуществам этих тарелок следует отнести широкий диапазон устойчивой работы, высокую эффективность разделения во всем интервале нагрузок, низкое гидравлическое сопротивление, отсутствие градиента уровня жидкости, надежность в работе.

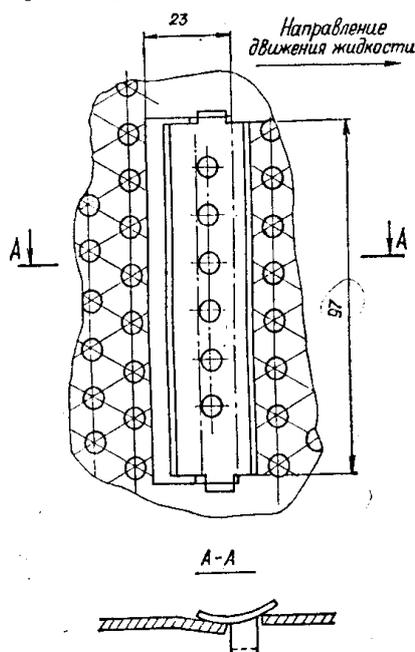


Рис. 2.19. Конструкция клапана ситчато – клапанной тарелки.

Жалюзийно – клапанная тарелка состоит из плоского основания с расположенными на нем жалюзийно – клапанными элементами (рис. 2.20). Основной деталью тарелки является жалюзийно-клапанный элемент, состоящий из металлической рамки с отверстиями, в которые входят цапфы подвижных пластинок.

При изменении расхода пара, поступающего под тарелку, пластинки поворачиваются на цапфах, и пар проходит между ними, перемещаясь над тарелкой под определенным углом. При незначительном расходе пара пластинки поворачиваются на малый угол, при увеличении расхода – до упора в перегородку, которой снабжена рамка. Жидкость перемещается по тарелке за счет направленного движения пара на выходе из жалюзийных элементов.

Жалюзийно – клапанные тарелки также рекомендуется устанавливать на ректификационных и абсорбционных колоннах. Они характеризуются высокой разделяющей способностью при больших нагрузках по пару и жидкости. К преимуществам таких тарелок следует отнести высокий КПД во всем интервале нагрузок по пару и жидкости; более высокие допустимые скорости пара в сечении колонны по сравнению с колпачковыми и клапанными тарелками, малый объем сварочных работ при изготовлении, легкость монтажа и демонтажа тарелок.

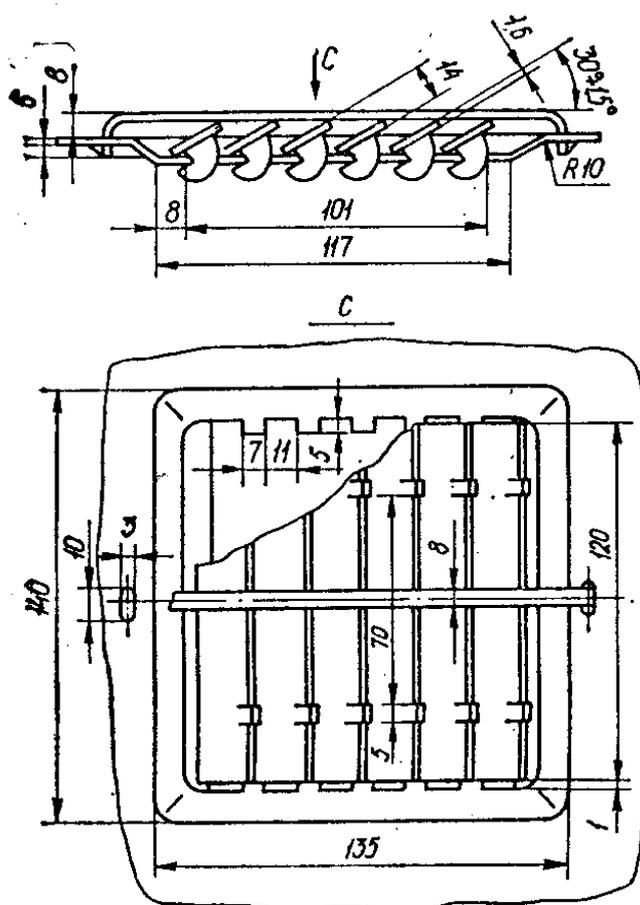


Рис. 2.20. Элемент жалюзийно – клапанной тарелки.

Выпускаемые промышленностью жалюзийно – клапанные тарелки бывают двух исполнений: 1 – с относительным свободным сечением от 12,2 до 15,3 % (предназначены в основном для аппаратов, работающих под разрежением и при атмосферном давлении); 2 – с относительным свободным сечением от 8,8 до 11,1 % (предназначены в основном для аппаратов, работающих под давлением, и в процессах абсорбции).

Также можно отметить еще одну конструкцию тарелки (Рис. 2.21), в которой для увеличения эффективности и расширения рабочих соотношений нагрузок по пару и жидкости предлагается комбинировать перфорированные пластины с жалюзийными элементами [46]. Тарелка состоит из жалюзийных элементов с подвижными жалюзи 1, которые расположены между перфорированными участками 2. Для ограничения угла открывания жалюзей ограничители 3. При малых нагрузках по пару тарелка работает, как обычная ситчатая, обеспечивая достаточно полный контакт между фазами. При более высоких нагрузках по пару под напором парового потока начинают открываться пластинки жалюзийных элементов, в результате этого на тарелке создается струенаправленное движение фаз, препятствующее образованию брызгоуноса.

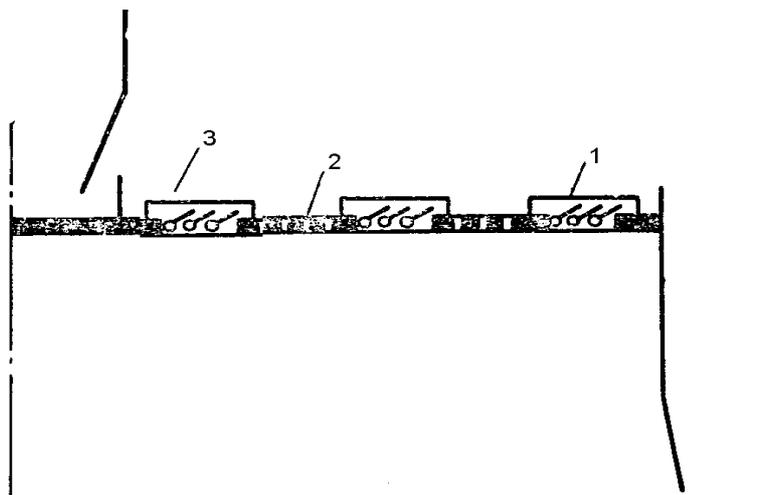


Рис. 2.21. Тарелка [46]. Общий вид.

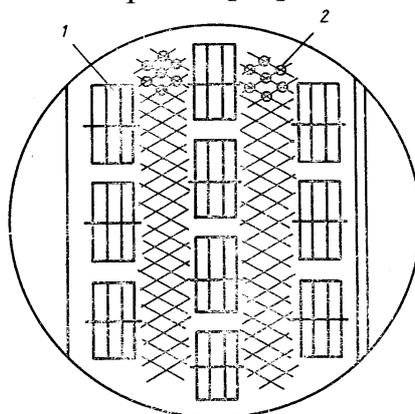


Рис. 2.22. Тарелка [46]. Вид сверху.

С целью уменьшения времени пребывания жидкости в зоне гидрозатвора, предупреждения образования застойных зон и забивания гидрозатвора твердыми частицами или продуктами полимеризации, гидрозатвор выполняют из concentрично расположенных вокруг сливных труб цилиндрических колец, установленных с зазором относительно основания тарелки, увеличивающимся к наружному кольцу [29 – 31]. В конструкции [47] жидкость из центральной части вышерасположенной тарелки перетекает к периферийной области нижележащей тарелки. Для равномерного распределения жидкости по полотну тарелки переточные каналы установлены по касательным к нижней части перелива, а также над основанием установлен периферийный распределитель в виде кольцевого желоба с переливной планкой.

Авторами [48] запатентована барботажная тарелка, состоящая из ситчатого полотна и клапанов. Тарелка [49] образована из полотна с перфорированными участками и пластинчатых прямооточных клапанов, размещенных на полотне. Однако указанные конструкции обладают сравнительно невысоким диапазоном эффективной работы из-за повышенного уноса жидкости при больших паровых нагрузках. Этому недостатка лишена тарелка [50] (рис. 2.23).

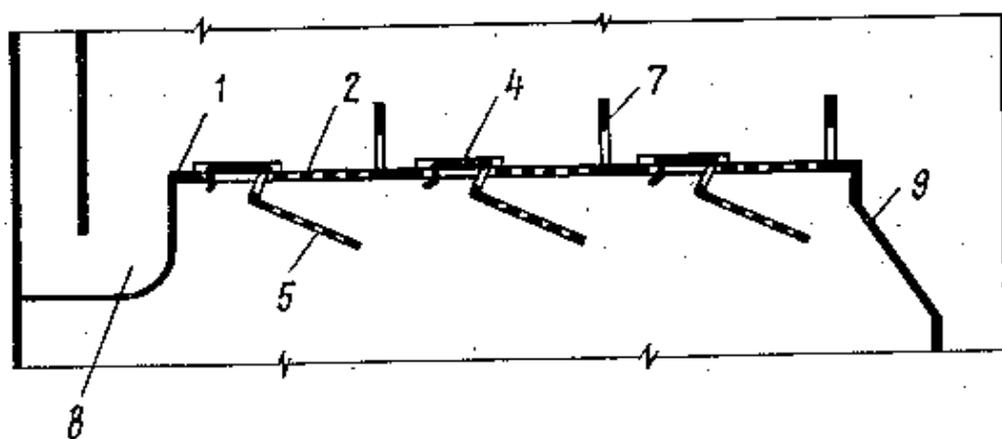


Рис. 2.23. Клапанная барботажная тарелка [50].

Это достигается тем, что в тарелке, включающей полотно 1, установлены прямооточные пластинчатые клапаны 4. На полотне имеются перфорированные участки 2 и отверстия под клапаны, расположенные в шахматном порядке по отношению к направлению движения жидкости. Каждый клапан снабжен жестко соединенной с ним перфорированной пластиной 5, расположенной под полотном в зоне перфорированного участка. При этом отверстия пластины смещены относительно отверстий перфорированных участков полотна. Перед клапанами 4 установлены секционирующие перегородки 7. Тарелка имеет приемный карман 8 и сливную перегородку 9.

При небольших паровых нагрузках клапаны 4 закрыты и пар барботирует через отверстия перфорированных участков 2, тарелка работает как ситчатая. С увеличением нагрузки по пару открываются клапаны 4, и часть пара, выходя из-под клапана, взаимодействует с парожидкостным потоком, образующимся над перфорированной частью полотна, снижая тем самым унос жидкости на вышележащую тарелку. При больших расходах пара, когда клапаны полностью открыты, пластины 5 прижимаются снизу к полотну тарелки 1, перекрывая отверстия перфорированных участков. В этом случае тарелка работает как прямооточная.

Рассмотреть все виды массообменных тарелок в одном разделе практически невозможно и этому посвящена многочисленная специальная литература.

2.2. Конструкции регулярных насадок

Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям: обладать максимальными удельной поверхностью a_v и долей свободного объема $\varepsilon_{св}$, высокой прочностью и химической стойкостью, низкими гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться

жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата, низкой стоимостью.

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований является взаимоисключающим. Так, увеличение удельной поверхности насадки приводит, как правило, к уменьшению доли ее свободного объема и увеличению гидравлического сопротивления. Этим объясняется большое разнообразие конструкций элементов насадок, которые могут изготавливаться из различных материалов (металла, пластмассы, керамики и так далее), иметь различные размеры.

Наиболее широкое распространение в промышленности долгое время имели кольца Рашига (тонкостенные полые цилиндры, с диаметром равным высоте). При этом кольца малых размеров (до 50 мм) засыпают в колонну навалом, а большие кольца укладываются, как правило, регулярно правильными рядами, смещенными друг относительно друга. Преимуществом регулярной насадки является меньшее гидравлическое сопротивление, однако она более чувствительна к равномерности орошения. Основным достоинством колец Рашига является простота изготовления и дешевизна, а недостатком – малая удельная поверхность и наличие застойных зон.. Для устранения данных недостатков начали разрабатывать и применять насадки других типов: перфорированные кольца (Палля), кольца с внутренними перегородками, а также седла различной конструкции (Берля, "Инталлокс"). Увеличение размеров элементов насадки приводит к увеличению свободного объема, снижению гидравлического сопротивления, но и уменьшает удельную поверхность насадки. Регулярная насадка может изготавливаться из пакетов плоских вертикальных параллельных пластин. Пакеты, расположенные друг над другом, повернуты под определенным углом. Для увеличения удельной поверхности пластины могут производиться рифлеными и гофрированными.

В работе [51] описана новая структурированная насадка (*Optiflow*) для интенсификации массопереноса в ректификационных колоннах, состоящая из множества единичных ромбических поверхностей. На поверхностях насадки образуется ламинарная самообновляющаяся пленка. Газовая фаза вовлекается в круговое движение и создаются благоприятные условия для взаимодействия жидкости и газа. Применение этой насадки повышает эффективность на 25 % по сравнению с *Mellapak 250Y* и на 50 % с *250X*. Объемный фактор разделения с насадкой *C* – 36 равен 3 – 3,5 вместо 2,5 – 3 с насадкой *Mellapak*, что позволяет снизить затраты при повышении мощности оборудования и при пуске новых колонн.

В [52] рассмотрена швейцарская ромбовидная структурированная насадка для дистилляционных и абсорбционных колонн, отличающаяся высокой эффективностью и небольшим гидравлическим сопротивлением. Насадка

создает закрученный поток газа и обеспечивает однородное распределение жидкости и ее перемешивание. По сравнению с насадкой из колец диаметром 50 мм при одинаковой высоте слоя число теоретических ступеней увеличивается вдвое, а по сравнению с кольцами диаметром 25 мм на 50 %. При использовании новой насадки снижается температура или уменьшается требуемое флегмовое число в дистилляционных колоннах. Уменьшается потребляемая газодувкой мощность в скрубберах, сокращаются размеры колонн, что уменьшает капитальные затраты и эксплуатационные расходы.

В [53] представлено испытание новой углеволокнуистой насадки для ректификационных колонн, рекомендуемой для ректификации агрессивных жидкостей – таких, как уксусная кислота, ацетилхлорид, хлороформ и другие.

Разработана уголковая насадка [54], составленная из периодических горизонтальных рядов равнобоких уголков, расположенных углами вверх, причем кромки полок соседних в ряду уголков образуют с полками при вершине уголков нижерасположенного ряда щели.

В работе [55] рассмотрено использование регулярной насадки КЕДР для вакуумных колонн установок авт. Сделаны выводы, что эти насадки по эффективности аналогичны западным аналогам. ВЭТТ для насадки КЕДР составляет 0,45 м.

Особенностью предлагаемого в работе [56] вида насадки является то, что при прохождении через аппарат потока обрабатываемых сред поверхность отдельных элементов загрузки совершает колебательные движения благодаря чему интенсивность процессов существенно возрастает. Каждый элемент выполнен из упругой ленты, и в сечении имеет форму сплюсненной цифры «8». Элементы набираются в блоки, прикрепляются, например, верхний и нижней частями к горизонтальными несущими стержнями.

В [57] работе описана насадка с усовершенствованной поверхностью для насадочной колонны. Концентрирование слабых кислот производится в колоннах с металлической насадкой при противотоке содержащего кислоту пара и воды с выводом жидкости из основания колонны. Предлагается протравливать крепкой кислотой элементы металлической насадки, что повышает ее эффективность и позволяет уменьшить на 20 % высоту, эквивалентную теоретической тарелке.

В [58] предлагается коррозионно – и термостойкая насадка для колонн и реакторов, в которых осуществляются массо – и теплообменные процессы. Она состоит из отдельных упорядоченных формованных элементов из углеродов, армированного несколькими слоями стеклоткани имеющее текстильное соединение. На ПВ элементов расположены поры или отверстия диаметром 10 до 10000 мкм. Все элементы компактно соединены и имеют фиксированное

положение. Насадка отличается легкостью, стабильностью механических свойств и высокой теплопроводностью.

Насадка для массообменных колонн, рассмотренная в работе [59], отличается малыми гидравлическими сопротивлениями и эффективностью. Насадка образована гофрированными элементами ячеистой структуры, поверхность которых покрыта сеткой. Растекание жидкости по насадке обусловлено действием копилярных сил. Пакеты таких элементов определенной длины располагаются в колонне, чередуясь под прямым углом. Описаны детали конструктивных элементов насадки.

В работе [60] описана структурированная насадка, включающая пакеты из гофрированных металлических просечно – вытяжных листов с вертикальным рабочим положением пакетов, каждый из которых снабжен распределительным устройством в виде краевых гофров листов, на ПВ которых выполнены дистанционные выступы – интенсификаторы. Отличаются насадки тем, что краевые гофры выполнены непрерывными по всей длине краев листов и наклонены к продольной оси пакета под углом 25-45 %, а дистанционные выступы – интенсификаторы выполнены неразрывными в виде вытяжек металла листов, образованными полузамкнутыми ПВ. Выступы – интенсификаторы образованные ПВ в виде усеченных пирамид, высота гофров составляет 0,08 – 0,2 ширины основания этих же гофров расположенных в шахматном порядке.

Запатентована новая [61] конструкция насадочного элемента, предназначенная для использования в массообменных колоннах, теплообменных аппаратах с непосредственным контактированием поднимающего газового потока и стекающей по ПВ насадки жидкости, а также в химических реакторах. Отличается также возможность использования предлагаемой насадки в смесителе. Рассматриваемая насадка, может выполняться из профильных металлических и пластмассовых листов, причем соединения отдельных деталей насадки может осуществляться либо механическим способом, либо с использованием сварки. Предлагаемый насадочный элемент представляет собой конструкцию, выполненную в форме октаэдров, образующую единую решеточную систему, расположенную внутри аппарата. Даются рекомендации по выбору оптимальных размеров этих элементов.

В [62] описана насадка для дистилляционной колонны, образованная полыми вертикальными шестигранными призматическими элементами, при соединении которых образуется структура с выпускающими вниз переливными стаканами прямоугольного сечения. По высоте колонны размещается множество таких структур, причем смежные струи смещены в горизонтальной

плоскости, что определяет зигзагообразующие движения поднимающихся паров, которые контактируют с жидкостью, стекающей по стенкам элементов.

В [63] работе патентуется насадка для массо – и теплообмена между жидкостью и газом в промышленной колонне. Насадка выполнена в виде пакета параллельных вертикально расположенных пластин с косыми лотками, которые образуют каналы для стекания жидкости. В соседних пластинах лотки примыкают к стенкам колонны или другим пластинам.

В 1998 – 1999 гг. в ОАО «Криогенмаш» создано оборудование для производства регулярной насадки, которая описана в работе [64]. Она представляет собой алюминиевую гофрированную полосу (ленту) зигановую с пробитыми отверстиями. Производительность оборудования 350 м³/год насадки, при коэффициенте разгрузки 0,7. Максимальная длина ленты 2600 мм. Насадку изготавливают в операции: пробивка отверстий в ленте; прокатка зигов; штамповка гофров.

Представлена [65] массообменная колонна с плавающей насадкой для взаимодействия с газом (паром) и жидкостью, включающая вертикальный цилиндрический корпус, поперечно расположенных в нем поддерживающие распределительные конические решетки с прорезями в виде арочных проредей с тангенциально направленными осями. Слой насадки на каждой распределительной решетке, отличающаяся тем, что каждая коническая распределительная решетка выполнена в виде конуса, ориентирована вершиной вниз, с центральным отверстием у вершины, расположенными осесимметрично по отношению к основанию конуса. Наружный диаметр основания корпуса меньше внутреннего диаметра цилиндрического корпуса для обеспечения свободного прохождения конуса. Внутри корпуса, внутри отверстий конусов установлен вертикальный стержень, закрепленный к вершинам конусов точечной сваркой.

В работе [66] на основании данных о свойствах гофрированных металлических структурированных насадках обсуждаются нижний и верхний пределы нагрузок по газу и жидкости, проводится анализ рабочей гибкости (отношение максимальной и минимальной нагрузок этих насадок). Приводятся диаграмма нагрузок насадки *Mellapak 250J*, из которой видно, что гибкость нагрузки по газу составляет 5,1, а по жидкости может достигать 100. Эти данные могут быть полезными для проектирования структурированной насадки.

Сущность изобретения в работе [67] заключается в том, что фиксирующие элементы насадки выполнены в виде параллельных стержней, установленных в сетке и между слоями сетки с частичным перекрытием сечения насадки и креплением концов стержней, например, пластинами, при этом слои сетки установлены под углом к стержням. С целью стока жидкости из насадки

стержни могут быть установлены под углом к горизонтальной плоскости. Изобретение обеспечивает увеличение производительности и эффективности процессов массообмена и сепарации.

В работе [68] патентуется способ изготовления насадки, выполненной из трехмерной сетчатой структуры, которая составляет внутреннюю структуру устройства, в котором осуществляется массопередача, теплообмен. Внутренняя структура выполнена из множества элементарных структур, которые непрерывно расположены в вертикальных и горизонтальных направлениях трехмерной сетчатой структуры. Каждая из элементов структур образована схождением в одной точке и расхождением 3 – х или 4 – х нитевидных элементов. Задачей изобретения является создание насадки способной обеспечивать достижение равномерных сбора и перераспределения жидкости и создание способа крупномасштабного изготовления недорогой насадки.

В [69] представлены 2 образца структурно – кольцевых насадок: листовая *PSL* и игольчатая насадка *PSI*. Насадка *PSL* обладает такими свойствами: большая пропускная способность, высокая удельная поверхность, значительная эффективность массообмена, а также способность равномерного распределения жидкости по сечению колонны. Насадка *PSI* выдерживает большие перепады давления газа, обладает значительной удельной поверхностью и большой разделительной способностью.

Регулярная насадка для тепло и массообменных аппаратов [70] состоит из развернутых относительно друг друга слоев, выполненных из нескольких пакетов, которые набраны из параллели наклонных листов с выступами. Отличается насадка тем, что пакеты в каждом слое относительно первого листа любого пакета составляет 360° , а листы в каждом пакете наклонены в сторону смежного пакета. Угол наклона листов к горизонтальной плоскости выбран так, что проекция боковой грани листа на горизонтальной плоскости равна или превышает расстояние между листами.

Насадочный брикет и способ сборки насадочного слоя в обменных колоннах рассматривается в работе [71]. С целью повышения эффективности колонны, насадочный слой, который состоит из горизонтальных слоев с прямоугольными брикетами из параллельно расположенных гофрированных пластин на постоянном уровне, увеличивается ПВ контакта между газом и жидкими фазами и для снижения сопротивления течения последней между слоями с прямоугольными брикетами монтируется слой из брикетов трапециевидной формы или в виде параллелепипеда. Брикетты стыкуются таким образом, что, так же как и прямоугольные брикетты, образуют сплошной слой. Перекрестный эффект усиливается путем расположения гофрированных пластин в новых брикетах под углом к их параллельным плоскостям и

параллельны друг к другу. В прямоугольных брикетах пластины перпендикулярны к большей их плоскости.

Отмечено, что в литературе нет достаточно универсальных критериальных уравнений для вычисления коэффициента массотдачи в жидкой фазе для насадок с вертикальными стенками, несмотря на то, что эти насадки характеризуются высокой эффективностью при низком гидравлическом сопротивлении. В работе [72] предложено такое уравнение. Оно описывает все известные экспериментальные данные со средней погрешностью 3,4 %. Следует отметить, что такая малая погрешность расчета вызывает сомнение, так как погрешность экспериментов по массообмену в двухфазных средах в несколько раз больше.

Насадки для ректификационных колонн рассмотрены в работах [73 – 75].

Колонны с упорядоченной насадкой отличаются меньшей высотой эквивалентной теоретической тарелки, небольшим гидравлическим сопротивлением, что особенно важно при вакуумной ректификации. Большое значение имеют правильный выбор и установка распределителя жидкости по насадке, обеспечивающий равномерное орошение. В процессе ректификации должны контролироваться расходы жидкости и паров, профили температуры и давления, состав жидкости. Полученная информация служит для регулирования режима работы колонны. Предварительное испытание структурированной насадки желательно проводить на опытной установке [76]. Так, испытание в колонне диаметром 250 мм, высотой 3 м выполненной на смеси с относительной летучестью с 1,2 показали, что ВЭТТ равен 0,25 м. А на промышленной колонне диаметром 1220 мм, высотой 4,5 м. была получена ВЭТТ 0,4 – 0,6 м. После нескольких усовершенствований удалось снизить ВЭТТ до 0,33 м. С увеличением высоты и диаметра колонны ВЭТТ обычно возрастает [76], что связано с масштабными эффектами.

Характеристики насадки с турбулизаторами пограничного слоя представлены в работе [77].

Коллективом Уфимского нефтяного института разработана насадка с капельным профилем полых элементов (рис. 2.24). Насадка состоит [78] из элементов, образованных соединением двух симметричных контактных листов 1, имеющих в сечении профиль, подобный профилю падающей капли, с отверстиями 2 в боковых стенках, листы имеют перегородку 3 и отсекатели потока 4. Контактные листы могут быть выполнены сплошными (рис. 2.24) или образованными укладкой проницаемой гибкой полосы (например, рукавной сетки или просечно – вытяжной ленты). Целью изобретения является повышение пропускной способности насадки по газу при перекрестном токе фаз.

Сотрудниками Института новых химических проблем АН СССР в 1991 году запатентована регулярная насадка [79] (рис. 2.25). Целью изобретения является повышение эффективности и эксплуатационных характеристик аппарата за счет развития поверхности контакта фаз, снижения гидравлического сопротивления, выравнивания градиентов концентраций и температур в поперечном относительно движения потока направлении и создания поперечной турбулентности.

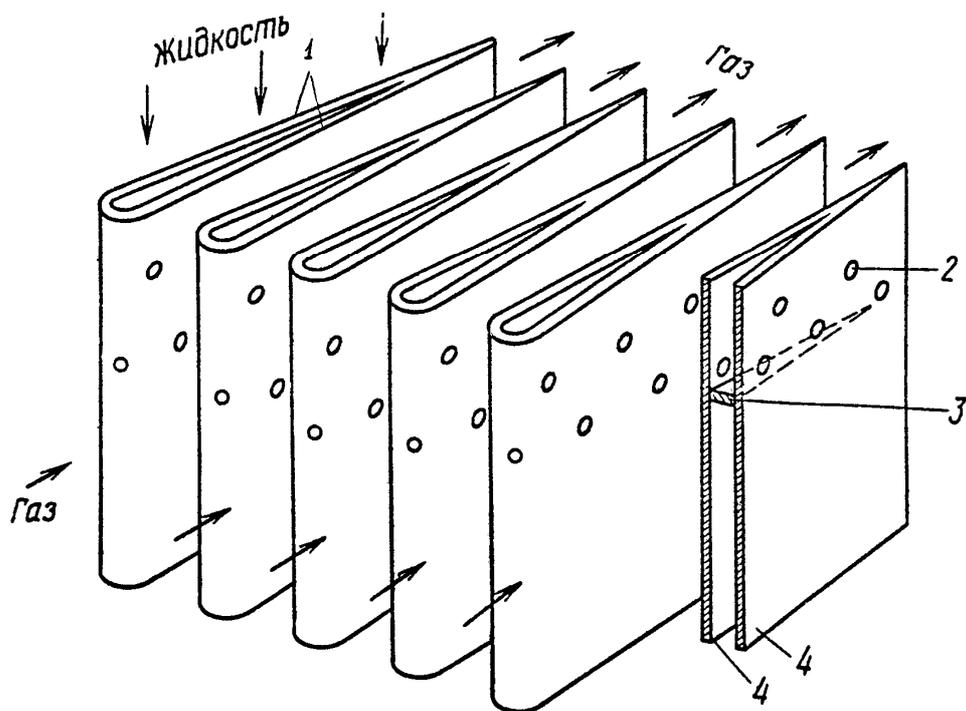


Рис. 2.24. Насадка с капельным профилем полых элементов

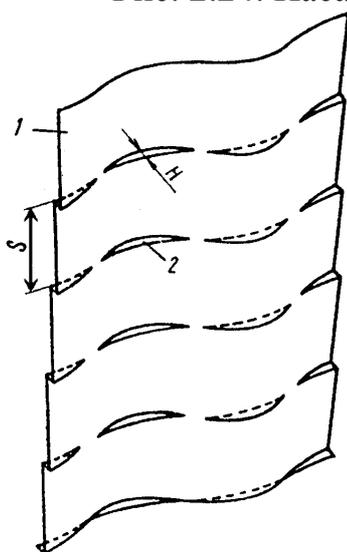


Рис. 2.25. Лист насадки ИНХП
АН СССР

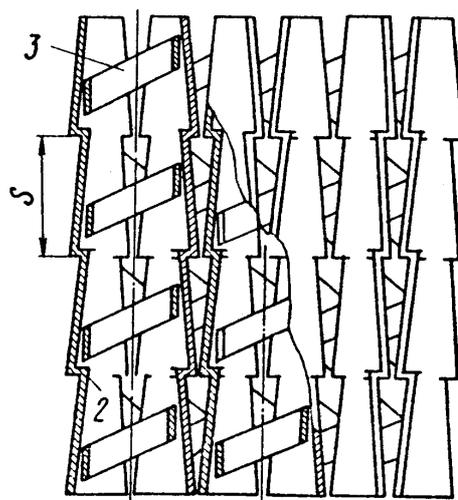


Рис. 2.26. Пакет насадки ИНХП
АН СССР

Пакет насадки теплообменного аппарата состоит из вертикальных гофрированных листов 1, изготовленных из сетки с эквивалентным диаметром ячейки $d_{\text{ЭКВ}} = 1,5 - 3$ мм. Листы насадки имеют поперечное профилирование в виде конусообразных выступов 2 с высотой вглубь потока H , расположенное с шагом S , причем соотношение $S/H = 7 \div 12$. Профиль выступов 2 в поперечном сечении имеет вид синусоиды с тем же периодом и фазой, что и основной гофр листа 1, но с амплитудой, линейно изменяющейся на шаге S от значения α до $\alpha - H$, где α – амплитуда основного гофра.

Соседние между собой листы 1 в пакете (рис. 2.26) расположены зеркально, то есть впадины основного гофра образуют вертикальные каналы, в которые направлены выступы и в которые по всей длине установлены интенсифицирующие вставки – завихрители, выполненные в виде спиралей 3 или скрученных лент.

На рис. 2.27 показана насадка, разработанная в Горьковском политехническом институте им. А.А. Жданова [80].

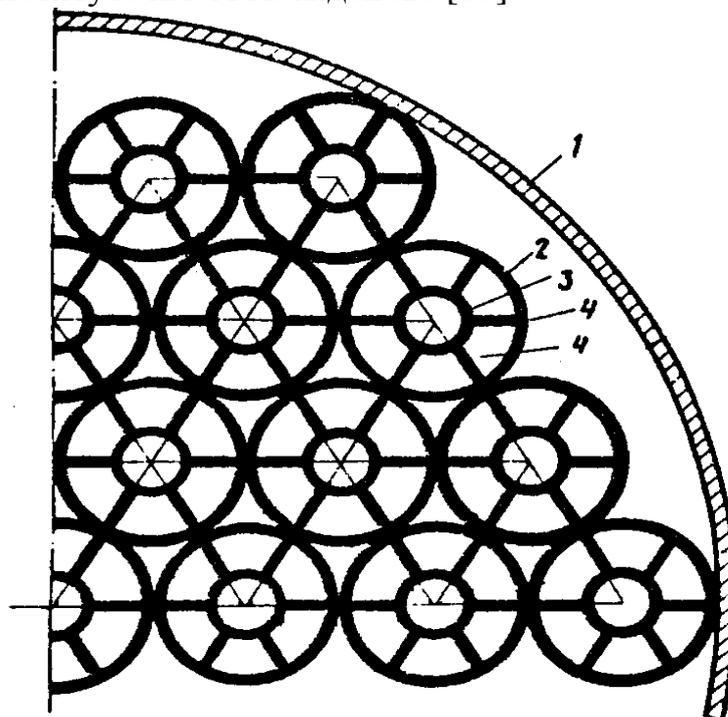


Рис. 2.27. Регулярная насадка Горьковского политехнического института
1 – стенка колонны, 2 – трубка большего диаметра,
3 – трубка меньшего диаметра, 4 – продольные ребра

Сущность изобретения состоит в том, что регулярная насадка для массообменных аппаратов, содержащая пучок труб 2, касающихся друг друга боковыми поверхностями, снабжена продольно оребренными трубками 3 меньшего диаметра, соосно установленными внутри труб 2 большего диаметра. Кроме того, продольные ребра 4 выполняют либо в виде плоских, либо в виде криволинейных пластин. На наружной поверхности труб 2 выполнены канавки,

расположенные одна напротив другой. Целью данного изобретения является так же повышение эффективности работы насадки и снижение гидравлического сопротивления.

Насадка [81], разработанная в Киевском технологическом институте пищевой промышленности, (рис. 2.28) состоит из листов 1 с просечными отверстиями ромба, снабженных повторяющими форму отверстий лепестками 3. Между рядами отверстий выполнены гофры 4 в виде расширяющихся внутрь окружных канавок. Обращенные вниз поверхности лепестков имеют рифления.

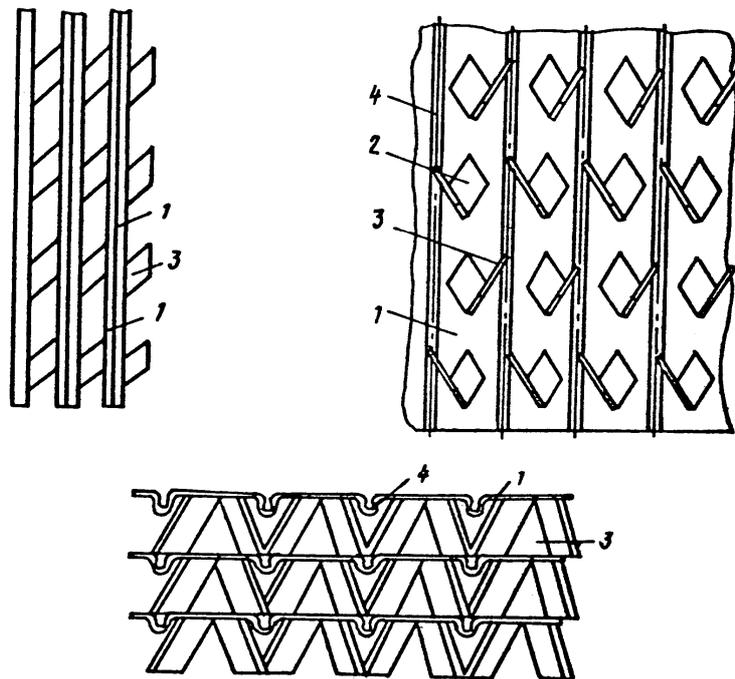


Рис. 2.28. Насадка

Другой вид регулярной насадки [82] представлен на рис. 2.29. Универсальный блок насадки для теплообменных аппаратов включает в себя зигзагообразные пластины 1, по торцам соединенные с вертикальными пластинами 2, и сетки 3. Блок отличается тем, что с целью обеспечения универсальности ее сборки и разборки, повышения эффективности использования площади поперечного сечения аппарата любого диаметра, он выполнен в виде трапеции или параллелограмма с углом при вершине 120° . Зигзагообразные пластины приварены к вертикальным пластинам под углом 60° или параллельно одна к другой, причем сетки установлены между парой параллельно расположенных зигзагообразных пластин и снабжены крючками 4.

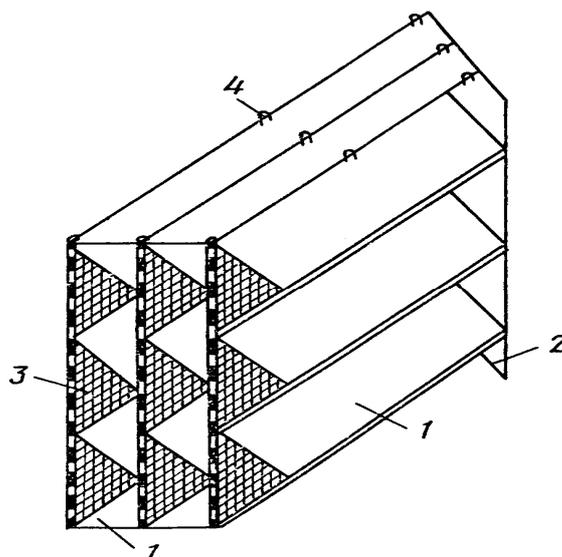


Рис. 2.29. Универсальный блок регулярной насадки

Группой авторов [83] запатентован способ изготовления насадки (рис. 2.30), который включает в себя сборку гофрированных пластин из неорганического материала в пакет с взаимным перекрещиванием направлений гофр в смежных пластинах и скрепление этих пластин в местах их контакта. Такой способ изготовления насадки позволяет увеличить площадь активной поверхности насадки, прочность скрепления гофрированных пластин в пакет и работоспособность насадки.

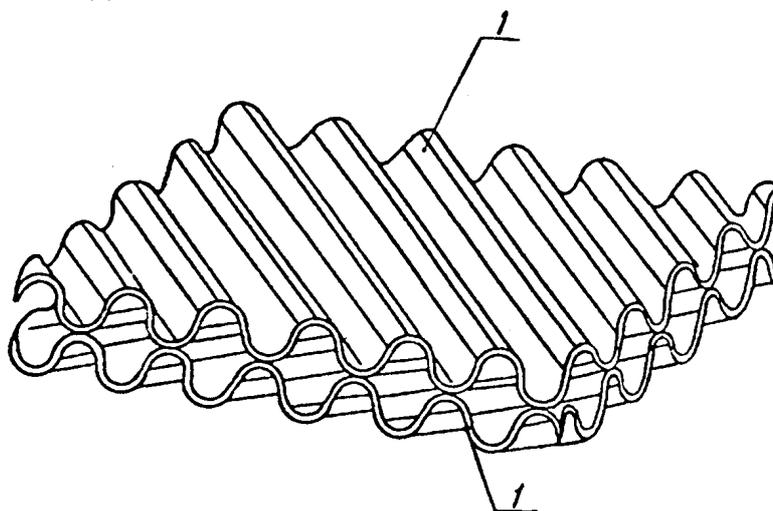


Рис. 2.30. Насадка из гофрированных листов

В Казахском химико-технологическом институте разработана насадка (рис. 2.31) из пластин с регулярной шероховатостью [84].

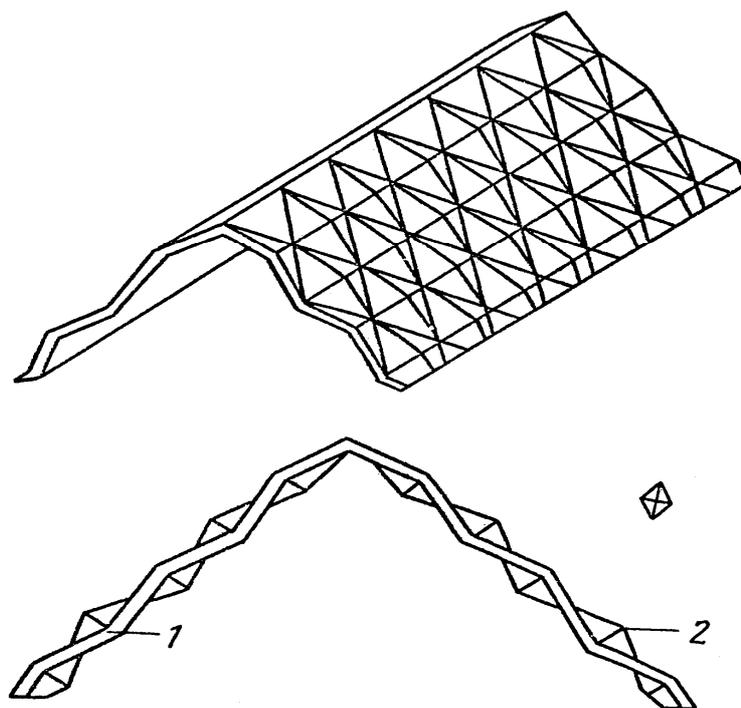


Рис. 2.31. Насадка из пластин с регулярной шероховатостью

Целью разработки является интенсификация процесса за счет обеспечения регулярного перемешивания, перераспределения слоев пленки жидкости, организации соударения двухфазных систем и получение мелкодиспергированного отрывного течения жидкости. Насадка имеет элементы 1 в виде регулярной шероховатости, образуемой четырех – (или шести –) гранной пирамидой 2, расположенных в шахматном порядке.

ИВЦ “Инжехим” (г.Казань) совместно с ОАО “Нижекамскнефтехим” разработал рулонную регулярную насадку *IRM*, представленную на рис. 2.32. Насадка обеспечивает высокую разделяющую способность при низких плотностях орошения в колоннах диаметром до 1,5 м. Ввиду низкого гидравлического сопротивления насадка может быть рекомендована для использования в вакуумных колоннах.

Характеристики насадки “IRM”

Свободный объем, м ³ /м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Эквивалентный диаметр, м	ВЭТС, м
0,8776	244,7	0,014	0,4 – 0,8



Рис. 2.32. Рулонная регулярная насадка *IRM*

Область применения данной насадки:

- атмосферные и вакуумные колонны для перегонки нефтяного и газового сырья, работающие при малых плотностях орошения;
- колонны разделения гликолей.

На рис. 2.33 приведена фотография регулярной металлической насадки *VIM*, представляющей собой пакеты из гофрированных листов из тонкой ленты из нержавеющей стали. Гофрированные листы уложены в смежных слоях перекрестно, на поверхности листов выполнены микрогофры и лепестки. Микрогофры имеют горизонтальную ориентацию, что способствует эффективному перераспределению жидкой фазы в слое насадки. Лепестки предназначены для турбулизации газовой фазы. Указанная насадка выпускается трех типоразмеров *VIM* – 12, *VIM* – 15 и *VIM* – 20, с высотой гофров, равной соответственно 12, 15 и 20 мм.

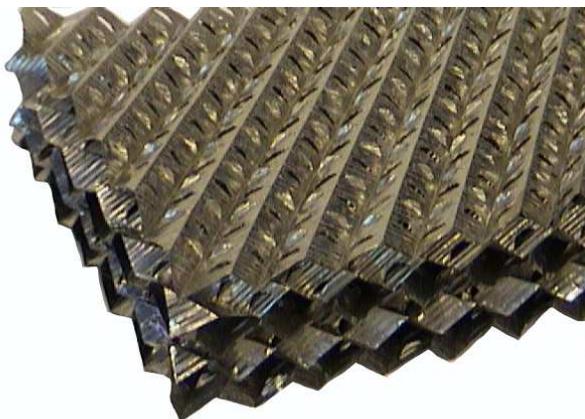


Рис. 2.33. Насадка *VIM* (Инжехим)

Конструктивной особенностью насадок *ВИМ* является многооперационная обработка поверхности насадки, выполненной из тонкой фольги из нержавеющей стали, включающая:

- нанесение микрорельефа в виде горизонтальных микрогофров, обеспечивающего максимальное растекание жидкости по поверхности насадки;
- выполнение лепесткообразных элементов, обеспечивающих интенсивную турбулизацию газовой и жидкой фаз, дополнительное формирование пленки жидкости;
- гофрирование фольги с целью обеспечения высокого свободного объема насадки и механической прочности.

2.3. Неупорядоченные насадки

В работе [85] в опытной колонне с новой насадкой, по форме слегка отличающейся от колец Рашига, на бинарной смеси изучались производительность, четкость разделения и перепад давления. Сформулированы эмпирические модельные уравнения, отражающие перепад давления и скорость захлебывания в колонне. Проанализировано несколько моделей.

В тематическом сборнике научных трудов Вестника КГТУ [86] дано описание разработанной экспериментальной установки для исследования насадочных контактных устройств, а также методики проведения экспериментов по определению гидродинамических и массообменных характеристик насадок. Описана новая конструкция нерегулярной насадки и приведены результаты гидродинамических исследований на экспериментальном стенде.

В работе [87] рассмотрено внедрение новых насадок в колоннах щелочной очистки пирогаза. Разработаны насадочные элементы сочетающие большую производительность по газу и жидкости, большую эффективность разделения и низкое гидравлическое сопротивление.

Разработке и внедрению в производство новых высокоэффективных насадок также посвящено большое количество работ. Например, запатентована [88] насадка (рис. 2.34, 2.35). Целью изобретения является увеличение пропускной способности насадки. Насадка представляет собой две призмобразные фигуры, образованные из попарно отогнутых навстречу одна другой пластин 1, повернутые одна относительно другой на 90° и имеющие общую перегородку 2.

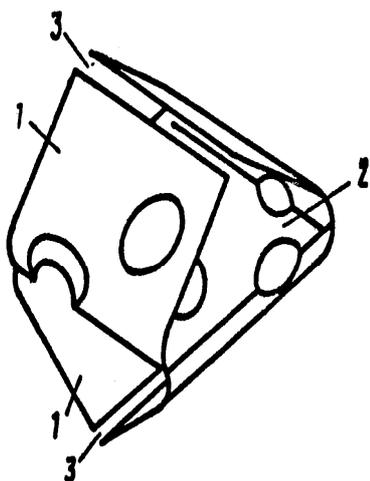


Рис. 2.34. Вид насадки в аксонометрии

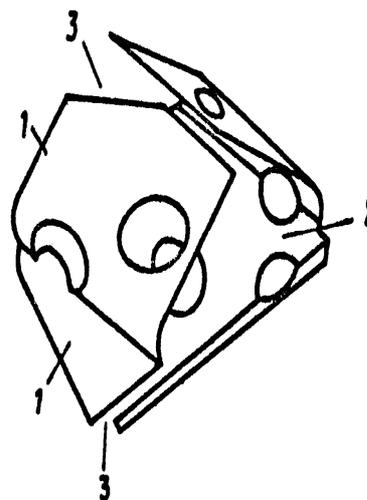


Рис. 2.35. Насадка с косыми срезами

Каждая пара пластин 1 направлена относительно другой пары в противоположную сторону. За счет неполной стыковки смежных пластин между ними образуются зазоры 3. Заготовка может быть выполнена с перфорацией.

На двух пластинах, образующих одну из призмобразных фигур, могут быть выполнены косые срезы. Выполнение насадки с косыми срезами позволяет уменьшить коэффициент использования материала с 1,65 до 1,6 по сравнению с насадкой без косых срезов.

Другой вид нерегулярной насадки [89] представлен на рис. 2.36. Целью изобретения является повышение эффективности за счет интенсивного обновления поверхности теплообмена жидкостной пленки при течении ее по насадке и обеспечения плотности ее засыпки.

Насадка содержит полосу 3, образующую замкнутое кольцо, один из концов которой повернут относительно другого на угол, кратный 180° , полоса выполнена с плавно циклически изменяющейся шириной и длиной, кратной шагу изменения ширины.

Полоса может быть выполнена с различной кратностью поворота концов и шага изменения ширины.

Во Всесоюзном НИИ синтетических и натуральных душистых веществ разработана насадка [90], выполненная в виде цилиндрического кольца 1 с внутренним элементом 2 в виде спирали Архимеда, наружный конец которой прикреплен к кольцу (рис. 2.37). По всей поверхности насадки имеются отверстия 3.

Цель изобретения – интенсификация тепломассообменных процессов за счет увеличения поверхности контакта фаз, улучшения смачивания и омывания потоками поверхности насадки.

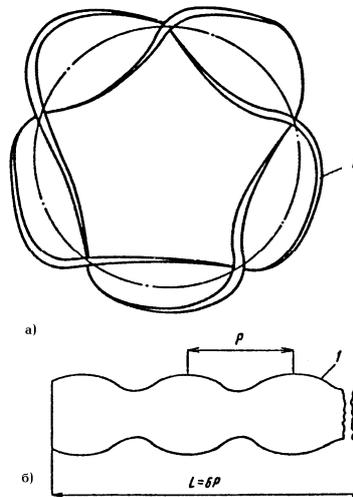


Рис. 2.36. Насадка Московского института управления
а – общий вид; б – полоса для изготовления насадки

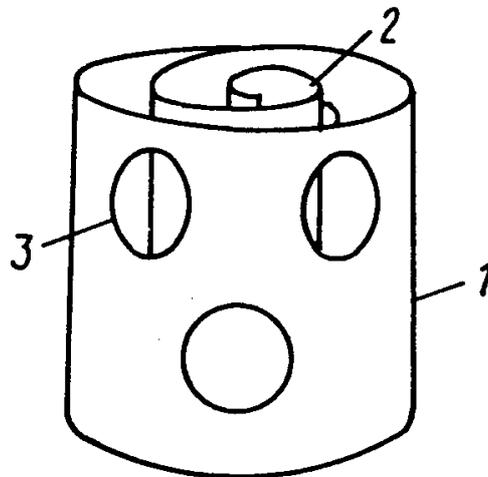


Рис. 2.37. Насадка в виде спирали Архимеда

Разработка сотрудников Горьковского политехнического института [91] представляет собой элемент, содержащий полуцилиндры (рис. 2.38, 2.39). Цель изобретения – повышение эффективности работы за счет улучшения омываемости внутренних поверхностей и усиления турбулизации фаз.

На рис. 2.38 показана насадка, в которой ось любого полуцилиндра расположена между осью симметрии перегородки и свободной кромкой этого полуцилиндра, вариант выполнения; на рис. 2.39 – насадка, в которой ось симметрии перегородки расположена между осью полуцилиндра и его свободной кромкой, вариант выполнения.

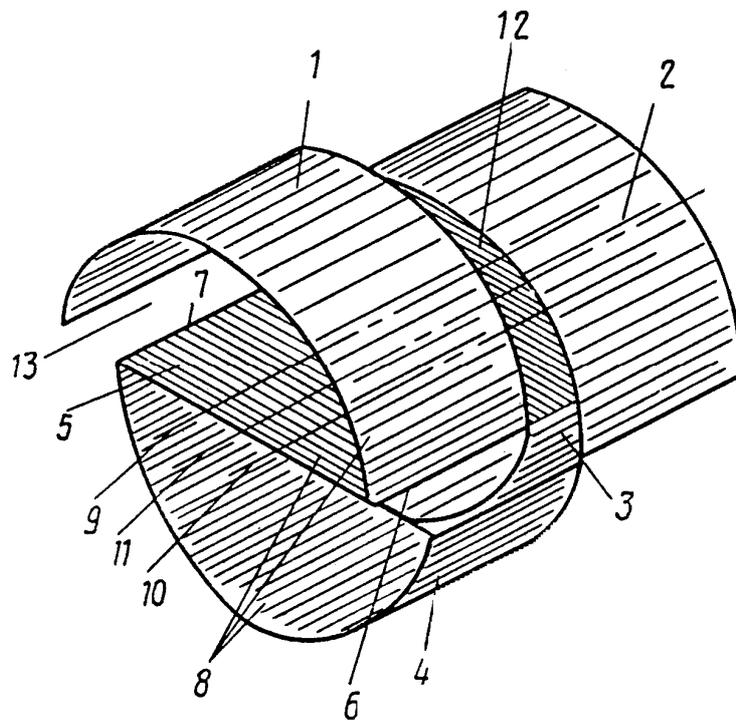


Рис. 2.38. Вариант выполнения насадки

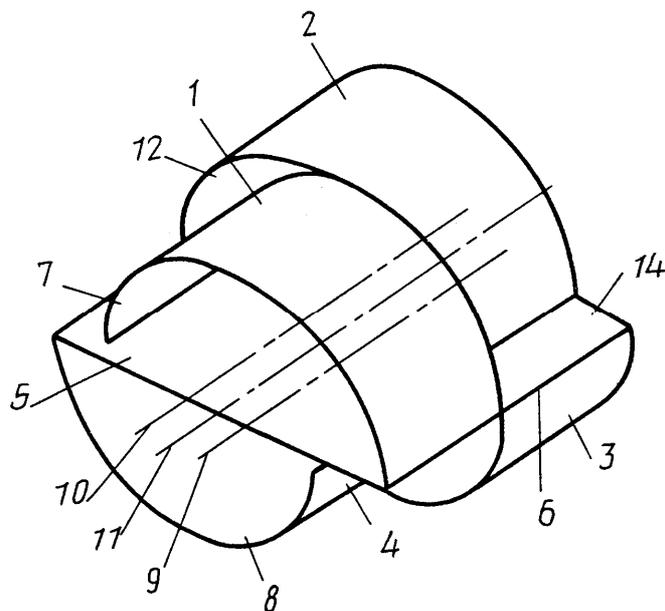


Рис. 2.39. Вариант выполнения насадки

Первый вариант выполнения характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров больше ширины перегородки. Второй вариант характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров меньше ширины перегородки.

Насадка содержит полуцилиндры 1 – 4, соединенные перегородкой 5. Соседние полуцилиндры, расположенные с одной стороны от перегородки (например, 1 и 2), присоединены к ее противоположным кромкам 6 и 7. Соседние полуцилиндры, расположенные по разные стороны от перегородки 5

(например, 1 и 4), образуют вместе с ней S – образный элемент 8. Оси 9 и 10 соседних полуцилиндров 1 и 3, 2 и 4 смещены относительно оси 11 симметрии перегородки с образованием криволинейных 12 и прямолинейных 13 зазоров (щелей), улучшающих смачиваемость внутренних поверхностей насадки, и свободных для орошения зон 14 на перегородке 5. Для дальнейшего улучшения смачиваемости внутренних поверхностей насадка может быть выполнена перфорированной.

Представляет интерес насадка [92], представленная на рис. 2.40. Цель изобретения – повышение эффективности массообмена за счет усиления турбулизации потоков и упрощения изготовления насадки.

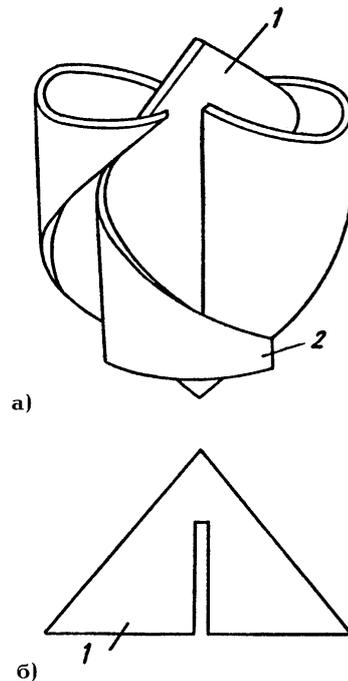


Рис. 2.40. Насадка из треугольных лепестков
 а – насадка в аксонометрической проекции, общий вид;
 б – развертка (заготовка) элементов насадки

Насадку изготавливают из металлических пластин треугольной формы с поперечным разрезом в направлении прямого угла до половины расстояния между вершиной треугольника и основанием. В полученные разрезы вставляются оба треугольника и их концы заворачивают в противоположные стороны так, что они обхватывают друг друга и не дают насадке распасться на исходные части.

Нерегулярные насадки могут быть выполнены из перфорированных полос. Насадка (рис. 2.41, 2.42) содержит кольцо 1 с отбортовками 2, контур которых выполнен с фигурным, например зубчатым профилем, образуя фигурные симметричные элементы 3, которые в противоположных отбортовках кольца взаимно смещены на половину шага ($t/2$) между смежными фигурными элементами одной из отбортовок. Боковая поверхность кольца 1 имеет встречно

расположенные треугольные лепестки 4, основания лепестков совмещены в один ряд, между каждыми парами лепестков установлены перемычки 5.

Лепестки 4 и перемычки 5 имеют отверстия 6 с одинаковыми или разными диаметрами. Лепестки 4 плавно по радиусу отогнуты внутрь кольца 1, при этом послегиба лепестков по линии их раздела, совпадающей с гипотенузой, имеется зазор 7 с шириной "а". Согнутые лепестки 4 с перемычкой 5 в плане образуют полукольца 8.

На рис. 2.41 представлена насадка, вид сверху; на рис. 2.42 – то же, продольный разрез.

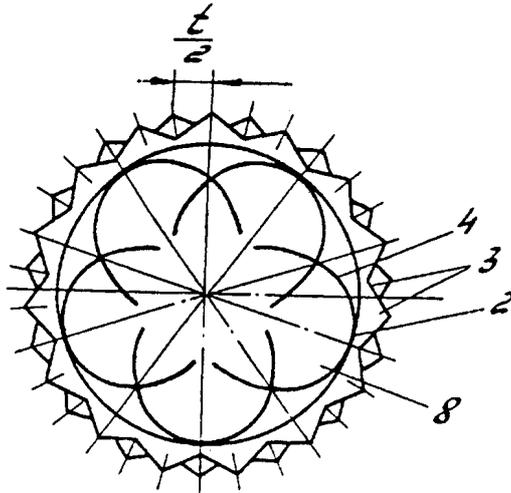


Рис. 2.41. Насадка из перфорированной полоски

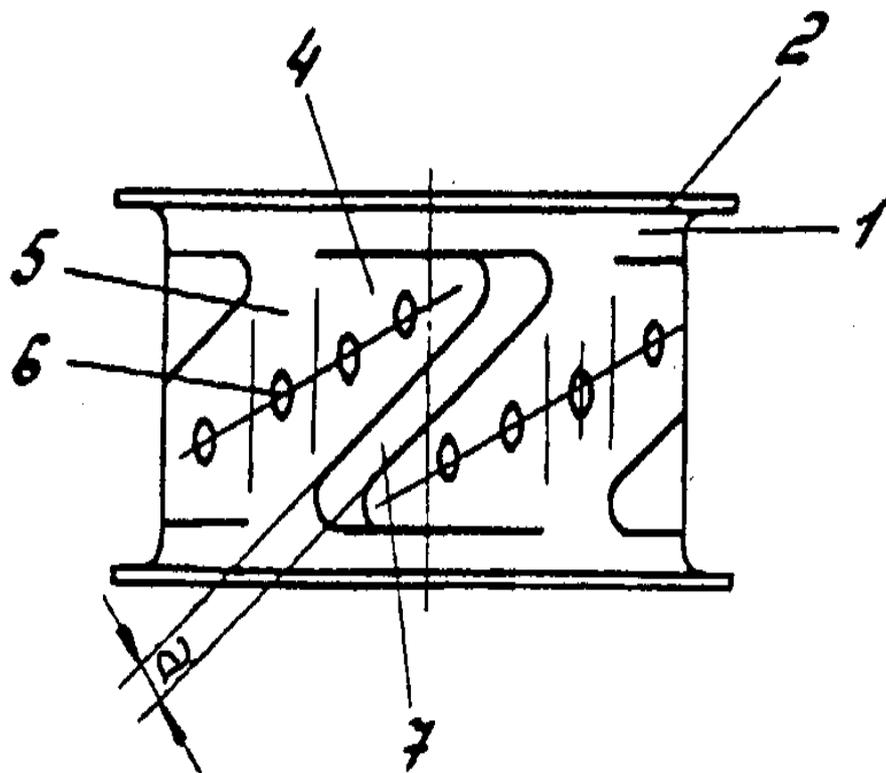


Рис. 2.42. Насадка в разрезе

ИВЦ “Инжехим” также разработал и запатентовал несколько видов неупорядоченной насадки (рис. 2.43, 2.44, 2.45) [94 – 98]. Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

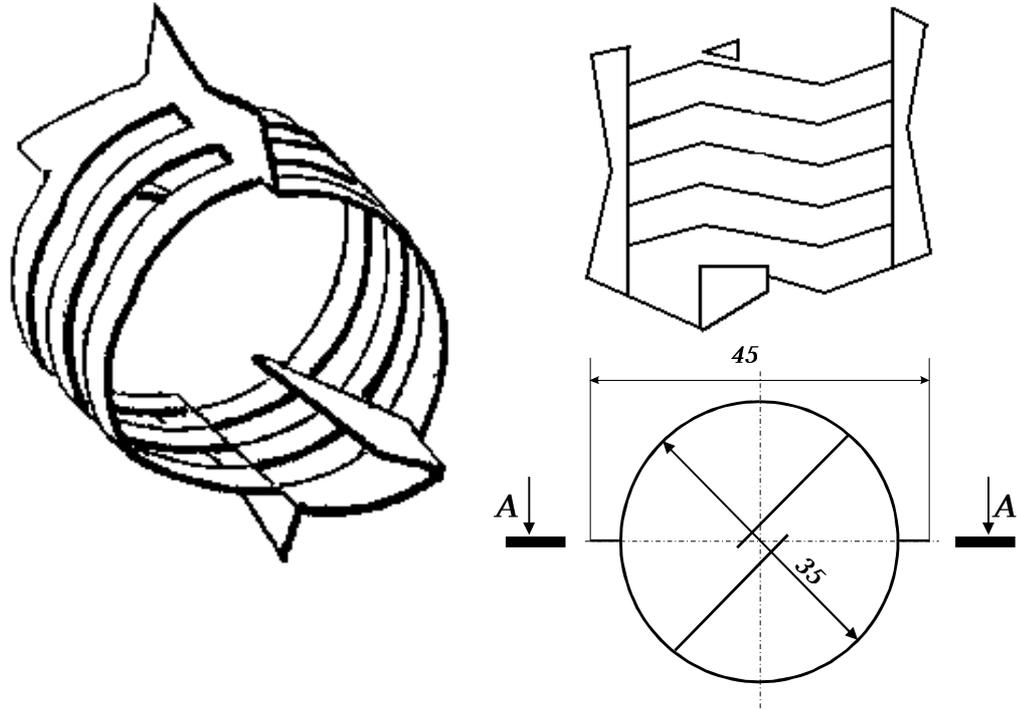


Рис. 2.43. Элемент насадки [94]



Рис. 2.44. Насадочные элементы для реконструкции массообменных колонн

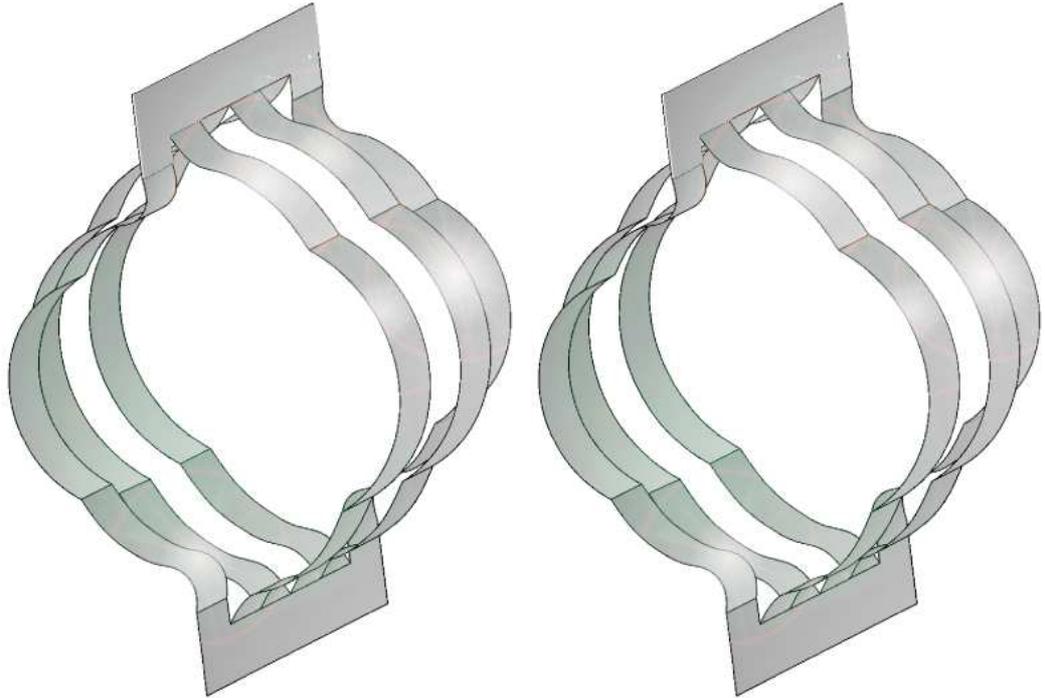


Рис. 2.45. Общий вид элементов насадки [96]

Хорошо себя зарекомендовали разработанные в ИВЦ “Инжехим” совместно со специалистами ОАО “Казаньоргсинтез” нерегулярные насадки “Инжехим – 2000” [98 – 100], приведенные на рис. 2.23.



Рис. 2.46. Элемент насадки “Инжехим – 2000”

Характерной особенностью этих насадок является способность обеспечивать высокую разделяющую способность в широком диапазоне нагрузок как по газовой, так и по жидкой фазам. При этом насадки пригодны для колонн, работающих как под разрежением, так и при атмосферном и

избыточном давлении. Кроме того, эти насадки способны работать с загрязненными средами.

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

Литература к второй главе

1. Бондарев П.Ф., Мамедляев З.И., Олексиук В.Ф. Секционированные контактные тарелки с направленным вводом газа в жидкость. // Хим. промышленность. 1999. №3. С.36-37.
2. Sttuber H.P., Sulius Montz Gmb H. - №196229553, Массообменная тарелка. Заявка 19622955 Германия, МПК⁶ В 01 D 3/20./ Заявл. 7.6.96., Оpubл. 11.12.96.
3. Пат.217511 Россия, МПК⁶ В 01 В 19/32. Клапанная тарелка / Кузнецов В.А., Егоров И.В., Богатых К.Ф., Кузнецов П.В. №96102470/25., Заявл. 9.2.96., Оpubл. 20.8.98., Бюл.№23.
4. Высокопроизводительные тарелки для колонн // Chem. Eng.Tech. 1999. 71, №9.С.12.
5. Использование в химических производствах высокоэффективных тарелок с волнообразными отбойниками // Huaqiao daxue xuebao Ziran Kexue ban = J Huaqiao Univ Natur Sci. 1999.20. №3. С.278-282.
6. Boronyak Imre, Gyokhegyi Laszlo. Современные ситчатые тарелки – максимальная скорость пара. // Chem. - Eng. -Tech. –2000. – 72, №3. – с.227-227. - Нем.
7. Абдулкашاپова Ф.А., Мальковский П.А. Методы определения эффективности барбатажных тарелок // Тепломассообменные процессы и аппараты химических технологии: Межвузовский тематический сборник научных трудов. КГТУ Казань. Мастер Лайн. 1999 (2000). С.229- 235.
8. Liu Qing Lin, Xiao Jian, Zhang Zhi Bing. Метод проектирования энергосберегающей тарелки и ее гидродинамические аспекты. Гидродинамические аспекты 95 тарелок. Краткое изложение замечаний по предыдущему исследованию. // Ind and Eng. Chem. Res. 2002. 41. №2. С.293-296.
9. Пат.5480595 США, МКИ⁶ В 01 F 03/04. Koch Tngintring Chtmical / Yooman N., Griftith V.,Hsieh C.-Li, №234188., Заявл. 28.04.94., Оpubл. 2.1.96., НКИ 261/114.1.
10. Salin F., Dereyre D. Сравнение динамических характеристик насадочных и тарельчатых колонн периодического действия. // Comput. And Chem. Eng. 1998. 22. №3. С.343-349.

11. Пат. 95109482/25 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/22. Массообменная тарелка / Слободянин Н.П., Торбина Н.Н., Селезнева Е.А., Кубанский госуд. тех. Ун-т. - №95105482/25 Заявл. 6.6.95., Опубл. 20.6.97., Бюл. №17.
12. Сидягин А.А., Чехов О.С., Носырев В.М., Чирков А.В. Исследование распределения уноса жидкости по длине рабочей зоны ситчатой тарелки // Хим. пром –ть. 2000. №2. С.33-37.
13. Засорение в колоннах. Fouling in Kolonnen // CIT plus. 2001. 4, №4. С.18.
14. Шейнман В.И., Александров И.А. // Химия и технология топлив и масел, №5. 1962.
15. Oil a. Gas.J., 45, №46, 1947.
16. Пат. США 2678200 и 2678201, 11/V Koch F.C. 1954.
17. Пат. ФРГ 939323, 5/IV 1956.
18. Пат. 41968, 2/VI Польский / Ярнушкевич З., 1959.
19. Pollard B., Trans. Inst. Chem. Eng., 36, №1, 69 1957
20. Pollard B., Ind. Chem., 37, №426, 439, 449, 481 1961
21. Пат. США 2752138, 26/VI 1956
22. Kirschbaum E. Chem. Eng. Techn. 23, 213 1951.
23. Локхарт Ф.Дж., Леджет С.У. Сб. “Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки”. Т.1. Под ред К.А. Кобе и Дж.Дж. Мак-Кета, Гостоптехиздат, 1960.
24. А.с. СССР №292340. Контактная струйная тарелка / Ю.К. Молоканов. 1973.
25. А.с. СССР №295308. Контактная тарелка для колонных аппаратов. / А.Б. Тютюнников, А.Н. Марченко, Е.К. Тарынин и др. 1972.
26. А.с. СССР №342641. Тарелка теплообменного аппарата / В.А. Щелкунов, С.А. Круглов, А.И. Скобло. 1972.
27. А.с. СССР №615941. Тарелка для контактирования пара (газа) и жидкости / М.А. Берковский, М.М. Егоров, В.И. Шейнман и др. 1978.
28. А.с. СССР №365456. Тарелка для проведения процессов массообмена / А.Г. Курносов, Н.К. Касапов, М.А. Берлин и др. 1973.
29. А.с. СССР №982706. Массообменная тарелка / П.П. Любченков, Н.П. Рябченко, П.П. Любченков, В.И. Белохвостиков. 1982
30. А.с. СССР №566597. Струйная тарелка для массообменных колонн / И.П. Слободяник. 1974
31. А.с. СССР №768406. Струйная тарелка для массообменных колонн / А.Е. Школа. 1978
32. А.с. РФ №2094071. Колонна с прямоточными струйными тарелками / И.П. Слободяник. 1997
33. А.с. СССР №1124990. Струйно-направленная тарелка для массообменных аппаратов / В.А. Щелкунов, В.Г. Кузнецов, Ю.К. Молоканов. 1983

34. А.с. СССР №886922. Струйно-направленная тарелка для массообменных аппаратов / Б.Л. Листов, В.А. Щелкунов, С.А. Круглов и др. 1980.
35. А.с. СССР №799774. Контактная тарелка для массообменных аппаратов / В.А. Щелкунов, А.Б. Поршаков, С.А. Круглов и др. 1977.
36. А.с. СССР №701648. Струйно-направленная тарелка / Ю.К. Молоканов, Т.П. Кораблина, Н.И. Мазурина, Н.И. Агафонов. 1976
37. А.с. СССР №602203. Тарелка для массообменных аппаратов / Г.К. Зиберт, И.А. Александров, Ю.А. Кашицкий, Л.Б. Макарова. 1975
38. А.с. СССР №441023. Тарелка для процессов массообмена / К. Хоппе, Г. Крюгер. 1968
39. А.с. СССР №858854. Контактный элемент массообменной тарелки / В.Н. Герашенко, В.М. Таран, В.А. Анистратенко. 1979
40. А.с. СССР №986443. Массообменное контактное устройство / А.Г. Вихман, Е.И. Ширман. 1981
41. А.с. СССР №375077. Контактная тарелка / В.М. Задорский, Н.В. Васин, С.Д. Баранова и др. 1971
42. А.с. СССР №546356. Контактная тепломассообменная тарелка / А.Б. Тютюнников, В.А. Ярмач, Е.К. Тарынин и др. 1974
43. А.с. СССР №625728. Тепломассообменный аппарат / О.С. Чехов, Р.З. Хитерер, К.Б. Хусаинов и др. 1977
44. А.с. СССР №1031443. Тарелка для массообменных аппаратов / Ю.А. Арнаутов, Л.Н. Карепина, З.С. Ахунов и др. 1983
45. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Л.: Химия, 1965.
46. А.с. СССР №248627. Тарелка для осуществления процессов массообмена / А.Б. Тютюнников, А.Н. Марченко, Е.К. Тарынин. 1973.
47. А.с. СССР №633539. Массообменная тарелка / А.Н. Сулима, Ю.А. Пучков, О.С. Чехов и др. 1976
48. Клапанные тарелки для массообменных аппаратов. М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1972. С. 5-10
49. А.с. СССР №248627, 1965
50. А.с. СССР №1018663. Барботажная тарелка для массообменных аппаратов / С.С. Круглов, В.А. Щелкунов, В.С. Мельников, Ю.К. Молоканов. 1983.
51. Suess Ph., Meier W., Pluss R. C. // Chem.-Ing. Techn. 1995. 67, №7 С.814.
52. Насадка для массообменных колонн, обеспечивающая капитальные и эксплуатационные расходы // Chem.-Ing. Progr. 1994. 90. №80. С. 24-26.
53. Becker Oliver, Streiner Rudolf. Испытание новой углеволоконистой насадки для РК. // Chem.-Ing. Techn. 1995. 67, №7 С.883 – 888.

54. Пат.209413 Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Уголко́вая насадка для массообменных аппаратов / Фетисов А. И., Абдуллин А. З., Панов А. К., Багиев А.В.. АО Каустик - №5067982125., Заявл. 20.5.92., Оpubл. 27.10.97., Бюл. №30.
55. Лебедев Ю.Н., Чекменов В.Г., Зайцева Т.М. и др. Насадка ВАПУПАК для вакуумных колонн // ХТТ и М. № 1. 2004. С.48-52.
56. Schultes M., Paschig A.G. - №19531151, 5., Вид насадки для массо - и теплообменных аппаратов./ Заяв. 24.8.95., Оpubл. 27.2.97.
57. Koshy T., Daniel, Насадка с усовершенствованной поверхностью для насадочной колонны./ Norfon Chemical Process Products Corp. - №527309, Заяв. 12.9.95, Оpubл. 3.6.97.
58. Riftner Siegbert, Spiske G., Kompalin D., Gruber U., Sigr G. - №410447,9., Коррозионно – термостойкая насадка для теплообменных аппаратов./ Заяв. 14.2.91, Оpubл. 20.8.92.
59. Braun Vlastimil Vezkumy ustav chemickyh zarizeni a.s. Brno. - №64-90, Структурированная насадка для контактных колонн./ Заявл. 5.1.90., Оpubл.18.3.92.
60. Пат. 2118201 Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Структурированная насадка. Лебедев Ю.Н. - №97107718/25 Заявл. 22.5.97., Оpubл. 27.8.98.
61. Новая насадка для аппаратов. / Suess P., Sulzer Chentceh AG - №388335., Заяв. 9.2.95., Оpubл. 13.3.96.
62. Stobem Berne K. - №684106, Насадка для разделенных колонн и ее применение./ Заяв. 19.7.96, Оpubл. 4.11.97.
63. Rohde W., Linde A.G. №19743730, Упорядоченная насадка для массо - и теплообмена. / Заяв. 2.10.97., Оpubл. 9.4.98.
64. Куляков Ю.Ф., Лихман В.В., Плотников В.В. Создание комплекса технологического оборудования и освоение производства регулярной насадки для РК // Хим. и нефтегаз. машиностр.1999. №9 С.12-13.
65. Пат.2102106 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/22. Массообменная колонна с плавающей насадкой / Слободяник И.П. - №96117802/25., Заявл. 09.09.96., Оpubл. 20.01.98., Бюл. №2.
66. Рабочая гибкость и диаграмма нагрузок структурированной насадки // Shiyou huagong Petrochem. Technol. 2000. 29, №2. С. 125-130.
67. Пат.2155095 Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Насадка для массообменных и сепарационных аппаратов / Выборнов В.Г. - №91104446/12 Заявл. 09.03.99., Оpubл. 27.08.00., Бюл. №24.
68. Пат.2176154 Россия, МКИ⁶ В 01 G 19/32., В 01 F ³/₄. Насадка для колонн и способ ее изготовления. Нагаока Тадайоси - №2000 110862/12 Заявл. 26.04.00., Оpubл. 27.11.01.
69. Комарович Т., Магера Я., Баранов Д.А., Беренгартен Н.Г. Разработка высокоэффективных насадок для массообменных аппаратов / Междунар.

Научн. Конф. «Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.- тех. Процессов и оборудования», Иваново. 26-28 июля 2001., С.244-249.

70. Пат.2192305 Россия, МПК⁶ В 01 J 19/32. Регулярная насадка для тепло- и массообменных аппаратов / Дубов А.Н., Кульков А.Н., Ставинский В.А.- №2000 1106477/12 Заявл. 13.03.01., Оpubл. 10.11.02.

71. Пат.5997173 США, МПК⁶ В 01 F 03/04. Насадочный брикет и способ сборки насадочного слоя в обменных колоннах / Koch Glistch Inc. Ingram Lonnie L. - №09/257159., Заявл. 24.02.99., Оpubл. 07.12.99., НПК 366/337.

72. Джонова – Атаносова Д.Б., Наков Св.Ц., Колев Н.Н. Коэффициент массопередачи в жидкой фазе для регулярно уложенных насадок // Теор. основы хим. технол. 1996. 30, №3. С.265-267.

73. Пат.165471 Польша, МКИ⁶ В 01 J 79/32. Патентная насадка для контактных колонн / Filip S., Mackmiak J - №291491, Заявл. 20.8.91., Оpubл. 30.12.94.

74. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Насадка ректификационной колонны / Смирнов В.И. - №95105962/25. Заявка 95105962/25 Заявл. 18.4.95., Оpubл. 27.12.96., Бюл. №36.

75. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/22. Элементарная насадка для ректификационной колонны / Слободник Р.И., Селезнева Е.А. - №95105822/25., Заявл. 6.6.95., Заявка 95109482/25 Оpubл. 20.6.97., Бюл. №18.

76. Helltnng R.K., Des Jardin M.A. Оптимальные условия работы колонны с упорядоченной насадкой // Chem. ENG. Progr. 1994. 90 №10. С.62-66.

77. Kolev N., Nakov S. Характеристики насадки с турбулелзоторами пограничного слоя. Перепад давления и точка нагрузки // Chem. Eng. Fnd Proces. 1993. 32, №6. С. 389-395.

78. А.с. СССР №1599081 И.А. Мнушкин, К.Ф. Богатых, С.С. Мингараев, Р.Ф. Гилязиев.

79. А.с. СССР №1674950 Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько, В.Н. Бабак.

80. А.с. СССР №1431817. Л.А. Бахтин, Н.А. Федянин, В.М. Ульянов, Р.В. Козлов, Н.В. Желтухин, В.Н. Балашов.

81. А.с. СССР №1554960 А.С. Марценюк.

82. А.с. СССР №1560305.

83. А.с. РФ №2077379 А.Ф. Пелевин, Е.Н. Пантелеймонов, В.М. Дубовцев.

84. А.с. СССР №1816499 Д.С. Сабырханов, Н.А. Избасаров, О.С. Балабеков.

85. Senol Aynur, Dramur Umur. Эксплуатационное испытание и обсуждение конструкций насадочной колонны с новой керамической насадкой // Chim. Acta tunc. 1995. 23, №2. С.145-155.

86. Дьяконов Г.С., Фарахов М. И., Ясавеев М.Х. Экспериментальная установка для исследования насадочных контактных устройств // Междунар. Научн. Конф. «Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.- тех. Процессов и оборудования», Иваново, 26-28 июля 2001. С.235-239.
87. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А., Шигапов И.М. и др. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность. № 10. 2001. С.24-33.
88. А.с. СССР № 1650222. А.М. Каган, А.С. Пушнов, Пальмов, С.В. Маренов, В.М. Куксо, Т.В. Панчева.
89. А.с. СССР №1699594. Н.А. Артамонов, З.И. Квасенкова, О.И. Квасенков.
90. А.с. СССР № 1627229. В.Г. Гвоздарев, З.В. Кашникова, Л.В. Самойлик, Б.С. Голубев.
91. А.с. СССР № 1606162. Л.А. Бахтин, Н.А. Кудрявцев, В.М. Косырев, А.А. Сидягин.
92. А.с. СССР №1701363. Е.Т. Агафонов, С.М. Русалин, А.А. Корольков.
93. А.с. РФ № 2081696. Сельский Б.Е., Ахметзянов Н.М., Никольская М.П., Любина Г.П., Лихтер Е.А., Смотрич С.А.
94. 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.
95. 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.
96. 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.
97. 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.
98. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И., Шигапов И.М., Данилов В.А. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн // Межвуз. научно-метод. сб. “Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации”. Саратов, СГТУ. 1999. С. 115-118.
99. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. и др. Реконструкция массообменных колонных аппаратов на АО “Казаньоргсинтез” // Тез. докл. Всерос. Науч. конф. “Теория и практика массообменных процессов хим. технол.” (Марушкинские чтения). Уфа, 1996. С. 112-113.
100. Лаптев А.Г., Кудряшов В.Н., Фарахов М.И. и др. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // Сб. трудов Юбилейной научно-прак. конф. посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». Казань, 2003г. С.272-304.

ГЛАВА 3

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ И СНИЖЕНИЕ ЭНЕРГОЗАТРАТ

Энерго - и ресурсосбережение является одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности. Рассмотренные ниже основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы, как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции.

3.1. Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения

Как известно, в структуре себестоимости химической и нефтехимической продукции удельный вес сырья и материалов составляет около 40 %, а энергоресурсов около 20 %. Следует отметить, что на аналогичные производства – энергопотребление в России превышает зарубежные на 20 – 60 %. Научный подход к проблеме энерго – и ресурсосбережения приводит к рассмотрению задачи на различных иерархических уровнях, которые классифицируются следующим образом: [1]

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 главе 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), и В.Фратчера (Германия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат:

- 1) увеличение поверхностей контакта фаз в аппаратах, времени протекания реакции, применением более активных катализаторов и тому подобное. 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, но и капитальные затраты.

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 с точки зрения их распределения:

- 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 потери через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и так далее.

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо – и теплообмене, смешения неравновесных потоков, гидравлического сопротивления и так далее. Снижение внутренних потерь путем уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их движущей силы, а, следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и тому подобное). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет энергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и “качество”. Под качеством потока понимается следующее [2]. “Высокопотенциальное” тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в “низкопотенциальное”, то

есть его температура снижается. Поэтому “низкопотенциальное” тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит не просто в экономии энергии, а “высокопотенциальной” энергии, то есть в сохранении ее качества.

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 [3].

Основными процессами разделения жидких, газовых и паровых смесей являются ректификация, абсорбция и экстракция. 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.

Наши расчеты показывают, что в среднем потребление греющего пара на одну колонну диаметром 1,4 метра ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму более 110 тыс.евро в год.

При увеличении диаметра колонны в два раза потребление энергии (греющего пара) повышается в четыре раза. В настоящее время на предприятиях химической, нефтехимической и газовой отраслей промышленности встречаются колонны диаметром более 5 – 6 метров. 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, использование 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, применения АСУТП.

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [4,5]:

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:

- Улучшение структуры потоков за счет секционирования;
- 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 времени, 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 % [6]. 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.

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;
- Для некоторых типов контактных устройств поддерживать нагрузку по сырью, которая обеспечит наивысшую эффективность этих тарелок.

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 контуров подвода и отвода тепла;
- Ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, то есть организация парциального дефлегматора в ней.

4. Среди одних из дорогостоящих, но эффективных мероприятий является замена КУ на новые (последующая экономия энергоресурсов до 30 – 50 %):

- Тарелки с двумя зонами контакта фаз (комбинированные);
- Нерегулярные насадки;
- Регулярные (упорядоченные) насадки
- Вихревые КУ;
- КУ с нестационарным взаимодействием фаз и другие.

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 [4 – 6].

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 так далее.
6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

Можно привести пример о влиянии 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 снижает эффективность их работы. 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 [7].

Еще один пример модернизации колонны на установке газоразделения можно привести по узлу щелочной очистки пирогаза от CO_2 водным раствором щелочи. Замена контактных устройств – колец Рашига на новую насадку “Инжехим – 2000” позволила снизить гидравлическое сопротивление колонны в 3 – 4 раза и значительно повысить эффективность процесса хемосорбции [4,8]. Уменьшились энергозатраты на подачу пирогаза, понизился расход щелочи и сократились потери товарного этилена из – за превышения CO_2 . Срок окупаемости новой насадки составил 2 месяца.

Приведенные выше примеры показывают, как при относительно небольших затратах на модернизацию оборудования можно достичь высоких экономических показателей.

3.2. Модернизация массообменных колонн

Модернизация массообменных колонн может выполняться как путем минимальной реконструкции контактных устройств, так и полной их заменой на новые более эффективные. Модернизация иногда выполняется совместно с изменением технологической схемы разделения [4]. Ниже рассмотрены некоторые способы модернизации колонных аппаратов и схем разделения.

Конструирование и изготовление ректификационной колонн с регулярной насадкой представлено в работе [9].

Разработана новая конструкция насадочной колонны [10], состоящей из 3 цилиндрических зон с общей осью. Внешняя зона является полым пространством со сплошными горизонтальными перегородками. Внутренняя зона также представляет собой полое пространство со сплошными поперечными перегородками. По высоте перегородки внешней зоны не совпадают с перегородками внутренней зоны. Промежуточная зона заполнена насадкой, по которой стекает жидкость. Газовая фаза поднимается и вследствие несовпадения перегородок внешней и внутренней зоны, поток газа периодически переходит из внутренней зоны во внешнюю зону и наоборот, пересекая в поперечном направлении поток жидкости. Перепад давления значительно ниже, чем в традиционных насадочных колоннах.

В работе [11] рассмотрены пути повышения производительности и четкости разделения в РК за счет замены существующих клапанных тарелок на эффективную насадку. Разработана технология производства изобутановой фракции на существующем оборудовании Сургутского ЗСК.

Представленная в [12] ректификационная колонна, корпус которой монтируется из блоков, в которых расположены клапанные тарелки, позволяет перерабатывать газовый конденсат, промышленные отходы и перерабатывать товарный бензин, осветительный керосин, дизельное топливо, котельно – печное топливо.

Устройство для разделения бинарных жидких смесей методом ректификации, содержащее колонну с кубом-нагревателем и тарелками колпачкового типа, дефлегматором и конденсатором с торцевыми досками, систему трубопроводов для подачи жидкой и паровой фаз отличаются тем, что колонна имеет квадратное сечение и вертикальный разъем по всей высоте, тарелки выполнены съемными, наружная поверхность пароподводящих патрубков тарелок выполнена оребренной и сопряжена с внутренней поверхностью колпачков, на торцах, которых установлены герметично соединены с ними плоские юбки, теплообменные элементы конденсатора выполнены в виде приваренных к торцевым доскам полых трехслойных элементов с промежуточной связью в виде двутавровых стержней [13].

Рекомендации по совершенствованию схем ректификации описаны в работе [14].

Технические решения по замене тарелок и устаревших насадок в вакуумных колоннах установок АВТ рассмотрены в статье [15]. Цель реконструкции состояла в увеличении отбора и улучшении качества масляных дистиллятов. В вакуумной колонне использовались комбинация насадок КЭДР и ВАКУПАК. Показано, что реконструкция обеспечила заданные показатели разделения.

В работе [16] рассматривается вариант модернизации вакуумной ректификации колонны разделения водно-гликолевого раствора. Модернизация заключается в замене ситчатых тарелок на регулярную рулонную насадку, обладающую низким гидравлическим сопротивлением и высокой удельной поверхностью. Опытные-промышленные испытания установки после модернизации показали хорошие результаты по качеству разделения смеси, что позволяет получить этиленгликоль не ниже первого сорта и исключить необходимость очистки воды.

Описание устройства для фракционного разделения жидких смесей представлено в работе [17]. Изобретение относится к аппаратам для вакуумной перегонки жидкости в заводских или лабораторных условиях. Устройство для фракционного разделения жидких смесей содержит испаритель, систему подачи разделяемой жидкой смеси, системы удаления пара и кубового остатка. Новым в устройстве является исполнение испарителя в виде полого корпуса, в полости которого размещены 2 двухоболочковых тора, перемещаемых посредством гибких тел, пропущенных сквозь сердцевину торов друг к другу. При этом пространство между торовыми оболочками, разделено кольцевой перегородкой, образуя 2 полости, которые заполнены газообразной средой под разным давлением, а полость внутреннего тора заполнена жидкостью, а системы функционирования испарителя подачи жидкости по торцам корпуса.

Расчетным методом исследована эффективность сложных ректификационных колонн, получаемых соединением двухсекционных колонн промежуточной тепло – и массообменной секцией, позволяющей исключить применение кипятильника одной колонны за счет использования тепла, отводимой в конденсаторе другой [18].

В работе [19] представлена модернизация блока стабилизации установки АВТ – 2. Показано, что на существующей технологической установке АВТ – 2 применяется РК с ситчатыми тарелками, которые характеризуются тем, что у них низкая эффективность разделения компонентов при высокой пропускной способности. В связи с необходимостью дальнейшего углубления процессов переработки нефти и нефтепродуктов было предложено использовать в замен существующих тарелок однопоточные клапанные тарелки АТК 26 – 02 – 1 – 89, выполненные из нержавеющей стали. Эти тарелки характеризуются высокой эффективностью порядка 80 – 90 %. Проведенные технико-экономические расчеты показали, что в случае применения в РК стабилизации бензина однопоточных клапанных тарелок ожидаемый экономический эффект составил около 200 млн. рублей.

Стабилизация работы индетермического реактора непрерывного действия с мешалкой и моделирование с использованием нелинейного управляющего устройства с одним переменным рассматривается в работе [20].

Стабилизация дистиляционных колонн в неустойчивом режиме описаны в работе [21], где отмечены особенности работы дистиляционных колонн при гомогенной азеотропной дистиляции в частности существование множественного устойчивого режима в колоннах с бесконечно большим числом тарелок и флегмовым числом. Экспериментально исследована азеотропная дистиляция смеси содержащих (массовые доли): метанола 0,66, метилового эфира масляной кислоты 0,66 и толуола – 0,28. В стеклянной колонне диаметром 100 мм, высотой 7 метров с 40 колпачковыми тарелками, смесь вводилась на 21 – ю тарелку давлением атмосферным. Использована система автоматического контроля. Установлено существование 3 – х устойчивых режимов (ранее для этой смеси отмечались 2 устойчивых режимов), которые фиксировались по распространению температурного фронта по высоте колонны. Результаты теоретического анализа хорошо согласованы с опытными данными.

Стабилизация качества нижнего продукта по параметрам горячей структуры рассмотрен в работе [22]. Предложены алгоритмы стабилизации качества нижнего продукта РК: а) по измеренному перепаду, давления на трубчатом змеевике нагрева печи с учетом массового расхода и плотности нижнего продукта рассчитывается доля отгона в конце участка испарения; б) по заданным показателям качества нижнего продукта выбирается пересчитанная на рабочее давление желаемая кривая его фракционного состава и полей, в соответствии с полученной долей отгона, определяется температура, которая должна иметь горячая структура; в) измеряются текущая температура горячей структуры, в случае расхождения рассчитанной и измененной температуры, изменяется расход топлива в печь в сторону выравнивания указанных температур.

3.3. Распределительные устройства массообменных аппаратов

В химической технологии существуют массообменные процессы, в которых взаимодействие между газовой и жидкой фазами происходит в присутствие твердой фазы. Твердая фаза может быть инертной и предназначаться для создания межфазной поверхности, т. е. в качестве контактного устройства, например, нерегулярной и регулярной насадки - в ректификационных, абсорбционных, хемосорбционных и др. аппаратах.

В качестве активной твердой фазы может служить катализаторы на твердых носителях или трегерах в виде таблеток или гранул – в химических реакторах.

Эффективность работы такого оборудования в значительной степени определяется равномерностью распределения жидкости по поперечному

сечению колонны или реактора, которая обеспечивается специальными распределительными устройствами или оросителями, принцип работы, конструкции и методики расчета которых аналогичны как для реакторов, так и для колонн.

Для распределения жидкости по сечению аппарата применяются распределители (оросители) различных конструкций.

Существующие конструкции оросителей, можно объединить в две группы: это струйные и распылительные оросители [23].

В струйных оросителях жидкая фаза попадает на поверхность насадки или катализатора в виде струй, в распылительных – в виде капель.

При струйном орошении аппараты диаметром до 150 мм могут орошаться из одиночного центрального источника. Для аппаратов с большим диаметром необходимы орошающие устройства с большим количеством источников.

При определении числа источников оросителя принимают их количество, приходящееся на 1 м^2 сечения колонны для колонн с неупорядоченными насадками в пределах $15 \div 30$. Для химических реакторов основные геометрические и гидравлические характеристики могут быть приняты такими же, как для неупорядоченных насадок с мелкими насадочными элементами. Для колонн с упорядоченными насадками диаметром более 1,2 м это число принимают равным $35 \div 50$, для колонн меньшего диаметра это число увеличивается в несколько раз [24].

Конструктивно струйные оросители могут быть выполнены в виде распределительных тарелок, системы желобов, трубчатых коллекторов, брызгалок и оросителей в виде сегнера колеса [25].

Находят широкое применение, в том числе для химических реакторов оросители в виде распределительных тарелок, на которых выполнены затопленные отверстия для прохождения жидкости и патрубки для прохождения газовой фазы.

Распределительных тарелки для колонн с невысокими нагрузками по газовой фазе не имеют отдельных отверстий для жидкости. Жидкость стекает по внутренней поверхности паровых патрубков, т.е. одни и те же патрубки используются одновременно для прохождения обеих фаз.

Патрубки могут иметь круглое сечение, а также сечение в виде сегментов. Кроме того, их края могут иметь прорезы для более равномерного распределения жидкости по поверхности патрубков.

В трубчатых оросителях жидкость подается через отверстия в трубах, располагаемых непосредственно на поверхности насадки или подвешенных над ней.

При этом площадь одного отверстия $f_{\text{отв}}$ может быть найдена из уравнения расхода жидкости при истечении из отверстия:

$$L_v = \mu n f_{\text{отв}} \sqrt{2gh_1} \quad (3.1)$$

где n – число отверстий.

Коэффициент расхода μ для соотношения толщины трубы к ее диаметру 1,3÷5 можно принять равным 0,8 [25]. Напор жидкости h_1 составляет 2÷6 м вод. ст. Диаметр отверстия выбирается в пределах 3÷6 мм. Отверстия меньшего диаметра склонны к засорению твердыми отложениями, при слишком большом диаметре трудно добиться равномерного истечения жидкости по длине трубы.

Высота расположения распределителя над насадкой принимается равной 0,5÷1 м.

В желобчатых оросителях роль распределительных труб играют открытые сверху желоба, а роль отверстий – прорези в стенках желобов. В желобах с затопленными отверстиями жидкость вытекает через смонтированные в дно желобов трубы.

Такие оросители хорошо работают с загрязненными средами, однако требуют при установке строгой горизонтальности. При строгом соблюдении последнего условия желобчатые распределители могут быть успешно применены в колоннах, диаметром до 5 м и более.

Распределительные желоба принимаются следующих размеров: ширина не менее 120 мм, высота не более 350 мм, при этом скорость движения жидкости в желобе не должна превышать 0,3 м/с. Высота прямоугольной прорези принимается больше высоты подпора жидкости, определяемой из уравнения расхода жидкости через водослив:

$$L_v = \frac{2}{3} \mu b h_1 n \sqrt{2gh_1} \quad (3.2)$$

где b – ширина прорези, n – число прорезей.

Известны конструкции желобчатых распределителей с отверстиями вместо прорезей.

В качестве примера современной модификации желобчатых распределителей можно отнести высокоэффективный распределитель фирмы Norton Intalox ® модель 136 Т желобчатого типа [26].

Характерной особенностью конструкции этого оросителя является то, что распределительные отверстия расположены на боковых стенках на высоте примерно 50 мм от основания желоба. Благодаря такому расположению отверстий зона сбора загрязнений находится ниже их уровня, что снижает риск забивания отверстий и ухудшения показателей работы распределителя. Жидкость свободно вытекает через отверстие распределителя через переточную трубу, расположенную снаружи желоба, на нижележащую насадку. Для уменьшения вероятности уноса жидкости из распределителя переточные

трубы опущены ниже уровня основания желоба и тем самым выведены из зоны высоких скоростей паров в заузженном сечении колонны между желобами.

В оросителях типа брызгалок жидкость истекает из отверстий в цилиндрических или полусферических стаканах, располагаемых на высоте до 1 м и более над насадкой (рис.3.1.).

Жидкость вытекает через круглые отверстия диаметром 3 – 15 мм, или щели прямоугольной формы. Соответствующим распределением отверстий по поверхности брызгалки достигается равномерное распределение орошения по сечению колонны. При установке соответствующего количества брызгалок ими можно с успехом оборудовать колонны большого диаметра (до 9 м) [27].

К струйным оросителям относятся также и оросители типа сегнерова колеса. В таких оросителях истечение жидкости происходит из вращающейся трубы с отверстиями, причем вращение происходит за счет реактивной силы вытекающих струй.

Помимо оросителей со струйным истечением жидкости применяются распылительные оросители, в которых жидкость диспергируется в виде капель. Распыление осуществляют с помощью различных форсунок, центробежных и вибрационных распылителей, а также дроблении струй жидкости при ударе о поверхность горизонтальной тарелки или конуса.

Для пленочных насадочных колонн с успехом используются оросители в виде форсунки УКРНИИхиммаша с червячным элементом (рис.3.2.). Проведенные испытания показали, что при скорости газовой фазы до 2,5 м/с, расходах жидкости до 10 м³/ч и напоре жидкости в форсунке до 100 кПа, она, будучи расположена на расстоянии 600 мм над насадкой, орошает площадь диаметром около 1м. В центральной части плотность орошения на 15-20% выше, чем на периферии, а доля мелких капель, уносимых газовым потоком, составляет 3-5% [28]. При больших нагрузках по жидкой фазе равномерность орошения значительно снижается. Форсуночные распределители, благодаря напору жидкости менее склонны к забиванию твердыми отложениями.

При выборе конструкции оросителей необходимо учитывать процесс образования мелких капель, которые могут быть подхвачены потоком газовой фазы. Это приводит к брызгоуносу и увеличивает обратное перемешивание жидкой фазы в колонне, что снижает эффективность ее работы.

Поэтому при высоких скоростях газовой фазы струйные оросители, как правило, предпочтительнее распылительных.

Устройство для распределения жидкости противоточных массообменных колоннах с неупорядоченными или структурированными упаковками описано в [29]. Конструкционные особенности устройства обеспечивает равномерное распределение жидкости по всему поперечному сечению колонны по широкому диапазону нагрузок. Функционирующие по принципу сообщающихся труб

устройство включает в себя сборную емкость системы распределительных и подводящих желобов над упаковкой колонны.

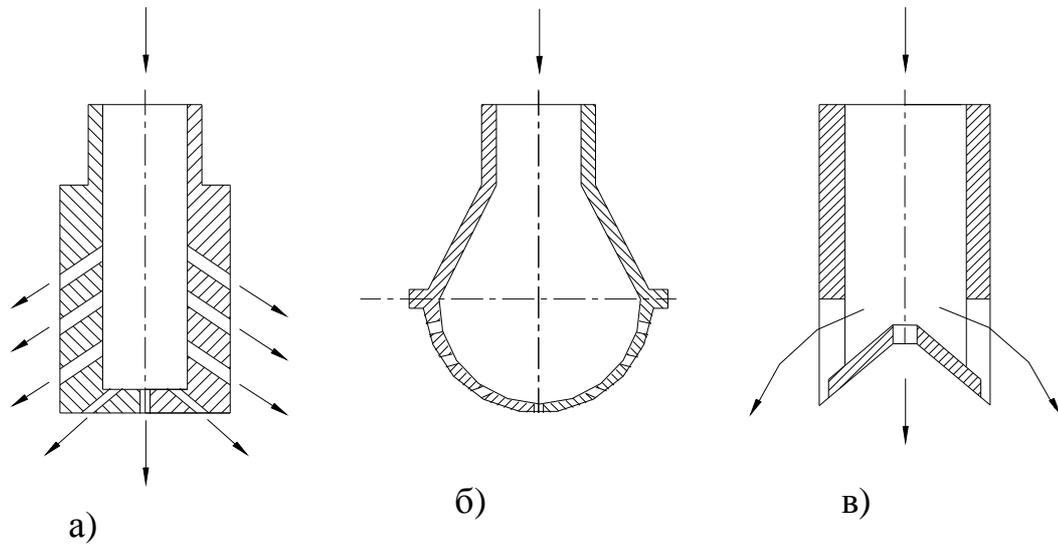


Рис. 3.1. Конструкции брызгалок:
а – цилиндрическая; б – полушаровая; в – щелевая.

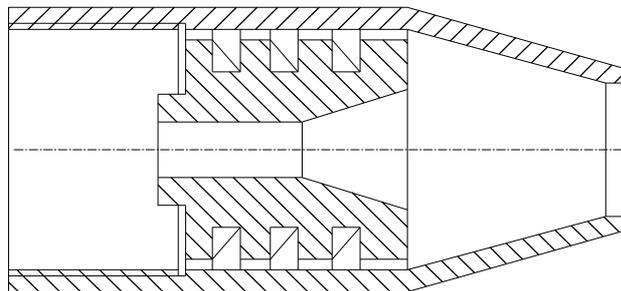


Рис. 3.2. Струйно-вихревая форсунка для распределения жидкости

Усовершенствовано распределительное выходное устройство тарельчатой колонки с целью улучшения массообмена между фазами. Устройство состоит из тарелки с отверстием для слива жидкости внутри защитного кольца с распределительными элементами для организации циркуляционного потока, выходное сопло ниже полости тарелки для распределения газа и жидкости и распределительного сосуда на нижнем конце выходного сопла. Для лучшего распределения дно распределительного сосуда снабжено щелями круглой или шлицеобразной формы. На каждой тарелке входные и выходные отверстия находятся на постоянном расстоянии друг от друга, а соседние тарелки расположены таким образом, что каждое входное отверстие находится напротив выходного [30].

Выполнен анализ имеющихся в литературе [31] данных относительно влияния плохого распределения жидкости на эффективность массопередачи в ректификации, адсорбции, десорбции и экстракционных насадочных колоннах. Продемонстрировано, что коэффициент плохого распределения в аппаратах с производственной упаковкой насадочных элементов (кольца Палля, Рашига) в 2 – 4 раза выше, чем в аппаратах со структурированной насадочными слоями (Палупак, Мерапак). Процессы ректификации более чувствительны к изменениям структуры потока жидкости чем процессы адсорбции/десорбции. Рассмотрены факторы оказывающие воздействие на распределение и перераспределение жидкости в насадочных слоях и эффективность массопередачи. Даны практические рекомендации. [31].

В работе [32] представлены результаты экспериментального исследования структуры потока жидкости в насадочной колонне с 2 видами насадочных элементов.

Исследовано влияние числа отверстий в распределителе жидкости в насадочных колоннах на их эффективность. Число отверстий приходящих на единицу площади поперечного сечения колонн определяется выражением

$$Z = (q/4\pi)(a/\epsilon)^2, \text{ м}^2 \quad (3.3)$$

q - коэффициент зависящий от характеристики насадки; a - площадь насадки в единице объема, $\text{м}^3/\text{м}^3$; ϵ - доля свободного объема.

На основании опытных данных полученных при ректификации смеси хлорбензол – этиленбензол при давлении равном 6700 Па в колонне, с различными видами упорядоченной и структурированной насадки, а также абсорбции аммиака водой из смеси с воздухом проанализировано влияние Z на эффективность колонны при разной нагрузке. Показано, что эффективность возрастает по мере увеличения Z до определенного предела $Z_{\text{макс}}$, соответствующую максимальному ее значению, а затем практически не меняется. С уменьшением высоты слоя насадки сокращение Z приводит к большому снижению эффективности при большой высоте слоя. Результаты исследований представлены на графиках и обобщены соотношениями [33].

В работе [34] проанализирована гидродинамика взаимодействия пара и жидкости в насадочных колоннах и разработана методика определения условий захлебывания при противотоке жидкости и пара для случаев, когда отношение их плотностей составляет (10 – 15): 1, что характерно для углеводородных систем. Изложена методика расчета, показано, что существуют абсолютные значения перепада давления для паровой фазы, к которым нельзя приближаться во избежание нарушения устойчивости работы насадочной колонны; для углеводородных систем при высоком давлении это предельное значение перепада давления сравнительно мало. Для любой массовой скорости жидкости

существует определенное значение массовой скорости пара, ограничивающие область устойчивого течения.

Структура потока, брызгоунос и перепад давления жидкости в насадочном аппарате исследовались в работе [35].

Запатентована система распределения жидкости по высоте колонны, используемая для проведения тепло и массообменных процессов при дистилляции, абсорбции, выпаривания, ректификации и других аналогичных процессов. Патентуемая система включает коллектор-распределитель, устанавливаемый между отдельными секциями колоннами с целью распределения стекающей из вышерасположенной секции аппарата жидкости и последующая эффективность распределения потока этой жидкости в объеме расположенной ниже секции этого аппарата [36].

В [37] запатентовано устройство включающая емкость, соединенную с линиями подвода жидкой фазы, отвода дистиллята и флегмы при расположении линии отвода дистиллята и линии отвода флегмы на разных уровнях. Устройство отличаются тем, что линии подвода жидкой фазы соединена с нижней частью емкости, линии отвода дистиллята с боковой частью, а нижняя линия отвода флегмы снабжена запорным устройством.

В [38] отмечено, что традиционно неправильное распределение потоков жидкости и паров в насадочных колоннах, характеризуется коэффициентом вариации или соотношением между максимальным и минимальным линейными скоростями в слое. Такая форма представления не является надежным индикатором степени неравномерного распределения по насадочному слою и его влияние на показатели работы насадочных колонн. Методы характерного неравномерного распределения должны учитывать различную природу жидкой и паровой фазы. Выполнен анализ, в основе которого глубина проникновения неравномерного распределения I_m , определяемая как глубина в насадочном слое, выше которой коэффициент вариации повышает проектный предел. Последний зависит от процесса, эффективной конструкции, стоимости показателей и других факторов. Разработан метод оценки I_m , базирующийся на уравнениях переноса жидкости и паров через насадочные слои, продемонстрированы его возможности.

Изобретение [39] касается устройств для сбора и распределения жидкости в колоннах в процессах сорбции, десорбции, ректификации и так далее. Целью изобретения является такое устройство, которое обеспечивает гомогенный поток жидкости через сечение колонны при небольшой высоте и быстрое реагирование при изменении нагрузки. Это достигается тем, что сборник жидкости и распределение газа или пара комбинируется в одно устройство, в котором достигается гидродинамическое равновесие. Устройство содержит пластины сборника и распределитель жидкости, причем каждая пластина

сборника содержит разделитель потока, отделяющий главный канал от бокового. Поток жидкости попадает в боковой канал из главного канала через отверстия в разделители потока. Пластины сборника расположены параллельно друг другу и перекрывают все сечения массообменной колонны.

Модернизация колонн стабилизации установки Л – 24/6 представлена в работе [40]. В колонне стабилизации были заменены существующие тарельчатые контактные устройства на эффективную и производительную насадку АВР. Проведенная реконструкция позволяет перерабатывать БКЗ на установке Л – 24/6 с получением бензин – отгона с к.к. не более 180 °С и имеющим значительно более низкое содержание непредельных углеводородов (олефинов).

Рассмотренная в статье [41] модернизация вакуумного блока установки атмосферно-вакуумной переработки углеводородного сырья заключается в замене в колонне К-101 вакуумного блока установки АВТ контактных устройств тарельчатого типа на регулярную насадку, которая является наиболее эффективной при проведении процессов под вакуумом благодаря небольшой величине гидравлического сопротивления. Использование регулярной насадки позволяет на 47 % увеличить отбор и улучшить качество получаемых масляных дистиллятов. Модернизированная вакуумная колонна позволяет разделять мазут на узкие 50 °С масляные фракции и полугудрон в блоке вакуумной перегонки мазута.

3.4. Способы и оптимизация процессов разделения веществ

Ниже представлен обзор работ по некоторым направлениям по оптимизации процессов разделения.

В работе [42] предложен способ разделения смеси жидкостей ректификацией. Отличающейся от известных тем, что образование флегмы из пара производят путем фракционирования конденсации последовательно в нескольких дефлегматорах (или секциях), причем флегму из последнего дефлегматора подают на орошение сверху колонны, а из каждого предыдущего на более нижележащую часть колонны.

На почти 500 страницах [43] проанализирована информация, относящаяся к процессам ректификации. На примере четырехкомпонентной смеси показан простой способ расчета диаграмм равновесия системы жидкость – пар. Показана возможность использования сложных диаграмм ректификации смеси из четырех компонентов для предсказания состава конечных продуктов. Достаточно много внимания уделено процессам кипения азеотропных и обычных смесей при ректификации. Обобщены данные и показаны основные пути усовершенствования ректификации совмещенной с химической реакцией.

Довольно полно освещены вопросы распределения тепловой энергии процессов и наиболее эффективные способы проектирования, дающие сведения об устройстве всей технологической схемы и ее отдельных узлов.

В [44] представлен простой способ получения чистых продуктов путем периодической ректификации, который предназначен для разделения двухкомпонентной смеси и осуществляется в обычной РК (ректификационной колонне), в схему которой добавлен холодильник для отвода паров и возврата конденсата в колонну. Холодильник расположен в средней части колонны. При этом существенно упрощается регулирование процессом при полном орошении и кипении. Преимущество способа продемонстрировано примерами.

В [45] предложена универсальная стартовая стратегия пуска РК, позволяющая получить всю совокупность стационарных состояний. С численными методами изучено разбиение пространства концентрации загружаемых в колонну смесей на области соответствующие достижению каждому из возможных стационарных состояний.

Запатентован способ [46] разделения углеводородного сырья включающий подогрев углеводородного сырья, его подачу в отбойную секцию РК для отделения остаточной сложной фракции, разделение бензиновой и дизельной фракции в укрепляющей секции РК, отпарку дизельной фракции в кубовой части отпарной секции РК и вывод тяжелой остаточной, бензиновой и дизельной фракции из РК. Способ отличается тем, что углеводородное сырье в РК подают одним потоком, а тяжелую остаточную фракцию перед выводом из РК подают из отбойной секции на размещенной в кубовой части РК испаритель, при этом температуру испарителя поддерживает уровнем тяжелой остаточной фракцией.

Проведен анализ некоторой возможной экономии энергетических затрат в процессах ректификации [47]. Интерес для практического использования может представить многоканальная ректификация. Сравниваются применительно к разделению азеотропной смеси одноколонный и двухколонный ректификационные агрегаты.

В последнее время возрос интерес к процессам периодической ректификации, так как она широко применяется в производстве «тонких химикатов». Приведено [48] программное обеспечение широкого спектра назначения, которое может быть применено как для машинного моделирования РК, так и для интерактивного управления. Пакет программ численного интегрирования обыкновенных жестких дифференциальных уравнений и расчета фазового равновесия в системе пар – жидкость основан на точной модели РК.

Изложена методика технологического моделирования процессов ректификации в насадочных колоннах в лабораторных условиях с определением влияния основных факторов процесса (число теоретических

ступеней, величина потерей напора, содержание жидкости в насадке, газов и жидкостная нагрузка) на производительность колонны с учетом явления захлебывания и подвисания с получением исходных данных для расчета производительных установок [49].

Автоматическое управление процессом ректификации [50] осуществляется путем изменения расхода орошения РК в зависимости от значения температуры верхней части колонны рассчитанной по текущему значению P верхней части колонны в соответствии с представленной в аналитическом виде зависимостью температуры кипения и скорректированной в зависимости от отношении текущих значении расхода паров, выводимых с верха колонки и расхода внутреннего орошения, определяемого в месте ввода внешнего устройства.

В [51] рассмотрен способ ректификации разнокипящих жидкостей.

Предлагается способ и конструкция тарелок в РК [52], исключая взаимодействие жидкости и газов образование в промежуточных элементами тарелок спеков, скопления, загрязнении, закупорок и так далее. Контактные тарелки в предлагаемой конструкции состоят из приваренных и несущих элементов тарелки и к стенкам колонны опорных специальных элементов, на которых укрепляются дырчатые плиты тарелки. Между плитами и опорными элементами и между последовательными и круговыми опорными кольцом образуется регулирующийся зазор, величина которого устанавливается в зависимости от диаметра колонки.

В работе [50] разработана оптимальная по минимуму потребление энергии стратегия *MEBAD* работы системы ректификации количества периодического действия по тепловым потокам при полной флегме. Регулирование оптимальных колонн для бинарной ректификации показали, что наибольший эффект в колонне, работающей при полной флегме, достигается при динамической оптимизации удерживающей способности кипятильника. Оптимальной удерживающей способности элементов колонн позволяет еще более повысить эффективность их работы, приблизившей ее к эффективной работе колонн непрерывного действия.

В [53] изложена стратегия организации циклической работы РК периодического действия при периодическом загруженном и разгруженном дефлегматоре, в соответствии с которой достигает максимально возможное разделение смеси в колонне при минимальной необходимости управления технологическим процессом и достаточно низкой чувствительности к возмущениям и, следовательно – стабильности технологического режима. С целью достижения оптимальной стратегии рассмотрены различные структуры системы РК и найдено минимальное время работы при заданных условиях

разделения смеси. Экспериментальная предложенная стратегия проверена на лабораторной колонне с 8 – ми ситчатыми тарелками.

Рассмотрена проблема формирования ММ (математической модели) с целью оптимизации колонн периодического действия для многокомпонентной ректификации проектной постановки. В качестве критерия оптимальности приняты приведенные затраты, в качестве оптимизируемых переменных – конструкционные параметры колонн и режимные параметры процесса ректификации. Рассматривается некоторая гиперструктура РК, которая включает все возможные числа тарелок между их верхней и нижней границами. ММ имеет вид задачи частично целочисленного линейного программирования в динамическом варианте, которая решается комбинированным методом внешней аппроксимации. В примере рассмотрена система, состоящая из двух последовательно соединенных колонн [55].

После постановки задачи оптимального рецикла остаточной фракции после ректификации многокомпонентной смеси и ее решение с применением процедуры нелинейного программирования данный подход применяли для оптимизации всей компании смесей различного состава с рециклом или без рецикла остаточной фракции. Представлены сравнительные результаты решения задач [56].

Способы повышения эффективности работы установок первичной переработки нефти рассмотрены в статье журнала [57]. Эффективность работы установок первичной переработки нефти является одним из ключевых факторов в целях повышения прибыльности нефтеперерабатывающего предприятия. В данной работе дана краткая характеристика основных ректификационных блоков установки АВТ, рассмотрены технические решения по оптимизации работы установок АВТ и сравнительные результаты работы колонн. Все способы повышения эффективности работы установок АВТ, объединяет то, что в их основе лежит оптимизация условий ректификации нефтяных фракций с целью достижения максимальных отборов продуктов при их заданном качестве или снижение энергозатрат на фракционирование.

В статье [58] рассмотрен опыт применения новой технологии создания вакуума на установке АВТ – 3,5. На установке произведена замена парожеторной установки на вакуумной гидроциркулярный агрегат. Уменьшение удельных затрат энергоресурсов на переработку нефти за счет модернизации вакуумсоздающей системы составило по охлаждающей воде 2,93 м³/т. Удельное потребление электроэнергии возросло на 1,343 кВт×ч/т. А также в результате замены вакуумсоздающей системы достигнуты следующие экономические технико – экономические показатели:

Суммарный годовой экономический эффект от модернизации вакуумсоздающей системы составил 1540 тыс.долл.;

Количество стоков водяного конденсата, загрязненных нефтепродуктами и сероводородом, выводимых с вакуумного блока, уменьшено на 39480 т/год;

Исключение прямого выброса в атмосферу газов разложения, содержащих сероводород. Газы разложения направляются на сжигание в технологическую печь.

3.5. Энергосбережение при разделении веществ

В последнее время энерго – и ресурсосбережение становится все более актуальным направлением в различных отраслях промышленности. Ниже рассмотрены некоторые работы, направленные на решение этих задач.

В работе [59] рассмотрен пример энергосбережения при ректификации путем рекуперации тепла.

Способ, включающий подачу нагретого сырья в вакуумную колонну отвод из нее боковыми погонями целевых фракции с одновременной откачкой с верха колонны газов и паров посредством струйных аппаратов, отличается тем, что в качестве эжектирующего агента, полностью или частично испаряя ее в нагревателе; потоки истекающих струйных аппаратов газопарожидкостных смесей охлаждают с отводом от них конденсатов в виде целевых фракции, что не сконденсировавшиеся газопары используют в качестве эжектируемой среды струйных аппаратов. Представлена установка для вакуумной перегонки [60].

Проведен анализ энергозатрат [61] для достижения полной конверсии реагента в системе для случаев раздельного проведения процессов синтеза и разделения, совместной реализации указанных процессов в рамках одного реакционно – ректификационного аппарата для обратимой реакции.

Для разделения четырехкомпонентной смесей растворителей производства термостабилизатора стабилена – 9 в работе [62] предложены энергоемкие схемы разделения с использованием комплексов ориентированных на реализацию принципа перераспределения полей концентраций в присутствии селективных разделяющих агентов.

Влияние отбора дистиллята и флегмового числа на разделительную способность ректификационной колонны рассматривается в работе [63], в которой полученные результаты расчетов колонны стабилизации бензина позволили сделать выводы о наиболее целесообразных режимах работы колонны. При этих режимах получаются минимальные энергетические и капитальные затраты.

О разработке энергосберегающих технологиях разделения многокомпонентных расслаивающихся смесей написано в докладе [64].

В работе [65] разработаны энергосберегающие технологии разделения легких углеводородных газов при существующих в настоящее время составах

питания с использованием математического моделирования схем ректификации, расчетного эксперимента, теории графов, топологического анализа.

Интенсификация процесса массопередачи при ректификации и абсорбции с использованием поверхстно – активных веществ на борботажных контактных устройствах описана в работе [66]. Для целенаправленного использования ПАВ с целью интенсификации массопередачи необходимо знание удельного вклада влияние каждой составляющей на кинетические коэффициенты в абсорбционных и ректификационных процессах протекающих в колоннах с борботажными тарелками. С целью выявления трех составляющих действия ПАВ на поток распределяемого компонента был проведен комплекс исследований представленный в данной статье. Целенаправленное использование ПАВ (в пределах ПДК) для интенсификации процессов абсорбции и ректификации позволяет снизить энергозатраты на действующих промышленных аппаратах или уменьшить капитальные вложения на стадии проектирования. По данным настоящей работы, используется ПАВ а разделяемых смесях, аналогичных экспериментальным, что приводит к снижению энергозатрат на 12 – 23 %, и уменьшению капитальных затрат на 16 – 30 % в зависимости от доли сопротивления массопередачи газовой (паровой фазы).

Сущность краткосрочной программы управления издержками, рассмотренной в работе [67], определяется как комплекс краткосрочных мероприятий, ежегодно обновляемых и направленных на сокращение всех видов издержек в целях повышения конкурентоспособности предприятия. Программа должна быть построена так, чтобы стимулировать изыскание и практическую реализацию любых видов издержек, где бы они ни возникали и кто бы их не осуществлял, что является генеральной целью программы. Исследование себестоимости химической продукции показали, что наибольшие резервы имеются в энергопотреблении предприятия. Доля затрат на сырье и энергетику в себестоимости химической продукции составляет в среднем 75 %. Доля реализаций данных резервов наиболее эффективен путь формирования программы. Типичный набор программ химического предприятия может быть следующим: энергосбережение, материалосбережение, сбыт, снабжение, персонал, накладные расходы, непроизводственные расходы. Кроме того, в рамках программы разрабатываются бюджет программы, набор мероприятий по снижению издержек по подпрограммам, сроки, ответственные, формы контроля и стимулирования по конечному результату. Реализация отдельных программ без увязки с другими в целом по предприятию менее эффективна. Однако даже использование отдельных программ дает значительную экономию

издержек. Программа энергосбережения может подразделяться по направлениям снижения издержек: на пароснабжение, водопровод и так далее.

Проведенный в середине 90 – х специалистами технических служб предприятия анализ показал, что доля энергетики в себестоимости товарной продукции выпускаемой ОАО «Волжский оргсинтез» составляла около 33 – 34 %, причем удельный вес электроэнергии равнялся 12 %, остальное приходилось на тепловую энергию. По результатам исследования была разработана комплексная программа энергосбережения предусматривающая: усовершенствования системы учета энергоресурсов; повышения производительности действующих котлов-утилизаторов по производству пара; включение в работу законсервированных и резервных котлов – утилизаторов использование тепла отходящего конденсата; применение высокоэффективного современного теплосбережения предприятия. Прорабатывается схема автономного питания ОАО «Волжский оргсинтез» паром предусматривающая установку мощного парового котла и увеличение мощности химводоподготовки. Расчеты, произведенные в техническом отделе показали, что тепло, вырабатываемое имеющимися установками, для получения горячей воды, будет дешевле поставляемого с ТЭЦ примерно в 2 раза. В текущем году на основе оптоволоконного кабеля, позволяющего передавать большие объемы информации, намечено создание единой общезаводской сети с включением хозрасчетных приборов, как заводских, так и цеховых, в программы центрального сервера АСУ. В сеть будут включены также все АСУТП с выводом на диспетчера ОАО «Волжский оргсинтез» для возможности контроля за ходом технологического процесса [68].

Сборник [69] включает основные материалы докладов Международной научно-технической конференции по проблемам эффективного использования энергоносителей в теплоэнергетике и промышленности, проходившей в городе Саратове 2 – 3 октября 2000г. на кафедрах промышленной теплотехники и теплоэнергетики Саратовского государственного технического университета (СГТУ). Освещается широкий круг вопросов, связанных с проблемами повышения эффективности работ в области энергосбережения в различных отраслях промышленности и теплоэнергетики с разработкой технологического оборудования и энергоматериалосберегающих процессов.

В статье [70] рассмотрена поэтапная программа обеспечения завода НПЗ собственной тепловой энергией, за счет переоборудования выведенной из эксплуатации технологической печи в паровой котел. Создание энергоблока позволило утилизировать ежемесячно до 6000 т. газов, ранее сжигавшихся на заводских факелах, и экономить при этом на покупке тепловой энергии.

В [71] показана возможность использования нефтяных отходов в качестве компонентов котельного топлива. Представлено качество эмульсионного

нефтешлама и его характеристики. А также принципиальная технологическая схема узла вовлечения эмульсионного шлама в топочный мазут.

В статье [72] ресурсосберегающая безопасность – стратегическая цель предприятий с непрерывным производственным циклом рассматриваются результаты внедрения на технологических установках стационарных систем мониторинга состояния оборудования КОМПАКС. Применение технологий КОМПАКС делает прозрачными, а следовательно управляемыми процессами эксплуатации основных фондов, снижает капиталоемкость производства, увеличивает фондоотдачу, и ведет к росту капитализации предприятия в целом.

Основные принципы энергосберегающей политики в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

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. 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. 3.1 приведены данные, показывающие расход нефти на производство некоторых видов нефтехимической продукции (в % от общей переработки нефти).

Таблица 3.1.

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 [73].

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 регрировать;
- 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 характеризуются 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 2 раза, тепловой энергии на 30 % и охлаждающей воды на 40 % по сравнению с отдельной 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 бутадиен 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 «Нижекамскнефтехим»	30,7	ПО «Куйбышевнефтеоргсинтез»	25,9

Значительна 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. Пути 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.

Литература к третьей главе

1. 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
2. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. М.:Химия, 1988.
3. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности. М.: МЭИ, 2001.
4. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефти - и газопереработке. Казань. Издательство:”Печатный двор”, 2002.
5. 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
6. Лаптев А.Г. Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах.: Дис. ... д-ра. техн. наук. Казань: КГТУ, 1995.
7. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. Казань: Издательство:”Печатный двор”, 2003.

8. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность. 2001. №10. С.24-33
9. Горохов В.А., Бронштейн А.С., Мазаев В.В., Тарасов А.Н. Конструирование и изготовление РК с регулярной насадкой // Хим. и нефтегазовое машиностроение. №9. С.13-14.
10. Chen Fengrons, Zhou Rongqi, Duan Zhantinj, Liu Yumei. Новая конструкция насадочной колонны с перекрытыми потоками. Проектирование и моделирование // Ing. and Eng. Chem. Res. 19-38. №8. С.2973-2978.
11. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров Н.Н. Повышение производительности и четкости разделения в колоннах путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку // Межвуз. тематический сб. науч. тр. Тепломассообменные процессы и аппараты химических технологии. Казань. 1998. С.205-211.
12. Пат. 2045977 Россия МКИ⁶ В 01/D3/32 Ректификационная колонна / Федин И.Ф., Андерсон Б.А., Рейкин А.С. №93013496/26; Заявл. 16.3.93; Оpubл. 20.10.95. Бюл. №29.
13. Пат. 2067885 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/16 Устройство для разделения бинарных жидкостей смесей методом ректификации / Абросимов В.П. №93014960.13; Заявл. 22.3.93; Оpubл. 20.10.96, Бюл.№29.
14. Деменков В.И. Рекомендации по совершенствованию схем ректификации // Матер. Всерос. науч. конф. «Теория и практика массообменных процессов химической технологии». Уфа. 21-25 октября. 1996. Уфа. 1996. С. 104-105.
15. Ратовский Ю.Ю., Лебедев Ю.Н., Чекменов В.Г. Насадки ВАКУПАК и КЕДР для вакуумных колонн // Химия и технология топлив и масел. 2004. № 1. С.55-56.
16. Дьяконов С.Г., Елизаров В.В., Фарахов М.И. Реконструкция установки и моделирование процесса разделения водно-гликолевого раствора // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. 2003. Т.46. Вып. 5. С.148-151.
17. Пат. 2047308 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/10 Устройство для фракционного разделения жидких смесей / Шмикин В.В. №4950289/26; Заявл. 26.6.91; Оpubл. 10.11.95, Бюл.№31.
18. Кондратьев А.А., Самойлова Н.А. Ректификационная колонна с промежуточной тепло- и массообменной секцией // Прикладная химия. 1997. 70, №9. С.1512-1517.
19. Тимербулатова А.М., Зайнуллин Р.Ф. Модернизация блока стабилизации установки АВТ – 2 // Наука – пр-ву: Тез. докл. 19 Науч. – техн. конф. студ., аспирантов и молодых ученых. Салаватский филиал Уфимского гос. нефт. техн. ун-та. Салават. 1997. С.11-12.

20. Vandyopadhyay J.K., Kulkarni V. D., Vtattacharya P. Стабилизация работы неизотермического реактора непрерывного действия с мешалкой. Моделирование нелинейного управляющего устройства с одним переменным // Chem. Eng. Sci. 1993. 48, №20. С.3545-3553.
21. Dorn Cornelis, Guttinger Thomas E., Wells Gary J., Morari Manfred, Gilles Ernst – Dieter. Стабилизация дистилляционной колонны в неустойчивом режиме // Ind., and Eng. Chem. Res. 1998. 37, №25. С.506-515.
22. Мустафин А.И., Кондрапов С.М. Стабилизация качества нижнего продукта РК параметром горячей струи // Химия и хим. техн. Тезисы докладов 29-ая научная конф. хим.- тех. факультет ПГТУ. 1998. Пермь: Из-во гос. тех. ун-та. С.95-96.
23. Каретников Ю.П., Тарасова В.Н. Труды УНИХИМ, 1958, вып.5.
24. Жаворонков Н.М., Рамм В.М., Гильбенблат И.А., Закгейм А.Ю., Химическое машиностроение, №1, 1960.
25. Головачевский Ю.А. Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности. – М., Машиностроение, 1974, 271 с.
26. Нефтегаз, новое в оборудовании и технологии, 1998.
27. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М., Химия, 1976.
28. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура. Под редакцией В.М.Олевского. – М. Химия, 1988, 240 с.
- 29 Пат. Германия, МПК⁶ В 01 D 3/14 Устройство для распределения жидкости в массообменных колоннах // Steude H., Hauschild T., Dajer A.G. - №19615645.9; Заявка 19615645 Заявл. 19.4.96; Опубл. 23.10.97.
30. Пат. ЕПВ, МПК⁶ В 01 D 3/20 Выходное сопло тарельчатой колонны // Gerla Johannes Van Westendorp Henk Bert; Sulzer Chemtech A.G. - №987103539; Заявка 0882481 Заявл. 5.6.97; Опубл. 9.12.98.
31. Schultcs M. Влияние перераспределения жидкости на эффективность массопередачи в насадочной колоннах // Ind. and. Eng Chem. Res. 2000. 39, №5. С.1381-1389.
32. Ильяшенко Е.Б., Шигапов И.М., Ясавеев М.Х. Исследование структуры потока жидкости в насадочной колонне // Тепломассообменные процессы и аппараты химических технологии: Межвузовский тематический сборник научных трудов. КГТУ. Казань. Мастер Лайн. 1998. С.120-126.
33. Billet R. Влияние начального распределения жидкости на массоперенос в слоях насадки // Chin. J. Chem. Eng. 1994. 2, №2. С.98-112.
34. Kaiser V. Определение условий захлебывания насадочных колонн // Chem. Eng. Progr. 1994. 90, №6. С.55-59.
35. Орлов М.А., Хувес Я.Э. Исследование гидравлического сопротивления и брызгоуноса в горизонтальной насадочной колонне с перекрестным током газа и жидкости // Хим. пром-ть. 1994, №7. С.479-481.

36. Пат.5464573 США, МКИ⁶ В 01 F 3/04. Система распределения жидкости в многосекционной колонне / Tokerud P. –J., Muggli P. –S., Koch Engineering Co. - №239559., Заявл.9.5.94., Оpubл.7.11.95., НКИ 261/97.
37. Пат. 2081660 Россия, МКИ⁶ В 01 D3/32 Устройство для разделения непрерывного разделения потока жидкости в процессе ректификации / Смирнова В.С., Востриков С.В., Вислогузов Ю.П., Савченко Н.Т.; Индивидуальное частное предприятие Смирнова «Интеллект – сервис». - №93050841/25; Заявл.9.11.93; Оpubл. 20.6.97, Бюл.№17.
38. Edmards D.P., Krishniush-namurthy K.R. Potthoff R.W. Разработка усовершенствованного метода для комбинированного определения неправильного распределения потоков и его влияние на характеристики структурированных насадочных колонн // Chem. Eng. Res. and Des. A. Transactions of the institution of Chemical Engineers 1999. 77, №7. С.656-662.
39. Пат. ЕПВ МПК⁷ В 01 D 3/16, В 01 D 3/00 Устройство для сбора и распределения жидкости в колонне / Sulzer Chemtech F.G. Bartlon Guido. - №00810146.1. Заявл. 1038562 Заявл. 22.02.2000, Оpubл. 27.09.2000.
40. Ануфриев В.И., Шильников К.С., Кутузов В.М. // Нефтепереработка и нефтехимия. НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим. 2003. №9. С.23-25.
41. Кузаватов А.В. // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2001. №1. С.50-51.
42. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/14 Способ разделения смеси жидкостей ректификацией / Лабутин В.А., Лабутина А.В.; Владимирский гос. ун-т. - №97121782/12; Заявка 97121782/12 Заявл.16.12.97; Оpubл.10.11.99, Бюл.№31.
43. Fair J.R. Ректификация – принципы и практика // Chem. Eng. Res. and Des. A. 1999. 77, №5. С.471.
44. Baralo M., Botteon F. Простой способ получения чистых продуктов периодической ректификацией // Alche Journal. 1997. 43, №10. С.2601-2604.
45. Мозжухин А.С., Сеченых А.Н. Полистационарность в непрерывной ректификации и реализация выбранного стационарного состояния // Теор. основы хим. технологии. 34, №2. С.165-169.
46. Пат. 2175260 Россия, МПК⁷ В 01 D 3/14, 3/32 Способ разделения углеводородного сырья / Пан Дон Чер. Андреевич, Майоров В.И., Кассель Н.Б., Сторожко А.А. - №99119645/12; ОАО «Газпром», ООО «НИИ природ. газов и газов. технол. – ВИИГАЗ» Заявл. 13.09.1999; Оpubл. 27.10.2001.
47. Захаров М.К., Айшнтейн В.Г. Многоканальная ректификация (принцип и процессуальные схемы) // 5 Международная научн. конференция «Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.-техн. процессов и оборудования»: Сборник трудов. Иваново. 26-28 июня. 2001. С.208-210.

48. Dechechi E.C., Maciel Filko . Управление РК периодического действия в интерактивном режиме // *Comput. and Chem. Eng.* 1998. 22, прил. С.867-887.
49. [Votr] GVC – Jahrestag. Strassburg. Основы оптимального выбора насадочных колонн // *Chem. Ing. Tech.* 1995. 67, №9. С.1096-1097.
50. Пат. 2092222 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/42 Способ автоматического управления процессом ректификации / Мустафин А.Н., Кондрашов С.Н., Елсунов А.Н., Мустафин П.Н., Шумихин А.Г., Булдаков А.Г., АООТ ЛУКойл – Пермнефтеоргсинтез. - №95110163/25; Заявл. 14.6.95; Оpubл. 10.10.97. Бюл.№28.
51. Пат. 2072245 Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/06 Способ ректификации разнокипящих жидкостей / Шмикин В.В. - №4950283/26; Заявл. 26.6.91; Оpubл.26.6.91, Бюл.№3.
52. Пат. Германия, МКИ⁶ В 01 D 3/16 Устройство и способ для обмена веществ в тарельчатых РК / Altinger G., Egly H., Kaiser R., Thissen F.; BASF AG. №19530291,5; Заявка 19530291 Заявл.17.8.95; Оpubл.20.2.97.
53. Hasebe S., Noda M., Yashimoto I. Стратегия оптимального режима системы РК периодического действия при полной флегме // *Comput and Chem. Eng.* 1999. 23, №4-5. С.523-532.
54. Sorensen E. Оптимизация технологического цикла установок периодической ректификации. Теория и практика // *Comput and Chem. Eng.* 1999. 23, №4-5. С.533-542.
55. Sharif M., Shah n., Pantelides C.C. О проектирование колонн периодического действия многокомпонентной ректификации // *Comput and Chem. Eng.* 1998. 22. прил., С.69-76.
56. Vonny L., Floquet P., Domenech S., Ribouleau L. Оптимальные принципы проведения процессов ректификации смесей различного состава в периодическом режиме // *Chem. Eng. and Process.*
57. Ямпольская М.Х., Малашкевич А.В., Киевский В.Я. // *Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2003. №6. С.27-34.*
58. Нурмухаметов Г.З., Коман Г., Реутов А.Н., Валеа Г. // *Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2002. №2. С.14-16.*
59. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/00 Способ разделение многокомпонентных смесей путем ректификации / Зиберт Г.К., Галдина Л.Б.; Акционерное об-во «Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры». - №96112902/25 Заявка 96112902/25 Заявл. 19.6.96; Оpubл.10.12.97,Бюл.№34.
60. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/10 Способ вакуумной перегонки жидкого продукта, например нефтяного сырья и установка для его осуществления / Пилич Л.М., Дубинский А.М., Белявский М.Ю., Блохинов В.Ф., Бройтман А.З. - №97100809/25 Заявка 97100809/25 Заявл.22.1.97; Оpubл.10.3.98,Бюл.№7.

61. Благов С.А., Солохин А.В., Клемешова С.А., Тимофеев В.С. Сравнительный анализ реактор – колонна и совмещенного реакционно-ректификационного процесса на основе энергетических затрат // Теоретические основы хим.технол. 1995. 29. №1. С.15-21.
62. Тимофеев В.С., Фролкова А.К., Бенюнес Хассиба Разработка принципов создания энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных промышленных смесей // Сб. науч.трудов Рос. Хим.-технол. Ун-т. 2001. №179. С.125-131.
63. Беляевски М.Е., Белеков Е.А., Котяхов Н.В., Железняков М.Е. Влияние отбора дистиллята и флегмового числа на разделительную способность РК // Инженерная защита окружающей среды: Международная конференция и 5 международный симпозиум молодых ученых аспирантов и студентов. Москва. 16-18 мая 2001: Тезисы и доклады. М.: Из-во МГУИЭ 2001. С.11.
64. Фролкова А.К., Секретарева И.Н., Серафимов Л.А., Тимофеев В.С. Разработка энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных, расслаивавшихся смесей // Химия и химические продукты. Тезисы докладов отчетной конференции Российской химико – тех. ун-та. Москва, 2001.Из-во РХТУ 2002. С.52.
65. Глушаченкова Е.А. Разработка энергосберегающей технологии газофракционирования легких углеводородных газов: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Моск. госуд. акад. тонк. хим. технологии. М., 2002.
66. Кутепов А.М., Рудов Г.Я., Плотников Е.А. Интенсификация процесса массопередачи при ректификации и адсорбции с использованием поверхностно-активных веществ на барбатажных контактных устройствах // Химическая промышленность. 1997. №8. С.3-8.
67. Красильников Д.В. Энергосбережение химического предприятия в рамках программы управления издержками // (Гос. тех. ун-т, г. Нижний Новгород, Россия). Межд. научно – практическая конференция «Проблемы инженерного обеспечения и экологии городов», г. Пенза, 1999: Изд-во Приволж. дом знаний. 1999. С.46-47.
68. Качегин А.Ф. Энергосбережение и автоматизация в ОАО «Волжский оргсинтез» // Химия и рынок. 2000. №1. С.49-50.
69. Андриющенко А.Н. Технические экономические и экологические проблемы энергосбережения // Материалы Международной конференции. Саратов. 2-3 октября 2001. С.84.
70. Батюнин В.А., Абрамов В.Ю. // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2003. №8. С.52-53.
71. Расветалов В.А., Магид А.Б., Купцов АВ. // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2003. №5. С.17-20.

72. Костюков В.Н., Костюков А.В. // Нефтяная и газовая промышленность. 2003. №10. С.26-27
73. Клименко В.Л., Костерин Ю.В. Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – Л.: Химия, 1985.

ГЛАВА 4

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ
УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

В данной главе рассмотрены различные модели процессов переноса в двухфазных многокомпонентных средах для расчета и выбора вариантов модернизации колонн с массообменными тарелками и насадочными элементами, построенные с использованием законов сохранения в локальной и интегральной формах.

4.1. Модель процессов переноса на барботажных тарелках

Для выбора конструктивных характеристик и режима работы контактных устройств в данном разделе рассматривается применение модели отдельного течения (двужидкостной модели) с целью описания процессов переноса импульса, массы и энергии в двухфазном потоке пар-жидкость на тарелке колонного аппарата. Целью моделирования процессов переноса является определение профилей скорости, концентраций и температур в фазах для расчета эффективности процесса разделения углеводородной смеси на контактном устройстве.

Эффективность разделения смеси (КПД тарелки) обычно записывают по Мерффри:

$$\text{в жидкой фазе } E_{ML} = \frac{C_{L\text{нач}} - C_{L\text{кон}}}{C_{L\text{нач}} - C_L^*}$$

$$\text{в газовой (паровой) } E_{MG} = \frac{C_{G\text{кон}} - C_{G\text{нач}}}{C_G^* - C_{G\text{нач}}}$$

где C – концентрация компонента; L, G – жидкая и газовая фазы; нач., кон. – начальные и конечные значения концентраций; * – равновесные значения концентраций.

В работах [1 – 4] используется подход определения профилей концентраций и эффективности массообменных тарелок на основе решения системы дифференциальных уравнений переноса импульса, массы и энергии. Для этого используется двужидкостная модель.

Двужидкостная модель основана на предположении о том, что, во-первых, каждая фаза газожидкостной смеси обладает определенными

макроскопическими параметрами (температурой, плотностью, скоростью и другие) и, во – вторых, законы сохранения импульса, массы и энергии должны выполняться в каждой из фаз. При этом каждый параметр какой-либо из фаз представляет собой усредненную определенным образом величину.

На тарелке взаимодействие фаз происходит при диспергировании потока газа (пара) через отверстия массообменной тарелки в слой жидкости. Дисперсная фаза (пар) распределяется в сплошной (жидкой) фазе в виде струй и пузырей различного размера. Движение дисперсной и сплошной фаз на тарелке чаще всего перекрестное. Различают три гидродинамических режима работы барботажной тарелки: пузырьковый, пенный и режим уноса. Эффективным режимом работы тарелок является пенный режим. При пенном режиме работы тарелки газовая струя на некоторой высоте слоя, распадается на пузыри. Таким образом, на тарелке можно выделить две основные характерные области (рис. 4.1):

- 1) Область струй (зона начала барботажа);
- 2) Динамический пенный слой.

На барботажной тарелке интенсивность взаимодействия фаз зависит от скорости движения потоков, площади поверхности раздела и определяется как конструкцией контактного устройства, так и режимными параметрами работы массообменного аппарата и физическими свойствами смеси.

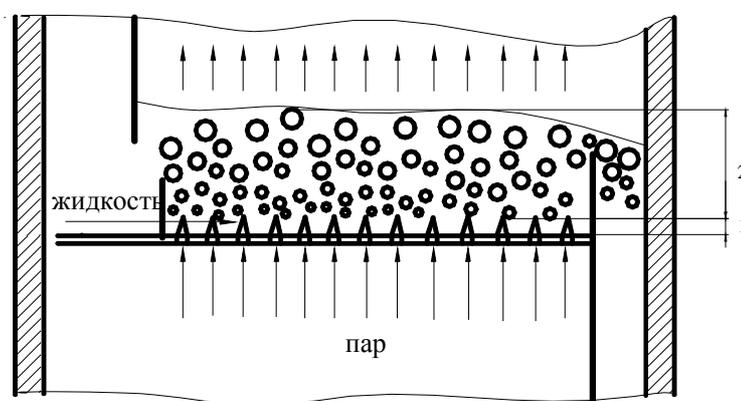


Рис. 4.1. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя.
1 – область струй; 2 – пенный слой

Для двухфазного потока одной из характеристик является φ - объемная доля дисперсной фазы (газосодержание). Соответственно, объемной долей сплошной фазы (жидкости) является $(1 - \varphi)$.

Согласно двухжидкостной модели уравнение движения для сплошной (жидкой) фазы имеет вид [5,6]:

$$\begin{aligned} \rho_L \frac{\partial [(1-\varphi)\bar{v}_L]}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot [(1-\varphi)\bar{v}_L \bar{v}_L] = \\ = -\nabla \cdot [(1-\varphi)\tau_L] - (1-\varphi)\nabla P + (1-\varphi)\rho_L \bar{g} + \bar{F}. \end{aligned} \quad (4.1)$$

Уравнение неразрывности для сплошной фазы:

$$\rho_L \frac{\partial (1-\varphi)}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot [(1-\varphi)\bar{v}_L] = r_v. \quad (4.2)$$

Уравнение движения для дисперсной (газовой) фазы:

$$\rho_G \frac{\partial (\varphi \bar{v}_G)}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi \bar{v}_G \bar{v}_G) = -\nabla \cdot (\varphi \tau_G) - \varphi \nabla P + \varphi \rho_G \bar{g} - \bar{F}. \quad (4.3)$$

Уравнение неразрывности для дисперсной фазы:

$$\rho_G \frac{\partial \varphi}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi \bar{v}_G) = -r_v. \quad (4.4)$$

Тензор касательных напряжений в жидкой фазе τ_L :

$$\tau_L = -\mu_{\text{эфф},L} \left[\nabla \bar{v}_L + (\nabla \bar{v}_L)^T - \frac{2}{3} I (\nabla \cdot \bar{v}_L) \right], \quad (4.5)$$

где эффективная вязкость:

$$\mu_{\text{эфф},L} = \mu_L + \mu_{T,L} + \mu_{BI,L}. \quad (4.6)$$

Для расчета составляющей коэффициента турбулентной вязкости, учитывающей турбулизацию слоя при движении пузырей, предлагается уравнение [7]:

$$\mu_{BI,L} = C_{\mu,BI} \cdot \rho_L \cdot \varphi \cdot d_B |\bar{v}_G - \bar{v}_L| \quad (4.7)$$

Тензор касательных напряжений в газовой фазе τ_G :

$$\tau_G = -\mu_{\text{эфф},G} \left[\nabla \bar{v}_G + (\nabla \bar{v}_G)^T - \frac{2}{3} I (\nabla \cdot \bar{v}_G) \right] \quad (4.8)$$

Эффективная вязкость газовой фазы связана с эффективной вязкостью жидкой фазы соотношением [8]:

$$\mu_{\text{эфф},G} = \frac{\rho_G}{\rho_L} \mu_{\text{эфф},L} \quad (4.9)$$

В общем случае, сила межфазового взаимодействия фаз \vec{F} , включает силу сопротивления, подъемную силу, силу виртуальной массы и другие силы. В работе [5] сравнение результатов эксперимента с численными расчетами силы \vec{F} , проведенное по различным методикам, показало, что в зоне барботажа преобладающей является сила межфазного взаимодействия фаз \vec{F} , определяемая силой сопротивления:

$$F_i = -\frac{3}{4} \varphi(1-\varphi) \rho_L \frac{C_D}{d_B} |\vec{v}_G - \vec{v}_L| (v_{G,i} - v_{L,i}) \quad (4.10)$$

Для k – фазы закон сохранения массы компонента в соответствии с двухжидкостной моделью записывается в следующей виде [7]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_k \varphi_k C_k) + \nabla \cdot \left(\rho_k \varphi_k \vec{v}_k C_k \right) = \nabla \cdot (\rho_k \varphi_k \Gamma_k \nabla C_k) + \varphi_k R_k + r_{C,k} \quad (4.11)$$

Уравнение переноса тепла для k – фазы имеет вид [9]:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial (\rho_k \varphi_k H_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \varphi_k H_k \vec{v}_k) = \\ & -\nabla \cdot \varphi_k (q_k + q_k^t) + \varphi_k \frac{D P_k}{Dt} + H_{k,s} r_V + \Phi_k + r_{T,k} + r_{T,k,\text{хим}} \end{aligned} \quad (4.12)$$

Известно, что при увеличении диаметра колонны неравномерность распределения фаз становится значительной, что приводит к снижению эффективности процесса. Распределение потоков на тарелке может считаться равномерным при длине пути жидкости до 1,5 метров [10]. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в двухфазном потоке на тарелке имеем $\varphi = \text{const}$ по пространственным координатам.

Рассмотрим уравнения переноса массы компонента в дисперсной (газовой) фазе:

$$\begin{aligned}
u_G \frac{\partial C_G}{\partial x} + v_G \frac{\partial C_G}{\partial y} + w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial y} \right] + \\
+ \frac{\partial}{\partial z} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial z} \right] + \frac{r_{c,G}}{\rho_G \Phi}
\end{aligned}
\tag{4.13}$$

где C_G – концентрация компонента; X, Y, Z – пространственные координаты; $[D_G]$ – матрица коэффициентов молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; D_G – коэффициент турбулентной диффузии $\text{м}^2/\text{с}$; u_G, v_G, w_G – составляющие вектора скорости.

Так как изменение теплофизических свойств фаз на тарелке незначительно, то уравнение переноса энтальпии (4.12) можно записать используя температуру ($C_P = \text{const}$). Слагаемыми $\frac{D P_k}{Dt}$ и Φ_k в уравнении (4.12) в виду их незначительности по сравнению с другими членами можно пренебречь.

Рассмотрим уравнения переноса тепла в дисперсной (газовой) фазе:

$$\begin{aligned}
u_G \frac{\partial T_G}{\partial x} + v_G \frac{\partial T_G}{\partial y} + w_G \frac{\partial T_G}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial y} \right] + \\
+ \frac{\partial}{\partial z} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial z} \right] + \frac{r_{T,G}}{\rho_G \Phi}
\end{aligned}
\tag{4.14}$$

где a_G, a_{TG} – коэффициенты молекулярной и турбулентной теплопроводности; T_G – температура.

Источник тепла $r_{T,G}$:

$$r_{T,G} = (K_T A) (T_G - T_L) / V_L, \tag{4.15}$$

Источник массы $r_{c,G}$:

$$r_{c,G} = \rho_G \cdot [K_m \cdot A] (C_G^* - C_G) / V_L, \tag{4.16}$$

где V_L – объем жидкой фазы, м^3 ; A – площадь межфазной поверхности, м^2 ; K_m – коэффициент теплопередачи; $[KA]$ -матрицы коэффициентов массопередачи.

Движение двухфазного потока газ – жидкость на барботажной тарелке характеризуется тем, что скорость дисперсной (газовой) фазы намного больше скорости сплошной фазы. Поэтому, с учетом перекрестного движения фаз, справедливо: $w_G \gg u_G$, $w_G \gg v_G$.

Оценка слагаемых в уравнении сохранения массы в газовой фазе (4.13) показывает:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \gg u_G \frac{\partial C_G}{\partial x}; \quad w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \gg v_G \frac{\partial C_G}{\partial y};$$

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \gg \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial y} \right] +$$

$$+ \frac{\partial}{\partial z} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial z} \right]. \quad (4.17)$$

Уравнение переноса массы компонента (4.13), после проведенной оценки, будет иметь вид:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \Phi}. \quad (4.18)$$

Рассмотрим объем двухфазной смеси δV на барботажной тарелке. В выражении (4.18) заменим производную конечной разностью $\partial C_G / \partial z \approx (C_G - C_{GH}) / \delta z$ и умножим обе части на $\delta S \cdot \rho_G$:

$$(\delta S \cdot \rho_G) w_G \frac{C_G - C_{GH}}{\delta z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \Phi} (\delta S \cdot \rho_G), \quad (4.19)$$

$$\text{или} \quad \delta G (C_G - C_{GH}) = \delta M_G, \quad (4.20)$$

где δM_G – изменение потока массы компонента в газовой (паровой) фазе в объеме δV , $\delta M_G = r_{c,G} \delta V$, кг/с.; δG – поток пара в объем δV , $\delta G = w_G \rho_G \Phi \delta S$, кг/с.

Таким же образом получим уравнение сохранения тепла в газовой фазе:

$$\delta G (H_G - H_{GH}) = \delta Q. \quad (4.21)$$

Уравнения (4.20) и (4.21) являются известными уравнениями материального и теплового балансов для тарелок перекрестного типа.

Проанализировав особенности взаимодействия фаз на тарелке, можно сократить математическое описание процессов переноса в двухфазном потоке. Уравнения переноса импульса, массы и тепла записываются для сплошной (жидкой) фазы, а влияние дисперсной фазы учитывается источниковыми членами и коэффициентами турбулентного обмена [1 – 4].

4.2. Двумерная модель процессов переноса

В практике научных исследований широко применяется подход сокращения полного математического описания различных явлений до двух- или одномерных моделей. При этом должна сохраниться физическая картина явлений и требуемая точность расчета.

Одной из особенностей пенного режима работы барботажной тарелки является развитая турбулентность в жидкой фазе. Как показывают известные экспериментальные исследования, в этом режиме происходит практически полное перемешивание по высоте барботажного слоя в ядре жидкой фазы, поэтому справедливы следующие допущения:

$$\frac{\partial u_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial v_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial w_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial C_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial T_L}{\partial z} = 0. \quad (4.22)$$

Процессы переноса в двухфазном потоке на контактном устройстве, при установившемся режиме работы колонны, являются стационарными. Движение газа в слое жидкости на тарелке происходит преимущественно в вертикальном направлении. Так как в двухфазном потоке скорость газовой фазы намного больше скорости сплошной фазы: $\vec{v}_G \gg \vec{v}_L$, то составляющие силы межфазового взаимодействия \vec{F} в проекции на плоскость тарелки можно принять равным нулю:

$$F_x \approx 0; \quad F_y \approx 0. \quad (4.23)$$

В двухфазном потоке (барботажном слое) распределение дисперсной фазы в сплошной фазе принимается равномерным, то есть $\varphi = const$.

Система уравнений переноса импульса (4.1), (4.2), массы (4.11) и тепла (4.12) в жидкой фазе, с учетом принятых допущений, преобразуется к виду:

$$u_L \frac{\partial u_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial u_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{\text{эфф},L} \frac{\partial u_L}{\partial x} \right] + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{\text{эфф},L} \frac{\partial u_L}{\partial y} \right], \quad (4.24)$$

$$u_L \frac{\partial v_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial v_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{\text{эфф},L} \frac{\partial v_L}{\partial x} \right] + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{\text{эфф},L} \frac{\partial v_L}{\partial y} \right], \quad (4.25)$$

$$\frac{\partial u_L}{\partial x} + \frac{\partial v_L}{\partial y} = \frac{r_v}{\rho_L (1-\phi)}, \quad (4.26)$$

$$\begin{aligned} u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial x} \right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial y} \right] + \frac{r_{C,L}}{\rho_L (1-\phi)}, \end{aligned} \quad (4.27)$$

$$\begin{aligned} u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial x} \left[(a_L + a_{TL}) \frac{\partial T_L}{\partial x} \right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial y} \left[(a_L + a_{TL}) \frac{\partial T_L}{\partial y} \right] + \frac{r_{T,L}}{\rho_L (1-\phi) C_{P,L}}, \end{aligned} \quad (4.28)$$

$$r_v = \sum_{i=1}^m r_{C,Li}. \quad (4.29)$$

Вектор столбец источника массы $r_{C,L}$ имеет вид:

$$r_{C,L} = \rho_L \cdot [K_L A] \times (C_L^* - C_L) / V_L. \quad (4.30)$$

Источник тепла $r_{T,L}$:

$$r_{T,L} = (K_m A) \times (T_G - T_L) / V_L. \quad (4.31)$$

Для системы уравнений (4.24) – (4.28) устанавливаются следующие граничные условия (рис.4.2.) (симметричная модель).

При $x=0$,	$u_L = u_{L0}, \quad v_L = 0, \quad C_L = C_{L0}, \quad T_L = T_{L0};$	(вход сплошной фазы на тарелку)
При $x=\xi$,	$\frac{\partial u_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial v_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial x} = 0;$	(выход сплошной фазы из тарелки)
При $y=0$,	$\frac{\partial u_L}{\partial y} = 0, \quad v_L = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial y} = 0;$	(ось симметрии)
При $y = y_{CT}(x)$	$u_L = 0, \quad v_L = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial n} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial n} = 0;$	(на стенке колонны)
	$\left(\frac{\partial P}{\partial n}\right) =$ $= \mu_L \frac{\partial^2 v_n}{\partial n^2}$	

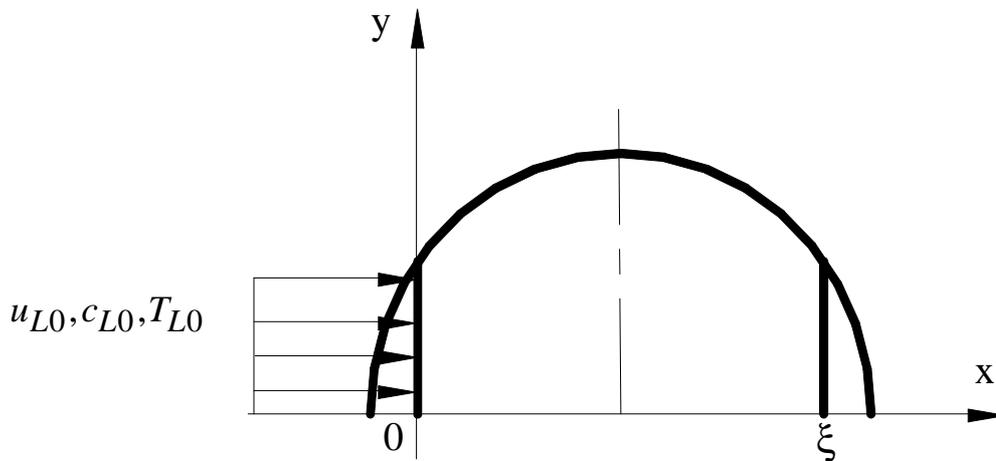


Рис. 4.2. Двумерная модель тарелки (вид сверху)
(ξ – длина пути жидкости)

Распределение полей скоростей, концентраций и температур в жидкой фазе двухфазного потока на тарелке описывает система уравнений (4.24) – (4.28). Уравнения сохранения массы и тепла для дисперсной фазы, имеют вид уравнений материального (4.20) и теплового (4.21) баланса.

Для замыкания системы уравнений (4.24) – (4.28) ниже даны уравнения для коэффициентов турбулентного обмена ($\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$, $a_{T,L}$), источников массы $r_{c,L}$ и тепла $r_{T,L}$.

4.3. Коэффициенты тепломассообмена в барботажном слое

Определение коэффициентов теплообмена K_m и матрицы коэффициентов массообмена $[K_L]$ позволяет вычислить источники $r_{T,L}$ и $r_{c,L}$ в системе уравнений переноса.

Для вычисления матрицы объемных коэффициентов массообмена в барботажном слое в работах [1,3] предложен метод, основанный на использовании концепции активного входного участка. Для расчета элемента диагональной матрицы коэффициентов массообмена получены уравнения:

$$\text{для жидкой фазы: } \left(\begin{matrix} \checkmark \\ \beta A \end{matrix} \right)_{L,i} = \frac{u_{*L} \left[S_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{ст} \right) - \rho_G S_k W_k^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1L} Sc_{L,i}} \sqrt{R_{1L}} \left(u_{*L}^2 \rho_L + 2\sigma / R_\ominus \right)}, \quad (4.32)$$

$$\text{для паровой фазы: } \left(\begin{matrix} \checkmark \\ \beta A \end{matrix} \right)_{G,i} = \frac{u_{*G} \left[S_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{ст} \right) - \rho_G S_k W_k^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1G} Sc_{G,i}} \sqrt{R_{1G}} \left(u_{*G}^2 \rho_G + 2\sigma / R_\ominus \right)}. \quad (4.33)$$

где u_* – динамическая скорость на поверхности раздела фаз, м/с; S_0 – площадь отверстий в газораспределительных элементах, занятая газовым потоком на входе в слой жидкости, м²; ρ – плотность фазы, кг/м³; W_0 – средняя скорость газа в отверстиях газораспределительных элементов на входе в барботажный слой, м/с; $h_{ст}$ – среднее значение статического столба жидкости, м; S_k – площадь свободного сечения колонны, м²; W_k – средняя скорость газа в свободном сечении колонны, м/с; R_{1L}, R_{1G} – параметры пограничного слоя; $Sc = \nu / D$ – число Шмидта; σ – поверхностное натяжение, Н/м; R_\ominus – эквивалентный радиус отверстия в тарелке (газораспределительного элемента), м.

По теореме Сильвестра производится переход от диагональной матрицы коэффициентов массообмена к квадратной матрице коэффициентов массообмена:

$$[\beta] = \sum_{k=1}^{m-1} z_{0k} \cdot \checkmark \beta_k, \quad z_{0k} = \frac{\prod_{j=1, j \neq k}^{m-1} \left\{ [D]^{-1} - L_j^{-1} [I] \right\}}{\prod_{j=1, j \neq k}^{m-1} \left(L_k^{-1} - L_j^{-1} \right)}. \quad (4.34)$$

Значения параметров пограничного слоя R_1 и u_* определяются по выражениям:

в жидкой фазе

$$u_{*L} = \sqrt{\frac{\rho_G (W_0^2 - W_n^2)}{4\rho_L} + \frac{gh_\Phi}{2}}, \quad (4.35)$$

$$R_{1L} = 11,6 \frac{U_{\text{гр}}}{u_{*L}} \sqrt{\frac{C_{foL}}{2}}, \quad (4.36)$$

$$C_{foL} = \frac{0,073}{Re_{oL}^{0,2}}, \quad Re_{oL} = \frac{U_{\text{гр}} h_\Phi}{\nu_L}, \quad U_{\text{гр}} = W_\infty - u_{*G} \sqrt{R_{1G}} \operatorname{arctg} \sqrt{R_{1G}}, \quad (4.37)$$

в газовой фазе

$$u_{*G} = \sqrt{\frac{W_0^2 - W_n^2}{4} + \frac{\rho_L g h_\Phi}{2\rho_G}}, \quad (4.38)$$

$$R_{1G} = 11,6 \frac{W_o}{u_{*G}} \sqrt{\frac{C_{foG}}{2}}, \quad (4.39)$$

где

$$C_{foG} = \frac{0,073}{Re_{oG}^{0,2}}, \quad Re_{oG} = \frac{W_o h_\Phi}{\nu_G}, \quad (4.40)$$

где h_Φ – высота газовой струи (факела) до распада на пузыри, м.

Влияние поперечного потока массы на коэффициенты массоотдачи при неэквиволярном процессе учитывается с помощью корректирующей матрицы $[\Xi]$ [11]:

$$[\beta^\bullet] = [\beta] [\Xi]; \quad [\Xi] = [\Psi] [\exp[\Psi] - [I]]^{-1}; \quad [\Psi] = \frac{N_t [\beta]}{\rho_M}; \quad N_t = \sum_{i=1}^m N_i \quad (4.41)$$

Основными параметрами рассмотренной модели массоотдачи являются: площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 ;

средняя скорость газа W_0 в сечении S_0 ; эквивалентный радиус отверстия газораспределительного элемента – R_\ominus ; статический столб жидкости над геометрическим центром отверстия – $h_{\text{ст}}$. От достоверности их определения зависит точность расчета коэффициентов переноса (4.32), (4.33)

В работах [1,12] приводится методика расчета параметров газораспределительных элементов S_0 ; W_0 ; R_\ominus ; $h_{\text{ст}}$ в зависимости от типа барботажной тарелки.

Расчет коэффициентов массопередачи рекомендуется проводить в следующем порядке:

1) Задаются входные параметры: скорость газа в колонне W_K , статический столб жидкости $h_{\text{ст}}$, конструктивные параметры тарелки и средние составы смесей.

2) По известным методикам [13] определяются физические свойства многокомпонентной смеси и матрица $[D]$ [14-16].

3) Из решения характеристического уравнения:

$$\det\left(\left[D^{-1}\right] - L^{-1}\left[I\right]\right) = 0$$

вычисляются собственные значения матрицы $\left[D^{-1}\right]$.

4) Для заданного типа контактного устройства определяются площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 , скорость газа W_0 в данном сечении и параметры R_1 , u_* .

5) По уравнениям (4.32) и (4.33) вычисляются элементы диагональных матриц $\left[\beta_L\right]$, $\left[\beta_G\right]$.

6) По уравнениям (4.34) вычисляют матрицы эквимолярных коэффициентов массоотдачи $\left[\beta_L\right]$, $\left[\beta_G\right]$.

7) Расчет поперечного потока массы $N_t = \sum_{i=1}^m N_i$

8) Расчет матриц коэффициентов массоотдачи с учетом поперечного потока массы $\left[\beta_L^\bullet\right]$ и $\left[\beta_G^\bullet\right]$ по уравнениям (4.41).

9) Расчет матрицы коэффициентов массопередачи на основе уравнения аддитивности фазовых сопротивлений:

10)

$$[K_L]^{-1} = [\beta_L]^{-1} + [m]^{-1} [\beta_G]^{-1} \quad (4.42)$$

где $[m]$ - матрица коэффициентов распределения.

Для барботажного слоя получены уравнения [1]:

для жидкой фазы:

$$(\alpha_L A) = \rho_L C_{P,L} \frac{u_{*L} \left[S_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{\text{ст}} \right) - \rho_G S_k W_k^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1L} Pr_L} \sqrt{R_{1L} \left(u_{*L}^2 \rho_L + 2\sigma / R_{\ominus} \right)}}, \quad (4.43)$$

для паровой фазы:

$$(\alpha_G A) = \rho_G C_{P,G} \frac{u_{*G} \left[S_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{\text{ст}} \right) - \rho_G S_k W_k^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1G} Pr_G} \sqrt{R_{1G} \left(u_{*G}^2 \rho_G + 2\sigma / R_{\ominus} \right)}}, \quad (4.44)$$

где Pr_G – число Прандтля; C_P – теплоемкость.

Коэффициенты теплоотдачи рассчитываются с учетом поперечного потока массы по выражениям [11]:

$$\alpha^{\bullet} = \alpha \cdot \Xi_T; \quad \Xi_T = \phi_T / (\exp(\phi_T) - 1); \quad \phi_T = \left(\sum_{i=1}^m N_i C_{pi} \right) / \alpha \quad (4.45)$$

По уравнению аддитивности фазовых сопротивлений определяется коэффициент теплопередачи при неэквимолярном процессе K_m^{\bullet} :

$$\frac{1}{K_m^{\bullet}} = \frac{1}{\alpha_G^{\bullet}} + \frac{1}{\alpha_L^{\bullet}} \quad (4.46)$$

Уравнения, представленные в данном разделе, используются для вычисления значений источниковых членов в системе уравнений переноса (4.24) – (4.28).

4.4. Характеристики турбулентного обмена

В барботажном слое турбулентная вязкость жидкости обусловлена, в основном, движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок различных устройств на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе значительно меньше, по сравнению с влиянием газового потока. Если скорость газа (пара) в струе достигает 10 – 20 м/с, то средняя скорость жидкой фазы в продольном направлении на массообменной тарелке составляет всего несколько сантиметров в секунду.

Характеристики турбулентного обмена в ядре жидкой фазы $\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$ и $a_{T,L}$ в уравнениях (4.24)-(4.28) определяются характеристиками турбулентного движения - величиной пульсационной скорости v_T и масштабом турбулентных пульсаций l :

$$v_{T,L} = v_T l \quad (4.47)$$

В работе [1] на основе теории изотропной турбулентности получено выражение для расчета коэффициента турбулентной вязкости:

$$v_{T,L} = 1,1 \frac{u_{*L}^4}{\varepsilon} \quad (4.48)$$

где динамическая скорость находится по выражению (4.35).

На массообменной тарелке диссипация энергии газового потока в жидкой фазе ε определяется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT} \right) - S_K \rho_G W_K^3 / 2}{\rho_L V_L} \quad (4.49)$$

где $V_L = h_{CT} S_{тар}$ – объем жидкости на тарелке, м³; S_0 , S_K – свободное сечение тарелки и колонны.

Используя приближенное равенство $Pr_T \approx Sc_T \approx 1$, для ядра жидкой фазы имеем $v_{T,L} \approx D_{T,L} \approx a_{T,L}$.

Система уравнений переноса импульса, массы и тепла (4.24) – (4.28) решается численными методами [2,4].

4.5. Модель процесса переноса в насадочных колоннах

Эффективность работы насадочных колонн существенно зависит от гидродинамических условий движения газа (пара) и жидкости. Гидродинамика потоков определяется сложной геометрией каналов, формируемых размещением и размером насадки в слое и материалом насадочных элементов. Важными факторами также являются скорости потоков и физико – химические свойства фаз. Сложные зависимости отмеченных факторов и их взаимное влияние значительно затрудняют получить строгое математическое описание массопереноса и выполнить расчет эффективности разделения. Поэтому, обычно при составлении математических моделей принимают различные допущения. Приемлемость допущений корректируют и проверяют экспериментально.

Для расчета гидродинамики в насадке часто используют различные модификации уравнения Дарси [17,18] ($Re < 4$) и уравнения Эргана [19,20], учитывающие силы энергии и вязкости. При $Re \gg 4$ обычно используют уравнение Эргана, содержащие только квадратичный член [21,22]. Зернистая среда, или насадочный слой, часто моделируется как случайный массив ячеек идеального перемешивания с определенными связями между ними [23,24].

В работе [25] рассмотрена двумерная модель насадочного слоя и получена система уравнений для расчета профилей скорости и концентрации. Использование вариационного метода для расчета физических полей в насадочных колоннах представлено в работах [26 – 28].

Задачей модернизации колонн является выбор типа насадки, ее геометрические размеры и высоты слоя (количество секций) в аппарате при заданном качестве разделения и производительности.

Теоретической основой описания процессов переноса в двухфазной среде являются фундаментальные законы сохранения и равновесия. При известных значениях площади межфазной поверхности и функции ее распределения в рабочем объеме колонны дифференциальные уравнения переноса следует записать для каждой фазы отдельно с условиями сопряжения на границе раздела фаз. Однако, в колонне с неупорядоченной насадкой распределение межфазной поверхности неизвестно. Поэтому в данной работе используется подход, когда система уравнений переноса записывается для ядра сплошной фазы, а влияние дисперсной учитывается в виде источников, совместно с потоковыми соотношениями и условиями равновесия.

В осесимметричной двумерной постановке стационарные уравнения переноса импульса, массы и тепла в сплошной (паровой) фазе в цилиндрических координатах (для слоя насадки в колонне) имеют вид:

$$\rho_G u + \rho_G v \frac{\partial u}{\partial r} = -\frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left((\mu_G + \mu_{TG_z}) \frac{\partial u}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((\mu_G + \mu_{TG_R}) r \frac{\partial u}{\partial r} \right) + r_{pz}, \quad (4.64)$$

$$\rho_G u \frac{\partial v}{\partial z} + \rho_G v \frac{\partial u}{\partial r} = -\frac{\partial P}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial z} \left((\mu_G + \mu_{TG_z}) \frac{\partial v}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((\mu_G + \mu_{TG_R}) r \frac{\partial v}{\partial r} \right) + r_{pz}, \quad (4.65)$$

$$\frac{\partial(\rho_G u)}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial r} (r v \rho_G) = 0, \quad (4.66)$$

$$u \frac{\partial Y}{\partial z} + v \frac{\partial Y}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left((D_G + D_{TG_z}) \frac{\partial Y}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((D_G + D_{TG_R}) r \frac{\partial Y}{\partial r} \right) + r_y, \quad (4.67)$$

$$u \frac{\partial H_G}{\partial z} + v \frac{\partial H_G}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial z} \left((\lambda_G + \lambda_{TG_z}) \frac{\partial T_G}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((\lambda_G + \lambda_{TG_R}) r \frac{\partial T_G}{\partial r} \right) + r_t, \quad (4.68)$$

где u, v – составляющие скорости пара в вертикальном (Z) и радиальном (R) направлениях; Y – концентрация компонента в паровой фазе; H_G, T_G – энтальпия и температура пара; μ_G, D_G, λ_G – коэффициенты молекулярного и $\mu_{TG}, D_{TG}, \lambda_{TG}$ – турбулентного обмена импульсом, массой и теплом; ρ_G – плотность пара; P – давление; $H_G = f(T_G)$; $\rho_G = f(P, T_G)$.

К уравнениям (4.64 – 4.68) назначаются соответствующие краевые условия в насадочной секции аппарата

$$z=0, u=W_0, Y=Y_0, T_G=T_{G0}, P=P_0 \text{ (на входе);}$$

$$z=H, \partial u/\partial z=0, \partial Y/\partial z=0, \partial T_G/\partial z=0, \text{ (на выходе);}$$

$$r=0, \partial u/\partial r=0, \partial Y/\partial r=0, \partial T_G/\partial r=0 \text{ (на оси симметрии колонны);}$$

$$r=D_K/2, u=0, v=0, \partial Y/\partial r=0, \partial T_G/\partial r=0, \frac{\partial P}{\partial r} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\mu_G r \frac{\partial v}{\partial r}) \text{ (на стенке колонны).}$$

Взаимодействия фаз в уравнениях (4.64) – (4.68) учитываются характеристиками турбулентного обмена μ_G, D_G, λ_G и источниками r_p, r_y и r_t .

Уравнение массопереноса (4.67) записано для бинарной смеси, так как при моделировании разделения углеводородных смесей обычно используется прием разбивки непрерывной смеси на условные компоненты со средней температурой кипения фракции.

В результате проведенных оценок установлено, что источник импульса в поперечном направлении r_{pR} значительно меньше остальных членов уравнения (4.65), и им можно пренебречь.

Источник импульса r_{pz} в уравнении (4.64) имеет вид:

$$r_{pz} = \frac{\Delta J}{V_G} = \frac{\gamma \Delta U F \rho_G}{V_G}, \quad (4.69)$$

где ΔJ – количество импульса переданное из паровой фазы в жидкую (сила гидродинамического взаимодействия), Па·м²; γ – коэффициент переноса импульса, м/с; ΔU – движущая сила переноса импульса, м/с; F – площадь межфазной поверхности в насадочном слое, м²; V_G – объем сплошной фазы в насадочном слое, м³.

Источник r_y определяет поток массы δM распределяемого компонента, переходящий через границу раздела фаз в единице объема сплошной фазы δV_G ,

$$r_y = \frac{\delta M}{\delta V_G}, \quad \delta M = \beta_{vG} \delta V_G (Y - Y_{гр}) = \beta_{vL} \delta V_G (X_{гр} - X), \quad (4.70)$$

где β_{vG}, β_{vL} – объемные коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах, кг/м³·с; Y, X – концентрации компонента в паровой и жидкой фазах, мол. доли; $Y_{гр}, X_{гр}$ – концентрации компонента на межфазной поверхности; $Y_{гр} = f(X_{гр})$.

Источник r_t определяет поток тепла δQ переданного через межфазную поверхность в единице объема паровой фазы δV_G :

$$r_t = \frac{\delta Q}{\delta V_G}, \quad \delta Q = \alpha_{vG} \delta V_G (T_G - T_{гр}) = \alpha_{vL} \delta V_G (T_{гр} - T_L), \quad (4.71)$$

где α_{vG}, α_{vL} – объемные коэффициенты теплоотдачи в паровой и жидкой фазах, Вт/м³·К; T_G, T_L – температуры в фазах, К; $T_{гр}$ – температура на межфазной поверхности, К.

Система уравнений (4.64) – (4.68) дополняется соотношениями баланса массы и тепла в фазах

$$d(LX) = -d(GY), \quad d(LH_L) = d(GH_G). \quad (4.72)$$

Для определения в уравнениях (4.64) – (4.68) характеристик турбулентного обмена принято, что данные коэффициенты в ядре потока имеют примерно одинаковые значения в каждом из каналов, образованными насадочными элементами и стекающей пленкой жидкости. Тогда в радиальном

направлении среднее значение μ_T находится на основе использования известного выражения:

$$\mu_{TG_R} = \rho_G \chi \delta u_*, \quad (4.73)$$

где u_* – динамическая скорость; δ – средняя толщина турбулентного пограничного слоя в паровой фазе на границе с пленкой жидкости; $\nu_G = \mu_G / \rho_G$.

Динамическая скорость и толщина пограничного слоя δ находится на основе использования средней диссипации энергии парового потока в слое насадки.

Динамическая скорость определяется по выражению [29]:

$$u_* = \left(\frac{\bar{\varepsilon} \chi \delta}{\rho_G} \right)^{1/3}, \quad (4.74)$$

где $\chi = 0,4$.

В выражении (4.74) основными параметрами являются диссипация энергии ($\bar{\varepsilon}$) и средняя толщина турбулентного пограничного слоя (δ). Среднюю диссипацию энергии будем находить, используя перепад давления в каналах, полученный экспериментально с учетом наличия дисперсной фазы (пленки жидкости на насадке).

Среднюю диссипацию энергии в выражении (4.74) запишем через перепад давления в орошаемом канале (насадке):

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta P_{Г-ж} G}{V_S \rho_G}, \quad (4.75)$$

где V_S – объем насадки, м³, G – расход воздуха, кг/с, $\Delta P_{Г-ж}$ – перепад давления, Па;

Среднюю толщину пограничного слоя в уравнении (4.74) в виде [29]:

$$\delta = \exp \left[\frac{1}{2,5} \left(\frac{\Delta \bar{u}_\infty}{u_*} - 13,76 + 2,5 \ln \frac{30 \nu}{u_*} \right) \right]. \quad (4.76)$$

В уравнении (4.76) $\Delta \bar{u}_\infty$ – средняя движущая сила переноса импульса $\Delta \bar{u}_\infty = W_\infty + u_{ГР}$; W_∞ – скорость в ядре воздушного потока, м/с.

В вертикальном направлении в качестве характерного размера турбулентных пульсаций принят эквивалентный диаметр насадки. Тогда среднее значение μ_T записано в виде $\mu_{TGz} \approx V' d_{\text{э}}$, где V' пульсационная скорость.

Коэффициенты массо – и теплоотдачи в источниках (4.70), (4.71) вычисляются по уравнениям, полученным на основе использования модели диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича [1].

Представленная система уравнений (4.64) – (4.68), является замкнутой. Решение этой системы может быть выполнено различными численными методами. Результаты решения, обобщенные в виде ВЭТТ, представлены на рис. 4.3 и 4.4, [26 – 28].

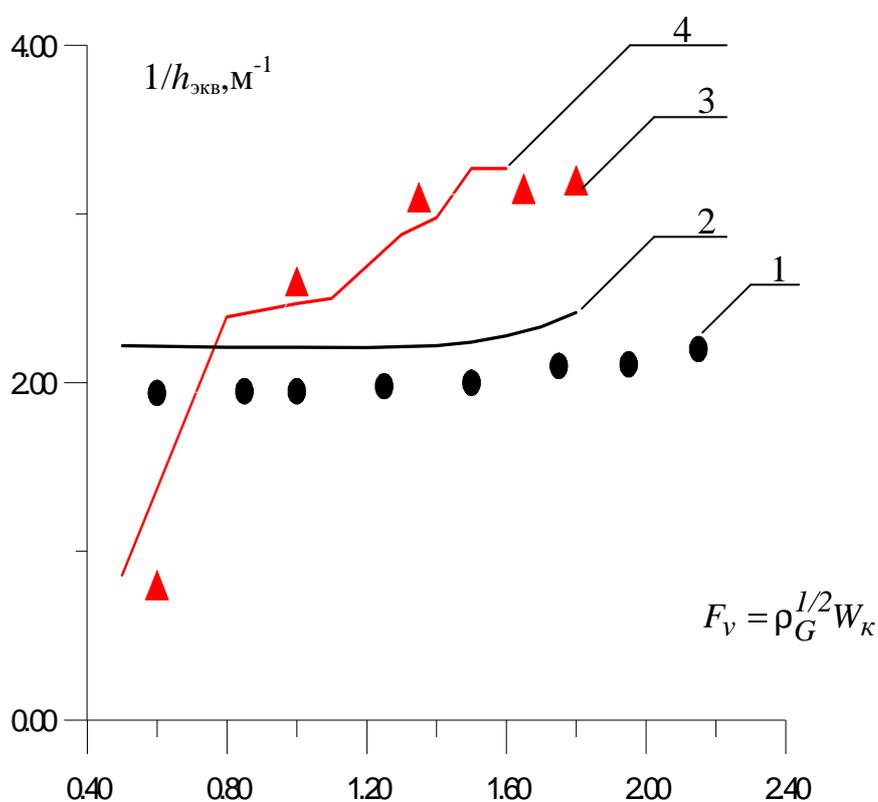


Рис. 4.3. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v . Ректификация смеси метанол – этанол в насадочной колонне: 1,3 – эксперимент; 2,4 – расчет: ($L/G=1$, $D_k=0,5$ м, $H=2$ м: 1,2 – кольца Палля 50 мм; 3,4 – кольца Палля 25 мм).

Из решения системы уравнений (4.64) – (4.68) находятся поля скоростей парового потока, концентраций компонентов и температур. Конструкция и характеристики насадочных элементов учитываются при расчете коэффициентов турбулентного обмена и источниковых членов. Конечной целью расчета является определение концентраций компонентов на выходе с

насадочного слоя. Изменяя конструктивные и режимные характеристики насадочной колонны, выбирают тот вариант, который обеспечивает заданное качество разделения.

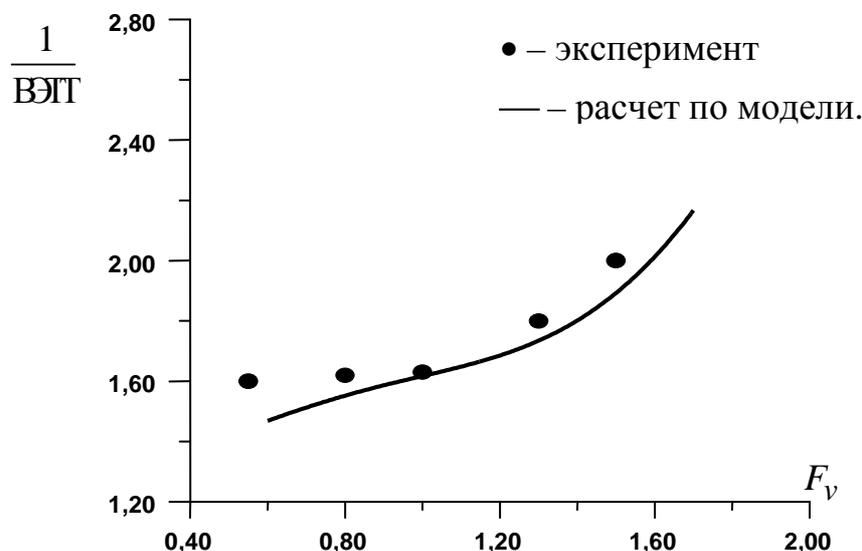


Рис. 4.4. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v . Ректификация смеси метанол – этанол в насадочной колонне. $D_k=0,5$ м, $H=2$ м, $L/G=1$, кольца Рашига 50 x 50.

4.6. Диффузионная модель насадочного слоя

Для сокращения времени расчета промышленных насадочных колонн ниже рассмотрена одномерная диффузионная модель.

Математическое описание насадочной колонны состоит из системы дифференциальных уравнений, определяющей распределение концентраций в потоках пара и жидкости. При этом в рассматриваемых ниже соотношениях принимается, что межфазный перенос определяется эквимолярным массообменом, что приводит постоянству потоков пара и жидкости по высоте колонны.

В предположении, что в потоках пара и жидкости существует продольное перемешивание, описание колонны включает следующие дифференциальные уравнения, характеризующие распределение концентраций в потоке по высоте насадки с использованием диффузионной модели структуры потоков [30]:

$$\frac{dy_i}{dz} = \frac{S}{G} \sum_{j=1}^{n-1} K_{ij}^G (y_j^* - y_j) + \frac{d_3}{Pe_G} \frac{d^2 y_i}{dz^2}, \quad i = 1 \dots n-1 \quad (4.77)$$

$$\frac{dx_i}{dz} = \frac{S}{L} \sum_{j=1}^{n-1} K_{ij}^G (y_j^* - y_j) - \frac{d_{\ominus}}{Pe_L} \frac{d^2 x_i}{dz^2} \quad i=1 \dots n-1 \quad (4.78)$$

где y_i , x_i – мольные доли компонента i в паровой и жидкой фазах; n – число компонентов; K_{ij}^G – элемент матрицы объёмных коэффициентов массопередачи; S – площадь поперечного сечения колонны; d_{\ominus} – эквивалентный диаметр насадки; G – мольный расход газа; L – мольный расход жидкости, Pe_G , Pe_L – критерии Пекле для обратного перемешивания в паровой и жидкой фазах.

Система уравнений (4.77), (4.78) должна удовлетворять граничным условиям, заданным для верхнего (H) и нижнего (0) сечений насадки в колонне

$$y_i(0_-) = y_i(0_+) - \frac{d_{\ominus}}{Pe_G} \frac{dy_i(0_+)}{dz}, \quad \frac{dy_i(H)}{dz} = 0 \quad i=1 \dots n-1$$

$$x_i(H_+) = x_i(H_-) + \frac{d_{\ominus}}{Pe_L} \frac{dx_i(H_-)}{dz}, \quad \frac{dx_i(0)}{dz} = 0 \quad i=1 \dots n-1.$$

Для расчета чисел Pe используются экспериментальные данные по обратному перемешиванию (глава 5).

4.7. Матрица коэффициентов массоотдачи*

Для определения матриц коэффициентов массоотдачи в жидкой и паровой фазах ниже рассмотрен следующий подход [31 – 33].

Основной особенностью массопереноса в многокомпонентных смесях является зависимость потока каждого компонента i от градиентов концентраций всех компонентов, что приводит к появлению матрицы коэффициентов многокомпонентной диффузии $[D]$, а также матриц коэффициентов массоотдачи $[\beta]$ и массопередачи $[K]$.

Рассмотрим общую схему получения коэффициентов массоотдачи на основе бинарной двухфазной системы [33]. Будем рассматривать ситуацию, когда основное сопротивление межфазному переносу массы сосредоточено в пограничных слоях со стороны каждой из фаз. Пусть ось Y будет направлена по нормали к поверхности раздела фаз. В этом случае для проекции потока массы

*В работе принимали участие Г.С.Дьяконов, А.И.Разинов, А.В.Клинов

на ось Y в любой точке пограничного слоя каждой из фаз будет справедливо следующее выражение:

$$j_i(y) = -D \frac{dc_i}{dy} - D_T(y) \frac{dc_i}{dy} \quad (4.79)$$

С другой стороны поток массы на границе раздела фаз, то есть при $y=0$, может быть записан в виде:

$$j_i(0) = \beta_i (c_{igr} - c_{i\infty}) \quad (4.80)$$

где c_{igr} , $c_{i\infty}$ – концентрация на границе и в ядре.

Ведем относительный поток массы согласно следующему определению:

$j_i^*(y) = \frac{j_i(y)}{j_i(0)}$. Тогда проведя соответствующую замену в уравнении (4.79),

разделяя переменные, и интегрируя по толщине пограничного слоя, получим:

$$\frac{c_{gr} - c_{i\infty}}{j_i(0)} = \int_0^{\delta} \frac{j_i^*(y) dy}{(D + D_T(y))} \quad (4.81)$$

Сравнивая выражения (4.80) и (4.81) приходим к следующему определению коэффициента массоотдачи:

$$\beta_i = \frac{1}{\int_0^{\delta} \frac{j_i^*(y) dy}{(D + D_T(y))}} \quad (4.82)$$

Выражение (4.82) является достаточно общим, и позволяет рассчитать коэффициенты массоотдачи на основе коэффициентов молекулярной диффузии, а также известного характера изменения коэффициента турбулентной диффузии $D_T(y)$ и относительного диффузионного потока $j_i^*(y)$ в пограничном слое [1,34 – 37]. Для массоотдачи через свободную (подвижную) поверхность контакта фаз в системах газ – жидкость, жидкость – жидкость на сегодняшний день не существует универсальных методов нахождения коэффициентов турбулентной диффузии. Поэтому для определения коэффициента массоотдачи удобно воспользоваться упрощенными моделями.

Наиболее простой является пленочная модель, где предполагается, что

вблизи межфазной поверхности существует тонкая неподвижная или ламинарно движущаяся пленка толщиной δ_{\ominus} , в которой сосредоточено все сопротивление массоотдачи. Таким образом, эта пленка представляет собой диффузионный пограничный слой. Предполагается также неизменность диффузионного потока поперек слоя $j_i^*(y) = 1$. Тогда из (4.82) имеем:

$$\beta_i = \frac{1}{\delta_{\ominus} \int_0^{\delta_{\ominus}} \frac{dy}{D}} = \frac{D}{\delta_{\ominus}} \quad (4.83)$$

Параметром модели является эффективная толщина пленки δ_{\ominus} , которая в рамках самой модели не определяется, что является существенным недостатком. Кроме того, соотношением (4.83) устанавливается линейная связь коэффициентов массоотдачи и молекулярной диффузии, что для многих случаев не подтверждается на практике. Устранить этот недостаток можно предположив зависимость δ_{\ominus} от D . Данная модель является слишком упрощенной и пригодна, в основном, лишь для качественного анализа.

Более реалистичные модели массоотдачи являются известные модели Ландау – Левича, проницания, обновления поверхности. Решения [1,3,6,38 – 40] полученные по этим моделям дают следующую зависимость коэффициента массоотдачи от молекулярной диффузии в жидкой фазе: $\beta \sim D^{1/2}$. Эта зависимость подтверждается многочисленными экспериментальными исследованиями пленочного течения в режиме слабого взаимодействия с газовым потоком. Очевидно, что приведенные выше модели можно распространить и на многокомпонентные смеси.

Проведенный анализ метода получения коэффициентов массоотдачи позволяет выявить одну важную для дальнейшего рассмотрения особенность. Она заключается в том, что при переходе к многокомпонентным системам можно использовать модели массоотдачи, параметры которых идентифицированы по бинарным системам. Таким образом, для определения матрицы коэффициентов массоотдачи необходимо обобщить полученные уравнения на многокомпонентный случай с учетом матрицы коэффициентов молекулярной диффузии [13].

Рассмотрим выражение для потока массы в многокомпонентных система:

$$j_i(y) = - \sum_{j=1}^{n-1} D_{ij} \frac{dc_j}{dy} - D_T(y) \sum_{j=1}^{n-1} a_{ij} \frac{dc_j}{dy}, \quad i = 1, n-1$$

или в матричном виде:

$$\vec{j}(y) = -([D] + D_T(y)[A]) \frac{d\vec{c}}{dy} \quad (4.84)$$

где $[D]$ и $[A]$ – квадратные матрицы размерностью $(n-1) \times (n-1)$; \vec{j} и \vec{c} – вектора размерностью $(n - 1)$. Здесь и далее для обозначения матрицы будут использоваться буквы в квадратных скобках $[]$, для вектора – буквы со стрелочкой \rightarrow .

Следуя методу рассмотренному ранее, введем диагональную матрицу относительных потоков компонентов согласно следующему определению:

$$\vec{j}(y) = [J^*(y)] \vec{j}(0) \quad (4.85)$$

Подставим (4.85) в (4.84), разделим переменные и проинтегрируем по толщине диффузионного пограничного слоя:

$$\left(\int_0^{\delta} [[D] + D_T(y)[A]]^{-1} [J^*(y)] dy \right) \vec{j}(0) = \int_{c_{\infty}}^{c_{\text{Гр}}} d\vec{c}$$

$$\vec{j}(0) = \left(\int_0^{\delta} [[D] + D_T(y)[A]]^{-1} [J^*(y)] dy \right)^{-1} (\vec{c}_{\text{Гр}} - \vec{c}_{\infty})$$

Выражение для потока на границе запишем в виде

$$\vec{j}(0) = [\beta] (\vec{c}_{\text{Гр}} - \vec{c}_{\infty})$$

откуда:

$$[\beta] = \left(\int_0^{\delta} [[D] + D_T(y)[A]]^{-1} [J^*(y)] dy \right)^{-1} \quad (4.86)$$

Для определения матрицы коэффициентов массоотдачи по выражению (4.86) необходимо использовать одну из упрощенных моделей массоотдачи.

Например, для частного случая пленочной модели массоотдачи явный вид матрицы коэффициентов массоотдачи определяется достаточно просто:

$$[\beta] = [D] / \delta_{\ominus}.$$

Анализ работ по применению различных моделей массоотдачи для многокомпонентных смесей показывает, что итоговые соотношения для коэффициентов массоотдачи получаются аналогичными выражениям, полученным для бинарных систем. Так например, в работах [39,40] показано, что модель обновления поверхности приводит в многокомпонентном случае к выражению коэффициента для жидкой фазы:

$$[\beta_L] = A_L \sqrt{[D_L]}. \quad (4.87)$$

Для массоотдачи в газовой фазе при ее турбулентном движении в насадочных слоях на сегодняшний день не существует надежных моделей. Обобщение большого числа экспериментальных данных по бинарным системам показывает, что в этом случае β_G зависит от $D_G^{2/3}$, а критериальное выражение для вычисления коэффициента массоотдачи обычно записывают в следующем известном виде:

$$Nu = c Re^m (Pr)^{1/3}. \quad (4.88)$$

Допуская, по аналогии с жидкой фазой, что для многокомпонентного массопереноса в газовой фазе функциональная зависимость (4.88) не изменится, тогда можно записать:

$$[\beta_G] = A_G [D_G]^{2/3}. \quad (4.89)$$

Коэффициенты в выражениях (4.87), (4.89) зависят от физико – химических свойств систем, гидродинамики в аппарате и характеристик кантатных устройств. В качестве примера ниже рассмотрен подход определения данных коэффициентов для регулярной гофрированной насадки *IRG* (Инжехим) (рис. 4.5). Значения критериев Рейнольдса для регулярной насадки *IRG* (глава 5) при рабочих нагрузках в коллоне, показывают, что режим движение паровой фазы турбулентный, а жидкой лежит в переходной области. Для насадки типа, подобного *IRG*, выражения для многетилей были получены

из эксперимента [41] по массообмену при ректификации бинарной смеси углеводородов. Для массоотдачи в жидкой фазе это следующие соотношения:

$$A_L = 2 \sqrt{\frac{L}{0,9 \times \pi \epsilon_{св} \delta a_v S d_{\ominus} \sin \alpha}}, \quad \delta = \sqrt[3]{\frac{\epsilon_{св} L \mu_L}{S \rho_L g \sin \alpha}},$$

$$d_{\ominus} = \frac{\frac{(bh - 2\delta s)^2}{bh}}{\sqrt{\frac{(bh - 2\delta s)^2}{2h} + \frac{(bh - 2\delta s)^2}{b} + \frac{bh - 2\delta s}{2h}}},$$

где ρ_L – плотность жидкости, μ_L – вязкость жидкости, g – ускорение свободного падения, $\epsilon_{св}$ – свободный объём насадки, a_v – удельная поверхность насадки, α , b , h , s – геометрические параметры насадки, δ – толщина пленки жидкости, м.

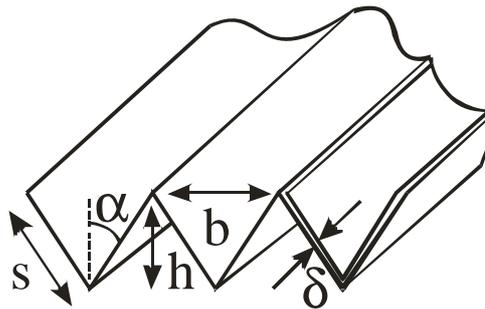


Рис. 4.5. Вид насадки *IRG* (Инжехим)

Для газовой фазы результаты эксперимента [41] были обработаны и найдены параметры уравнения (4.88): $c = 0,057$, $m = 0,75$. Далее, после несложных преобразований, получено значение коэффициента в выражении (4.89):

$$A_G = \frac{0,057 a_v \left(\frac{4G\rho_G}{a_v S \mu_G} \right)^{\frac{3}{4}} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{3}}}{4\epsilon_{св}} \quad (4.92)$$

где ρ_G – плотность газа, μ_G – вязкость газа.

Зная матрицу коэффициентов массоотдачи несложно получить матрицу коэффициентов массопередачи. Запишем потоки на границе раздела двух фаз:

$$j(0) = [\beta_L](\bar{c}_x^{\text{ГР}} - \bar{c}_x^\infty) \quad (4.93)$$

$$\vec{j}(0) = [\beta_G](\bar{c}_y^\infty - \bar{c}_y^{\text{ГР}}) \quad (4.94)$$

Если предположить что на границе раздела концентрации в фазах равны равновесным, то:

$$\bar{c}_y^{\text{ГР}} = [Mr] \bar{c}_x^{\text{ГР}} \quad (4.95)$$

где $[Mr]$ матрица коэффициентов распределения.

Выразим $\bar{c}_x^{\text{ГР}}$ из (4.95), подставим в (4.93), решим уравнения (4.93), (4.94) относительно разности концентраций и сложим, а затем решим относительно потока

$$\bar{c}_x^{\text{ГР}} = [Mr]^{-1} \bar{c}_y^{\text{ГР}}$$

$$[Mr][\beta_L]^{-1} \vec{j}(0) = (\bar{c}_y^{\text{ГР}} - [Mr]\bar{c}_x^\infty)$$

$$[\beta_G]^{-1} \vec{j}(0) = (\bar{c}_y^\infty - \bar{c}_y^{\text{ГР}})$$

$$\left([Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1} \right) \vec{j}(0) = (\bar{c}_y^\infty - [Mr]\bar{c}_x^\infty)$$

$$\vec{j}(0) = \left[[Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1} \right]^{-1} (\bar{c}_y^\infty - \bar{c}_y^*)$$

откуда несложно получить выражение для матрицы коэффициентов массопередачи:

$$[K^G] = \left[[Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1} \right]^{-1} \quad (4.96)$$

В полученных уравнениях $[Mr]$ – матрица коэффициентов распределения определялась:

$$Mr_{ij} = \frac{\alpha_i \left(1 + \sum_{j=1}^{K-1} (\alpha_j - 1)x_j \right) - \alpha_i(\alpha_i - 1)x_i}{\left(1 + \sum_{j=1}^{K-1} (\alpha_j - 1)x_j \right)^2} \quad (i = 1, 2, \dots, K - 1)$$

$$Mr = \frac{\alpha(\alpha - 1)x}{(1 + \sum (\alpha - 1)x)} \quad (i \neq j; i = 1, 2, \dots, K - 1),$$

где α_i – коэффициент относительной летучести компонента i .

Для нерегулярной насадки типа ЗСК (глава 5) коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах найдены по уравнениям полученных на основе модели диффузионного пограничного слоя в работах [1,36]. Выполним аналогичную замену коэффициентов бинарной диффузии на матрицу коэффициентов многокомпонентной диффузии.

Уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе получит вид:

$$[\beta_G] = 0,013 \frac{\left(\varepsilon_{G-L} \frac{v_G}{\rho_G} \right)^{0,25} [D_G]^{2/3}}{v_G^{2/3} q^{0,4}}, \quad (4.97)$$

$$q = \frac{L}{(S_k \rho_L)},$$

где ε_{G-L} – диссипация энергии, Вт/м³; q – удельная плотность орошения, м³/(м² с); v_G – коэффициент кинематический вязкости газа, м²/с; L – массовый расход жидкости в колонне кг/с, S_k – площадь поперечного сечения колонны.

По определению средняя диссипация энергии газового потока ε_{G-L} в слое насадки равна:

$$\varepsilon_{G-L} = \frac{\Delta P'_{G-L} W}{\varepsilon_{св} - \delta_L}, \quad \delta_L = \delta_{Lст} + \delta_{Lд}, \quad (4.98)$$

где δ_L – количество удерживаемой жидкости в насадке, м³/м³; $\delta_{Lст}$, $\delta_{Lд}$ – статическая и динамическая составляющие удерживающей способности насадки, соответственно; $\Delta P'_{G-L}$ – составляющая перепада давления $\Delta P'_{ор}$ в

орошаемой насадке высотой 1 метр, вызванная наличием жидкой фазы. В случае, когда коэффициент смачиваемости поверхности $\Psi_M < 1$, что имеет место при пленочном режиме работы, справедливо приближенное соотношение

$$\Delta P'_{G-L} = \Delta P'_{ор} - \Delta P'_{сух} (1 - \Psi_M), \quad (4.99)$$

где Ψ_M – коэффициент смачиваемости, выражающий отношение поверхности, смоченной жидкостью, к геометрической поверхности насадки [42]

$$\Psi_M = 1 - \exp(-0,16 Re_L^{0,4}), \quad (4.100)$$

$$Re_L = \frac{4q\rho_L}{a_v\mu_L},$$

где Re_L – критерий Рейнольдса для жидкости, a_v – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе при пленочном течении на нерегулярной насадке запишется в форме [1,36]:

$$[\beta_L] = 0,93 \sqrt{\frac{q a_v \Psi_M}{\pi \varepsilon_{св} \delta_{Lд}}} [D]^{1/2}, \quad (4.101)$$

где $\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем насадки; $\delta_{Lд}$ – динамическая задержка жидкости.

Для известных типов насадок коэффициенты массоотдачи можно найти по критериальным уравнениям [10,13,42].

Из решения системы уравнений диффузионной модели (4.77) – (4.78) находятся поля концентрации компонентов многокомпонентной смеси в паровой и жидкой фазах по высоте насадочной колонны. При известных полях концентрации и условий равновесия можно найти число теоретических тарелок и высоту эквивалентную теоретической тарелки (ВЭТТ) для заданного типа насадки и режимных параметров работы колонны.

Следует отметить, что нефтегазовая смесь состоит из более сотни различных компонентов. Поэтому в расчетах она разбивалась на фракции отличающиеся по температурам кипения на 10° . Расчет выполняется для 25 – 30 основных фракций. Но даже в такой постановке операции с матрицами достаточно сложны и занимают много машинного времени. Поэтому основной целью представленного выше алгоритма является расчет профилей концентраций и определение высоты слоя насадки обеспечивающей требуемую

степень разделения. Кроме того, эти данные позволяют определить ВЭТС для выбранной насадки и заданного режима работы колонны. При известном значении ВЭТС новой насадки быстрый дальнейший расчет колонн можно выполнять на основе использования известного потарелочного расчета (по теоретическим тарелкам) (раздел 4.8).

Результаты расчетов приведены в следующих главах.

Сравнение данных расчета с промышленными экспериментами позволяет сделать вывод, что полученная модель адекватно описывает процесс ректификации нефтегазоконденсатных смесей в насадочных колоннах, позволяет выявить особенности многокомпонентного массопереноса, и учесть их при проектировании и модернизации колонных аппаратов.

4.8. Алгоритм потарелочного расчета сложной колонны

Для определения числа теоретических тарелок в ректификационных колоннах ниже рассмотрен алгоритм (рис. 4.6) с уравнениями математической модели потарелочного расчета, построенными на основе законов сохранения массы и тепла в интегральной форме [43 – 44].

Известно, что непрерывная углеводородная смесь ведет себя как идеальный раствор, так как входящие в ее состав азеотропообразующие компоненты не оказывают сильного влияния на летучесть получаемых фракций. В связи с чем, процессы перегонки и ректификации непрерывных смесей рассчитывают, используя законы идеальных растворов.

Другое известное допущение, применяемое в расчетах, заключается в использовании дифференциального метода представлении состава непрерывной смеси. Исходная многокомпонентная смесь представлена в виде дискретного ряда узких углеводородных фракций с определенными температурами кипения. На каждой тарелке рассматриваются два граничных условных компонента со средней температурой кипения фракции. Обычно число фракций составляет 25 – 30.

Исходными данными для расчета являются: число реальных тарелок в колонне n ; номер тарелки ввода питания n_f ; номер тарелки бокового отбора; номер тарелки циркуляционного орошения $n_{ц1}$; фракционный состав, расход и температура питания; доля отбора от мольного расхода питания: дистиллята β_D ; бокового отбора β_{p1} ; давление верха колонны P_B ; конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_{ц}$.

Задается первое приближение эффективности в колонне E_{MG} .
Определяется число теоретических тарелок:

$$N = nE_{MG} ,$$

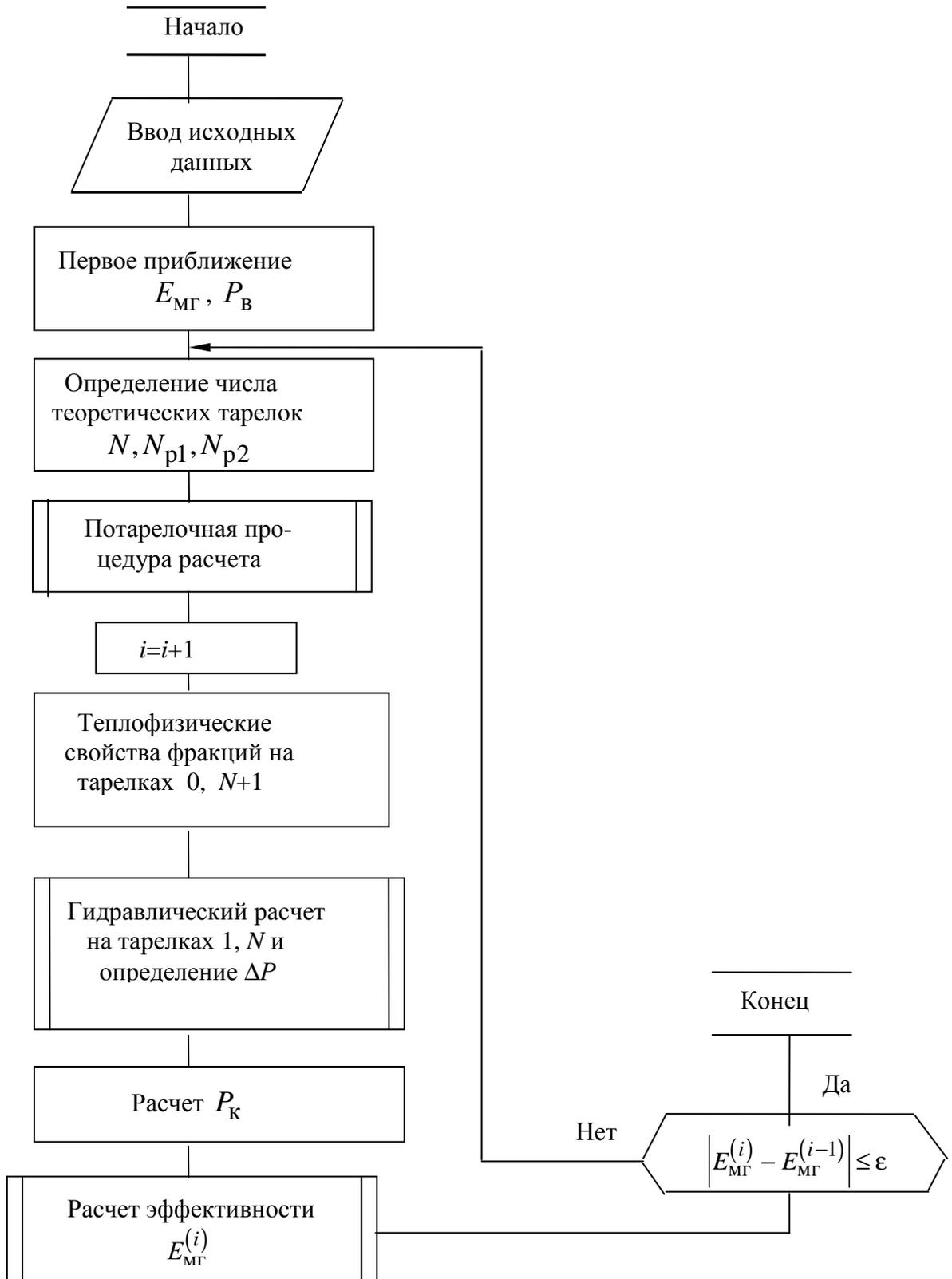


Рис. 4.6. Блок схема алгоритма моделирования колонны

находится номер тарелки питания

$$N_f = n_f E_{\text{MГ}},$$

номер тарелки бокового отбора

$$N_{\text{p1}} = n_{\text{p1}} E_{\text{MГ}},$$

номер тарелки циркуляционного орошения

$$N_{ц1} = n_{ц1} E_{МГ},$$

В результате потарелочной процедуры расчета определяются концентрации компонентов и температур на теоретических тарелках колонны; потоки пара и жидкости на тарелках; расходы продуктов разделения.

Для тарелок этих колонн по рассчитанным составам и температурам находятся теплофизические константы фракций в паре и жидкости.

Гидравлический расчет на тарелках и в слое насадки позволяет определить сопротивление орошаемой колонны и давление куба колонны P_K .

По полученным данным производится расчет значения эффективности $E_{МГ}$.

Критерием окончания моделирования является выполнение условия:

$$\left[E_{МГ}^{(i)} - E_{МГ}^{(i-1)} \right] \leq \varepsilon,$$

где ε – требуемая точность расчета.

В результате находятся составы и расходы продуктов разделения, давление куба колонны.

В основу использованного алгоритма потарелочного расчета процесса многокомпонентной ректификации положена методика Тиле и Геддеса, способ независимого определения концентраций и концепция "теоретической тарелки"[43].

Исходные параметры для расчета:

- количество F и фракционный состав исходной смеси $x_{f,i}$ ($i=1,2,\dots,m$), где m – число узких фракций нефти;
- число теоретических тарелок N , номер тарелки питания N_f , номер тарелки бокового отбора: N_{p1} ;
- номер тарелки $N_{ц1}$, конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_{ц}$;
- флегмовое число R ;
- давление верха и куба колонны;

В результате расчета, то есть решения системы уравнений материального и теплового баланса находятся расходы и фракционные составы продуктов разделения, отбираемых из вакуумной колонны.

При моделировании были приняты следующие допущения:

1. В качестве структуры потока жидкости на тарелке принято идеальное перемешивание.
2. Пар движется по колонне в режиме идеального вытеснения.

3. Пар покидает тарелку с концентрацией, равновесной по отношению к жидкости на этой тарелке, то есть используется концепция "теоретической тарелки".

Ниже приведены уравнения математической модели процесса в соответствии с принятыми допущениями:

– покомпонентный баланс для дефлегматора

$$\left. \begin{aligned} v_{1,i} &= \left(\frac{L_0}{D} \right) d_i + d_i \\ l_{1,i} &= \frac{L_1}{K_{1,i} V_i} v_{1,i} \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (4.102)$$

– верх колонны до отбора фракции 180 – 340 °С :

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= 2, 3, \dots, N_{p1} + 2 \end{aligned} \quad (4.103)$$

– для секции колонны К – 1 от отбора фракции 180 – 340 °С до тарелки питания:

$$w_{1,i}^* = \frac{W_1^*}{L_{Np2}} l_{Np1,i} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (4.104)$$

$$\left. \begin{aligned} v_{Np1+2,i} &= l_{Np1+1,i} + d_i + w_{1,i}^* \\ l_{Np1+2,i} &= \frac{L_{Np1+2}}{K_{Np1+2,i}} v_{Np1+2,i} \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (4.105)$$

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i + w_{1,i}^* \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N_{p2} + 2, N_{p2} + 3, \dots, \\ &N_f - 1 \end{aligned} \quad (4.106)$$

– уравнения покомпонентного баланса для тарелок укрепляющей секции колонны:

$$\left. \begin{aligned} l_{j,i} &= \frac{K_{N+1,i} V_{N+1}}{B} b_i + b_i \\ \bar{v}_{N,i} &= \frac{K_{N,j} V_N}{L_N} l_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad i=1,2,\dots,m \quad (4.107)$$

$$\left. \begin{aligned} l_{j-1,i} &= v_{j,i} + b_i \\ \bar{v}_{j-1,i} &= \frac{K_{j-1,j} V_{j-1}}{L_{j-1}} l_{j-1,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N-1, N-2, \dots, N_f-1 \end{aligned} \quad (4.108)$$

где $v_{j,i}$, $l_{j,i}$ – поток i – й фракции в паре и жидкости на j – й тарелке; L_i – поток жидкости, поднимающейся с j – й тарелки; V_i – поток пара, поднимающейся с j – й тарелки; $K_{j,i}$ – константа равновесия для I – й фракции на j – й тарелке; D , d_i , B , b_i , – общие и покомпонентные расходы дистиллята и кубового продукта; W_1^* , $w_{1,i}^*$, – общие и покомпонентные расходы бокового отбора колонны.

Общие потоки пара V_i и жидкости L_i определяются из теплового баланса ступеней разделения и колонны.

Для этого рассчитывается количество тепла, отбираемое в воздушных конденсаторах-холодильниках:

$$Q_{\text{охл}} = (L_0 + D) \Delta H_{v0} + (L_0 + D)(h_{0\text{н}} - h_{0\text{к}}), \quad (4.109)$$

где $h_{0\text{н}}$, $h_{0\text{к}}$ – энтальпия жидкой фазы при температуре конденсации и температуре смеси на выходе из конденсатора-холодильника $t_{\text{фл,к}}$; ΔH_{v0} – удельное тепло конденсации смеси: $\Delta H_{v0} = H_1 - H_{0\text{н}}$.

Для укрепляющей части колонны определяются мольные потоки пара и жидкости:

$$\left. \begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + Dh_{0,\text{к}} - DH_j}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned} \right\} \quad j=1,2,\dots,N_{\text{р1}}+1 \quad (4.110)$$

$$Q_{\text{ц.о.}} = L_{\text{ц.о.}}(h_{\text{ц.о.}} - h_{\text{ц.к.}})$$

если $j \geq N_{\text{ц1}}$, то

$$\left. \begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + Dh_{\text{о.к.}} + Q_{\text{ц.о.}} + DH_j}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned} \right\} j = 1, 2, \dots, N_{\text{пл}} + 1 \quad (4.111)$$

где H_j, h_j – энтальпия пара и жидкости с j -й тарелки.

Рассчитывается тепло, поступающее в колонну горячей струей из печи:

$$Q_R = W_1^* h_{\text{пл}} + Dh_{\text{о.к.}} + Q_{\text{охл}} + Bh_{N+1} + Q_{\text{ц.о.}} - Fh_F, \quad (4.112)$$

где h_F – энтальпия исходной смеси, поступающей в $K - 1$.

Расход жидкости и пара в нижней секции колонны и для тарелки питания определяются по формулам:

$$\left. \begin{aligned} V_j &= \frac{B(h_{j-1} - h_{N+1}) + Q_R}{H_j - h_{j-1}} \\ L_{j-1} &= V_j + L_{N+1} \end{aligned} \right\} j = N + 1, N, \dots, N_f + 1 \quad (4.113)$$

$$V_{N_f} = \frac{B(h_{N_f-1} - h_{N+1}) + L_F h_F - L_F h_{N_f-1} + Q_R}{H_{N_f} - h_{N_f-1}}. \quad (4.114)$$

Фазовое равновесие описывается уравнением Дальтона – Рауля:

$$y_{j,i}^* = K_{j,i} x_{j,i}. \quad (4.115)$$

Константы фазового равновесия компонентов $K_{j,i}$ определяются как отношение давления насыщенных паров компонентов $P_{i,j}^*$ к общему давлению на тарелке P_j :

$$K_{j,i} = \frac{P_{j,i}^*}{P_j}, \quad (4.116)$$

где $P_{i,j}^*$ – находится по формуле Ашворта или Максвелла.

Литература к четвертой главе

1. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во Казанского университета, 1993.
2. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань: "Печатный двор", 2002.
3. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Модель массоотдачи в барботажном слое контактного устройства на основе концепции активного (входного) участка // Теоретические основы химической технологии. 1991. Т. 25. № 6. С.783-795.
4. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Определение эффективности массообменных устройств на основе сопряженного физического и математического моделирования // Теоретические основы химической технологии. 1992. Т. 26. № 1. С.33-42.
5. 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.
6. Jakobsen H.A. Sannaes B.H., Grecskott S., Svendsen H.F. Modeling of vertical bubble-driven flows // Ind. Chem. Res. 1997. 36. P.4052-4074.
7. 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.
8. Sato Y., Sekoguchi K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow // Int. J. Multiphase Flow. 1975. v.2. P.79.
9. Hewitt G.F. et al., Multiphase science and technology // Washington-N.J.-London, Hemisphere Publishing Corporation.. 1987.
10. Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования. М.: Химия, 1980.
11. Taylor R., Krishna R. Multicomponent mass transfer. New York, Wiley, 1993.
12. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Данилов В.А. Определение объемных коэффициентов массоотдачи на прямоточных клапанных тарелках по математической модели // Химическая пром-сть. 1991. №8. С.499-501.
13. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1975.
14. Кениг Е.Я. Исследование кинетики массо-и теплопереноса при разделении многокомпонентных смесей // Теоретические основы химической технологии. 1994. Т. 28. № 3. С.223-242.

15. Дьяконов С.Г., Разинов А.И. //Журн.техн.физики. 1980. Т.50. №9. С.1948.
16. Krishna R., Taylor R. Multicomponent mass transfer: theory and applications // In: N.P.Cheremisinoff (ed.). Handbook of and Mass Transfer. V. II. Houston: Gulf Publ. Company Book Division. 1986. P. 259.
17. Слеттери Дж. Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах. М.: Мир, 1978.
18. Шейдеггер А.Э. Физика течения через пористые среды. М.: Гостехиздат, 1960.
19. Ergun S. Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr. 1952. V.48. №42. P.89.
20. Vortmeyer D., Shuster J. Evaluation of Steady Flow Profils in Retangular and Circular Packed Beds by a Varionational Method // Chem. Eng. Sci. 1983. V.38. №10. P.1691.
21. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. Новосибирск: Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1984.
22. Штерн П.Г., Руденчик Е.А., Турунтаев С.В. и др. Изотермическое осесимметричное течение несжимаемой жидкости в контактных аппаратах радиального типа // Инж.-физ. журнал. 1989. Т. 56. №4. С. 555.
23. Иоффе И.И., Письмен Л.М. Инженерная химия гетерогенного катализа. М.: Химия, 1965.
24. Штерн П.Г., Руденчик Е.А., Лукьяненко И.С. и др. Процессы переноса в зернистом слое // Теоретические основы химической технологии. 1997. Т. 31. №4. С. 428-433.
25. Лаптев А.Г., Данилов В.А. Моделирование процесса хемосорбции в насадочной колонне // Химическая промышленность. 1998. № 1. С. 23-26.
26. Ясавеев Х.Н., Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Данилов В.А. Определение ВЭТТ для насадочных колонн вариационным методом // Сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.» Казань. 1998. С. 10-17.
27. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Данилов В.А., Фарахов М.И. Вариационный метод определения ВЭТТ для насадочных колонн при проведении процесса ректификации в нефтепереработке // Деп. в ВИНТИ №2870-Б98. 1998. С.20.
28. Дьяконов Г.С., Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г. Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата // Газовая промышленность. 1998. № 10. С. 20-22.
29. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. Казань: Изд-во «Печатный двор», 2003.
30. Ясавеев Х.Н. Расчет высоты насадочной части колонны стабилизации газового конденсата // Вестник Казанского гос. технологического университета. 2003. №1. С.180-186

31. Дьяконов Г.С., Ясавеев Х.Н., Клинов А.В., Никешин В.В. Метод расчета матрицы коэффициентов диффузии в многокомпонентных жидких смесях // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2001. С.108-120.
32. Дьяконов Г.С., Ясавеев Х.Н., Клинов А.В., Никешин В.В. 3-х мерное математическое моделирование многокомпонентного массопереноса в насадочных колоннах // XVII Менделеевский съезд по общей и прикладной химии. Казань. 21-26 сентября. 2003. Т.3. С.126.
33. Ясавеев Х.Н., Разинов А.И., Клинов А.В., Никешин В.В. Моделирование многокомпонентного массопереноса при ректификации в насадочных колоннах на основе потенциалов межмолекулярного взаимодействия // Вестник Казанского гос. технологического университета. 2002. №1-2. С.382-388.
34. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.:Физматгиз, 1959
35. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике.-3-е изд. М.: Наука,1987.
36. Лаптев А.Г. Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах: Дис. ...д-ра. техн. наук. Казань:, КГТУ, 1995.
37. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Механика сплошных сред. М.:Гостехтеориздат, 1954.
38. Кишиневский М.Х., Корниенко Т.С., Парменов В.А. Экспериментальное исследование закона затухания турбулентных пульсаций у твердой стенки // Теор. основы хим. технол. 1970. Т4. №4. С.489-495
39. Deissler R. Analysis of turbulent heat transfer, mass transfer and friction in smooth tubes at high Prandtl and Schmidt numbers. NASA Rep. 1959.
40. Холпанов Л.П., Шкадов В.Я. Гидродинамика и теплообмен с поверхностью раздела. М.: Наука, 1990.
41. Olujić Z., Kamerbeek A.B., J. de Graauw A corrugation geometry based model for efficiency of structured distillation packing. // Chemical Engineering and Processing. 1999. 38. P.683-695
42. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.
43. Холланд Ч.Д. Многокомпонентная ректификация. М.: Химия, 1960.
44. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке М.: Химия, 1981.

ГЛАВА 5

ИССЛЕДОВАНИЕ НОВЫХ НАСАДОК «ИНЖЕХИМ»

В данной главе рассматриваются основные тенденции конструирования насадочных элементов и дается описание новых неупорядоченной и упорядоченной насадок. Приводится схема экспериментальной установки для исследования гидравлических характеристик насадок и структуры потока жидкой фазы. Дана методика проведения исследований, а также приводятся уравнения для расчета гидравлических характеристик, обобщающие результаты экспериментов для новых насадочных элементов «Инжехим».

5.1. Описание новой нерегулярной насадки

В последние годы в практике отечественных и зарубежных предприятий сложилась устойчивая тенденция к замене устаревших контактных элементов (барботажных тарелок, насадок и так далее) на модернизированные или вновь разработанные виды насадок, обладающих более широким интервалом устойчивой работы и большей эффективностью [1 – 21].

При создании насадок новых типов ставятся следующие цели: во-первых, увеличение эффективности массообменного процесса, во – вторых, расширение интервала устойчивой работы аппарата (как по нижнему, так и по верхнему пределам). Для достижения указанных целей насадки должны удовлетворять определенным технологическим требованиям:

- высокая эффективность (то есть по возможности более низкое значение ВЭТТ, более высокие значения коэффициентов массопередачи и степени извлечения);
- небольшое обратное перемешивание;
- низкое гидравлическое сопротивление;
- высокая пропускная способность;
- малая удерживающая способность;
- простота монтажа в колонну.

Кроме того, одними из важнейших требований являются простота технологии и доступность изготовления насадок, коррозионная стойкость, низкая материалоемкость. Часто трудности изготовления вынуждают отказаться от насадки, несмотря на все ее положительные качества. Насадка, обладающая достаточно хорошими технологическими характеристиками, может быть рекомендована для широкого использования, если разработана технология ее массового производства. Поэтому при выборе насадки особое внимание уделяется технологичности ее производства.

Одним из существенных ограничений в широком внедрении зарубежных насадок является высокая стоимость. Поэтому в данной главе рассмотрены новые отечественные насадки для реконструкции ректификационных колонн.

Известны различные конструкции насадок для массообменных аппаратов, как насыпного, нерегулярного типа, так и регулярно укладываемая насадка. В этих конструкциях основной задачей становится увеличение эффективности массообменных процессов.

Для решения этой задачи некоторые авторы предлагают выполнить насадку в виде тонкостенных цилиндров с прорезями для упрощения укладки с образованием многослойной структуры с фиксированными щелевыми зазорами [22].

В другой конструкции насадка в виде тела вращения снабжена радиальными стержнями, преимущественно спиральными, установленными в отверстиях насадки [23].

Другие авторы предлагают насыпные насадки выполнить в виде полых тел с различными конструктивными элементами, увеличивающими турбулизацию потока, например, лепестков, отогнутых на смежных концах на встречу друг другу с образованием арки [24], или элементов, выполненных с гофрами и имеющих определенное соотношение размеров [25]. Однако, эти конструкции не обеспечивают высокой эффективности массообмена, особенно при значительном изменении нагрузок по фазам, сложны в изготовлении и эксплуатации.

Наиболее близкой по технической сущности к рассмотренной ниже конструкции является насадка для ректификационных и абсорбционных колонн по [26]. Эта насадка выполнена в виде тела вращения, поверхность которого образована расположенными одна против другой полосами листового материала, причем полоса состоит из двух частей, ориентированных в противоположные стороны, а между смежными полосами имеется зазор. Вдоль тела вращения имеются ребра. Такая конструкция по мнению авторов, может повысить эффективность массопередачи за счет обеспечения большей поверхности контакта и усиления турбулизации фаз.

Однако, предлагаемая насадка не обеспечивает достаточную эффективность массообмена, особенно при существенном изменении нагрузок по фазам, так как работает в пленочном режиме и при увеличении удельной нагрузки по жидкой фазе возникает возможность «захлебывания» колонны. Кроме того, движение газовой фазы вдоль оси насадки не сопровождается значительным изменением траектории, что не способствует интенсификации массообмена в газовой фазе. Эта насадка достаточно трудоемка в изготовлении. ИВЦ «Инжехим» разработана насадка выполненная в виде полого вращательного тела, поверхность которого образована расположенными одна

против другой выгнутых наружу полосами листового материала, представляющими собой фрагменты поверхностей конусов, вершины которых направлены к ближайшему для данной полосы торцу [27]. Вдоль образующей поверхности выполнены ребра, а также гофры треугольной формы, позволяющие сформировать коническую поверхность из листовых полос. Кроме того, кромки полос и ребер могут иметь зубчатые края.

Такое конструктивное выполнение насадки способствует при заполнении ею аппарата достичь высокого свободного объема за счет максимального исключения взаимного проникновения элементов и предотвращения плотного прилегания отдельных участков друг к другу с соответствующим блокированием части поверхности насадки. Это дает при работе аппарата значительно повысить эффективность массообменных процессов за счет постоянного обновления поверхности фаз, создания турбулизированного газового потока внутри каждого элемента насадки, что обеспечивает снижение диффузионного сопротивления газовой фазы. Все это позволяет расширить диапазон эффективной работы полезной модели при изменении нагрузок по фазам. Кроме того, насадка технологична в изготовлении и имеет низкую стоимость.

На рис. 5.1 показана предлагаемая насадка, вид с торца, на рис. 5.2 – сечение по А – А, на рис. 5.3 – исходная для штамповки заготовка, на рис. 5.4 представлена аксонометрическая проекция.

Насадка выполнена в виде полого тела бочкообразной формы, поверхность которого образована выгнутыми наружу полосами листового материала 1 и 2, выполненных в виде фрагментов боковых поверхностей конусов, вершины 3 которых направлены в сторону ближайших торцов цилиндра 4 и 5. Вдоль боковых поверхностей элементов выполнены ребра 6, а на самих полосах 1 и 2 имеются гофры треугольной формы 7, позволяющие сформировать коническую форму полос. Края кромок полос и ребер могут быть гладкими и зубчатыми.

При нерегулярной укладке насадки за счет предлагаемой конструкции достигается высокий свободный объем, так как коническая форма ребер и уменьшение диаметра к наружным торцам элементов насадки предотвращает их взаимное проникновение с нежелательным «блокированием» полезной поверхности, а бочкообразная форма способствует равномерному распределению насадки по объему аппарата.

Насадка работает следующим образом: газ, двигаясь по аппарату снизу вверх проходит через слой насадки и контактирует с жидкостью, стекающей по насадке в виде пленки, отдельных струй и капель.

При прохождении вдоль ребер боковой поверхности насадки поток газовой фазы растекается и направляется внутрь элемента насадки. Коническая форма ребер элементов насадки и изменение их диаметра за счет его бочкообразной

формы способствует пересечению образующихся при этом газовых струй всего внутреннего объема элемента. Образующиеся при этом струи резко меняют свою траекторию и скорость, сталкиваются между собой, за счет чего достигается дополнительная турбулизация потока газа.

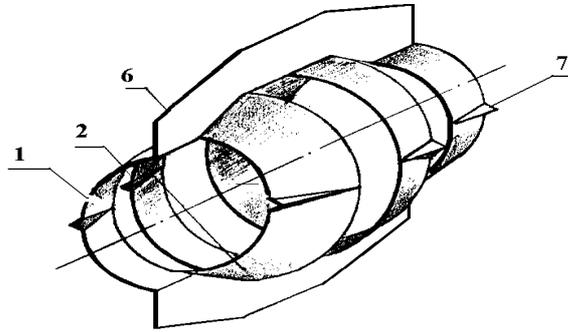


Рис. 5.1. Общий вид элемента [27].

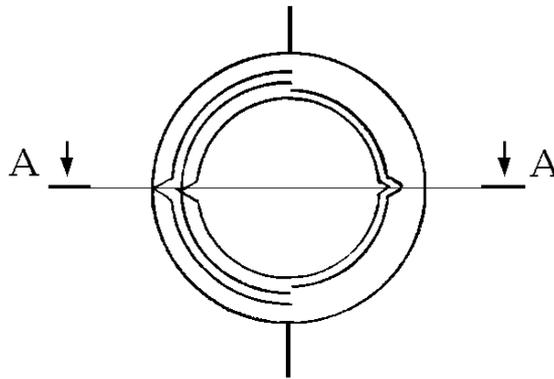


Рис. 5.2. Вид с торца.

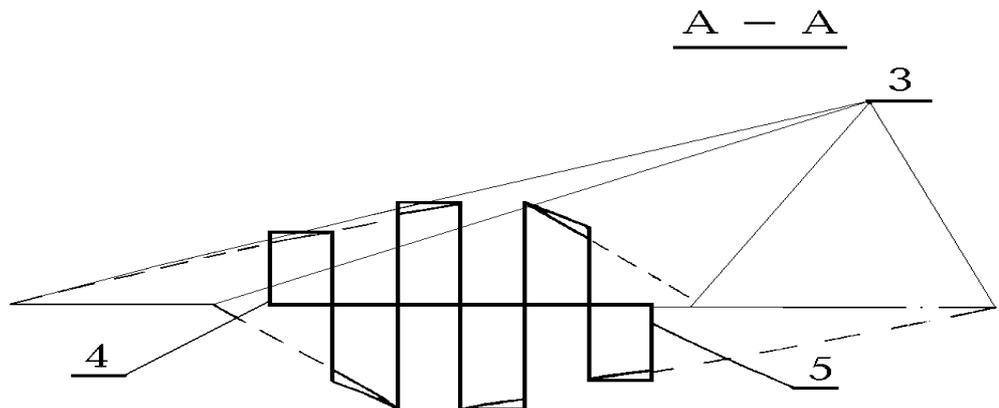


Рис. 5.3. Исходная для штамповки заготовка.

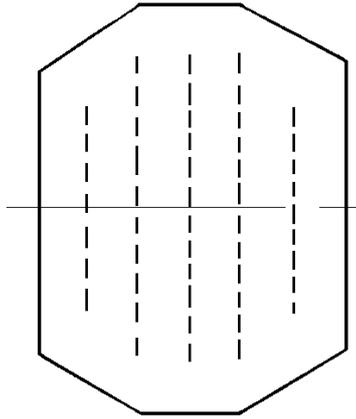


Рис. 5.4. Аксонометрическая проекция элемента.

Жидкость подается на слой насадки сверху. Она стекает по боковой поверхности полос 1 и 2 в виде пленки. Достигая кромок полос и ребер жидкая фаза формируется в виде струй и капель и встречается с турбулизированными струями газовой фазы. При этом происходит постоянное обновление поверхности контакта фаз, увеличивается эффективность процесса массообмена.

При работе насадки в условиях высоких удельных нагрузок по жидкости щели между полосами 1 и 2 будут периодически перекрываться пленкой жидкости. При этом образуется дополнительная двухсторонняя поверхность контакта фаз, что обеспечивает эффективность массообмена, а большой свободный объем насадки препятствует «захлебыванию».

При работе в условиях относительно низких удельных нагрузок по жидкой фазе жидкость будет распределяться по всему объему аппарата в виде капель и струй, формируемых в щелях и на зубцах кромок полос и ребер. При этом образуется большая межфазная поверхность и достигается равномерное распределение жидкости по поперечному слою сечения насадки.

В условиях средних значений удельных нагрузок происходит периодическое чередование процессов растекания пленки жидкости по боковой поверхности насадки на полосах 1 и 2, ребер 6 с последующим образованием струй и капель жидкости в щелях, на зубцах кромок ребер и полос с постоянным обновлением поверхности контакта фаз, что приводит к увеличению эффективности работы насадки.

Таким образом, насадка работает эффективно при любых удельных нагрузках по фазам, то есть она имеет расширенный диапазон эффективной работы.

Предлагаемая полезная модель насадочных элементов позволяет изготовить ее методом штамповки из листового материала, что снижает себестоимость ее изготовления.

Формула полезной модели записана в виде [27]:

1. Насадка для тепло – и массообменных аппаратов выполнена в виде полого тела вращения, с расположенными одна против другой выгнутыми наружу полосами листового материала с зазором между смежными полосами и ребрами вдоль образующей, отличающейся тем, что с целью повышения эффективности тепло – и массообмена за счет турбулизации взаимодействующих фаз полосы выполнены в виде фрагментов боковых поверхностей конусов, вершины которых направлены к ближайшему для соответствующей полосы торцу насадки, а диаметр насадки уменьшается от ее середины к торцу.

Размеры насадочных элементов 25 – 45 мм, удельный свободный объем 0,9 – 0,95, удельная поверхность 150 – 250 м²/м³. Конструктивные характеристики насадки выбираются для каждой колонны в зависимости от условий проведения процесса.

5.2. Регулярная насадка *IRG* (Инжехим)

Существуют различные конструкции регулярных насадок для массообменных аппаратов. Известна регулярная насадка, содержащая текстурированный гофрированный листовый материал, отличающаяся тем, что листовый материал имеет острые углы в гофрах, а отношение разности толщин обработанного листа в углах к разности толщин обработанного листа между углами превышает 0,6 и отношение удвоенного радиуса листа к высоте гофра менее 0,75 [28]. Недостатком данной насадки является сложность технологии ее изготовления, которая должна обеспечивать соблюдение вышеуказанного соотношения толщин листа в разных его сечениях.

Кроме того, уменьшенная толщина листа на вершинах гофров при работе насадки с коррозионными средами будет ограничивать ее срок службы.

В другой конструкции насадка выполнена в виде блока, содержащего парные параллельные пластины с гофрами, расположенными под углом друг к другу в соседних пластинах [29]. В пластинах выполнены отверстия, расположенные в местах пересечения гофров. В отверстия вставлены вершины гофров соседней пластины, которые выступают за пределы противоположной стороны первой пластины. В пропущенных через отверстия первой пластины вершинах гофров второй пластины выполнены дополнительные отверстия для перехода части жидкости с одной стороны пластин на другую.

Места пересечения гофров в пакетах регулярных насадок, расположенные один под другим могут образовывать «гидравлический» канал для вертикальной струи жидкости, когда жидкость не растекается равномерно по всей поверхности насадки, а свертывается за счет сил поверхностного натяжения в «жгут», что снижает эффективную поверхность массообмена. Данная конструкция насадки создает еще более благоприятные условия для формирования локальных вертикальных струй жидкости за счет увеличения зоны пересечения гофров, что может отрицательно сказываться на эффективности насадки, особенно при работе насадочной колонны в условиях низкой нагрузки по жидкой фазе.

Наиболее близкой по технической сущности к предлагаемой конструкции является регулярная насадка, содержащая несколько расположенных рядом один с другим листов с гофрами, образующих каналы для прохода газовой фазы и контактирования ее с жидкой фазой. При этом по меньшей мере на одной стороне каналов и листов выполнены продольные выступы [30].

Такая конструкция, по мнению авторов, может повысить эффективность массопередачи за счет турбулизации поднимающейся паровой фазы и снижения градиентов концентрации, направленных перпендикулярно к поверхности выступов. Однако неорганизованный, с точки зрения распределения жидкой фазы, характер расположения выступов не обеспечивает равномерный профиль орошения насадки в поперечном сечении колонны.

В основу полезной модели поставлена задача создания конструкции регулярной насадки, обеспечивающей высокую эффективность массообмена за счет максимального снижения неравномерности распределения жидкой фазы в поперечном сечении насадочного аппарата.

Решена техническая задача по конструкции регулярной насадки, содержащей уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров в соседних листах, с выполненными на поверхности листов выступами, причем выступы расположены горизонтальными рядами, при этом расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами. Конструкция регулярной насадки показана на рис. 5.5 и 5.6.[31].

Новая упорядоченная насадка названа *IRG (Ingechim Regular Gofr)*, что означает регулярная гофрированная насадка ИВЦ «Инжехим» (рис. 5.5).

Насадка выполнена из листа, имеющего параллельные гофры с вершинами. На боковых поверхностях гофров выполнены горизонтальные ряды выступов. Причем расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами выступов.



а)



б)

Рис. 5.5. Общий вид элементов насадки:
а) вид сверху; б) вид спереди



Рис. 5.6. Элементы пластин насадки



Рис. 5.7. Пакет пластин насадки

Насадка представляет собой пакет установленных вертикально гофрированных металлических пластин. Гофры пластин расположены под углом к горизонту. Пакет составляется таким образом, что гофры соседних пластин расположены перекрестно (рис. 5.6). На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей. Пакет регулярной насадки показан на рис. 5.7.

Такое конструктивное исполнение позволяет достичь высокого свободного объема насадки в аппарате за счет исключения взаимного проникновения насадки и равномерного распределения поверхности по сечению аппарата.

Для выбора высоты элементов шероховатости использовались известные исследования ряда авторов [32 – 37]. Установлено, что если высота выступов небольшая, то есть они утоплены в вязком подслое, то коэффициент массоотдачи меньше на 10 – 15 %, чем для гладких поверхностей. Если высота выступов приблизительно равна толщине вязкого подслоя, то коэффициент массоотдачи сравним с коэффициентом массоотдачи для гладкой поверхности. Для увеличения интенсивности массоотдачи по сравнению с гладкой поверхностью необходимо, чтобы высота выступов была в 5 – 10 раз больше толщины вязкого подслоя, то есть $h=5 \div 10\delta_1$.

Для оценки высоты шероховатостей на поверхности насадки сделаны следующие расчеты. Как известно из теории пограничного слоя безразмерная толщина вязкого подслоя равна

$$\frac{u_* \cdot \delta_1}{\nu} = 11,6 \quad (5.1)$$

где u_* – динамическая скорость, м/с; δ_1 – толщина вязкого подслоя, м; ν – кинематическая вязкость, м²/с.

Отсюда:

$$\delta_1 = 11,6\nu / u_* \quad (5.2)$$

Динамическая скорость при пленочном течении найдена из выражения для касательного напряжения на стенке

$$\tau = \rho g \delta_{\text{пл}} = u_*^2 \rho, \quad (5.3)$$

где τ – касательная напряжения, g – ускорение свободного падения, м/с^2 ; $\delta_{\text{пл}}$ – толщина пленки, м ; ρ – плотность жидкости, кг/м^3 .
Отсюда следует:

$$u_* = \sqrt{g \cdot \delta_{\text{пл}}} . \quad (5.4)$$

Среднюю толщину пленки на поверхности насадки определили исходя из задержки жидкости $\epsilon_{\text{ж}}$ ($\text{м}^3/\text{м}^3$). Задержка жидкости в регулярной насадке находится в пределах [38] $\epsilon_{\text{ж}} \approx 0,05 \div 0,08$. Принято за среднюю $\epsilon_{\text{ж}} = 0,065$, что хорошо подтверждается экспериментальными исследованиями.

Толщина пленки составит:

$$\delta_{\text{пл}} = \epsilon_{\text{ж}} / a_v , \quad (5.5)$$

где a_v – удельная поверхность разрабатываемой насадки; $\delta_{\text{пл}} = 0,065/162 = 4 \times 10^{-4} \text{м}$.

Из формулы (5.4) найдем $u_* = 0,0626 \text{ м/с}$. Для воды ($t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$) толщина вязкого подслоя составит (5.2) $\delta_1 = 1,85 \times 10^{-4} \text{м}$.

Следовательно, высота элементов шероховатостей должна быть в несколько раз больше δ_1 .

Насадка работает следующим образом: газовая фаза, поднимаясь по аппарату, проходит через слой насадки и контактирует с жидкостью, стекающей по насадке в виде пленки, распределенной по поверхности насадки.

При прохождении по вертикальным каналам, образованным гофрами, поток газовой фазы взаимодействует с жидкой фазой, распределенной в виде пленки по поверхности насадки.

Жидкость подается на слой насадки сверху и стекает по боковой поверхности гофров. При прохождении пленки жидкости через горизонтальные ряды выступов толщина ее выравнивается за счет растягивающего воздействия поверхностных сил, возникающих между близрасположенными выступами, что способствует повышению эффективности работы насадки.

Поскольку расстояние между выступами в вертикальном направлении больше, чем в горизонтальном, действие поверхностных сил в вертикальном направлении проявляется в меньшей степени, то есть не нарушает нормального распределения жидкости.

Наличие выпуклостей на поверхности элементов способствует волнообразованию и лучшей турбулизации в пленке жидкости. Это особенно важно, когда сопротивление массообмену сосредоточено в жидкой фазе (например удаление CO_2 из воды).

При равных с приведенными выше аналогичными насадками внешних размерах предлагаемая насадка имеет лучшую смачиваемость, при равной толщине листового материала – большую жесткость от сдавливания весом вышележащего слоя.

Достаточно несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом проката, что снижает себестоимость ее изготовления.

Характеристики насадочных элементов *IRG* приведены ниже.

Материал насадки	листовая сталь 0,25 мм марки 08X18H10T
Высота гофра	15 мм
Угол наклона гофра	30 °
Удельная поверхность	162 м ² /м ³
Удельный свободный объем	0,98 м ³ /м ³
Масса 1м ³	160 кг

Для расчета процесса разделения в промышленных колоннах с новой насадкой необходимо экспериментально определить следующие характеристики: гидравлическое сопротивление, коэффициент продольного перемешивания, удерживающую способность, требуемые для расчета ВЭТС и расчетов по диффузионной модели (глава 4).

5.3. Экспериментальное исследование гидравлических характеристик насадочных элементов

5.3.1. Экспериментальная установка

Для проведения гидравлических испытаний новых насадок использовалась экспериментальная установка [39]. Установка состоит (рис. 5.8) из колонны 1 диаметром 600 мм с переходником под круглые и квадратные обечайки меньших размеров, воздуховода 2 с вентилятором 3 для подачи потока газа, водопровода 4, напорной 5 и накопительной 6 емкостей и насоса 7 для орошения насадочного слоя. В аппарате расположены следующие внутренние устройства: опорная решетка 8, распределитель газовой фазы 9, распределитель жидкой фазы 10. Для визуального наблюдения распределения жидкости предусмотрены окна 11.

В колонне организовано противоточное движение фаз. Воздух от вентилятора по воздуховоду подается в нижнюю часть аппарата. Далее он проходит через ситчатый распределитель, в результате чего достигается равномерный профиль скорости на входе в слой насадки. В то же время жидкая

фаза из напорной емкости подается на орошение слоя насадки в колонне. Предусмотрены две линии подачи орошения: с расходом $0 - 3,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ (плотность орошения $0 - 20 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$) и $3 - 8 \text{ м}^3/\text{ч}$ (плотность орошения $10 - 20 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$), соответственно. Для равномерного начального распределения жидкой фазы по сечению аппарата выше слоя насадки установлен трубчатый распределитель. Число точек орошения подобрано согласно рекомендациям [40,41]. Проходя через аппарат, жидкость распределяется по поверхности насадочных элементов, а газовая фаза занимает весь свободный объем аппарата. Далее жидкость поступает в накопительную емкость, а газ выбрасывается в атмосферу. Предусмотрена возможность возврата жидкости из накопительной емкости в напорную.

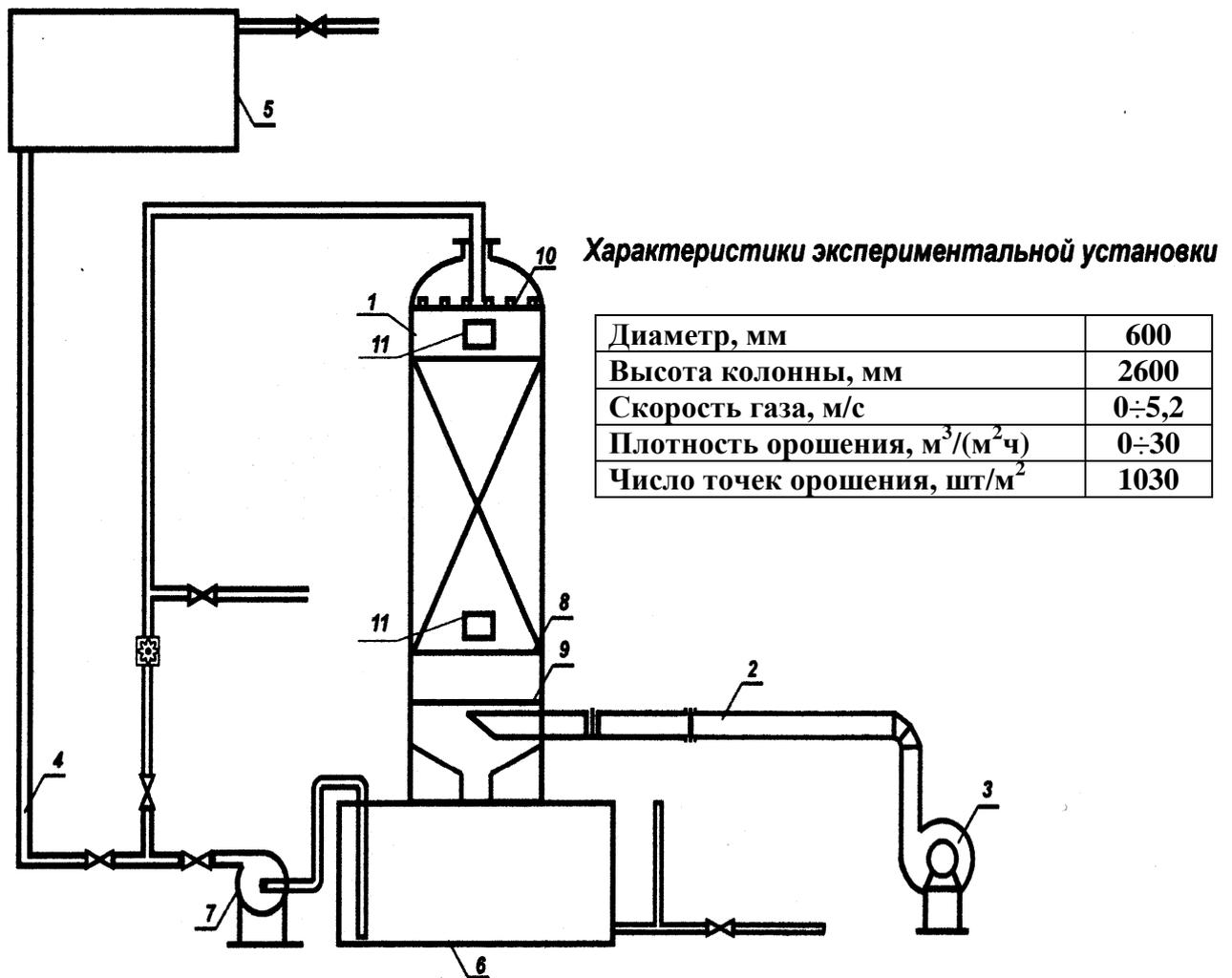


Рис. 5.8.Схема экспериментальной установки

5.3.2.Схема автоматизации установки

Эффективность средств автоматизации во многом определяется выбором комплекса технических средств (КТС), с помощью которых реализуются любые структуры управления. Система управления экспериментальной установкой спроектирована на базе серийно выпускаемых средств автоматизации и вычислительной математики, входящих в состав ГСП. Система предусматривает единую классификацию средств контроля и управления, унификацию входных и выходных сигналов, параметров питания, единых требований точности и надежности, введения единичного ряда габаритных и присоединительных размеров.

При выборе КТС учитывались следующие основные принципы:

- система регулирования строится на базе серийных приборов ГСП;
- виды и характер используемых продуктов, их активность.

При выборе датчиков учитывались факторы метрологического и режимного характера:

- допустимая погрешность;
- инерционность датчика;
- принципы измерения с гарантированной точностью;
- влияние окружающей среды на нормальную работу датчика;
- наличие недопустимых вибраций, магнитных, электрических полей.

Выбор датчиков проводился в два этапа:

- * выбиралась и обосновывалась разновидность датчика;
- * определялся типоразмер выбранного датчика.

Устройства получения информации предназначены для сбора и преобразования информации без изменения ее содержания о контролируемых и управляемых параметрах технологических процессов. Входом устройств являются естественные или унифицированные сигналы, выходом – соответствующие значения унифицированных сигналов.

Основными характеристиками устройств являются: входная величина, воспринимаемая и преобразуемая датчиком; выходная величина, используемая для передачи информации; статическая характеристика датчика; порог чувствительности; основные и дополнительные погрешности.

При измерении теплоэнергетических параметров в ГСП предусмотрено 3 вида выходных величин:

- * электрический аналоговый;
- * электрический частотный;
- * пневматический.

Величины унифицированных выходных сигналов датчиков, применяемых на установке, регламентированы ГОСТ 9895 – 78, 26.010 – 80, 26.015 – 81.

Системы управления и контроля

Система автоматизированного управления процессом включает в себя объект автоматизации (лабораторный стенд для изучения работы абсорбционной установки) и систему автоматического управления режимами его работы.

1. Средства измерения расхода:

а) расход воздуха на входе в колонну. На воздуховоде установлена диафрагма камерная ДФС10 – 1150Б, перепад давления на которой измеряется по месту бесшкальным дифманометром – расходомером ДМЭР. Выходной токовый сигнал дифманометра подается на вторичный показывающий прибор КСУ4813050,002 (на щите);

б) расход жидкости на входе в колонну. На трубопроводах подачи орошения установлены диафрагмы камерные ДК – 6 – 5011а\2 – 2 ГОСТ143221 – 73, перепад давления на которых измеряется по месту бесшкальным дифманометром – расходомером. Выходной токовый сигнал дифманометра подается на вторичный показывающий прибор КСУ4813050,002 (на щите).

2. Средства контроля уровня:

а) уровень воды в напорной ёмкости контролируется по уровнемерной трубке;

б) уровень воды в накопительной ёмкости. Уровнемерная трубка для контроля уровня.

3. Средства измерения температуры:

а) температура воздуха на входе в колонну. Термометр технический жидкостной ртутный П4 на трубопроводе;

б) температура воды на входе в колонну. Термометр технический жидкостной ртутный П4 на трубопроводе.

4. Средства измерения перепада давления:

а) гидравлическое сопротивление контактных устройств (насадки). В диапазоне 0 – 380 Па – измерительный преобразователь перепада давления Сапфир – 22ДД – В по месту; прибор контроля электрический, показывающий КСУ4813050002 на щите;

б) гидравлическое сопротивление контактных устройств в диапазоне 300 – 4000 Па – U-образный дифманометр.

5. Средства определения состава:

Концентрация водных растворов электролитов на входе и выходе из колонны. Солемер для измерения условного содержания солей водного раствора по месту; прибор контроля электрический, показывающий КСУ4813050002 (на щите).

Предусмотрено ручное регулирование расходов жидкой (с помощью вентиля) и газовой (с помощью заслонки) фаз. Ввод трассера в орошающий поток производится на входе жидкой фазы в колонну.

Средства сбора информации

Выходные сигналы датчиков технологических параметров, поступают на вход аналого-цифрового преобразователя, после чего считываются компьютером и сохраняются в виде файлов данных. При проведении экспериментов по изучению структуры потока программное обеспечение позволяет получать величины коэффициента продольного перемешивания, а также все необходимые статистические данные о входных параметрах системы.

Относительная погрешность каналов измерений определяли по соотношению:

$$\sigma_k = \sqrt{\sum_{i=1}^n \sigma_i^2}, \quad (5.6)$$

где σ_k – относительная погрешность измерения канала; σ_i – относительная погрешность прибора; n – число приборов в измерительном канале.

Эта величина максимальна для контура измерения расхода воды и составляет $\sigma=1,5$.

Методика экспериментальных исследований насадки

Целью проведения гидравлических испытаний насадки являются:

- 1) экспериментальное определение зависимости гидравлического сопротивления слоя насадки от нагрузок по жидкости и газу;
- 2) определение зависимости коэффициента сопротивления от режимных параметров;
- 3) изучение структуры потока жидкой фазы в слое насадки.

Установленное оборудование обеспечивает следующие расходы:

- по газу – 0 – 2060 м³/час,
- по жидкости – 0 – 8м³/час.

Методика проведения экспериментов

а) Гидравлические испытания слоя сухой насадки

1. Устанавливается расход воздуха 0,05 м³/с;
2. Фиксируется перепад давления в слое насадки;
3. Расход воздуха увеличивается на 0,05 м³/с;
4. Повторяются п/п 2 и 3 до достижения максимальной производительности воздухоудувки;
5. Строится график $\Delta P_{\text{сух}} = f(V_{\Gamma})$; получается зависимость $\xi = f(V_{\Gamma})$.

б) Гидравлические испытания слоя орошаемой насадки:

1. Устанавливается расход жидкости 0,0001 м³/с;
2. Устанавливается расход воздуха 0,05 м³/с;
3. Фиксируется перепад давления в слое насадки;

4. Расход воздуха увеличивается на $0,05 \text{ м}^3/\text{с}$;
5. Повторяются п/п 2 и 3 до достижения максимальной производительности воздуходувки;
6. Строится график $\Delta P_{\text{ор}} = f(V_{\text{Г}})$ при $V_{\text{ж}} = \text{const}$;
7. Увеличивается расход жидкости на $0,0001 \text{ м}^3/\text{с}$;
8. Повторяются п/п 2 – 7 до достижения максимальной производительности насоса;
9. После обработки результатов эксперимента получается зависимость $\Delta P_{\text{ор}} = f(V_{\text{Г}}, V_{\text{ж}})$.

в) Изучение структуры потока в жидкой фазе:

1. Готовится матовый раствор соли (индикатора);
2. Устанавливаются расходы жидкости и газа;
3. В поток орошения на входе в колонну вводится фиксированная доза индикатора;
4. Фиксируется концентрация индикатора на выходе жидкости из колонны;
5. Экспериментальная кривая обрабатывается по известной методике для расчета коэффициента продольного перемешивания $D_{\text{п}}$;
6. Изменяются расходы фаз;
7. Повторяются п/п 3 – 6 до достижения режима подвисяния, что контролируется по перепаду давления в слоя насадки;
8. Результаты обобщаются в виде критериальной зависимости.

С целью проверки согласования результатов и снижения ошибки эксперимента каждый опыт состоит из 10 повторений. Далее полученные данные подвергаются статистической обработке и при проведении расчетов используются среднестатистические величины.

5.4. Результаты экспериментальных исследований регулярной насадки IRG

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 1,0 м. Максимальная фиктивная (на полное сечение колонны) скорость газа в колонне достигала $3,1 \text{ м/с}$, плотность орошения составляла 5, 10 и $20 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$. На рис. 5.9 приведены результаты проведенных испытаний по перепаду давления.

Как видно из рис. 5.9, при скоростях газа от $0,5$ до $2,3 \text{ м/с}$ расход жидкости практически не влияет на гидравлическое сопротивление слоя насадки.

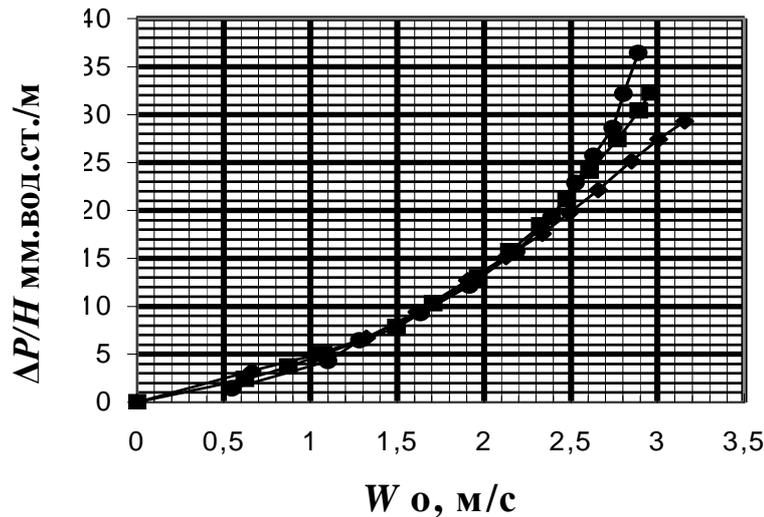


Рис. 5.9. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа:

- ◆ – сухая насадка, ■ – плотность орошения $10 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$,
- – плотность орошения $20 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- ◆ новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- ◆ режим подвисания начинается при скорости газа более $2,2 - 2,3 \text{ м/с}$ в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- ◆ перепад давления при пленочном режиме слабо зависит от расхода жидкости.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки *IRG* от фиктивной скорости газа описывается уравнением:

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = 38,4 w_0^{1,88}, \quad (5.7)$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление, мм.вод.ст.; H – высота слоя насадки, м; w_0 – фиктивная скорость газа, м/с. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением [40]

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma}}{2 d_{\text{э}}}, \quad (5.8)$$

где ΔP – гидравлическое сопротивление, Па; H – высота слоя, м; ξ_0 – коэффициент сопротивления; ρ_{Γ} – плотность газа, кг/м³; D_{\ominus} – эквивалентный диаметр насадки, м.

Коэффициент сопротивления для насадки *IRG* получен в виде:

$$\xi_0 = 3,18Re^{-0,12}, \quad (5.9)$$

где $Re_{\Gamma} = \frac{4w_0\rho_{\Gamma}}{a_v\mu_{\Gamma}}$, μ_{Γ} – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с; a_v – удельная поверхность насадки, м²/м³.

Уравнение (5.9) справедливо при $Re_{\Gamma} > 500$. Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений ξ_0 составляет 7,5 %.

Для расчета гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки, работающей в пленочном режиме, часто применяют уравнение [40]:

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (5.10)$$

где $\Delta P_{\text{ор}}$ – сопротивление орошаемой насадки, Па; $\Delta P_{\text{сух}}$ – сопротивление сухой насадки, Па; b – коэффициент, определяемый для каждой насадки экспериментально; q – плотность орошения, м³/м²ч.

Для насадки *IRG* $b = 5,06 \times 10^{-3}$. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 12%.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки можно также использовать уравнение:

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = aw_0^b q^c. \quad (5.11)$$

Для насадки *IRG*

$a = 0,708$; $b = 0,198$; $c = 0,247$, q – плотность орошения, м³/м²ч.

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 6,1 %. Уравнение (5.11) справедливо при плотностях орошения до 20 м³/м²ч.

Коэффициент задержки жидкости $\varepsilon_{\text{ж}}$ для новой насадки был определен экспериментальным путем и составил 0,06 м³/м³.

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор

NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 5, 8,5 до 10 м³/(м²ч) при максимальной скорости воздуха. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривых отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 5.10.

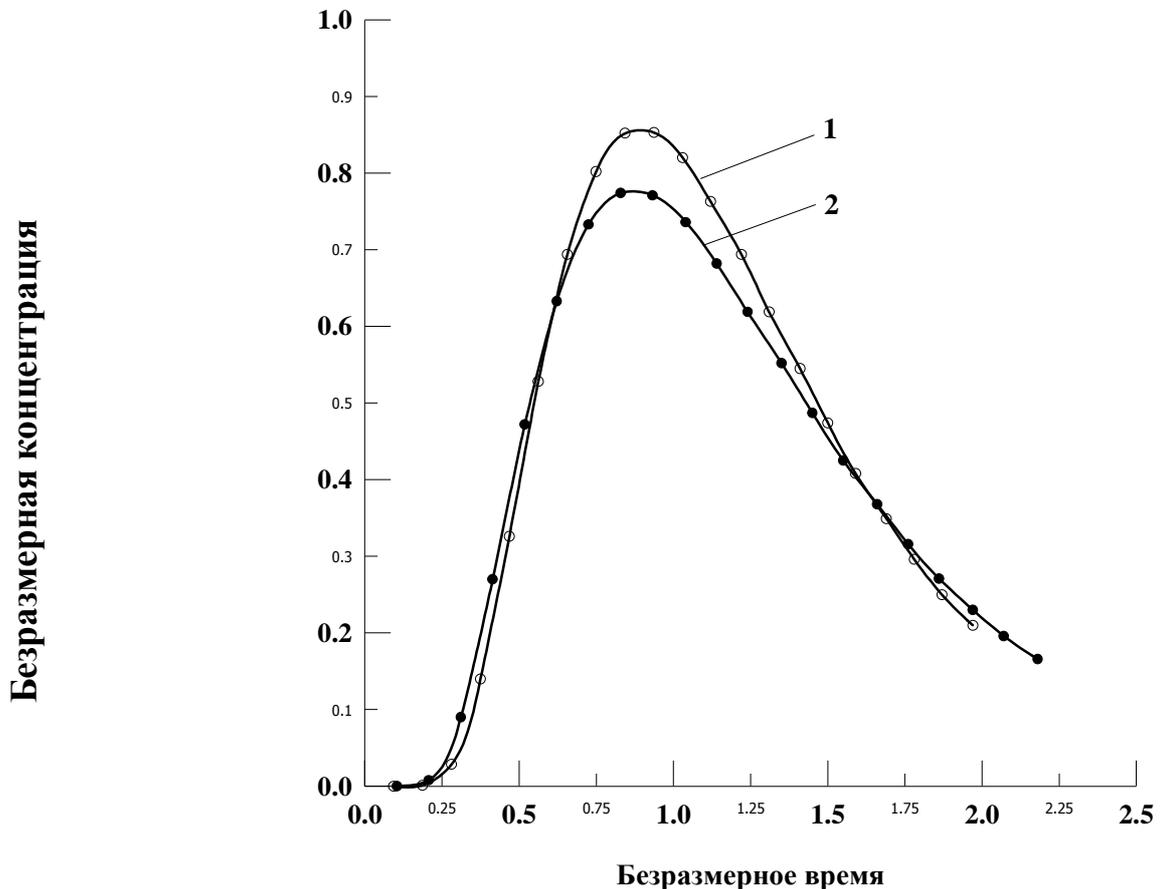


Рис. 5.10.С – кривые для новой насадки:

1 – плотность орошения 10м/ч, 2 – плотность орошения 5м/ч

Коэффициент обратного перемешивания не зависит от скорости газа в интервале изменения последней от 0,6 до 3,2м/с. Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены в виде известного [40] критериального уравнения:

$$Pe_{ж} = 2,193 \cdot Re_{ж}^{0,336}. \quad (5.12)$$

где $Pe_{ж} = qd_{\ominus} / (D_{ПЖ} \epsilon_{ж})$, $Re_{ж} = 4q\rho_{ж} / (a_v \epsilon_{ж} \mu_{ж})$, d_{\ominus} – эквивалентный диаметр насадки. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных

составляет не более 7,7 %. Уравнение (5.12) справедливо при плотностях орошения до $10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$ и скорости газа до 3,5 м/с.

Для новой насадки выражение для расчета коэффициента $D_{\text{ПЖ}}$ записывается в виде

$$D_{\text{ПЖ}} = \frac{Pe_{\text{ж}} \epsilon_{\text{ж}}}{q d_{\text{э}}} = \frac{2,193 Re_{\text{ж}}^{0,336} \epsilon_{\text{ж}}}{q d_{\text{э}}}. \quad (5.13)$$

В табл. 5.1. приводится сравнение характеристик новой насадки и колец Рашига [42].

Таблица 5.1. Сравнительные характеристики насадочных элементов

	$d_{\text{э}}, \text{ мм}$	$a_{\text{в}}, \text{ м}^2/\text{м}^3$	$V_{\text{св}}, \text{ м}^3/\text{м}^3$	ΔP	$D_{\text{ПЖ}}$	ВЭТТ
Кольца Рашига	22,5	147	0,83	100 %	100 %	100 %
<i>IRG</i>	24	162	0,98	5 – 33 %	1 – 2 %	50 – 60%

Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения представлена в табл. 5.2.

Таблица 5.2. Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения

	Критерий Pe_1		Критерий Pe_2		Критерий Pe_3		Коэффициент продольного перемешивания $D, \text{ м}^2/\text{с}$	
	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с
Плотность орошения $q=5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$	7,99	8,0	10,1	10,43	7,07	7,16	$0,29 \times 10^{-3}$	$0,301 \times 10^{-3}$
Плотность орошения $q=8,5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$	6,81	8,85	8,32	10,6	7,09	8,73	$0,253 \times 10^{-3}$	$0,235 \times 10^{-3}$
Плотность орошения $q=10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$	8,85	9,25	10,6	10,95	8,73	8,96	$0,25 \times 10^{-3}$	$0,243 \times 10^{-3}$

Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими свойствами, чем близкие ей по геометрическим характеристикам известные

насадки. Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки значительно шире, чем у известных колец Рашига.

5.5. Результаты экспериментальных исследований нерегулярной насадки

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух - вода при высоте слоя новой насадки 1 м. Фиктивная скорость газа в колонне достигала 5,82 м/с, плотность орошения составляла 20, 40, 60 и 80 м³/м²час. На рис. 5.11. приведены результаты проведенных испытаний [42].

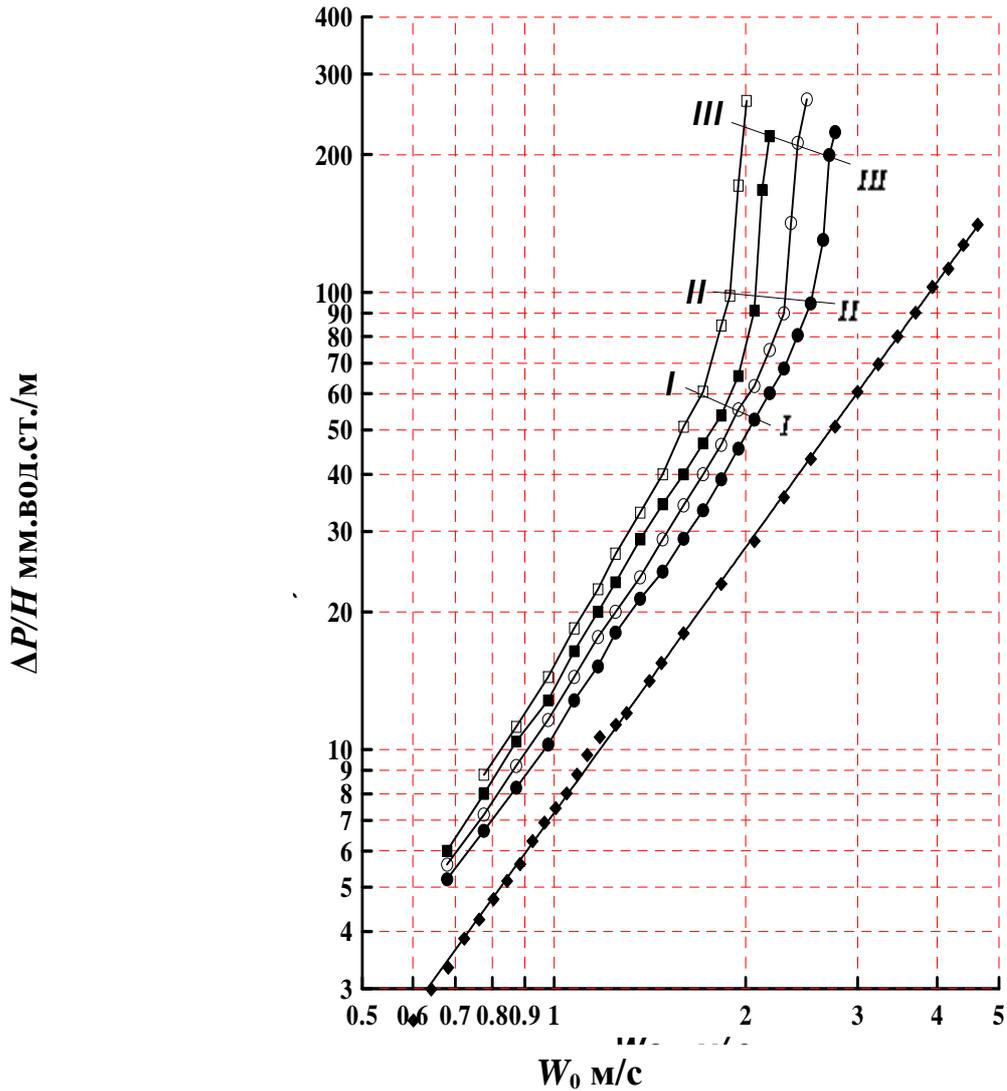


Рис. 5.11. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Линия I – I – начало режима подвисяния, линия II – II – начало режима захлебывания, линия III – III – начало режима уноса.

◆ – сухая насадка, ● – плотность орошения 20 м³/м²ч, ○ – плотность орошения 40 м³/м²ч, ■ – плотность орошения 60 м³/м²ч, □ – плотность орошения 80 м³/м²ч.

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- ◆ новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- ◆ режим подвисяния начинается при скорости газа $1,5 \div 2,1$ м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- ◆ началу режима захлебывания соответствует перепад давления на 1м слоя насадки около 1000 Па.

На рис. 5.12. – 5.13. приводится сравнение гидравлических характеристик исследуемой насадки с близкими по геометрическим размерам существующими насадками.

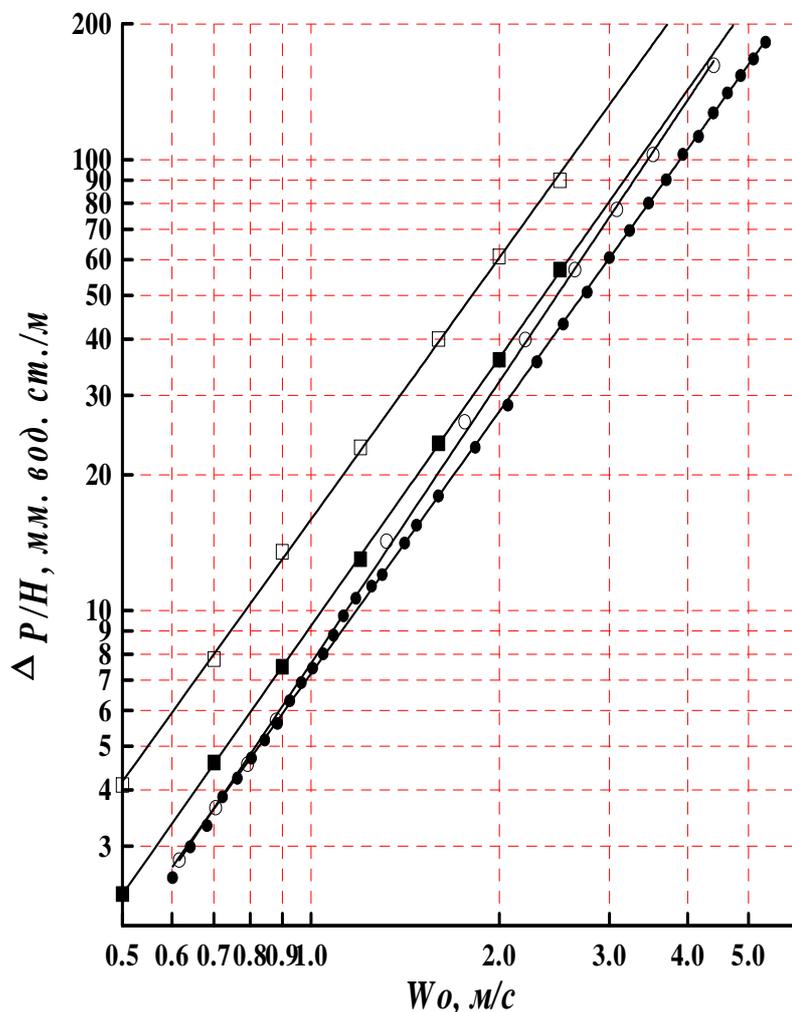


Рис. 5.12. Гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа.

- – насадка ЗСК, ○ – кольца Палля металлические 50×50 мм,
- – кольца Палля полипропиленовые 50×50 мм, □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм.

Из графика (рис. 5.12) видно, что сопротивление сухого слоя новой насадки на 10 – 15 % ниже, чем у колец Палля размером 50 × 50 мм и более чем в 2 раза – нежели у колец Рашига. Это объясняется более высокой порозностью новой насадки, а так же тем, что ее геометрия практически исключает образование застойных зон.

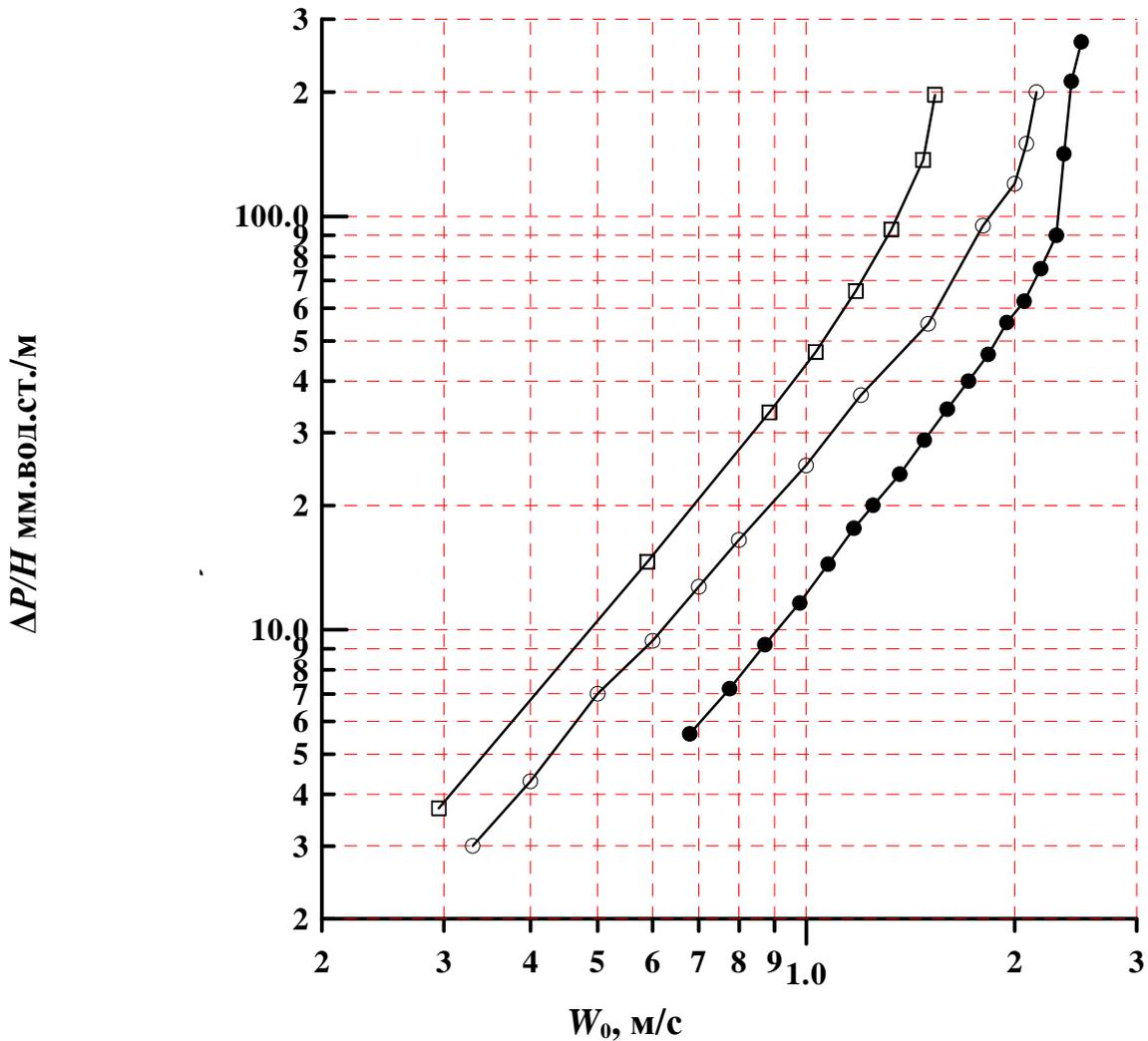


Рис. 5.13. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Плотность орошения $40 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$.

● – нерегулярная насадка, ○ – кольца *Bialecki* металлические 50×50 мм [43], □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм.

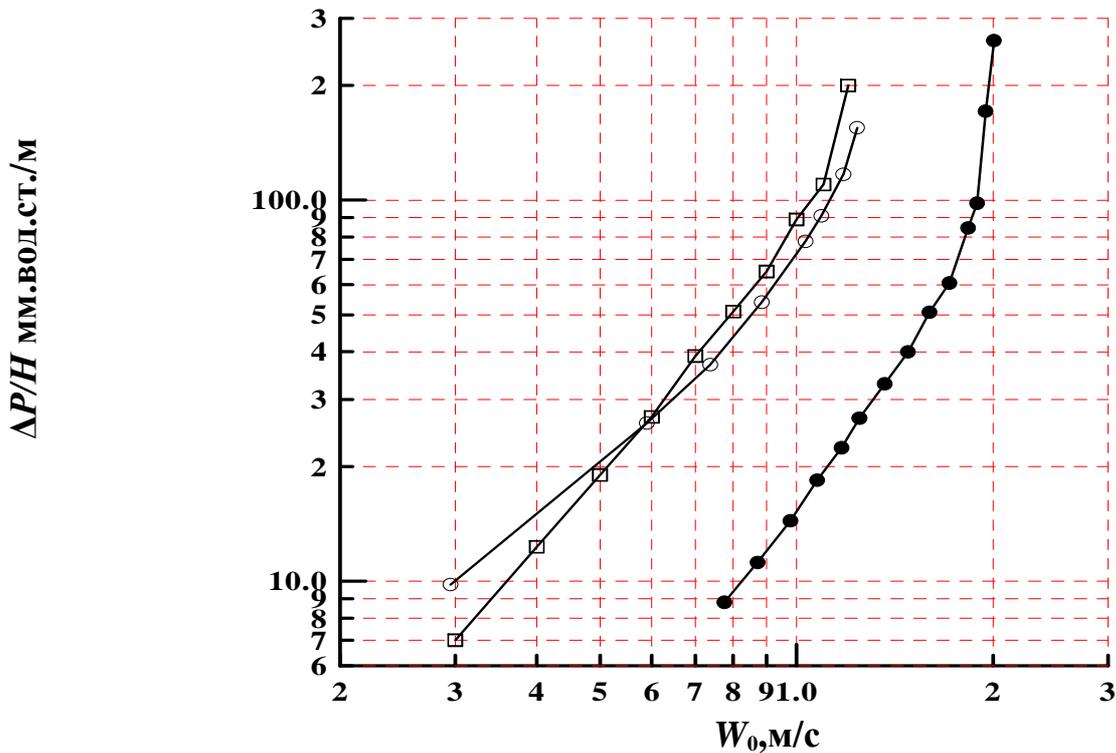


Рис. 5.14. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Плотность орошения $80 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$.

● – насадка, ○ – кольца *Bialecki* металлические $50 \times 50 \text{ мм}$ [43], □ – кольца Рашига металлические $50 \times 50 \text{ мм}$.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости газа описывается уравнением

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = 7,26 w_0^{1,93}, \quad (5.14)$$

где ΔP – гидравлическое сопротивление, мм.вод.ст.; H – высота слоя насадки, м; w_0 – фиктивная скорость газа, м/с. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением [40]

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma} d_{\Xi}}{8 \epsilon_{\text{св}}^3}, \quad (5.15)$$

где ΔP – гидравлическое сопротивление, Па; H – высота слоя, м; ξ_0 – коэффициент сопротивления; w_0 – фиктивная скорость газа, м/с; a_v – удельная поверхность насадки, м²/м³; ρ_{Γ} – плотность газа, кг/м³.

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде:

$$\xi_0 = 4,99 Re_{\Gamma}^{-0,04} \quad (5.16)$$

где $Re_{\Gamma} = \frac{4w_0\rho_{\Gamma}}{a\mu_{\Gamma}}$, μ_{Γ} – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Уравнение (5.16) справедливо при $Re_{\Gamma} > 500$. Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений ξ_0 составляет 7 %.

Для расчета гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки, работающей в пленочном режиме, часто применяют уравнение [40]:

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (5.17)$$

где $\Delta P_{\text{ор}}$ – сопротивление орошаемой насадки, Па; $\Delta P_{\text{сух}}$ – сопротивление сухой насадки, Па; b – коэффициент, определяемый для каждой насадки экспериментально; q – плотность орошения, м³/м²ч.

В случае новой насадки уравнение (5.17) неудовлетворительно описывает экспериментальные данные по перепаду давления для орошаемой насадки. Это объясняется тем, что в (5.17) не учитывается влияние газовой фазы. Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки предлагается использовать уравнение, учитывающее и скорость газового потока:

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = aq^c w_0^d. \quad (5.18)$$

Для нерегулярной насадки

$a=0,708$; $c=0,247$; $d=0,198$.

Уравнение Бейна – Хоугена для новой насадки имеет вид:

$$\lg \left(\frac{w_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \varepsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,48 - 1,07 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (5.19)$$

где w_3 – критическая скорость захлебывания, м/с; $\mu_{\text{ж}}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, мПа·с; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³; L, G – массовые расходы жидкости и газа, соответственно, кг/с.

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор *NaCl*. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 4 до 10 м³/(м²ч), скорость воздуха от 0,6 до 1,3 м/с. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривой отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 5.14.

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением:

$$Pe_{\text{ж}} = 2,348 Re_{\text{ж}}^{0,428}. \quad (5.20)$$

где $Pe_{\text{ж}} = qd_{\text{э}} / (D_n \varepsilon_c)$, $Re_{\text{ж}} = 4qr_c / (a_v \varepsilon_c \mu_c)$, $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки.

Продольное перемешивание по газовой фазе для насадки близкой по конструктивным характеристикам описывается выражением

$$Pe_{\text{г}} = 88,6 Re_{\text{г}}^{-0,67} \quad (5.21)$$

где $Pe_{\text{г}} = W_{\text{г}} d_{\text{э}} / D_n$

Уравнение (5.21) получено в результате обобщения промышленных данных работы насадки [44].

В табл. 5.3. приводится сравнение характеристик новой насадки и колец Рашига и ГИАП-НЗ. Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими и массообменными свойствами, чем близкие ей по размерам известные насадки.

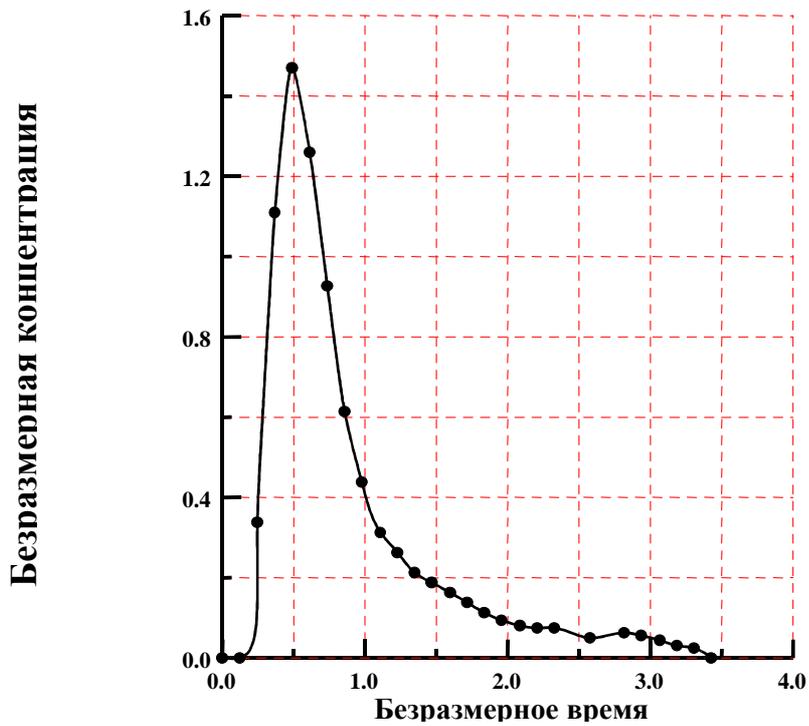


Рис. 5.15. Функция отклика на импульсное возмущение потока жидкости на входе в безразмерных координатах при различных плотностях орошения. $D_K=600$ мм, высота слоя насадки 1 м, фиктивная скорость газа 0,7 м/с, плотность орошения 5 $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, нерегулярная насадка

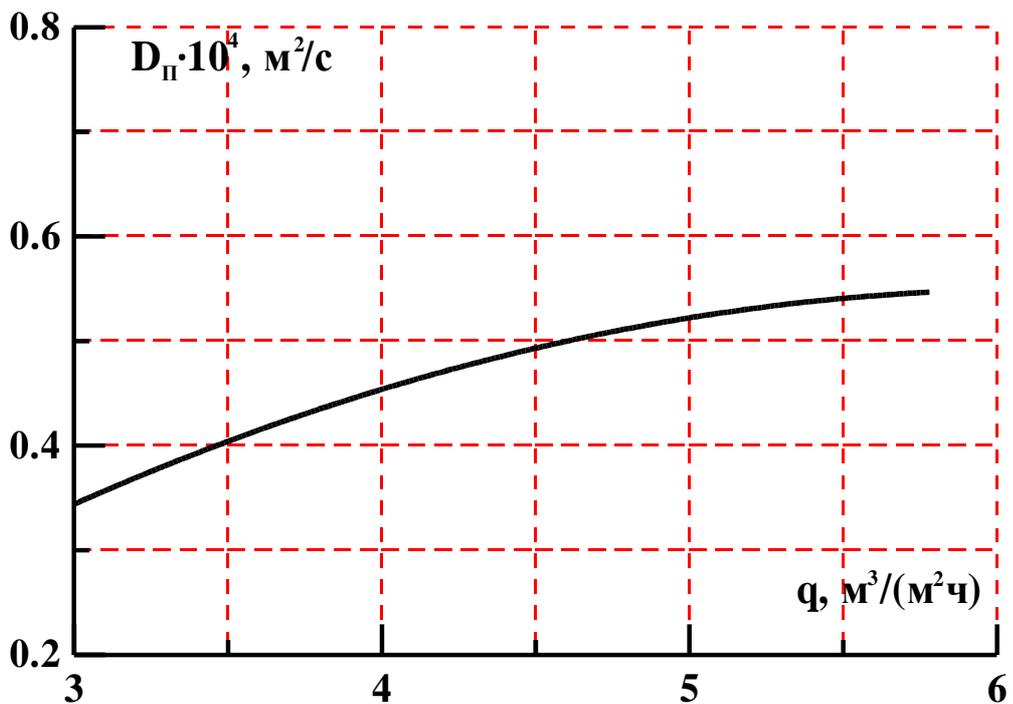


Рис. 5.16. Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения. Нерегулярная насадка

Таблица 5.3. Сравнительные характеристики насадочных элементов

	$d_{\text{Э}}$, мм	a_v , м ² /м ³	$V_{\text{св}}$, м ³ /м ³	ΔP	w_3	$D_{\text{ПЖ}}$	ВЭТТ
Кольца Рашига	35	110	0,95	100 %	100 %	100 %	100 %
Кольца ГИАП	38	101	0,96	33	140	–	–
ЗСК	37	105	0,97	18 – 25%	180 – 200%	18%	60%

Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки шире, чем у известных колец Рашига, Палля и ГИАП.

Исследованные насадки могут быть рекомендованы для использования при проектировании и модернизации колонного оборудования в химической, нефтеперерабатывающей, газовой и в других отраслях промышленности.

5.6. Численные исследования регулярной насадки*

В данном разделе приведено сравнение экспериментального и численного подходов для решения задач проектирования насадочных контактных устройств типа *IRG*. Описана методика проведения численного эксперимента с использованием программного продукта *PHOENICS-3.3*. [45-47]

5.6.1. Описание численного метода исследования

Возможность численного расчета гидродинамики насадочных аппаратов позволяет существенно сократить затраты времени на проведение экспериментальных исследований и оптимизировать геометрию насадочных элементов, что является актуальным при разработке новых высокоэффективных массообменных аппаратов. Проведение подобных исследований открывает новые возможности для более точного проектирования аппаратов разделения, так как это дает возможность получать как традиционно используемые осредненные характеристики гидравлического сопротивления, так и ряд характеристик которые затруднительно измерить опытным путем.

Наиболее известной является стандартная $K - \epsilon$ модель турбулентности, однако, она в ряде случаев дает завышенные параметры турбулентности, вдобавок к этому $K - \epsilon$ модель турбулентности плохо работает при наличии зон циркуляции, неблагоприятного градиента давлений, сильной нестационарности при угловатых твердых поверхностях. Значительно лучшие результаты должны

*В работе принимали участие Дьяконов Г.С., Тахавутдинов Р.Г., Моряхин Н.Н.

получаться при использовании моделей *Chen* и *Kim* и ренормализованной $K - \varepsilon$ модели, специально разработанных для отрывных течений и течений с циркуляционными зонами, а также для работы со сложной геометрией твердых поверхностей. Несмотря на то, что в исследуемой области каналов течение происходит преимущественно вдоль желобков, что у краев пакета происходит перекачивание через желоб и у стенки наблюдается более сложный характер течения, выбор был сделан в пользу ренормализованной $K - \varepsilon$ модели турбулентности.

Для однофазного течения несжимаемой жидкости, а воздух в условиях наших экспериментов может рассматриваться как несжимаемая жидкость, уравнения движения сплошной среды, заложенные в программный комплекс *PHOENICS-3.3*, без учета влияния силы тяжести выглядят следующим образом:

$$\sum_j \frac{\partial U_j}{\partial x_j} = 0, \quad (5.22)$$

$$\rho \frac{\partial U_i}{\partial t} + \rho \sum_j \frac{\partial (U_i U_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \rho \sum_j \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\nu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \overline{u_i u_j} \right],$$

где U_i – компоненты вектора средней скорости, а $\overline{u_i u_j}$ – осредненные произведения компонентов пульсационной скорости. Для ламинарного течения $\overline{u_i u_j} = 0$, а для турбулентного режима движения $\overline{u_i u_j}$ в приведенном выше уравнении заменяется выражением согласно гипотезе турбулентной вязкости:

$$-\overline{u_i u_j} = \mu_T \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \rho K \frac{2\delta_{ij}}{3} \quad (5.23)$$

где K – удельная кинетическая энергия турбулентности, $\mu_T = \rho \nu_t$ – коэффициент турбулентной вязкости, зависящий от гидродинамических условий определяемый по модели турбулентности, среди которых наибольшее распространение получило $K - \varepsilon$ замыкание. В этой модели μ_T связывается с удельной кинетической энергией турбулентности K и ее диссипацией ε по определенному закону. Для ренормализованной K и ε модели турбулентности в записываются соответствующие дифференциальные уравнения переноса:

$$v_m = \frac{C_m K^2}{\varepsilon} \quad (5.24)$$

$$\frac{\partial(\rho K)}{\partial t} + \sum_{i=1}^3 \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\rho U_i K - \left(\frac{\rho v_m}{C_k} \right) \frac{\partial K}{\partial x_i} \right) = \rho(P_k + G_b - \varepsilon) \quad (5.25)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \sum_{i=1}^3 \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\rho U_i \varepsilon - \left(\frac{\rho v_m}{C_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right) = \left(\frac{\rho \varepsilon}{K} \right) (C_1 P_k + C_3 G_b - C_2 \varepsilon) + S_e \quad (5.26)$$

где P_k – скорость генерации кинетической энергии турбулентности, за счет сдвиговых сил:

$$P_k = \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^3 v_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial U_i}{\partial x_j} \quad (5.27)$$

где G_b – скорость генерации кинетической энергии турбулентности за счет силы тяжести, вызванная пространственной неоднородностью плотностей:

$$G_b = \frac{-v_t \sum_{i=1}^3 g_i \left(\frac{\partial \rho}{\partial x_i} \right)}{(\rho C_h)} \quad (5.28)$$

В нашем случае влиянием силы тяжести пренебрегаем, ввиду отсутствия неоднородности плотностей, поэтому $G_b = 0$;

$C_k = 0,7194$; $C_\varepsilon = 0,7194$; $C_1 = 1,42$; $C_2 = 1,68$; $C_m = 0,0845$.

S_e – дополнительное слагаемое в уравнении переноса скорости диссипации кинетической энергии турбулентности, которое отличает ненормализованную $K - \varepsilon$ модель от стандартной:

$$S_e = \frac{-\rho \alpha \varepsilon^2}{K} \quad (5.29)$$

$$\alpha = \frac{C_m \eta^3 \left(1 - \frac{\eta}{\eta_0} \right)}{1 + \beta \eta^3} \quad (5.30)$$

$\eta_0 = 4,38; \beta = 0,012$.

Безразмерный параметр η определяется как:

$$\eta = \frac{S K}{\varepsilon}, \quad (5.31)$$

где

$$S^2 = 2 \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^3 (S_{ij})^2 \quad (5.32)$$

$$S_{ij} = 0,5 \left(\frac{\partial U_i}{\partial X_j} + \frac{\partial U_j}{\partial X_i} \right) \quad (5.33)$$

При работе с *PHOENICS* эти уравнения в явном виде записывать не нужно, так как они уже заложены в программный комплекс.

Граничные условия на твердых поверхностях ставятся заданием известных пристеночных функций, выражающих логарифмический профиль скорости у стенки.

Влияние расчетной сетки на результат расчета проверяется следующим образом:

1. Решение не должно зависеть от количества ячеек расчетной сетки.
2. Нужно контролировать величину Y_+ на ячейках прилегающих к стенке, должно соблюдаться условие: $30 < Y_+ < 130$, причем если $Y_+ \gg 130$, то сгущается сетка у стенки и наоборот.

В результате для случаев обтекания газовым потоком двух элементов насадки и пакета из нескольких насадочных элементов получены поля давления и скорости.

Все численные эксперименты проводились по следующей схеме: Выбиралась геометрия насадки принятая из условия, что все три характерных параметра изменяются независимо. (рис. 5.17)

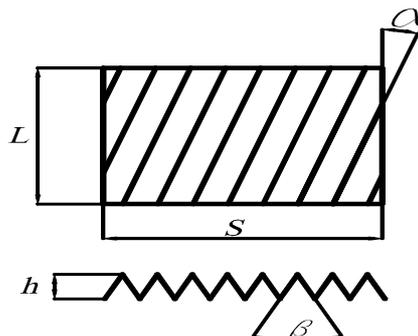


Рис. 5.17. Геометрическая схема регулярной насадки *IRG*

α – угол к вертикальной оси аппарата, град; β – угол в основании гофра, град; S – ширина полотна насадки, мм.; L – высота насадки, мм.; h – высота гофра, мм.

Результаты расчета зависимости гидравлического сопротивления насадки от угла α представлена на рис. 5.18.

При обработке результатов по влиянию гидравлического сопротивления насадки от угла α получена зависимость следующего вида [45]:

$$F(\alpha) = 13,5e^{2,77^* \alpha} \quad (5.34)$$

причем $0^\circ < \alpha < 90^\circ$

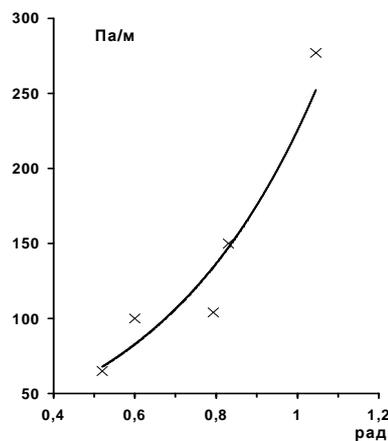


Рис. 5.18. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от угла α

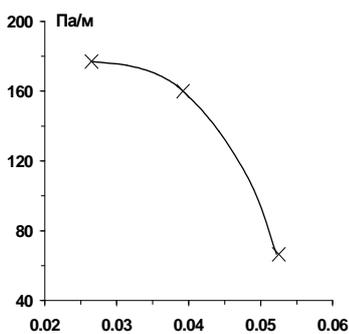


Рис. 5.19. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от высоты гофра

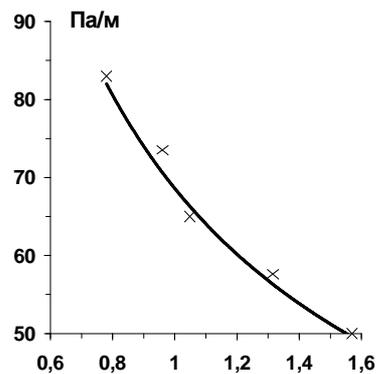


Рис. 5.20. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от угла β

При обработке результатов по влиянию угла β на гидравлическое сопротивление насадки получена зависимость следующего вида:

$$F(\beta) = \beta^{-0,726} \quad (5.35)$$

Обобщая данные численного моделирования, получено уравнение со скорректированными числовыми параметрами [45,46]:

$$\Delta P = 59,98 \beta^{-0,6244} e^{2,644\alpha} (1 - (17,78)H)^{11,3578} Re^{-0,22} \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (5.36)$$

где $H=h/S$; S – длина ламели, м; $I \ll S$ или $h/S \ll 0,5(\text{ctg}\beta/2)$; I – шаг гофра, м.

Проведенное сравнение данных численного и физического экспериментов показывает удовлетворительную сходимость.

Литература к пятой главе

1. Senol Aynur, Dramur Umur. Эксплуатационное испытание и обсуждение конструкций насадочной колонны с новой керамической насадкой // Chim. Acta turc. 1995. 23, №2. С.145-155.
2. Куляков Ю.Ф., Лихман В.В., Плотников В.В. Создание комплекса технологического оборудования и освоение производства регулярной насадки для РК // Хим. и нефтегаз. машиностр. 1999. №9. С.12-13.
3. Комарович Т., Магера Я., Баранов Д.А., Беренгартен Н.Г. Разработка высокоэффективных насадок для массообменных аппаратов // Междунар. Научн. Конф. «Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.- тех. процессов и оборудования». Иваново. 26-28 июля 2001. С.244-249.
4. Helltnг R.K., Des Jardin M.A. Оптимальные условия работы колонны с упорядоченной насадкой // Chem. ENG. Progr. 1994. 90, №10. С.62-66.
5. Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х., Лаптев А.Г. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн // Материалы научно-практической конференции «Энергосбережение в химической технологии 2000». Казань. 2000. С. 35-41.
6. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.И. Повышение производительности и четкости разделения в колонне путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Массообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. 1998. С. 206-210.
7. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. Перепрофилирование технологических установок для выпуска конкурентно – способной продукции // Сборник трудов

14 Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ – 14). Т.6. Смоленск. 2001. С. 225-226.

8. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Лаптев А.Г. и др. Высокоэффективные нерегулярные насадки для массообменных колонн // Тез. докл. 12-й Междун. науч. конф. «Математические методы в химии и технологиях». В. Новгород. 1999. С. 199-200.

9. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Лаптев А.Г., Фарахов М.И., и др. Модернизация массообменных колонн с использованием высокоэффективных нерегулярных насадок // Тез. докл. V междун. конф. «методы кибернетики хим. – техн. процессов» (КХТП – V – 99) Казань.1999. С. 137 – 138.

10. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Фарахов М.И. и др. Повышение узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность. 2001. № 10. С. 24-33.

11. Мальковский П.А. Совершенствование технологии и аппаратов переработки газовых конденсатов: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань, 2003.

12. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Шигапов И.М., Ясавеев Х.Н. Проектирование новых насадочных элементов для реконструкции массообменных колонн // Тез. докл. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». (ММТТ-14). Т.6. Смоленск. 2001. С. 30.

13. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И. и др. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн // Межвуз. научно-метод. сб. «Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации». Саратов. 1999. С.115-118.

14. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте-и газопереработке. Казань: "Печатный Двор", 2002.

15. Ясавеев Х.Н. Реконструкция дебутанизатора и изопентановой колонн на ГФУ: Автореф. канд. техн. наук. Казань, 1998.

16. Ясавеев Х.Н.. Математическое моделирование и расчет массообменных процессов в насадочных колоннах // Сборник трудов 12 Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ – 12). Т.2. Новгород. 1999. С. 200-201.

17. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Математическое моделирование процессов разделения смесей в колоннах с новыми насадками // Тез. доклад 12 Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях». Новгород. 1999. Т.4. С. 83 –85.

18. Ясавеев Х.Н.. Реконструкции установок разделения углеводородных смесей Сургутского ЗСК // Тезисы доклада Всероссийской научной

конференции «Тепломассообмен в химической технологии». Казань. 2000. С.163 – 164.

19. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Минеев Н.Г. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // Сб. тр. Юбилейной научно-практической конференции посвященной 40-летию ОАО "Казаньоргсинтез". Казань. 14-15 мая 2003 г. С.272-304.

20. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Минеев Н.Г. Модернизация аппаратов разделения веществ // Материалы доклада XVII Менделеевского съезда по общей и прикладной химии.

21. Ясавеев Х.Н. Модернизация технологических схем и аппаратов в разделении углеводородных смесей // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепло массообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань.2003.

22. А.с. № 1604437 В01J 19/30, 1990 г.

23. А.с. № 1400649, В01D 53/20, 1986 г

24. А.с. № 1648546, В01J 19/30, 1991 г.

25. А.с. № 1304863 В01D 53/20, 1987 г.

26. А.с. № 990277, В01D 53/20, 1983 г

27. Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. Насадка для тепло-массообменных процессов Св-во РФ на полезную модель: положительное решение от 25.11.98 г., рег. №98119407/20.

28. Пат. США №5052127 В 01F 3/04, 1992.

29. Пат. США №5413741 В 01F 3/04, 1995.

30. Пат. США №5624733 В 01F 3/04, 1995.

31. Свидетельство на полезную модель №2002129403/20(031583) от 06.11.2002г. Регулярная насадка для массообменных аппаратов/Дьяконов Г.С., Ясавеев Х.Н., Маряхин Н.Н и др.

32. Холпанов Л.П., Шкадов В.Я. Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела. М.:Наука, 1990.

33. Воронцов Е.Г. Влияние вида и размеров упорядоченной шероховатости на течение пленки жидкости // Ж. прикл. химии. 1978. Т.51. № 4. С. 773-779.

34. Квурт Ю.П., Холпанов Л.П., Малюсов В.А., Жаворонков М.И. О закономерностях пленочного течения в каналах с регулярной шероховатостью // Докл. АН СССР. 1984. Т.274. № 4. С. 882-884.

35. Квурт Ю.П. Гидродинамические закономерности течения по шероховатой поверхности пленки жидкости с различной вязкостью и тепломассообмен: Дис. ...канд. техн. наук: ИОНХ. М., 1986.

36. Lamourelle A.P., Sandal O.C. Gas absorption into a turbulent liquid // Chem. Eng. Sci. 1972. V.27. №5. P. 1035-1043.

37. Kamei S., Oishi J. Mass and heat transfer in a falling liquid film of wetted wall tower // Mem. Fac. Engn. Kyoto Univ. 950. V.17.

38. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. и др. Новый метод определения количества удерживаемой жидкости в насадочных колоннах // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии» Казань: КГТУ. 2001. С.193-197.
39. Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Ясавеев М.Х. и др. Экспериментальная установка для исследования насадочных контактных устройств // Межвуз. тематич. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань, КГТУ. 1999 – 2000. С.235-239.
40. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.
41. Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования М.: Химия, 1980.
42. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Шигапов И.М., Ясавеев Х.Н. Гидравлические и массообменные характеристики насадочных колонн. Казан. гос. технол. ун-т. Казань, 2000.55с.: 31 ил.-бтабл.-Библиогр. 33 назв. –Рус.-Деп. в ВИНТИ №537 –В00 от29.02.00г.
43. Reinhard Billet. Packed towers in processing and enviropmental technology. VCH. - New York, 1995.
44. Шигапов И.М. Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена: Дис... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 2000.
45. Маряхин Н.Н. Влияние геометрии регулярной гофрированной насадки на ее гидродинамические характеристики : Автореф. дис... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 2003.
46. Дьяконов Г.С., Ясавеев Х.Н., Маряхин Н.Н. и др. Применение программного продукта Phoenics 3.3 для исследования регулярных гофрированных насадок // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии. Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань, 2002.
47. Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Маряхин Н.Н. и др. Разработка новой регулярной насадки и ее гидродинамические и массообменные исследования // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии. Межвуз. тематич. сб. научн. тр. Казань, 2000.

Стабилизатор (рис. 6.2) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, внутри которого расположены 38 массообменных ситчатых тарелок с перекрестным сливом. В верхней части колонны – 19 четырехпоточных тарелок диаметром 2600 мм, в нижней части – стабилизационной - 19 шестипоточных, диаметром 3200 мм. Процесс ректификации происходит при давлении 0,6 – 1,4 МПа и температуре: куба – не более 250 °С, верха – не более 150 °С.

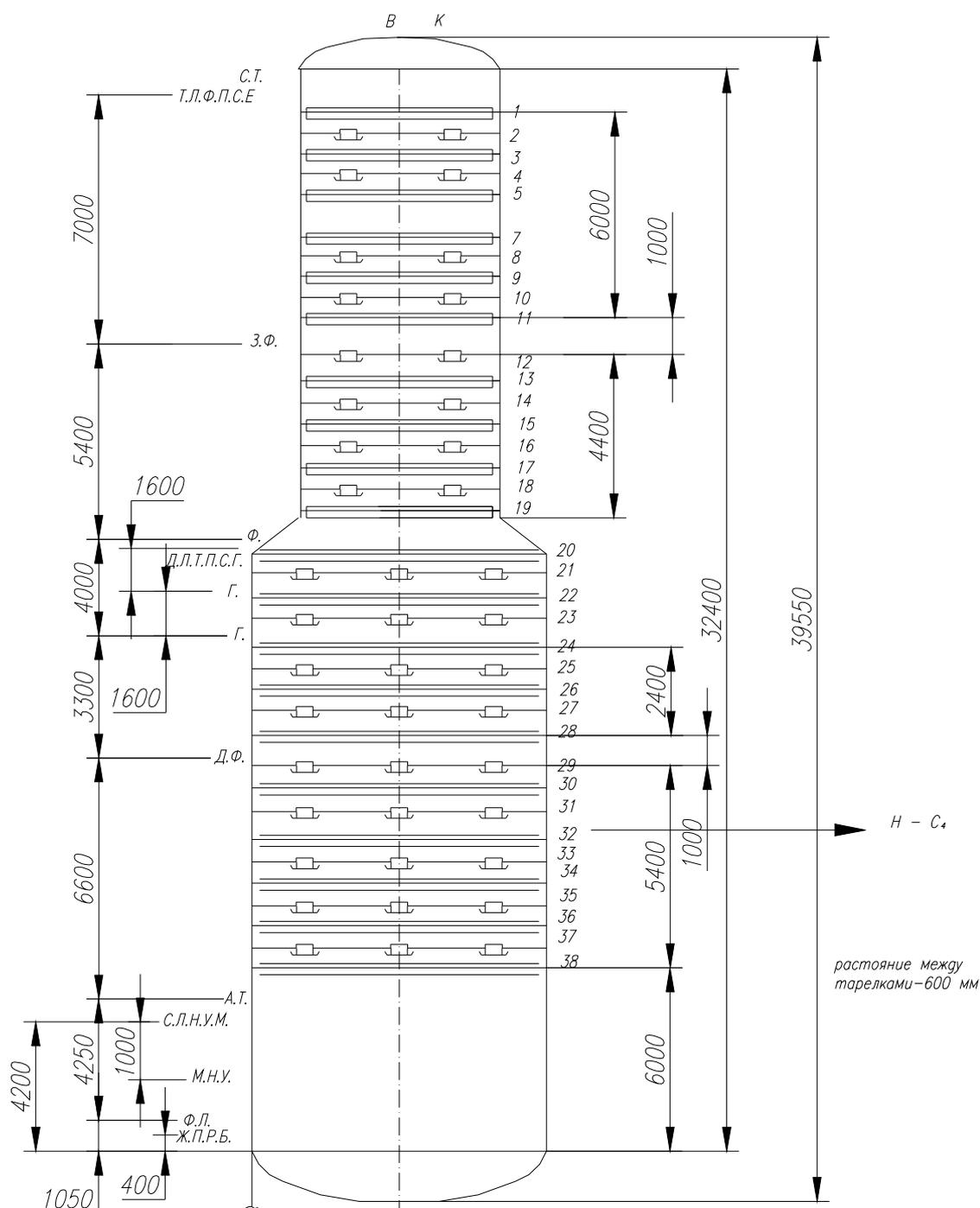


Рис. 6.2. Колонна стабилизации

Нагретая НГК – смесь поступает в среднюю часть стабилизатора. Пары ШФЛУ с верха колонны направляются в воздушные холодильники, где охлаждаются, конденсируются и поступают в емкость орошения. Вывод несконденсированных газов осуществляется в факельную линию либо на Сургутский газоперерабатывающий завод. ШФЛУ из флегмовой емкости насосом откачивается в резервуарный парк. Часть ШФЛУ из емкости поступает в стабилизатор в качестве холодного орошения для регулирования температуры верха колонны.

Из куба стабилизатора выводится стабильный конденсат с температурой до 250 °С, который последовательно проходит межтрубное пространство теплообменников – рекуператоров, где отдает тепло НГК – смеси и выводится после доохлаждения с установки. Подвод тепла в куб стабилизатора производится циркуляцией части кубовой жидкости через огневой подогреватель, которая возвращается в колонну в виде «горячей струи».

Проведена диагностика работы действующей колонны стабилизации К – 701. Рассмотрена работа 6 – ой и 7 – ой линии за периоды с 1.03. по 14.03.98 года, с 1.10. по 30.10.98 года и с 15.07. по 15.08.99 года. Диапазон нагрузок по нефтегазоконденсатной смеси составлял от 160 до 250 м³/час. За рассмотренный период эффективность тарелок верхней секции составляет 0,25, для нижней секции – 0,2.

Исследовано влияние содержания компонентов C₆ и выше на максимальную производительность стабилизатора (Рис. 6.3). Изменение состава C₆ и выше в питании от 65 % до 49 % приводит к снижению максимальной нагрузки с 552 м³/ч до 408 м³/ч. Лимитирует пропускную способность К – 701 по нагрузке узкая часть колонны, диаметром 2,6 м. Данная нагрузка на колонну в указанном диапазоне максимального расхода питания возможна при увеличении тепловой нагрузки на печь до 24 Гкал/час и установке дополнительных теплообменников для подогревания исходной смеси и увеличении площади дефлегматоров.

Повышение эффективности и производительности колонны К – 701 возможно за счёт замены барботажных тарелок в верхней части на новые высокоэффективные насадки. Модернизация заключается в замене тарелок верхней части колонны стабилизации К – 701 на новую насадку *IRG* (глава 5).

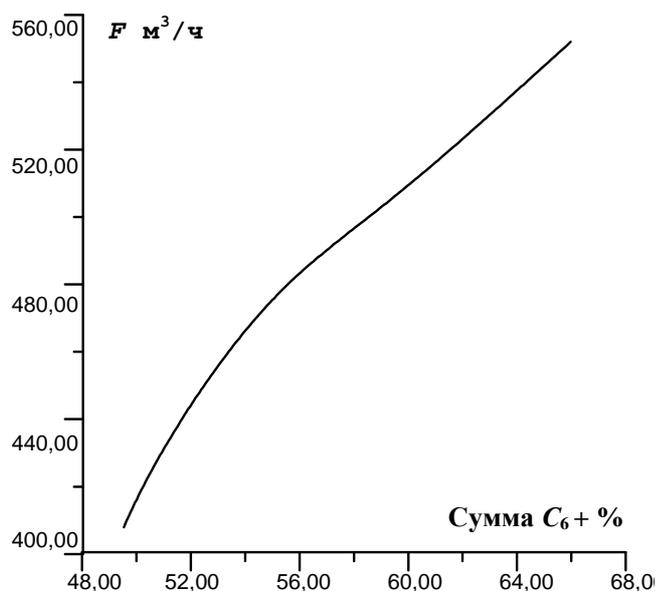


Рис. 6.3. Влияние состава НГК – смеси на максимальную производительность колонны стабилизации

6.2. Математическая модель процесса ректификации в насадочной части колонны К – 701

Задачей моделирования является определение высоты насадки. Для этого разработана математическая модель многокомпонентной ректификации, основанная на фундаментальных уравнениях многокомпонентного массопереноса и дифференциальных уравнениях описывающих движение фаз в колонне. Равновесные данные и матрица коэффициентов многокомпонентной диффузии определялись по разработанным методам молекулярно-статистической теории на основе потенциалов межмолекулярного взаимодействия и частичных функций распределения. Расчет процесса ректификации смеси состоящей из нескольких десятков компонентов по такой модели является трудоемким, поэтому рассматривалась только насадочная часть колонны К – 701. Входные концентрации и расходы в насадочную часть были взяты из тарелочного расчета колонны К – 701, который проводился традиционным методом теоретических тарелок и проверялся по промышленному эксперименту (глава 4).

Таким образом, математическое описание насадочной части колонны состоит из системы дифференциальных уравнений (модели идеального вытеснения и диффузионная), определяющей распределение концентраций в потоках пара и жидкости. При этом в рассматриваемых ниже соотношениях принимается, что межфазный перенос определяется эквимолярным массообменом, что приводит постоянству потоков пара и жидкости по высоте колонны [4-6].

В предположении, что движение потоков пара описывается гидродинамическими моделями идеального вытеснения, а в потоках жидкости существует продольное перемешивание, описание колонны включает следующие дифференциальные уравнения, характеризующие распределение концентраций в потоке по высоте насадки:

$$G \frac{dy}{dz} = Sa[K](y^* - y) \quad (6.1)$$

$$\frac{d_H}{Pe_L} \frac{d^2x}{dz^2} - \frac{dx}{dz} + \frac{S}{L} a[K](y^* - y) = 0 \quad (6.2)$$

где K – матрица коэффициентов массопередачи (уравнение 4.96).

Система уравнений (6.1), (6.2) должна удовлетворять граничным условиям, заданным для верхнего и нижнего сечений насадки в колонне и имеющим вид

$$\vec{y}(0) = \vec{y}^{(0)},$$

$$\vec{x}(0) = \vec{x}^{(0)}, \frac{dx(H)}{dz} = 0.$$

6.3. Расчет ректификации и модернизация колонны К – 701

Задаются начальные условия: расходы и покомпонентный состав паровой и жидкой фазы на входе в насадочную часть; давление в колонне, и высота насадки.

В верхней части колонны паровой поток разделяется на дистиллят, флегму и сдувку в парциальном дефлегматоре. Парциальный конденсатор обладает разделительной способностью, которая обычно учитывается тем, что состав получаемой флегмы полагается равновесным составу несконденсированного пара. Математическое описание парциального конденсатора при этом содержит уравнения балансов для всех компонентов:

$$G_s y_s - G_D (R + 1) x_D = 0, \quad (6.3)$$

уравнение общего материального баланса

$$G_s - G_D (R + 1) = 0, \quad (6.4)$$

а также условия равновесия

$$y_s^* = f(P, x_D). \quad (6.5)$$

Для парциального конденсатора температура флегмы, подаваемой на орошение колонны, принималась равной температуре ее кипения.

Итерационная процедура расчета строится следующим образом:

Шаг.1. Задается высота насадочной части колонны.

Шаг.2. Задаются составы y^0, x^0 , расходы G, L паровой и жидкой фазы на входе в насадочную часть колонны, давление.

Шаг.3. Рассчитывается профиль концентраций в насадке, для чего: решается система дифференциальных уравнений с пересчетом по текущим концентрациям матрицы коэффициентов диффузии, коэффициентов массоотдачи для каждой из фаз и коэффициентов массопередачи, а также условий фазового равновесия.

Шаг.4. По полученным концентрациям компонентов в фазах на выходе из насадки, из уравнений материального баланса и уравнений равновесия вычисляем: T – температуру верха колонны, G_D – расход дистиллята, x_D – состав дистиллята, T_D – температуру парциального дефлегматора, G_S – расход сдувки, y_S – состав сдувки.

Шаг.5. Проверяется x_D на соответствие с нормами, в случае плохого решения, меняется высота насадочной части колонны и переходим к шагу 1.

Результаты расчета нефтегазоконденсатной смеси из 22 компонентов для слоя насадки в колонне К – 701 представлены на рис. 6.3. и 6.4 [6].

Для повышения качества разделения в сентябре 2003 года проведена модернизация одного колонного аппарата К – 701/1 шестой технологической нитки УСК – 2.

Модернизация включает замену тарелок с 1 по 15 (диаметр 2,6 м) на новую регулярную насадку *IRG* ИВЦ «Инжехим», изготовленную из нержавеющей стали. Насадка размещается в колонне одним слоем высотой 8 м. Объем насадки составляет 43 м³.

Выше слоя насадки устанавливается оросительное устройство лоткового типа. Насадка укладывается на опорную решетку.

Реализация этого варианта модернизации тарелок колонны стабилизации позволит разделять до 250 м³/час НГК – смеси и снизить содержание изопентана в стабильном конденсате.

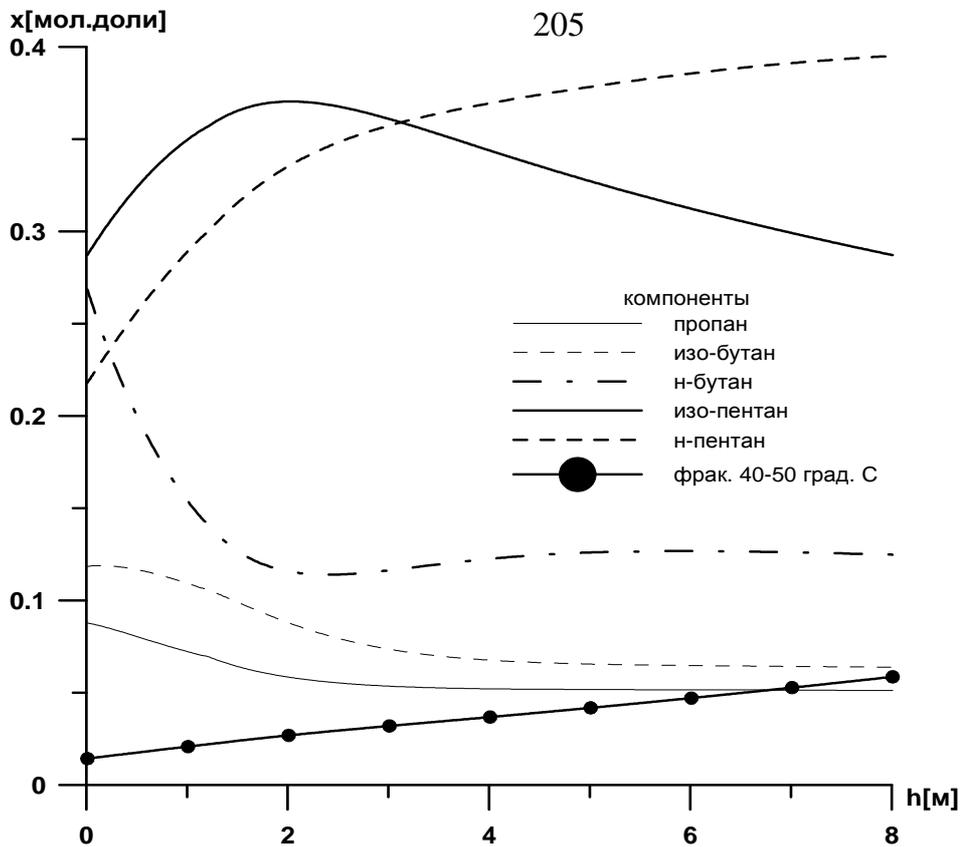


Рис. 6.3. Профиль концентраций некоторых компонентов нефтегазоконденсатной смеси по высоте насадки (0 – соответствует верхнему уровню насадки).

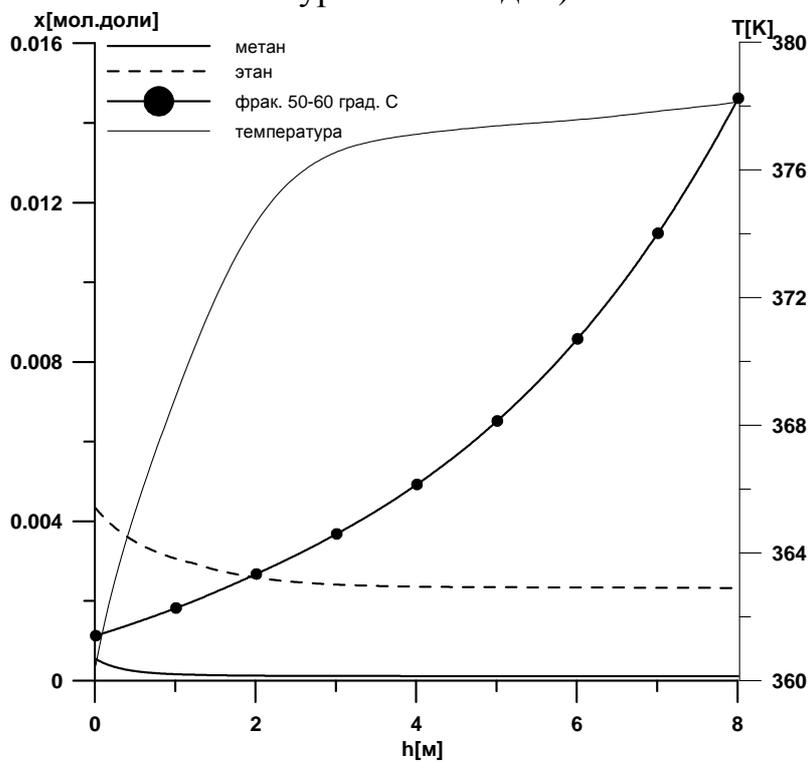


Рис. 6.4. Профиль концентраций некоторых компонентов нефтегазоконденсатной смеси и температуры по высоте насадки (0 – соответствует верхнему уровню насадки).

По результатам эксплуатации колонны после реконструкции установлено, что повысилось содержание изопентана в ШФЛУ с 9 – 10 % масс. до 11,7 % масс. и снизилось содержание компонентов ΣC_6 до 0,36 % масс.

6.4. Исследование дебутанизатора и изопентановой колонны на газофракционирующей установке (ГФУ)*

Рассмотрен процесс разделения широкой фракции легких углеводородов, осуществляемого на действующей газофракционирующей установке Сургутского ЗСК.

Выполнено исследование температурных режимов дебутанизатора и изопентановой колонны. Установлено, что изменение параметров процесса позволяет производить изопентановую фракцию марки А при одновременном уменьшении флегмового числа с 14,43 до 13 (без реконструкции колонны).

Показано, что, замена существующих клапанных тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны на нерегулярную насадку обеспечивает возможность получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494 – 79 и снижение флегмовых чисел. Производительность колонн при этом возрастает на 50 % [7 – 12].

6.4.1. Исследование температурных режимов дебутанизатора и изопентановой колонны

В условиях Сургутского завода стабилизации конденсата режим работы колонны стабилизации, а следовательно и состав широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ) определяется требованиями к началу кипения прямогонного бензина, направляемого на риформинг. На заводе отдельной колонны подготовки сырья для риформинга не предусмотрено, поэтому фракции, выкипающие до 62 °С должны отбираться вместе с ШФЛУ.

В связи с ужесточением требований к качеству товарных бензинов, в частности по содержанию бензола, начало кипения сырья риформинга должно быть соответственно повышено. Следовательно, при стабилизации конденсата необходимо осуществлять более глубокий отбор ШФЛУ, то есть конец кипения ее и содержание в ней углеводородов от гексана и выше должны быть относительно высокими.

Наиболее ценными компонентами в составе ШФЛУ являются изобутан и изопентан. Изобутан, по требованию новых государственных стандартов, в составе товарных бензинов должен быть исключен (для уменьшения упругости

* В работе принимал участие Дияров И.Н.

пара и потерь в атмосферу), поэтому он может полностью использоваться как нефтехимическое сырье. Изопентан представляет большой интерес как высокооктановый компонент пусковых фракций товарных бензинов и как нефтехимическое сырье. В зависимости от конъюнктуры рынка использование его по этим направлениям может колебаться. Экономическая эффективность реализации изопентана как компонента бензинов и как сырья для нефтехимии может быть различной. Требования к этим двум видам изопентана различны и они отражены в технических условиях на изопентановую фракцию по двум маркам А и Б (табл. 6.1)

Таблица 6.1 Изопентановая фракция (по ТУ 38.101494-79)

Показатели	Норма по маркам	
	А	Б
Углеводородный состав, % масс.:		
сумма углеводородов С ₂ – С ₄ , не более	1,5	6,0
изопентан, не менее	97,5	80,0
н – пентан, не более	2,5	18,0
сумма углеводородов С ₆ и выше, не более	0,3	1,0
сумма непредельных углеводородов, не более	0,5	1,0
Содержание примесей, % масс.:		
Сернистых соединений в пересчете на серу, не более	0,003	0,01
Щелочи	отс.	отс.
Свободной воды и механических примесей	отс.	отс.

Существующая на Сургутском заводе стабилизации конденсата установка получения изопентановой фракции по проекту предназначена для производства изопентановой фракции марки Б, которая используется только как высокооктановый компонент бензина. Данные исследования направлены на решение технических и технологических задач, которые позволят производить на Сургутском ЗСК изопентановую фракцию обеих марок.

Проектный режим работы дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 6.2.

Таблица 6.2. Проектный режим работы дебутанизатора и изопентановой колонны

Параметр	Дебутанизатор	Изопентановая колонна
Давление верха, кгс/см ²	10,7	3,0
Давление низа, кгс/см ²	11,3	3,5
Флегмовое число	1,5	14,43
Число теоретических тарелок	27	68

Параметр	Дебутанизатор	Изопентановая колонна
Число действительных тарелок	49	100
Теоретическая тарелка питания	14	33
Тарелка питания практическая	24	48
Температура низа, °С	140 – 145	96 – 106

Состав ШФЛУ, соответствующий проекту, % масс:

– этан	1,77
– пропан	27,55
– изобутан	26,24
– н – бутан	19,35
– изопентан	8,24
– н – пентан	8,63
– гексан и выше	8,22

Для оценки значения КПД тарелок применялись методы О'Коннелла и Чу, по которым общий КПД тарелки определяется в зависимости от произведения вязкости жидкости на коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов. Корреляция Чу более точна при больших флегмовых числах и расходах жидкости.

Корреляция О'Коннелла:

$$E = 0,49(\mu_{ж}\alpha)^{-0,245},$$

Корреляция Чу:

$$E = 0,47(\mu_{ж}\alpha)^{-0,245} (L/G)^{0,3} 10^{0,3h},$$

где E – общий КПД тарелки, $\mu_{ж}$ – вязкость жидкости, спз, α – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов, L – количество жидкого потока в произвольном сечении ректификационной колонны, G – количество парового потока в произвольном сечении ректификационной колонны, h – высота переливной планки на тарелке, м.

Результат расчета КПД тарелок по методу О'Коннелла и Чу для некоторых тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 6.3 и 6.4.

Таблица 6.3. Результат расчета КПД тарелок для дебутанизатора

№ тарелки	КПД по О'Коннеллу	КПД по Чу
26	0,794	0,669
25	0,799	0,673
23	0,802	0,674
19	0,807	0,673
17	0,810	0,672

№ тарелки	КПД по О'Коннеллу	КПД по Чу
15	0,813	0,824
13	0,826	0,835
11	0,831	0,840
9	0,834	0,842
5	0,836	0,844
3	0,837	0,846
2	0,838	0,848

Таблица 6.4. Результат расчета КПД тарелок для изопентановой колонны

№ тарелки	КПД по О'Коннеллу	КПД по Чу
67	0,726	0,690
60	0,726	0,690
56	0,726	0,690
53	0,727	0,690
49	0,727	0,691
46	0,727	0,691
42	0,727	0,691
37	0,728	0,691
35	0,728	0,728
31	0,728	0,728
29	0,728	0,729
26	0,729	0,729
20	0,729	0,729
16	0,729	0,729
7	0,729	0,729
6	0,729	0,730
4	0,730	0,730
3	0,730	0,731
2	0,731	0,732

При расчете КПД тарелок по методу Чу получились различные значения КПД тарелок для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны, так как этот метод учитывает изменение соотношения жидкостного и парового потоков по высоте колонны.

В начальной стадии выполнения работы были проведены исследования влияния температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны на выход и качество изопентановой фракции и на тепловую нагрузку кипятильников и конденсаторов – холодильников колонн. Все остальные параметры процесса

имели проектные значения. На рис. 6.6, 6.7 приведены результаты этих исследований [7 – 12].

Как видно из рис. 6.5, 6.6 чистота целевой изопентановой фракции и отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ в решающей степени зависят от температурного режима низа дебутанизатора и изопентановой колонны.

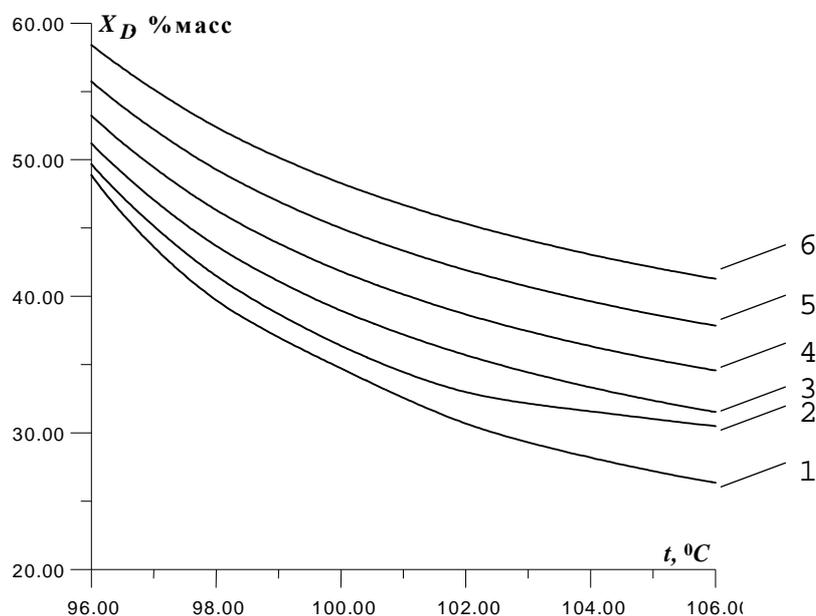


Рис. 6.5. Влияние температуры низа изопентановой колонны на содержание изопентана в изопентановой фракции

Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}=145$ °C; 2 – $t_{н.д.}=144$ °C;
3 – $t_{н.д.}=143$ °C; 4 – $t_{н.д.}=142$ °C; 5 – $t_{н.д.}=141$ °C; 6 – $t_{н.д.}=140$ °C

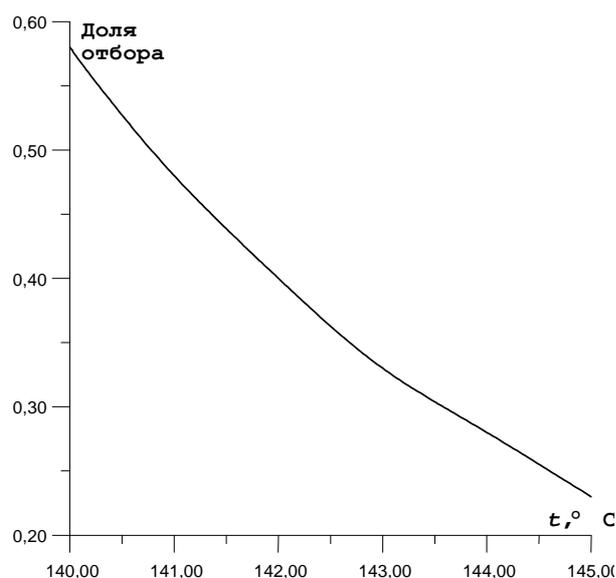


Рис. 6.6. Влияние температуры низа дебутанизатора на долю отбора изопентана от потенциала ШФЛУ

Это объясняется тем, что разделяемые компоненты смеси (изопентан и н – пентан) имеют очень близкие температуры кипения и, следовательно, мало отличаются по относительной летучести. Поэтому, если в изопентановой колонне температура куба ниже, то изопентан уходит с кубовым продуктом и в дистилляте его содержание незначительно, то есть отбор изопентана от потенциала, а, следовательно, и выход изопентановой фракции малы. В случае же завышения температуры куба происходит повышение содержания н-пентана в дистилляте и уменьшается чистота целевой изопентановой фракции. Таким же образом, если в дебутанизаторе температура низа ниже, то в кубовый продукт, являющийся сырьем изопентановой колонны попадает большое количество бутанов, которые затем оказываются в изопентановой фракции и понижают ее чистоту. Если температура в кубе дебутанизатора выше, то значительные количества изопентана уходят с пропан – бутановой фракцией и его содержание в целевой изопентановой фракции уменьшается. В работе [13] изучено влияние температуры куба предтоварной колонны на качество и энергоемкость ректификации действующей установки разделения алкилата в производстве изопропилбензола и найдено, что повышение температуры куба от 164 до 165 °С приводит к 2 – х кратному росту энергозатрат в кипятильнике и сокращению потока ИПБ – сырца от 6000 до 3500 кг/ч.

Эти данные показывают, что при выделении индивидуального компонента температура низа колонны может изменяться только в очень узких пределах.

Из рис. 6.6, 6.7 видно, что проектные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны не являются рациональными, так как максимально возможная чистота изопентановой фракции при этом режиме составляет всего 58,41 % при отборе изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ 58 % . Задачей исследования является нахождение более рационального температурного режима низа колонн. Исследования проводились при более низких температурах низа дебутанизатора и изопентановой колонны. Эти результаты представлены в. На рис. 6.7, 6.8.

Как видно, необходимая для марки А чистота изопентановой фракции (не менее 97,5 % масс.) достигается уже при температуре низа дебутанизатора 138,5 °С и температуре низа изопентановой колонны равной 87,0 °С. Однако отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ при этих условиях составляет всего 41 % (рис. 6.8). Оптимальные с точки зрения отбора изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ, а следовательно и выхода изопентановой фракции при обеспечении чистоты изопентановой фракции, соответствующей марке А по ТУ. 38.101494 – 79 температуры низа

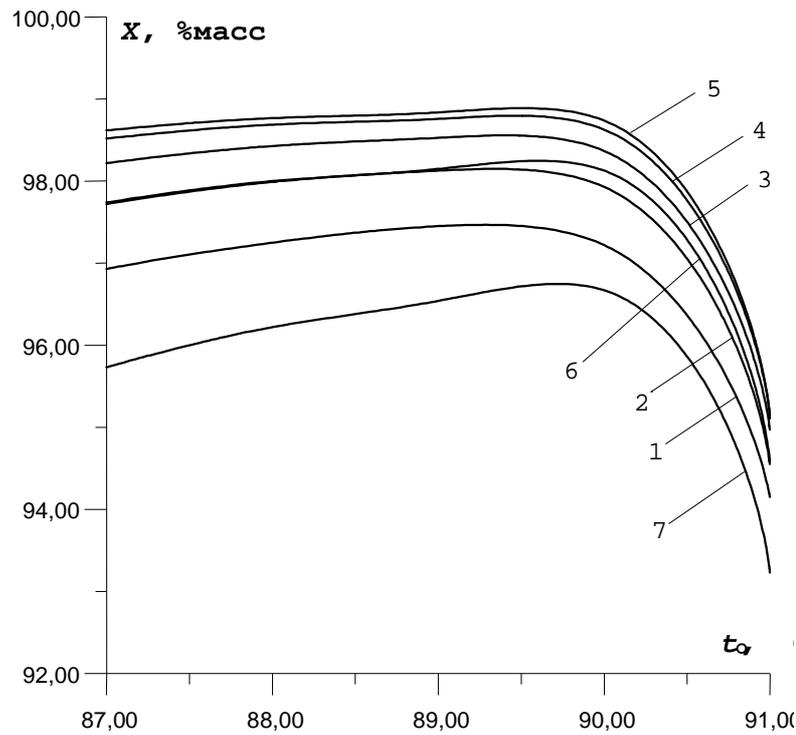


Рис. 6.7. Влияние температуры низа изопентановой колонны на содержание изопентана в изопентановой фракции
 Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}=139$ °С; 2 – $t_{н.д.}=138,5$ °С; 3 – $t_{н.д.}=138$ °С; 4 – $t_{н.д.}=137,5$ °С; 5 – $t_{н.д.}=137$ °С; 6 – $t_{н.д.}=136,5$ °С; 7 – $t_{н.д.}=136$ °С

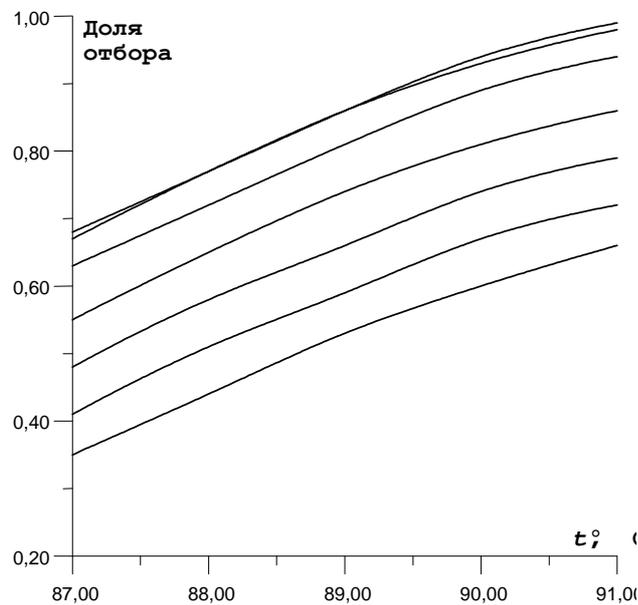


Рис. 6.8. Влияние температуры низа изопентановой колонны на долю отбора изопентана от потенциала ШФЛУ
 Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}=139$ °С; 2 – $t_{н.д.}=138,5$ °С; 3 – $t_{н.д.}=138$ °С; 4 – $t_{н.д.}=137,5$ °С; 5 – $t_{н.д.}=137$ °С; 6 – $t_{н.д.}=136,5$ °С; 7 – $t_{н.д.}=136$ °С

дебутанизатора и изопентановой колонны равны соответственно 136,5 °С и 90 °С (при давлении в кубе дебутанизатора 11,3 кгс/см², а в кубе изопентановой колонны 3,5 кгс/см²). При этом чистота изопентановой фракции составляет 98,13 % масс. и отбор изопентана от потенциала в ШФЛУ – 93 %. Видно закономерное снижение тепловых нагрузок испарителей и конденсаторов – холодильников колонн при соответствующем уменьшении температур низа (рис. 6.9, 6.10).

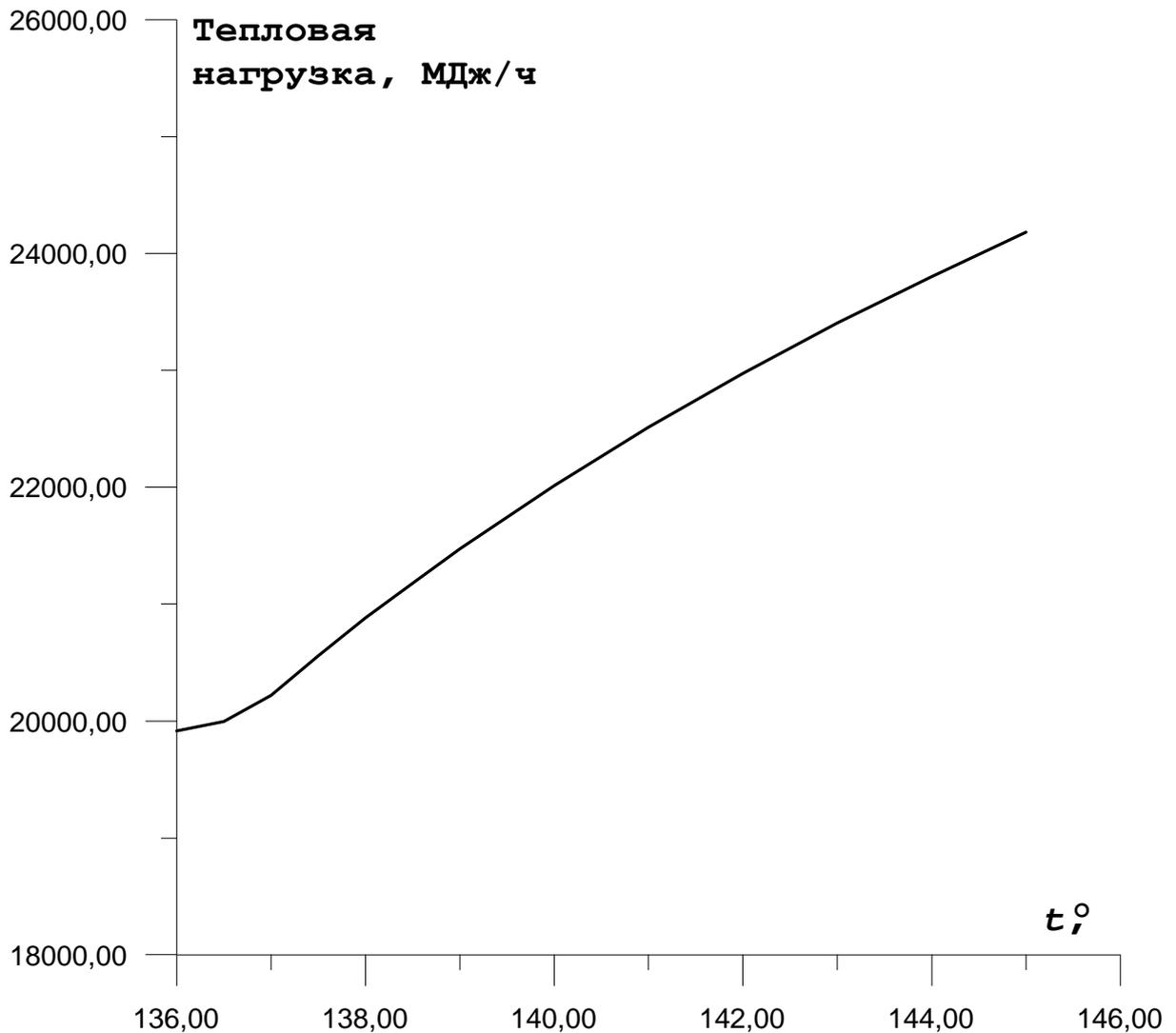


Рис. 6.9. Влияние температуры низа дебутанизатора на тепловую нагрузку кипятивильника колонны К – 10

Таким образом, этими исследованиями установлено, что при изменении параметров процесса на этой установке можно производить изопентановую фракцию марки А с достаточно высоким выходом [7 – 12].

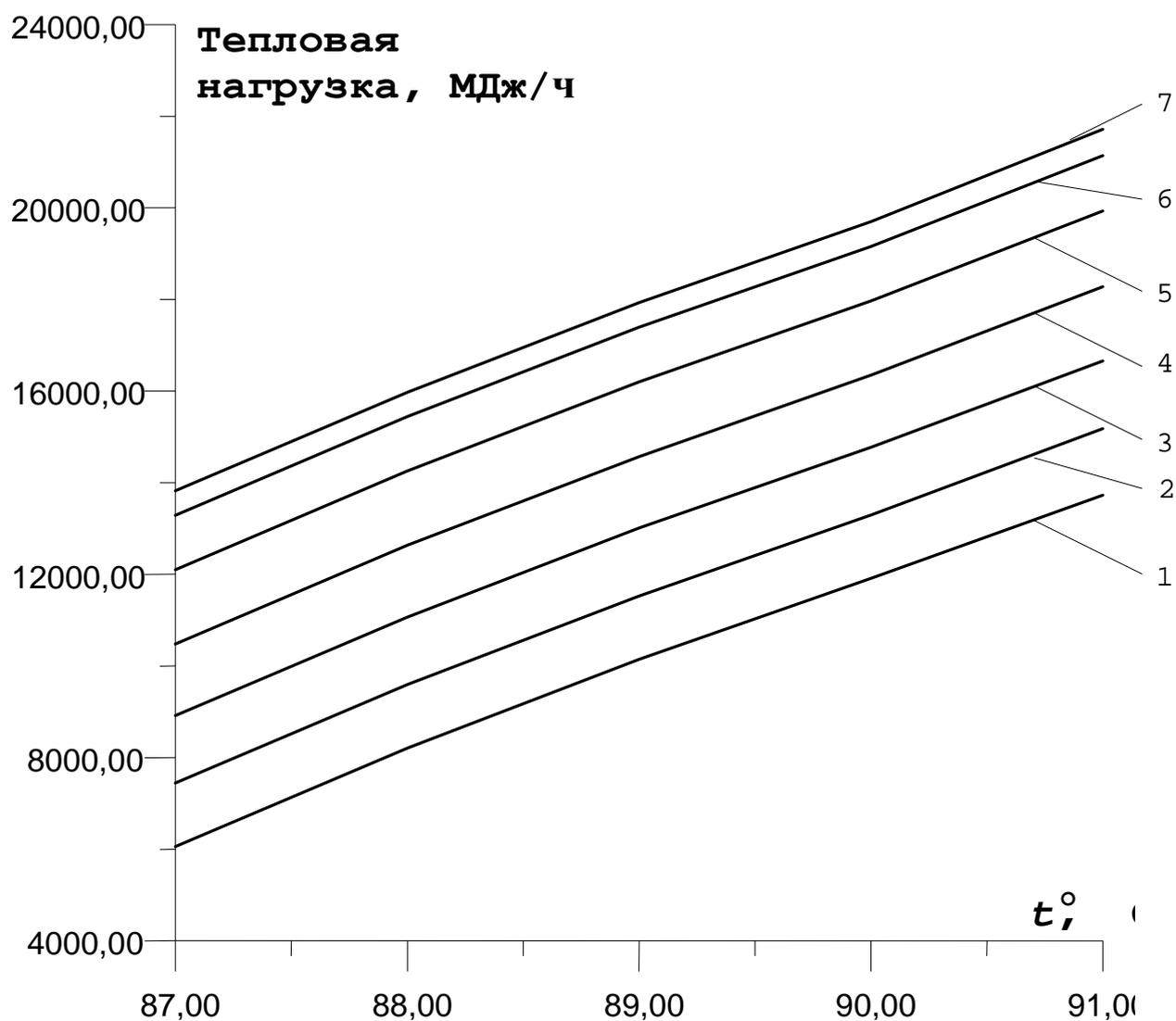


Рис. 6.10. Влияние температуры низа изопентановой колонны на тепловую нагрузку кипятильника К – 11

Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}=139$ °C; 2 – $t_{н.д.}=138,5$ °C; 3 – $t_{н.д.}=138$ °C; 4 – $t_{н.д.}=137,5$ °C; 5 – $t_{н.д.}=137$ °C; 6 – $t_{н.д.}=136,5$ °C; 7 – $t_{н.д.}=136$ °C

Рассмотрим далее возможность уменьшения флегмового числа при выбранном температурном режиме колонн, то есть температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны равны соответственно 136,5 °C и 90 °C (при давлении в кубе дебутанизатора 11,3 кгс/см², а в кубе изопентановой колонны 3,5 кгс/см²).

Данные на рис. 6.11 показывают, что в исследованных условиях возможно уменьшение флегмового числа в изопентановой колонне с 14,43 (по проекту) до 13,0 при этом обеспечивается получение изопентановой фракции марки А.

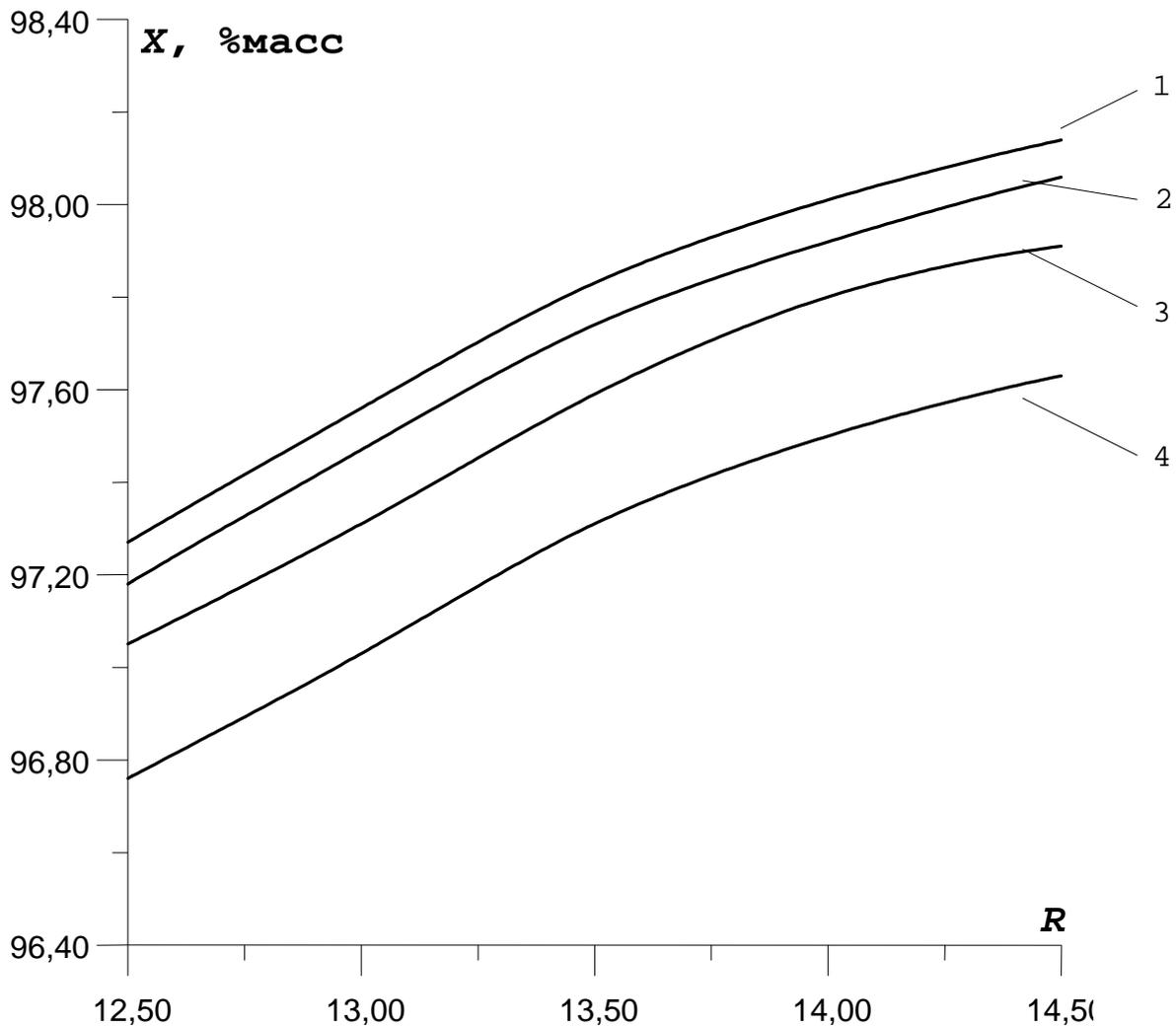


Рис. 6.11. Влияние флегмового числа в изопентановой колонне на содержание изопентана в изопентановой фракции
Флегмовое число дебутанизатора: 1 – $R_D=1,5$; 2 – $R_D=1,4$; $R_D=1,3$; 4 – $R_D=1,2$

6.4.2. Влияние давления на значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонн

Очевидно, что давление в колоннах будет влиять на оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны. Для изучения этого влияния выполнили расчеты процесса ректификации при различных значениях давления в колоннах и найти оптимальные температурные режимы низа колонн.

Результаты проведенных исследований сведены в итоговую табл. 6.5, из которой можно сделать следующие выводы:

1. Температурный режим низа дебутанизатора и изопентановой колонны зависит от давления. При увеличении давления в дебутанизаторе с 11,0 до 11,6

кгс/см² оптимальная температура низа увеличивается со 135 °С до 138 °С, при увеличении давления в изопентановой колонне с 3,2 до 3,8 кгс/см² оптимальная температура низа изопентановой колонны увеличивается с 87 °С до 93 °С.

2. Давление в колоннах при оптимальном температурном режиме влияет на отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ. Уменьшение давления приводит к увеличению выхода изопентановой фракции и максимально возможный отбор изопентана от потенциала в ШФЛУ достигается при давлении в кубе дебутанизатора 11,0 кгс/см² и кубе изопентановой колонны 3,2 кгс/см² и составляет 98,0 %. При этом температура низа дебутанизатора равна 135 °С и температура низа изопентановой колонны 87 °С.

3. Уменьшение давления в колоннах затрудняет условия конденсации верхнего продукта и увеличивает тепловую нагрузку конденсаторов-холодильников и, следовательно, кипятильников колонн (для сохранения теплового баланса). В большей степени это проявляется для изопентановой колонны, в которой поддерживается значительное флегмовое число. Так, уменьшение давления в изопентановой колонне с 3,8 до 3,5 кгс/см² (при давлении в дебутанизаторе 11,0 кгс/см²) увеличивает тепловую нагрузку конденсатора – холодильника этой колонны с 20550 до 22685 МДж/ч, а кипятильника соответственно с 18570 до 20448 МДж/ч. При этом тепловые нагрузки кипятильников и конденсаторов дебутанизатора и изопентановой колонны не превышают допустимых по проекту величин.

Таблица 6.5. Влияние давления на оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны

Давление низа, кгс/см ²		Оптимальная температура низа, °С		Тепловая нагрузка, МДж/ч				Отбор изопентана	Содержание изопентана.
Дебутанизатор	изопентановая колонна	дебутанизатор	изопентановая колонна	конденсатор дебутанизатора	кипятильник дебутанизатора	конденсатор изопентановой колонны	кипятильник изопентановой колонны	от потенциала в ШФЛУ	в изопентановой фракции, % масс
11,0	3,2	135	87	3501	2000	22685	20448	0,98	97,60
11,6	3,2	138	87	5	3	22484	20126	0,97	97,80
11,0	3,8	135	93	3459	1999	20550	18570	0,91	97,91

11,6	3,8	138	93	1 3501 5 3459 1	9 2000 3 1999 9	20341	18242	0,90	98,14
------	-----	-----	----	-----------------------------	-----------------------------	-------	-------	------	-------

6.4.3. Влияние состава сырья на температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны

Конъюнктура рынка нефтепродуктов и нефтехимического сырья, а также взаимосвязь технологических установок и линий могут приводить и приводят к необходимости различной степени стабилизации поступающего на завод конденсата, следовательно и к различному составу широкой фракции легких углеводородов, которая является верхним продуктом колонны стабилизации и ее состав определяется режимом работы колонны стабилизации.

Сырьем колонны стабилизации является нефтегазоконденсатная смесь (НГК – смесь), состав которой может изменяться в широких пределах (табл. 6.6).

Таблица 6.6. Состав сырья Сургутского ЗСК (НГК – смеси) в различные периоды

Состав (% масс)	с 01.01.96 по 30.12.96		с 01.01.97 по 31.12.97		с 01.01.98 по 31.05.98	
	макс.	мин.	макс.	мин.	макс.	мин.
Этан	1,76	0,45	0,51	0,45	1,47	0,26
Пропан	15,99	7,40	12,88	6,88	16,69	7,46
Изобутан	8,13	4,19	9,31	4,22	9,35	5,08
Н – бутан	12,78	3,44	14,10	6,79	12,26	5,57
Изопентан	13,65	0,76	12,81	0,23	12,65	3,71
Н – пентан	13,21	2,96	12,51	0,39	13,52	3,60
С ₆ и выше	71,96	51,94	68,93	53,23	64,76	47,14

В дальнейших исследованиях рассмотрены некоторые режимы работы колонны стабилизации с получением ШФЛУ различного состава его влияние на режимы работы дебутанизатора и изопентановой колонны, при этом состав НГК – смеси (% масс.) на конкретный момент времени по заводским данным:

Этан	0,89
Пропан	9,77
Изобутан	5,90
Н – бутан	8,77

Изопентан	6,61
Н – пентан	6,94
Н – гексан	2,63
2 – метилпентан	2,96
Бензол	0,19
Циклогексан	4,08
Н – гептан	2,45
2 – метилгексан	2,46
Толуол	1,05
Метилциклогексан	8,09
Н – октан	2,17
2 – метилгептан	2,07
О – ксилол	0,47
Этилциклогексан	4,27
Н – нонан	1,20
2,2,3 – триметилгексан	1,83
Метилстирол	0,79
Н – пропилциклогексан	2,87
1 – нонен	0,08
C ₁₀ и выше	21,46
ИТОГО	100,00

Проектный режим работы колонны стабилизации, дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 6.7.

Как было сказано выше, состав ШФЛУ определяется режимом работы колонны стабилизации, в первую очередь флегмовым числом и температурным режимом. На Сургутском заводе в зависимости от приведенных выше факторов содержание углеводородов C₆ и выше в ШФЛУ может меняться от менее одного до более восьми процентов массовых. Изменение состава ШФЛУ в таких широких пределах вызывает необходимость изменения режима работы дебутанизатора и изопентановой колонны. Зависимость состава ШФЛУ от флегмового числа в колонне стабилизации при проектном режиме (табл. 6.7).

Таблица 6.7. Проектный режим работы колонны стабилизации, дебутанизатора и изопентановой колонны

Параметр	Колонна стабилизации	Дебутанизатор	Изопентановая колонна
Давление верха, кгс/см ²	10,8	10,7	3,0
Давление низа, кгс/см ²	11,4	11,3	3,5
Флегмовое число	0,3 – 0,6	1,5	14,43
Число теоретических тарелок	22	27	68

Число действительных тарелок		38	49	100
Теоретическая тарелка питания	тарелка	11	14	33
Тарелка питания		20	24	48

Важнейшим параметром, определяющим состав ШФЛУ является также температурный режим колонны стабилизации. Исследован процесс ректификации в колонне стабилизации при различных температурных режимах и флегмовом числе 0,5, а также сделан поиск оптимальных значений температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны для каждого случая в зависимости от содержания C_6 и выше в ШФЛУ [7 – 12].

Полученные результаты по определению оптимальных температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны в зависимости от содержания в ШФЛУ сведены в итоговую табл. 6.8.

Таблица 6.8. Зависимость температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны от содержания в ШФЛУ углеводородов C_6 и выше

Содержание в ШФЛУ углеводородов C_6 и выше (% масс.)	Оптимальная температура низа	
	дебутанизатор	изопентановая колонна
0,82	125,5	79
1,61	126,5	80
2,46	127,0	80
3,28	128,0	81
4,10	128,5	81
4,92	129,0	82
5,74	130,0	83
6,58	130,0	83
7,38	131,0	84
8,25	131,5	85

Таким образом установлено, что при увеличении содержания углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ с 0,82 до 8,25 происходит увеличение оптимальных температур низа на 6 °С: в дебутанизаторе со 125,5 до 131,5 °С и в изопентановой колонне с 79 до 85 °С.

Последний рассмотренный вариант состава ШФЛУ по содержанию углеводородов C_6 и выше совпадает с составом ШФЛУ, принятым по проекту установки извлечения изопентана. Оптимальный температурный режим колонн имеет следующие значения: температура низа дебутанизатора $t_{н.д.} = 136,5$ °С и

температура низа изопентановой колонны $t_{н.из.}=90$ °С. Эти значения существенно выше чем для последнего рассмотренного варианта состава ШФЛУ. В табл. 6.9 и 6.10 приведены составы потоков для двух вариантов.

Таблица 6.9. Составы потоков для проектного варианта состава ШФЛУ при температуре низа дебутанизатора $t_{н.д.}=136,5$ °С и температуре низа изопентановой колонны $t_{н.из.}=90$ °С

Состав (%масс.)	ШФЛУ	Дебутанизатор		Изопентановая колонна	
		верхний продукт	кубовый продукт	верхний продукт	кубовый продукт
Этан	1,77	2,36	0,00	0,00	0,00
Пропан	27,55	36,78	0,00	0,00	0,00
Изобутан	26,24	35,03	0,03	0,09	0,00
Н – бутан	19,35	25,72	0,34	1,08	0,00
Изопентан	8,24	0,10	32,53	98,13	2,78
Н-пентан	8,63	0,01	34,35	0,70	49,62
C_6 и выше	8,22	0,00	32,74	0,00	47,60
ИТОГО	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Сравнение таблиц 6.9 и 6.10 показывает, что оптимальный температурный режим колонн определяется не только содержанием углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ, но и относительным содержанием н – пентана в тяжелой части. Так, в последнем рассмотренном варианте в ШФЛУ и кубовых продуктах содержится относительно больше н – пентана, чем более тяжелых углеводородов и поэтому оптимальные температуры низа колонн существенно ниже, чем для проектного состава сырья.

Итак, в результате проведенного исследования установлено, что оптимальный температурный интервал низа колонн очень узок- в пределах 1 °С и поэтому очень важно его точное определение. Он, в свою очередь, определяется составом ШФЛУ, поступающей на установку, который меняется во времени. В связи с этим встает проблема оптимизации температурных режимов кубов колонн в конкретный момент времени для соответствующего этому моменту состава исходной ШФЛУ. Для решения этой задачи предложена схема (рис. 6.12) [7].

Таблица 6.10. Составы потоков для последнего рассмотренного варианта состава ШФЛУ при температуре низа дебутанизатора $t_{н.д.}=132\text{ }^{\circ}\text{C}$ и температуре низа изопентановой колонны $t_{н.из.}=85\text{ }^{\circ}\text{C}$

Состав (%масс.)	ШФЛУ	Дебутанизатор		Изопентановая колонна	
		верхний продукт	кубовый продукт	верхний продукт	кубовый продукт
Этан	1,59	2,68	0,00	0,00	0,00
Пропан	21,45	36,07	0,00	0,00	0,00
Изобутан	13,98	23,50	0,01	0,02	0,00
Н – бутан	21,16	35,49	0,13	0,36	0,00
Изопентан	16,41	2,02	37,35	98,32	1,61
Н – пентан	17,16	0,24	41,80	1,30	65,54
C_6 и выше	8,25	0,00	20,71	0,00	32,85
ИТОГО	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

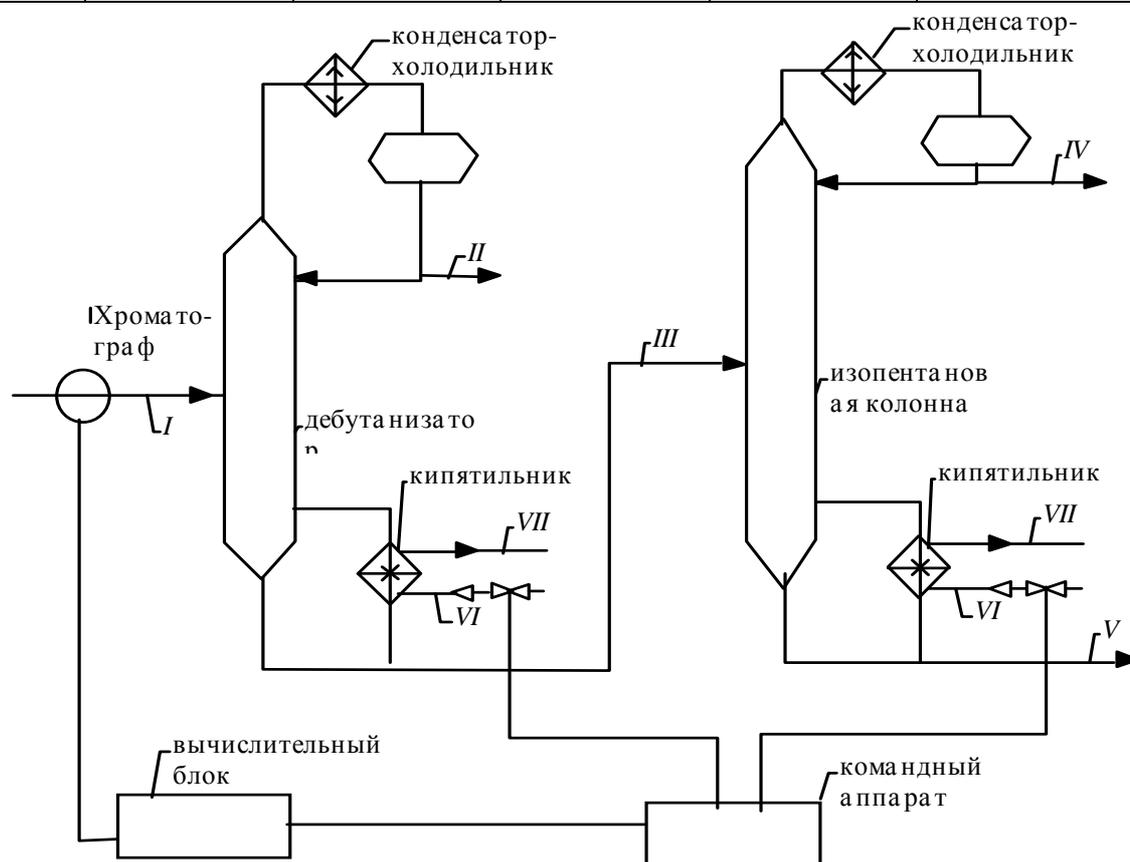


Рис. 6.12. Предлагаемая схема регулирования температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны:

Потоки: I – ШФЛУ; II – пропан – бутановая фракция; III – пентан-гексановая фракция; IV – изопентановая фракция; V – н – пентан и выше; VI – греющий пар; VII – конденсат

На линии подачи сырья на установку устанавливается хроматограф, который анализирует его состав и передает данные на вычислительный блок, в котором осуществляется математическое моделирование и точный расчет процесса ректификации при различных значениях технологических параметров и по алгоритму оптимизации находят оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны, которые затем передаются на командный аппарат регулирования температуры низа колонн.

6.5. Модернизация дебутанизатора и изопентановой колонн

В данном разделе в качестве примеров рассмотрена возможность замены клапанных тарелок на современную нерегулярную насадку- каскадные мини-кольца *Cascade Mini – Rings – CMR* фирмы *Glitsch*, а также на новую разработанную насадку ЗСК (глава 5) с целью повышения качества разделения и снижения флегмовых чисел.

6.5.1. Замена тарелок на насадку фирмы *Glitsch*

В качестве примера [7,14] первоначально рассмотрим замену тарелок в колоннах на зарубежную насадку (рис. 6.13).

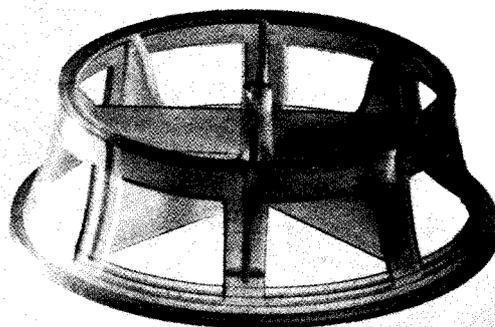


Рис. 6.13. Каскадные мини – кольца *CMR (Glitch)*

Фирма *Glitch* – производитель насадки – проводила исследования по эффективности массообмена на углеводородных системах и установила зависимость высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ) от фактора скорости (рис. 6.14) [15], который определяется как:

$$C = V_S \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v}}, \quad (6.6)$$

где C – фактор скорости, м/ч; V_S – линейная скорость паров в пространстве над жидкостью, м/ч; ρ_v – плотность паров, кг/м³; ρ_l – плотность жидкости, кг/м³.



Рис. 6.14. Зависимость эффективности (ВЭТТ) от фактора скорости для металлических колец:

1– Палля диаметром 50,8 мм; 2 – каскадных мини – колец №2

Фактор скорости для дебутанизатора равен:

$$C = V_S \sqrt{\rho_v / (\rho_l - \rho_v)} = \frac{3500}{\left(\frac{2,4}{2}\right)^2 \times \pi} \sqrt{26 / (490 - 26)} = 183 \text{ м/ч.} \quad (6.7)$$

Согласно графику на рис. 6.14 ВЭТТ каскадных мини – колец для дебутанизатора составляет 0,6 м.

Фактор скорости для изопентановой колонны равен:

$$C = V_S \sqrt{\rho_v (\rho_l - \rho_v)} = \frac{5900}{\left(\frac{2,4}{2}\right)^2 \times \pi} \sqrt{9 / (490 - 26)} = 167 \text{ м/ч.} \quad (6.8)$$

Согласно графику на рис. 6.14 ВЭТТ каскадных мини – колец для изопентановой колонны составляет 0,55 м.

Высота дебутанизатора составляет 41,9 м, расстояние от днища до нижней тарелки 37,6 м, расстояние от верхней тарелки до обводной трубы 1,6 м. Таким образом высота дебутанизатора, пригодная под насадку составляет 41,9 – 37,6 – 1,6 = 36,54 м. В насадочных колоннах высоту насадки рекомендуют не более 12 футов [16], то есть секции по 3,65 метра, между которыми располагаются перераспределители потоков. Это связано с тем, что при движении жидкости через слой насадки жидкость имеет тенденцию перемещаться от центра к стенкам, что уменьшает эффективность работы насадочной колонны. Высота дебутанизатора позволяет установить 7 секций с насадкой высотой по 3,65 метра, что составит 3,65 × 7 = 25,6 м. При этом на перераспределителе потоков придется 36,54 – 25,6 = 10,94 м. Если принять ВЭТТ 0,55 м, то слой насадки высотой 3,65 м составляет 6 теоретических тарелок, а 7 слоев – примерно 42 теоретические тарелки. Следовательно, в дебутанизатор можно положить

насадку из каскадных мини колец №2, эквивалентную, по меньшей мере, 40 теоретическим ступеням контакта с учетом перераспределителей потоков между секциями.

Высота изопентановой колонны позволяет организовать 12 секций с насадкой с высотой по 3,65 метра, что составит 43,8 метра. При этом на перераспределители потоков приходится $60,36 - 43,8 = 16,56$ м. Если принять ВЭТТ 0,55 м, то слой насадки высотой 3,65 м составит 6,65 теоретических тарелок, а 12 секций дадут примерно 80 теоретических тарелок.

Следующей задачей являлось определение падения давления и процента захлебывания по высоте колонны.

Для металлических каскадных мини – колец №2 фактор насадки $f=22$ [17]. По корреляциям Нортонa находим значения падения давления и процент захлебывания по высоте колонны для дебутанизатора и изопентановой колонны.

Величина падения давления по высоте колонны является решающим параметром для вакуумных колонн, так как определяет энергозатраты. В нашем случае для колонн, работающих под давлением, она не играет особой роли. Процент захлебывания имеет гораздо большее значение, так как определяет гидродинамический режим работы насадочной колонны, а следовательно эффективность массообмена и четкость разделения. Как показал расчет, для каскадных мини – колец №2 процент захлебывания мал, так как для оптимизации массообмена рекомендуется работать при захлебывании 60 – 80 %, а по мнению некоторых исследователей [17] – даже вблизи точки захлебывания. Однако следует отметить, что метод Нортонa во многих случаях занижает истинное значение процента захлебывания, поэтому при проектировании насадочных колонн необходимо задаваться небольшим запасом (10 – 15 %) относительно расчетного значения [18,19].

Для интенсификации массообмена можно рекомендовать использование насадок меньшего размера, например каскадных мини – колец №1, для которых фактор насадки равен 34. Повысить процент захлебывания также можно конструктивно уменьшив диаметр колонны, например до 2 метров.

При использовании насадки из каскадных мини – колец №2 при существующем диаметре колонн 2,4 м величина процента захлебывания весьма незначительна, следовательно имеется резерв увеличения производительности блока извлечения изопентана. Рассмотрим возможность увеличения производительности дебутанизатора и изопентановой колонны с 54911 кг/ч (по проекту) до 83462 кг/ч, то есть приблизительно на 50 % .

Интенсификация массообмена и увеличение числа теоретических тарелок в дебутанизаторе и изопентановой колонне при использовании высокоэффективной современной нерегулярной насадки- каскадных мини-

колец №2 фирмы *Glitch* (США) дает возможность уменьшения флегмового числа в колоннах при достижении требуемой четкости разделения. Для подтверждения этого были проведены расчеты процесса ректификации в дебутанизаторе и изопентановой колонне при различных флегмовых числах.

Расчетами установлено, что замена клапанных тарелок на эффективную нерегулярную насадку – каскадные мини – кольца №2 позволит интенсифицировать массообменные процессы в колоннах, снизить флегмовые числа с 1,5 (по проекту) до 1,1 в дебутанизаторе и с 14,43 (по проекту) до 11,5 в изопентановой колонне с получением изопентановой фракции марки А по ТУ 38. 101494 – 79. Кроме того, расчеты падения давления и процента захлебывания по высоте колонн методом Нортон для каскадных мини-колец №2 показали возможность увеличения производительности блока извлечения изопентана приблизительно на 50 % [7,14].

Одним из существенных ограничений в широком внедрении зарубежных насадок является высокая стоимость. Поэтому в главе 5 предложена новая насадка для реконструкции дебутанизатора и изопентановой колонны.

Расчеты на основе использования приведенной в главе 4 математической модели показывают, что значение ВЭТТ новой нерегулярной насадки при проведении ректификации в изопентановой колонне составляет ~ 0,42 – 0,45 м, что на ~ 20 % меньше, чем ВЭТТ у насадки из мини колец №2. Следовательно, при одинаковой высоте насадочного слоя новая насадка обеспечит большее число теоретических тарелок.

При условии одинакового числа теоретических тарелок требуется меньшая высота насадочного слоя (и значит объем) с новыми насадочными элементами. Отсюда следует, что стоимость реконструкции колонн будет значительно ниже по сравнению с использованием зарубежных насадок.

Таким образом, установлено, что замена клапанных тарелок на новую насадку позволит интенсифицировать массообменные процессы в колоннах, снизить флегмовые числа с 1,5 (по проекту) до 1,1 в дебутанизаторе и с 14,43 (по проекту) до 11,5 в изопентановой колонне с получением изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494 – 79. Кроме этого возможно повышение производительности блока извлечения изопентана на 50 % по сравнению с тарельчатыми колоннами.

Таблица 6.11. Результаты расчета колонн

Дебутанизатор	Насадка		До реконструкции
	Глитч	ЗСК	
Высота насадки	25,6 м	25,6 м	–
Производительность	83,4 т/ч	83,4 т/ч	54,9т/ч
Флегмовое число	1,1	0,95	1,5

Теоретические тарелки	42	52	~38
Изопентановая колонна			
	Глитч	ЗСК	До реконструкции
Высота насадки	43,8	43,8	–
Производительность	83,4 т/ч	83,4 т/ч	54,9 т/ч
Флегмовое число	11,5	9,15	14,43
Теоретические тарелки	80	99	72

Таблица 6.12.

Дебутанизатор	Насадка		
	Глитч	ЗСК	До реконструкции
Высота насадки	25,6м	19,5м	–
Производительность	83,4 т/ч	83,4 т/ч	54,9 т/ч
Флегмовое число	1,1	1,1	1,5
Теоретические тарелки	42	42	~ 38
Изопентановая колонна			
	Глитч	ЗСК	До реконструкции
Высота насадки	43,8	33,3	–
Производительность	83,4 т/ч	83,4 т/ч	54,9 т/ч
Флегмовое число	11,5	11,5	14,43
Теоретические тарелки	80	80	72

По результатам выполненных работ [7,14,20 – 24] можно сделать следующие выводы. Для повышения производительности и увеличения числа теоретических ступеней контакта в колоннах путем расчета по уравнениям математической модели исследован процесс ректификации ШФЛУ при замене тарелок на современные высокоэффективные насадки. Установлено, что замена существующих клапанных тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны на нерегулярную насадку – каскадные мини кольца №2 фирмы Глитч (США) – обеспечивают возможность получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494 – 79 и снижение флегмовых чисел. Производительность колонн при этом возрастает на 50 %. При замене тарелок на нерегулярную насадку кроме повышения производительности обеспечивается повышение эффективности разделения примерно на 20 %.

В результате проведенных исследований выбран режим процесса разделения широкой фракции тяжелых углеводородов, обеспечивающий производство изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494 – 79. В результате расширяется рынок сбыта продукции и повышается экономическая эффективность процесса.

Литература к шестой главе

1. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Баглай В.Ф. Основные проблемы и задачи разделения углеводородных смесей на Сургутском ЗСК // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии» Казань. 2000. С.4-7
2. Ясавеев Х.Н.. Реконструкции установок разделения углеводородных смесей Сургутского ЗСК // Тезисы доклада Всероссийской научной конференции «Тепломассообмен в химической технологии». Казань.2000. С.163 – 164.
3. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А.. Перепрофилирование технологических установок для выпуска конкурентно – способной продукции // Сборник трудов 14 Международной научной конференции « Математические методы в технике и технологиях » (ММТТ – 14). – Т.6. – Смоленск, 2001. – с. 225-226.
4. Ясавеев Х.Н., Разинов А.И., Клинов А.В., Никешин В.В. Моделирование многокомпонентного массопереноса при ректификации в насадочных колоннах на основе потенциалов межмолекулярного взаимодействия // Вестник Казанского технологического университета. 2002. №1-2. С.382-388.
5. Ясавеев Х.Н. Модернизация технологических схем и аппаратов в разделении углеводородных смесей // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепло массообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. 2003.
6. Ясавеев Х.Н. Расчет высоты насадочной части колонны стабилизации газового конденсата // Вестник Казанского технологического университета. 2003. №1. С.180-186
7. Ясавеев Х.Н. Реконструкция дебутанизатора и изопентановой колонн на ГФУ с целью повышения эффективности процесса ректификации: Автореф. Дис. ... канд.техн.наук. Казань: КГТУ, 1998.
8. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.Н.. Процесс получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494-79 по газофракционирующей установке Сургутского завода стабилизации конденсатора (СЗСК) // Изв. ВУЗ-ов. Нефть и газ. 1997. №6. С.165.
9. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.Н., Дияров И.И.. Процесс получения изопентана марки А на ГФУ Сургутского ЗСК // Тезисы доклада на

научно – практической конференции «Тюменская нефть – вчера и сегодня». Тюмень. 1997. С.16.

10. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.Н., Дияров И.И.. Моделирование процессов получения изопентановой фракции на газофракционирующей установке // В сб. тезисов докладов Международ. конф. «Математические методы в химии и технологиях». Владимир. 1998. С.71.

11. Ясавеев Х.Н., Дияров И.Н. Моделирование процесса выделения изопентана из широкой фракции легких углеводов // Изв. ВУЗ-ов. Нефть и газ. 1998. №2. С.101 – 110.

12. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.Н.. Проблемы реконструкции изопентановой колонны на Сургутском заводе стабилизации конденсатора (СЗСК) // Химия и технология топлив и масел. 1998. №6. С. 30 – 33.

13. West E. W., Erbar J. H. An evaluation of four methods of predicting the thermodynamic properties of light hydrocarbon systems, paper presented at 52d annu. Meet. NPGA, Dallas, Tex., March 26-28, 1973.

14. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.И. Повышение производительности и четкости разделения в колоннах путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Темат. сб. науч. тр. Вестника КГТУ. Казань. 1998. С. 206 – 215.

15. Глитч - 82 года новаторства. Glitsch.1996.

16. Ernest E. Ludwig. Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol. 2. Gulf Publishing Co. 1989. P.310.

17. Кафаров В.В. Основы массопередачи. М.: Высшая школа. 1972.

18. Bolles W. L., Fair J. R. I. Chem. E. Symp. Ser. 56. P. 3.3/35. 1979.

19. Kister H. Z., Gill D. R., Chem. Eng. Prog., 87(2), P.32, 1991.

20. Ясавеев Х.Н.. Математическое моделирование и расчет массообменных процессов в насадочных колоннах // Сборник трудов 12 Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ – 12). Т.2. Новгород. 1999. С. 200-201.

21. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Математическое моделирование процессов разделения смесей в колоннах с новыми насадками // Тез. доклад 12 Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях». Новгород. 1999. Т.4. С. 83 –85.

22. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Фарахов М.И., Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г. Высокоэффективные нерегулярные насадки для массообменных колонн // Тез. докл. V междуна. конф. по интенсификации нефтехимических процессов « Нефтехимия – 99». Нижнекамск. 1999. Т. 2. С. 169 – 170.

23. Дияров И.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Боровков Е.В. Результаты моделирования процесса разделения стабильного конденсата на Сургутском

ЗСК // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. 2000. С.207-214.

24. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Шигапов И.М.. Проектирование новых насадочных элементов для реконструкции массообменных колонн // Тез. докл. Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ – 14). Т.1. Смоленск, 2001. С. 141-143.

ГЛАВА 7

МОДЕРНИЗАЦИЯ КОЛОНН УСТАНОВКИ МОТОРНЫХ И КОТЕЛЬНЫХ ТОПЛИВ

В данной главе приводится краткое описание технологической схемы установки получения моторных и котельных топлив. Проведен анализ и даны выводы по работе установки после модернизации фирмой «Глитч» и ИВЦ «Инжехим». Показана необходимость в модернизации кубовой части колонны К – 1 и использования дополнительных колонны К – 4 и К – 5. Даны технические решения по использованию колонны К – 4 и разработана новая колонна К – 5 [1 – 11].

7.1. Описание технологической схемы установки

Согласно, первоначального проекта установка моторных и котельных топлив, входящая в состав комплекса производства топлив, предназначена для переработки смеси деэтанализованного стабильного газового конденсата и нефти Уренгойского месторождения в соотношении 9:1 с получением компонента автобензина А – 76, топлива ТС – 1, широкофракционного дизельного топлива, котельного топлива.

Год ввода установки – 1993.

Описание технологической схемы приведено с учетом выполненных модернизаций установки производства моторных и котельных топлив по предложению фирмы «Глитч» (И – 1, К – 1) в 1999 году и ИВЦ «Инжехим» (К – 3) в 2000 году.

Установка производства моторных топлив (рис. 7.1), входящая в состав комплекса производства моторных топлив Сургутского ЗСК, предназначена для переработки стабильного конденсата производимого на установках стабилизации конденсата, с получением фракций НК – 70 °С – компонента автобензина, бензиновой фракции 85 – 160 °С, керосиновой фракции 140 – 240 °С, дизельной фракции 140 – 340 °С, фракции > 340 °С – тяжелого остатка переработки.

Процесс получения базовых компонентов моторных топлив основан на следующих физических методах: ректификация и теплообмен. Процесс состоит из следующих стадий:

- нагрев и предварительное отбензинивание сырья;
- атмосферная перегонка;
- вторичная ректификация.

Нагрев и отбензинивание исходного сырья. Для выделения основного количества бензиновой фракции принята схема с колонной предварительного испарения И – 1, которая позволяет частично фракционировать испаренное сырье, что не только облегчает работу основной атмосферной колонны ректификации К – 1 по паровому потоку, но и исключает вынос с парами фракций с температурой кипения выше 180 °С (компонента керосиновой фракции).

Паровая фаза – бензиновая фракция направляется в колонну вторичной ректификации К – 3. Жидкая фаза из колонны И – 1 направляется в сложную колонну К – 1.

Атмосферная перегонка. Разделение нижнего продукта испарителя И – 1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне.

В атмосферной колонне, кроме верхнего (фр. НК – 140 °С) и нижнего (фр. > 340 °С) продуктов, отбираются два боковых погона (фр. 140 – 240 °С и фр. 180 – 340 °С). Разные секции атмосферной колонны имеют различные паровые и жидкостные нагрузки, различные флегмовые числа. Кроме того, в атмосферной колонне К – 1 организовано циркуляционное орошение, что позволяет использовать тепло этого потока и улучшить энергетические показатели процесса.

Для снижения температуры кипения нижнего продукта и более полного отгона среднестиллятных фракций из остатка ректификацией в низ атмосферной колонны К – 1 может подаваться перегретый водяной пар.

Давление в системе атмосферной перегонки принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена условием обеспечения массовой доли отгона на уровне или несколько выше отбора суммы дистиллята и боковых погонов.

Вторичная ректификация. Разделение верхних продуктов испарителя И – 1 и атмосферной колонны К – 1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне К – 3.

В колонне ректификации К – 3 кроме верхнего (фр. НК – 70 °С) и нижнего (фр. 140 – 240 °С) продуктов разделения прямогонной бензиновой фракции предусмотрена возможность отбора двух боковых погонов (фр. 50 – 100 °С с 12 тарелки и 85 – 160 °С с 26 тарелки).

Давление процесса вторичной ректификации принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена условием обеспечения требуемой массовой доли отгона.

Описание технологической схемы. Нагрев сырья осуществляется в рекуперативных теплообменниках теплом отходящих потоков с последующим нагревом в печи.

Нагретые потоки сырья смешиваются и с температурой 80 – 137 °С направляются в печь П – 1, где нагреваются до 180 – 190 °С и поступают в колонну предварительного испарения И – 1 двумя параллельными потоками.

Колонна предварительного испарения И – 1 – вертикальный аппарат, в зоне ввода сырья которой установлены лопастные распределители сырья конструкции фирмы "Глитч". В верхней части колонны смонтировано 6 клапанных тарелок "Балласт ТМ" типа А – 1 конструкции фирмы "Глитч", которые имеют большой рабочий диапазон.

Пары бензиновой фракции с верха колонны И – 1 направляются на 21 тарелку колонны вторичной ректификации К – 3.

В качестве орошения колонны И – 1 используется бензиновая фракция НК – 140 °С, отбираемая с верха колонны К – 1.

Нижний продукт колонны И – 1 в смеси с рециркулятом атмосферной колонны К – 1 нагревается в печи П – 2/1 – 3 до температуры 260 – 286 °С и поступает в колонну К – 1 на 43 – ю тарелку.

С верха колонны К – 1 отбирается фракция НК – 140 °С и пары воды (в случае работы с подачей водяного пара) с температурой до 140 °С, которые конденсируются и охлаждаются в воздушных конденсаторах – холодильниках ХВ – 1/1 – 4 до 80 – 95 °С.

Сконденсированная, охлажденная бензиновая фракция и вода поступают в рефлюксную емкость Е – 1, где происходит отделение бензиновой фракции от воды.

Фракция НК – 140 °С забирается из емкости насосами Н – 3/1,2 и подается на орошение в колонну К – 1. Часть фракции НК – 140 °С подается от насосов Н – 3/1,2 через воздушный холодильник ХВ – 3, где охлаждается до температуры 40 °С и выводится в резервуарный парк как сырье для каталитического риформинга. Избыток фракции НК – 140 °С подается в теплообменники Т – 5/2,3 по трубному пространству, нагревается I боковым погоном колонны К – 1 до температуры 130 °С и поступает на 16 или 20 тарелку колонны вторичной ректификации К – 3.

Избыточное тепло в колонне К – 1 снимается циркуляционным орошением, которое забирается насосом Н – 8/1,2 с 20 тарелки с температурой 190 – 220 °С, прокачивается через межтрубное пространство теплообменников Т – 3/1 – 4, Т – 1, где отдает тепло на нагрев сырья и возвращается в колонну К – 1 на 16 тарелку с температурой 150 °С.

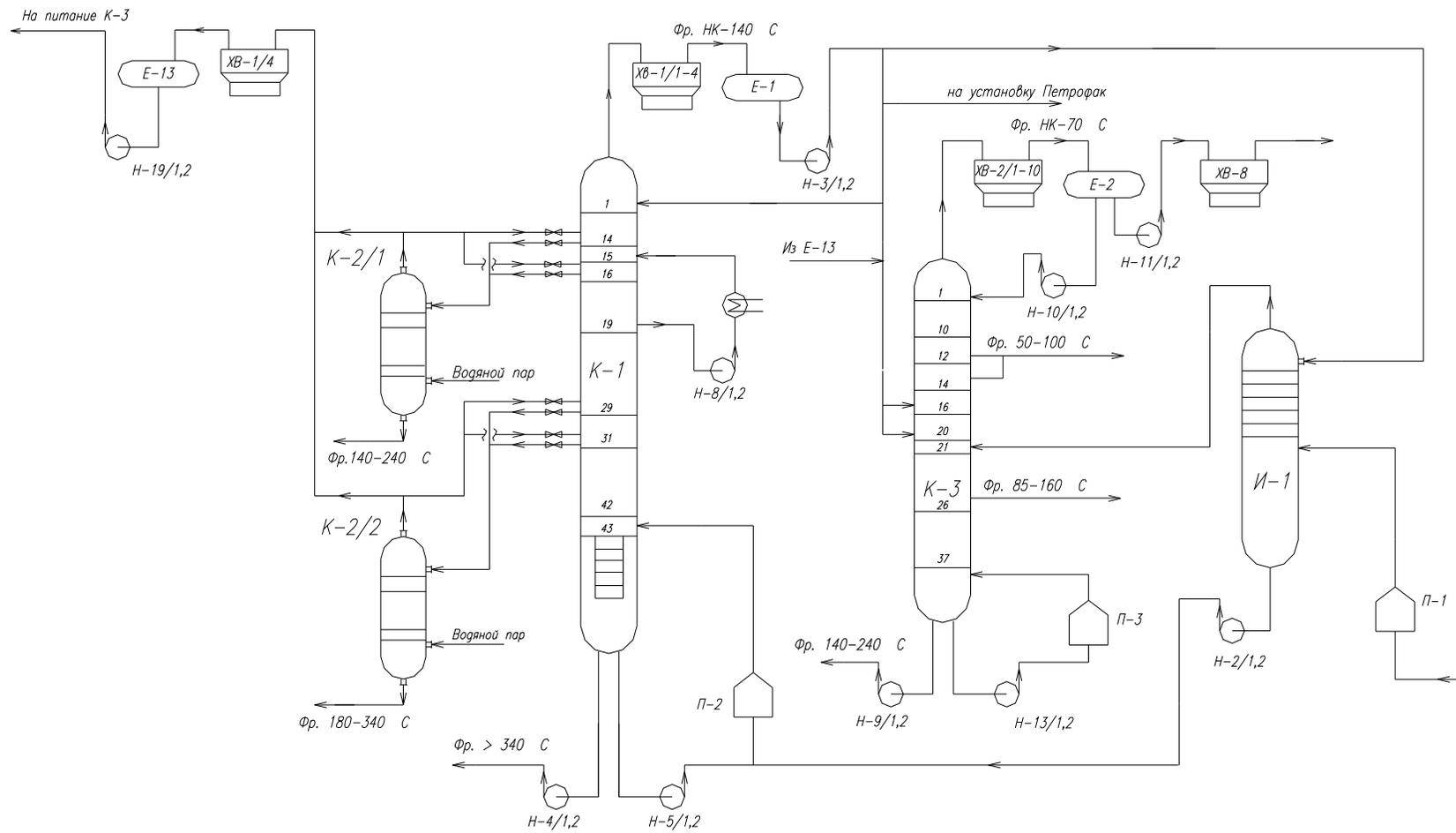


Рис.7.1. Принципиальная технологическая схема УМТ

Из колонны К – 1 выводится два боковых погона:

- фракция 140 – 240 °С;
- фракция 180 – 340 °С.

I – й боковой погон – фракция 140 – 240 °С – выводится в отпарную колонну К – 2/1 с 14 или 16 тарелки.

В отпарной колонне К – 2/1 происходит отпарка легких фракций от фракции 140 – 240 °С. Предусмотрено два варианта работы отпарной колонны К – 2/1:

- с подачей водяного перегретого пара в низ колонны;
- без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

II – ой боковой погон – фракция 240 – 340 °С – выводится в отпарную колонну К – 2/2 с 29 или 31 тарелки колонны К – 1.

В отпарной колонне К – 2/2 происходит отпарка легких фракций от фракции 180 – 340 °С. Так же как и в отпарной колонне К – 2/1 предусмотрено два варианта работы:

- с подачей водяного перегретого пара в низ колонны;
- без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

Нижний продукт колонны К – 1 – фракция >340 °С – выводится в смеси с частью фракции НК – 70 °С в промежуточные резервуары товарно – сырьевой базы.

Требуемая температура низа колонны К – 1 обеспечивается нагревом в печи П – 2 смеси нижнего продукта И – 1 и рециркулята.

Сырьем колонны вторичной ректификации К – 3 является паровая фаза из колонны И – 1, которая подается двумя потоками на 21 тарелку, и бензиновая фракция НК – 140 °С из рефлюксной емкости Е – 1, которая подается на 16 или 20 тарелку К – 3.

Из емкости Е – 2 фракция НК – 70 °С забирается насосом Н – 11/1,2, прокачивается через воздушный холодильник ХВ – 8, где охлаждается до температуры 40 °С, и выводится с установки в промежуточные резервуары ТСБ.

В колонне вторичной ректификации К – 3 отбирается боковой погон – фракция 50 – 100 °С, которая направляется на смешение с фракцией НК – 70 °С.

Фракция 50 – 100 °С выводится насосом Н – 12/1,2 с 12 или 14 тарелки колонны К – 3.

Фракция 85 – 160 °С выводится насосом Н – 32/1,2 с 26 тарелки колонны К – 3 и через сырьевой парк товарно-сырьевой базы подается на секцию 400 установки ЛКС 35 – 64.

Нижний продукт колонны К – 3 забирается насосом Н – 9/1,2 и прокачивается по межтрубному пространству теплообменников Т – 7/1 – 3, где

отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается в воздушном холодильнике ХВ – 7 и направляется на смешение с фракцией 140 – 240 °С и с фракцией 180 – 340 °С для получения широкофракционного дизельного топлива.

7.2. Проведенные варианты модернизации колонн УМТ (И – 1, К – 1, К – 3)

Запущенная в эксплуатацию на Сургутском ЗСК в 1993 году установка моторных топлив (УМТ) обеспечила потребности региона в дизельном топливе и прямогонной бензиновой фракции, используемой для компаундирования автобензинов. Однако строительство установки ЛКС 35 – 64 выдвинуло вопрос об изменении ассортимента продуктов, выпускаемых установкой. Кроме этого, УМТ работает на загрузках значительно ниже проектной, что приводит к невысокому качеству разделения углеводородного сырья. Математическому моделированию и разработке различных вариантов модернизации УМТ посвящены работы [1 – 15]. Были предложены различные технические решения. Выводы, сделанные после проведенных анализов и расчетов работы установки, указывают на необходимость дальнейшей реконструкции колонного оборудования.

Ниже рассмотрены технические решения по модернизации испарителя И – 1 и колонны К – 1, проведенные по предложению фирмы «Глитч» в 1999 г. и колонны К – 3, проведенные по предложению ИВЦ «Инжехим» в 2000 г.

7.2.1. Вариант реконструкции по предложению фирмы «Глитч»

Для решения проблемы разделения сырья в испарителе И – 1 и совершенствования работы атмосферной колонны К – 1 с учетом получения сырья для ЛКС 35 – 64 был предложен вариант реконструкции по предложению фирмы «Глитч».

В результате выполненных гидравлических и технологических расчетов работы технологической схемы УМТ (испаритель И – 1, колонны К – 1 и К – 3) установлено, что необходима модернизация испарителя И – 1, контактных устройств в колонне К – 1 и изменения в технологической схеме.

Работа И – 1 без наличия контактных устройств и дополнительного орошения малоэффективна и не обеспечивала требуемое качество разделения сырья на фракции. В верхней части испарителя, где паровая нагрузка выше, предложено установить клапанные тарелки количестве 6 штук, а для орошения использовать верхний продукт колонны с температурой 85 – 95 °С из К – 1.

Преимуществом данного варианта модернизации является увеличение числа теоретических тарелок, работа при повышенных нагрузках, а также возможность работы низа испарителя в затопленном режиме.

Выполненные гидравлические и технологические расчеты колонны К – 1 в интервале изменения нагрузок от 420 м³/час до 795 м³/час по исходному сырью на УМТ показывают, что вверху клапанные тарелки работают с невысокой эффективностью.

Одним из недостатков в конструкции клапанных тарелок, используемых в колонне К – 1 до 1999 г., являлось рядное расположение клапанов на полотне. Между полотнами имеется расстояние в ~ 80 мм, где не происходит процесс барботажа, то есть часть жидкости идет байпасом (без контакта с паром).

Кроме реконструкции колонных аппаратов предложена модернизация технологической схемы установки моторных топлив [12].

Организован контур острого орошения испарителя И – 1. В качестве орошения используется верхний продукт колонны К – 1, охлажденный до 85 – 95°С из емкости Е – 1 подаваемый насосом Н – 3/1,2.

Реконструкция К – 1 заключалась в замене клапанных тарелок (с 1 по 42) на новые.

Фракции 140 – 240 °С отбираются из низа К – 2/1 и из куба К – 3. Фракции 180 – 340 °С – из низа К – 2/2. Тяжелый остаток (>340 °С) – из куба К – 1 [12].

Предложенные выше технические решения были отражены в работах фирмы Глитч, которые сводились к следующему. В испаритель И – 1 установлены 6 клапанных тарелок «Балласт ТМ» типа А – 1 конструкции фирмы «Глитч», имеющих широкий рабочий диапазон. В зоне ввода сырья установлены лопастные распределители сырья конструкции фирмы «Глитч». Организован контур острого орошения испарителя И – 1 верхним продуктом К – 1 из емкости Е – 1 насосом Н – 3/1 – 2. Температура острого орошения 85 – 95 °С. Реконструкция колонны К – 1 сводилась к замене клапанных балластных двухпоточных тарелок с пластинчатыми клапанами на клапанные тарелки «Балласт ТМ» типа А – 1 конструкции фирмы «Глитч». Замене подлежали тарелки с 1 по 42.

В апреле 1999 года была проведена реконструкция УМТ с использованием аппаратного оформления фирмы Глитч.

Анализ показателей работы УМТ после проведенной модернизации фирмой «Глитч» с использованием технических решений, предложенных в диссертационной работе [12], позволил сделать ряд выводов.

Проведенная реконструкция установки моторных топлив позволила в значительной мере улучшить качество выводимых боковых погонов К – 2/1, К – 2/2. Это в первую очередь касается фракционного состава указанных продуктов. В выводимых боковых погонах значительно снизилось содержание легких фракций, о чем свидетельствует значительное увеличение температур выкипания: начала кипения, 10 %, 30 %, 50 %. Кроме этого значительно

снизились температуры выкипания 70 %, 90 %, 96 %. Такое изменение фракционного состава привело к возрастанию вязкости выводимых боковых погонов и увеличению количества вырабатываемого дизельного топлива. Это объясняется в первую очередь возросшим качеством разделения в испарителе И – 1 и высокой эффективностью новых контактных устройств.

Полученные фракции К – 2/1, К – 2/2 обладали всеми необходимыми свойствами для использования их в качестве сырья секций 200, 300 установки ЛКС 35 – 64. Однако среди фракций, получаемых на УМТ, отсутствовал продукт который можно было бы использовать в качестве сырья С – 100. Для обеспечения сырьем С – 100 установки ЛКС 35 – 64 необходима была фракция 85 – 160 °С. Процесс риформинга требует точного соблюдения фракционного состава сырья, поскольку это отражается на качестве риформата и состоянии катализатора.

Для получения бензиновой фракции 85 – 160 °С необходимо было использовать колонну вторичной ректификации К – 3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что при использовании существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 85 – 160 °С в колонне К – 3 не удастся.

На основе расчетов была определена эффективность работы клапанных тарелок в колонне К – 3 и предложен вариант модернизации, рассмотренный ниже [13].

7.2.2. Реконструкция колонны К – 3 путем замены тарелок на новые контактные устройства

Для обеспечения работы установки ЛКС 35 – 64 необходимо наличие следующих фракций:

- 140 – 240 °С – сырье установки гидроочистки керосина (секция 300 ЛКС 35 – 64);
- 180 – 340 °С – сырье установки гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции (секция 200 ЛКС 35 – 64);
- 85 – 160 °С – сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35 – 64) с предварительной гидроочисткой (секция 400 ЛКС 35 – 64).

Полученные в колоннах К – 2/1, К – 2/2 фракции обладали всеми необходимыми свойствами для использования их в качестве сырья секций 200, 300 установки ЛКС 35 – 64. Однако среди фракций, получаемых на УМТ, отсутствовал продукт, который можно было бы использовать в качестве сырья секции 100. Для обеспечения сырьем секции 100 установки ЛКС 35 – 64 необходима была фракция 85 – 160 °С. Процесс риформинга требует точного

соблюдения фракционного состава сырья, поскольку это отражается на качестве риформата и состоянии катализатора.

Для получения бензиновой фракции 85 – 160 °С необходимо использовать колонну вторичной ректификации К – 3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что эксплуатация существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 85 – 160 °С в колонне К – 3 не удастся.

В колонне К – 3 балластные тарелки с пластинчатыми клапанами, работающие до 2000 г., имеют существенные недостатки:

- неравномерность подъема клапанов и, как следствие, наличие байпаса по паровой фазе;
- значительная длина клапана и неудачное размещение балласта по отношению к клапану приводит к их выбиванию из отверстий тарелок.

Следствием неудовлетворительной работы контактных устройств К – 3 является низкая эффективность тарелок по пару, по этому рассмотрен вариант модернизации колонны К – 3 путем замены тарелок на новые контактные устройства [13].

Замена контактных устройств колонны К – 3 на клапанные прямоточные тарелки с круглыми клапанами и модернизация существующей технологической схемы УМТ позволяет эксплуатировать К – 3 в следующем режиме: отбор фракции 50 – 100 °С с 12 тарелки, фракции НК – 70 °С с верха, фракции 85 – 160 °С с 26 тарелки и фракции 140 – 240 °С из куба колонны.

В сентябре 2000 года по выше предложенным техническим предложениям осуществлена замена тарелок К – 3 на новые клапанные тарелки и проведена модернизация технологической схемы УМТ ИВЦ «Инжехим».

7.2.3. Анализ работы УМТ после модернизации ИВЦ «Инжехим»

В октябре 2000 года проведена опытная эксплуатация УМТ после проведенной модернизации К – 3 и изменениях в технологической схеме установки.

Боковой отбор продукта К – 3 (фракция 85 – 160 °С) производился с 26 тарелки. Сравнение качества продуктов, полученных в результате расчета и опытной эксплуатации представлены в табл. 7.1 – 7.5.

Для повышения глубины переработки сырья – стабильного конденсата специалистами ЗСК планируется использовать головную фракцию К – 3 в качестве сырья для вновь проектируемой установки каталитической изомеризации легких бензинов.

К верхнему продукту К – 3 предъявляются повышенные требования по качеству фракции.

Таблица 7.1. Фракционный состав паров бензина из И – 1 в К – 3

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	40	51
5	46	–
10	61,4	66
30	70,3	–
50	88,23	91
70	90,73	–
90	118,8	136
98	147,4	161
Плотность при 20 °С, кг/м ³	714	717,4

Таблица 7.2. Фракционный состав бензина из К-1

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	65,33	62
5	80,89	–
10	89,83	90
30	104,06	–
50	113,55	117
70	120,38	–
90	147,37	158
98	164,1	168
Плотность при 20°С, кг/м ³	745,9	735,2

Таблица 7.3. Фракционный состав верха К-3

% об.	Температура выкипания, °С	Температура выкипания, °С, полученная
2	32,45	37,9
5	35,84	–
10	39,25	44,6
30	46,04	–
50	58,78	52
70	64,35	–

90	72,32	68,3
98	85,69	87
Плотность при 20 °С, кг/м ³	673,04	–

Таблица 7.4. Фракционный состав бокового отбора с 26 тарелки

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	87,34	90,4
5	93,42	–
10	95,64	97,6
30	98,97	–
50	106,4	105,1
70	114,99	–
90	135,17	129,5
98	149,93	165
Плотность при 20 °С, кг/м ³	749,3	744,5

Таблица 7.5 Фракционный состав кубового продукта К – 3

% об.	Температура выкипания, °С	
2	118,87	134
5	122,05	–
10	125,94	138
30	134,1	–
50	142,89	145
70	150,08	–
90	164,5	165
98	197,6	223
Плотность при 20 °С, кг/м ³	772,09	774,6

Модернизированная колонна К – 3 позволила получать на ней без дополнительной реконструкции следующие продукты:

- верхний продукт НК – 90 °С (сырье изомеризации);
- фракция 50 – 100 °С боковой отбор с 12 или 14 тарелки;
- фракция 85 – 160 °С – боковой отбор с 26 тарелки (сырье секции 100 ЛКС);
- фракция 140 – 240 °С – кубовый продукт К – 3.

В декабре 2000 года и мае, июле 2001 года проведена опытная эксплуатация УМТ, получены фракции, которые являются сырьем секции 100, 200, 300, 400 и установки каталитической изомеризации.

Качества продуктов К – 3, полученные в результате опытной эксплуатации К – 3 при одновременном отборе с 12 и 26 тарелки, представлены в табл. 7.6.

Таблица 7.6. Качество продуктов колонны К – 3 при одновременном отборе с 12 и 26 тарелки: расчетное и полученное в результате опытного пробега

Показатели	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав, °С						
		2 % об.	10 % об.	30 % об.	50 % об.	70 % об.	90 % об.	98 % об.
Верхний продукт К – 3								
Расчет	647,78	24,2	29,4	34,1	40,8	48,75	63,46	69,0
Получено		36	43	45	48	52	64	72
Боковой продукт К – 3 с 12 тарелки								
Расчет	711,6	54,7	66,3	69,6	76,6	83,4	93,58	103,4
Получено	712,6	63	70	72	74	87	100	103
Боковой продукт К – 3 с 26 тарелки								
Расчет	753,6	86,3	93,4	100,2	108,5	118,4	137,3	156,3
Получено	746,5	92	99	102	105	112	129	173
Кубовый продукт К – 3								
Расчет	777,9	138	146,8	152,7	160,2	165,5	178,6	230
Получено	778,5	133	144	147	150	157	173	219

Предложенная и реализованная на УМТ ЗСК модернизация позволила без дополнительной реконструкции получить с К – 3 одновременно сырье для изомеризации легких бензинов и сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35 – 64).

Однако проведенные реконструкции по предложению фирмы «Глитч» (И – 1, К – 1) и ИВЦ «Инжехим» (К – 3) имеют свои недостатки:

1. осталась незатронутой проблема по остаточному продукту куба К – 1;
2. полученная фракция 85 – 160 °С с 26 тарелки колонны К – 3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135 – 145 °С.

Для решения вышеуказанных проблем ниже рассмотрены следующие варианты модернизации [14].

7.3. Модернизация колонны К – 1 установки моторных топлив для получения продукта топочного мазута марки 100 по ГОСТ 10585

При существующей технологической схеме нижний продукт колонны К – 1 фракция >340 °С в смеси с частью фракции НК – 70 °С выводится по линии некондиции в промежуточные резервуары товарно – сырьевой базы и реализуется как товарная нефть по ГОСТ 9675.

Куб колонны К – 1 имеет следующие физико – химические характеристики, которые представлены в табл. 7.7.

Таблица 7.7. Физико – химические характеристики куба К – 1

Показатели	Марки топлив		
	Куб К – 1	Мазут марки 40	Мазут марки 100
Плотность при 20 °С	866,8	не нормируется	
Вязкость условная при 80 °С, ВУ, не более	2,2	8,0	16,0
Зольность, %, не более	0,005	0,04	0,05
Массовая доля механических примесей, %, не более	отсут.	0,5	1,0
Массовая доля воды, %, не более	отсут.	1,0	1,0
Массовая доля серы, %, не более			
I вид	0,13	0,5	0,5
III вид	–	–	–
Коксуемость, %, не более	0,5	не нормируется	
Температура вспышки, °С, не ниже:			
в открытом тигле	83	90	110
в закрытом тигле	–	–	–
Температура, °С, не выше:			
Застывания	21	25	42
Текучести	–	–	–
Массовая доля ванадия, %	0,0001	не нормируется	
Теплота сгорания низшая, не менее:			
ккал/кг	–	–	–
кДж/кг	41018	40740	40530

Анализ показателей качества куба К – 1 показывает, что он является маловязким, низкосернистым и содержит малое количество ванадия. Кроме того, он характеризуется низкой плотностью и низкой температурой вспышки и высокой температурой застывания. Как видно из табл. 7.7. куб К – 1 не соответствует по показателю температуры вспышки ГОСТ 10585 «Топливо

нефтяное. Мазут». Одной из причин низкой температуры вспышки куба К – 1 является высокое содержание до 30 % светлых нефтяных фракций.

Для снижения содержания светлых нефтепродуктов в мазуте и повышения его качества предлагается в нижней части колонны тарелки с 42 по 47 удалить и уложить упорядоченную насадку [14].

Тарелки с 43 по 47 установлены в цилиндре диаметром 2 метра, который находится внутри колонны. Высота цилиндра ~ 2,2 метра.

Для модернизации необходимо удалить нижние тарелки с 43 по 47, а внизу цилиндра установить опорную решетку. В освободившееся пространство уложить упорядоченную насадку. Замена пяти клапанных тарелок на слой насадки обеспечит в данной области колонны не менее 3 – х теоретических тарелок, вместо одной в настоящее время.

В результате проведенных расчетов [14] был получен куб К – 1 фракционного состава, который представлен в табл. 7.8 в сравнении с фактическим фракционным составом куба К – 1.

Таблица 7.8. Фракционный состав куба К – 1

Наименование	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав, °С				
		НК	5 %	10 %	20 %	30 %
Куб К – 1 фактический	866,8	101	175	223	278	301
Куб К – 1 расчетный	895,6	178	250	328	–	–

Как видно из табл. 7.8 в кубе К – 1 снизилось содержание светлых фракций, о чем свидетельствует увеличение температуры выкипания: начала кипения, 5 %, 10 % точек отгона, в остаточном продукте значительно снизилось содержание светлых фракций с 30 % об. до 10 % об.

До модернизации кубовый остаток колонны К – 1 не соответствовал по ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут». Из куба К – 1 фактического был выделен продукт фракционного состава, соответствующий полученному расчетным путем. Центральной заводской лабораторией производства ОТК Сургутского ЗСК было проведено исследование куба К – 1, соответствующего расчетному фракционному составу остаточного продукта. Целью исследования являлось определение на соответствие фракционного состава куба К – 1, полученного расчетным методом, ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут». Анализ физико – химических характеристик исследуемого остатка, представленных в табл. 7.9, показал, что он может быть маркирован как топочный мазут марки 100, I вида (низкосернистый), малозольный с температурой застывания до 42 °С (ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут»).

Таблица 7.9. Физико – химические характеристики куба К – 1, полученные расчетным путем

Показатели	Куб К – 1	Марки топлив	
		Мазут марки 40	Мазут марки 100
Плотность при 20 °С	866,8	не нормируется	
Вязкость условная при 80 °С, ВУ, не более	2,2	8,0	16,0
Зольность, %, не более	0,005	0,04	0,05
Массовая доля механических примесей, %, не более	отсут.	0,5	1,0
Массовая доля воды, %, не более	отсут.	1,0	1,0
Массовая доля серы, %, не более			
I вид	0,13	0,5	0,5
III вид	–	–	–
Коксуемость, %, не более	0,5	не нормируется	
Температура вспышки, °С, не ниже:			
в открытом тигле	83	90	110
в закрытом тигле	–	–	–
Температура, °С, не выше:			
Застывания	21	25	42
Текучности	–	–	–
Массовая доля ванадия, %	0,0001	не нормируется	
Теплота сгорания низшая, не менее:			
ккал/кг	–	–	–
кДж/кг	41018	40740	40530

7.4. Модернизация установки с использованием колонны К – 4

Согласно проекту для разделения фракции 140 – 240 °С (остаток ректификации колонны К – 3) на фракции 140 – 180 °С – компонент дизельного топлива, 180 – 240 °С – компонент сырья секции 200 (каталитическая депарафинизация) комбинированной установки ЛКС 35 – 64 на установке моторных топлив предусмотрена простая ректификационная колонна К – 4, в которой находится 20 клапанных тарелок.

Остаток ректификации из куба колонны К – 3 без дополнительного нагрева подается на 10 тарелку колонны К – 4.

С верха колонны К – 4 выводятся пары фракции 140 – 180 °С, часть которых насосом Н – 31/1,2 подается на верх колонны в качестве орошения, а балансовый избыток выводится с установки.

С низа колонны К – 4 фракция 180 – 240 °С забирается насосом Н – 30/1,2, прокачивается через теплообменник Т – 7/3, где отдает свое тепло на нагрев сырья установки моторных топлив, охлаждается в воздушном холодильнике ХВ – 7 и выводится с установки.

Как было указано, полученная фракция 85 – 160 °С с 26 тарелки колонны К – 3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135 – 145 °С. Для решения этой задачи предложено использовать колонну К – 4 с получением других продуктов:

фракции 120 – 160 °С – компонента фракции 85 – 160 °С, которая обеспечит 90 % точку выкипания,

фракции 160 – 240 °С – компонента сырья секции 300 керосиновой фракции.

В результате проведенных гидравлических и технологических расчетов было определено, что работа колонны К – 4 на клапанных тарелках малоэффективна и не обеспечивает требуемое качество разделения сырья на фракции 120 – 160 °С и 160 – 240 °С.

Повышение эффективности предлагается заменой клапанных тарелок в колонне К – 4 на новую насадку *IRG* (глава 5).

Производительность установки УМТ величиной 400 м³/ч принята за номинальную и составляет 300,36 т/ч при заданной плотности 750,9 кг/м³. Диапазон работы установки составляет 75 – 187,5 % от номинальной производительности, что соответствует 300 – 750 м³/ч.

Состав (ИТК) и характеристики сырья были приняты по результатам анализов за 07.05 и 27.05 2001 г. и представлены в таблице 7.10.

Таблица 7.10. Характеристика сырья (ИТК)

Фракция	% масс	Сумма % масс
НК – 15 °С	0,29	0,29
15 °С – 30 °С	0,87	1,16
30 °С – 40 °С	6,11	7,27
40 °С – 50 °С	1,37	8,64
50 °С – 60 °С	3,05	11,69
60 °С – 70 °С	7,99	19,68
70 °С – 80 °С	4,93	24,61
80 °С – 90 °С	5,20	29,81
90 °С – 100 °С	12,03	41,84
100 °С – 110 °С	5,91	47,75
110 °С – 120 °С	5,80	53,55
120 °С – 130 °С	6,04	59,59
130 °С – 140 °С	5,18	64,77

140 °C – 150°C	2,00	66,77
150 °C – 160°C	3,53	70,30
160 °C – 170°C	2,94	73,24
170 °C – 180°C	2,33	75,57
180 °C – 190°C	1,84	77,41
190 °C – 200°C	1,77	79,18
200 °C – 210°C	1,20	80,38
210 °C – 220°C	1,36	81,74
220 °C – 230°C	1,13	82,87
230 °C – 240°C	1,11	83,98
240 °C – 260°C	1,87	85,85
260 °C – 280°C	1,55	87,40
280 °C – 300°C	1,43	88,83
300 °C – 320°C	1,20	90,03
320 °C – 340°C	1,02	91,05
340 °C – 360°C	1,07	92,12
360 °C – КК	7,88	100,00

На рис. 7.2 представлена модернизированная технологическая схема УМТ с использованием колонны К – 4.

В табл. 7.11 представлен материальный баланс колонны К – 4.

Таблица 4.11. Материальный баланс колонны К – 4

	кг/ч	Выход по сырью, % масс
Питание К – 4	37299,25	12,41
Верх К – 4	31856,4	10,61
Куб К – 4	5442,852	1,8

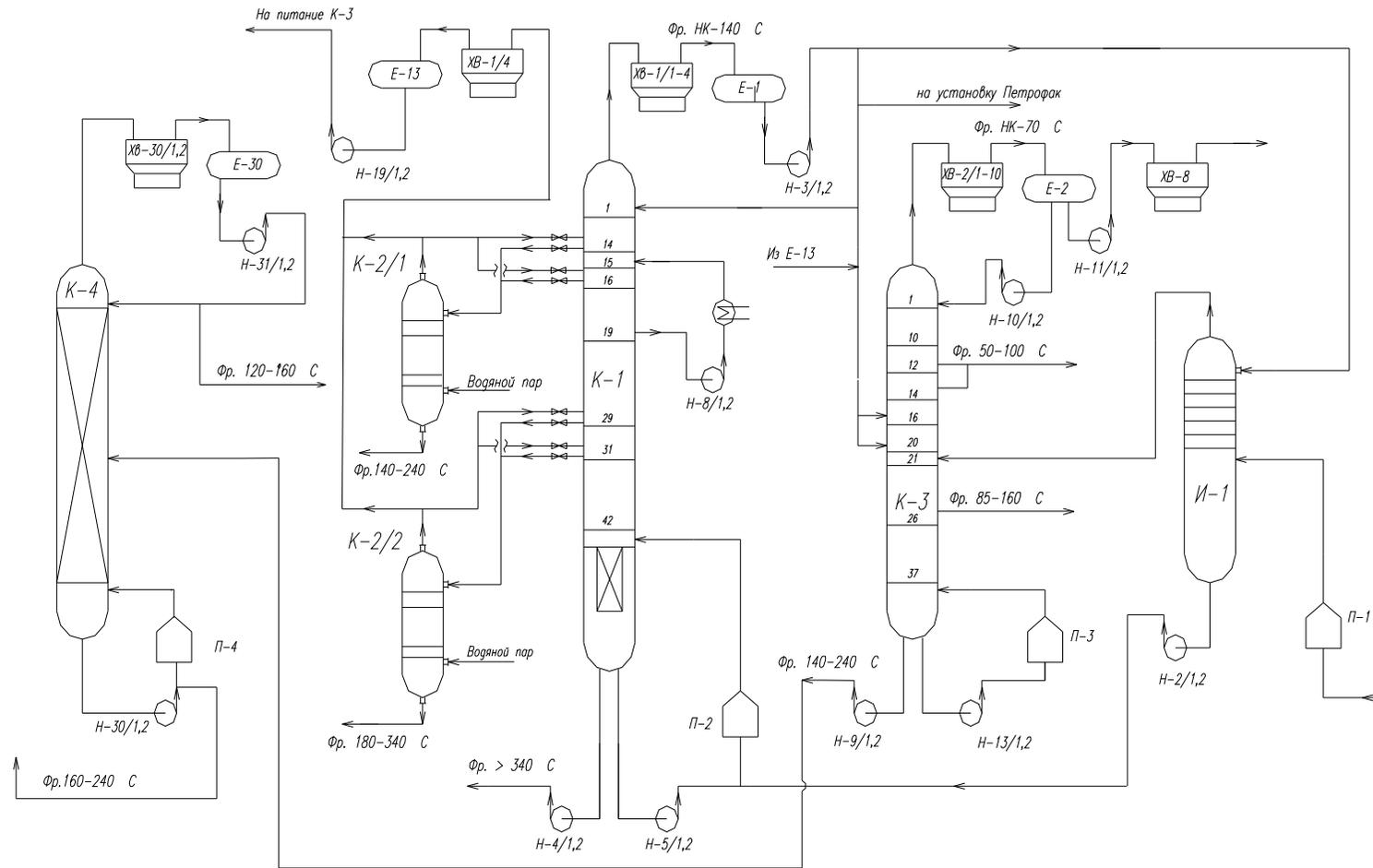


Рис. 7.2. Модернизированная технологическая схема УМТ

Характеристики технологического режима колонны К – 4 представлены ниже.

Профиль температуры, °С

Емкость орошения	50
Верх колонны	148,73
Зона ввода сырья	166,4
Низ колонны	200,67

Профиль давления, кгс/см² (абс.)

Емкость орошения	1,4
Верх колонны	1,41
Низ колонны	1,60

Острое орошение К – 4

Расход масс, кг/ч	20706,66
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	27,85
Температура, °С	50

Конденсатор ХВ – 30/1,2

Тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	6,317
--------------------------------	-------

Печь П – 4

Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	3,34
---	------

Качества продуктов колонны К – 4, полученные в результате расчета, представлены в табл. 7.12 – 7.13.

Таблица 7.12. Фракционный состав верха колонны К – 4

% об.	Температура выкипания, °С
2	115,29
5	118,32
10	120,83
30	129,43
50	135,39
70	141,03

90	152,27
98	159,83
Плотность при 20 °С, кг/м ³	764,03

Таблица 7.13. Фракционный состав куба колонны К-4

% об.	Температура выкипания, °С
2	153,3
5	167,9
10	171,48
30	175,72
50	180,69
70	189,49
90	230,2
98	267,54
Плотность при 20 °С, кг/м ³	789,22

С целью повышения качества фракции 85 – 160 °С для каталитического риформинга был проведен расчет смешения фракции 85 – 160 °С с верхом колонны К – 4 – фракцией 120 – 160 °С. Качество фракции после смешения бокового отбора с 26 – тарелки К – 3 и верхнего продукта К – 4 (расчетное) представлены в табл. 7.14.

Таблица 7.14. Качество фракции после смешения бокового отбора с 26 – тарелки К – 3 и верхнего продукта К – 4 (расчетное)

% об.	Температура выкипания, °С
2	92,5
5	97,8
10	102,31
30	106,7
50	113,84
70	123,51
90	140,16
98	159,95
Плотность при 20 °С, кг/м ³	751,07

Как видно из табл. 7.14, была получена фракция 85 – 160 °С, имеющая 90 % точку выкипания – 140 °С, которая соответствует требованиям,

предъявляемым к сырью каталитического риформинга, и находится в интервале 135 – 145 °С.

Кроме этого, важным обстоятельством является снижение энергозатрат на проведение процессов разделения углеводородного сырья.

Новая насадка обеспечивает снижение перепада давления по колонне в 35 раз по сравнению с клапанными тарелками и в 5 раз по сравнению с кольцами Рашига [10,14].

7.5.Разработка вакуумной колонны К – 5 УМТ

7.5.1.Состав сырья установки

Состав (ИТК) и характеристики приняты по данным отчета ВНИИНП за 1997г. по исследованию образца кубового остатка колонны К – 1 УМТ ЗСК. Плотность кубового продукта К – 1 составляет 870,9 кг/м³. В табл. 7.15 представлена физико – химическая характеристика кубового остатка.

Таблица 7.15. Физико – химическая характеристика кубового продукта.

Показатель	Значение	ГОСТ или методика
Плотность при 20 °С, кг/м ³	870,9	3900 – 82
Кинематическая вязкость при 50 °С, мм ² /с	5,6	33 – 82
Температура застывания, °С: с обработкой	20	20287 – 74
Коксуемость, % масс.	0,5	19332 – 74
Содержание, % масс.:		
Воды	отс.	2477 – 65
Хлористых солей, мг/л	отс.	
Асфальтенов	Следы	11858 – 66
смола силикагелевых	3,5	11858 – 66
парафина/ т – ра пл.°С	10,1/52	11851 – 85
серы общей	0,17	1437 – 75
Температура вспышки, °С		
в открытом тигле	31	4333 – 48
в закрытом тигле	< – 35	6356 – 75
Фракционный состав, % об.		
НК	110 °С	2177 – 82
до 200	11	
до 300 °С	27	

ВНИИ НП проведена атмосферная разгонка образца в аппарате АРН – 2 по ГОСТ 110011 – 85 до температуры 400 °С. В табл. 7.16 приведены характеристики узких фракций и фракционный состав (масс. %). По полученным данным построена кривая ИТК (истинные температуры кипения) и получено потенциальное содержание десятиградусных фракций (табл. 7.17).

В табл. 7.18 приведены характеристики разной глубины отбора. Остатки характеризуются низкими значениями вязкости и содержанием серы и относительно высокими температурами застывания. Даны характеристики и результаты стандартной разгонки по Энглеру фракции с температурой кипения от 350 – 500 °С.

Остаток с температурой кипения выше 400 °С составляет 47,8 % масс. В отчете ВНИИ НП отсутствовали результаты разбиения на фракции ИТК остатка с температурой кипения выше 400 °С. По данным табл. 7.18 содержание фракций с температурой кипения выше 500 °С равно 12,4 % масс. В табл. 7.19 даны результаты стандартной разгонки по Энглеру фракций с температурой кипения от 350 – 500 °С. По аналитической интерпретации графической зависимости Эдмистера осуществлен перевод стандартной разгонки по ГОСТ 2177 – 82 в кривую ИТК по ГОСТ 110011 – 85. Результаты пересчета представлены в табл. 7.20.

Построена графическая зависимость ИТК от состава и проведено разбиение смеси на узкие фракции в интервале температур кипения 400 – 560 °С. В таблицах представлен состав исходной смеси (ИТК) в интервале температур от НК до 560 °С, который был принят в качестве сырья установки вакуумной ректификации кубового продукта К – 1 УМТ ЗСК.

Таблица 7.17. Потенциальное содержание фракций.

Температура , °С	Выход, % масс,	
	Отд. фракц.	Суммарн.
НК – 62	0,5	0,5
62 – 70	0,3	0,8
70 – 85	0,5	1,3
85 – 100	1,1	2,4
100 – 110	0,9	3,3
110 – 120	0,9	4,2
120 – 130	1,0	5,2
130 – 140	0,9	6,1
140 – 150	0,9	7,0
150 – 160	0,8	7,8
160 – 170	1,4	9,2
170 – 180	1,5	10,7
180 – 190	0,9	11,6
190 – 200	1,0	12,6
200 – 210	1,2	13,8
210 – 220	0,8	14,6
220 – 230	0,7	15,3
230 – 240	1,2	16,5
240 – 250	1,1	17,6
250 – 260	2,4	20,0
260 – 270	1,6	21,6
270 – 280	0,8	22,4
280 – 290	1,4	23,8
290 – 300	1,8	25,6
300 – 310	1,2	26,8
310 – 320	2,3	29,1
320 – 330	2,9	32,0
330 – 340	3,0	35,0
340 – 350	2,2	37,2
350 – 360	2,5	39,7
360 – 370	2,3	42,0
370 – 380	3,3	45,3
380 – 390	2,5	47,8
390 – 400	3,3	51,1
Остаток > 400	47,8	98,9

Таблица 7.18. Характеристики остатков

Оста- ток выше °С	Выход, % масс.	Плотность при 20 °С, кг/м ³	Вязкость усл при °С			Коксу- емость %	Температура °С		Содер- жание серы, %
			50	80	100		Застыв	Всп./р.т./	
500	12,4	934,7		16, 1	7,1	3,8	49	>310	0,27
400	47,8	910,7	6,9	3,0	2,5	1,4	39	240	0,24
350	61,7	896,8	4,1	2,3	1,7	1,3	37	210	0,23
300	73,3	890,0	2,3	1,4	1,3	1,0	34	187	0,21
Требования ГОСТ 10585 – 75									
М 100		<16,0				<25,42>	>100	0,5-3,5	

Таблица 7.19. Физико – химическая характеристика сырья для каталитического и гидрокрекинга

Показатель	Температура отбора фракций, °С 350 – 500
Выход, %	49,3
Плотность, кг/м ³	893,5
Молекулярная масса	360
Вязкость кинематическая, мм ² /с при 50 °С	20,1
при 100 °С	5,2
Температура застывания, °С	34
Содержание серы, %	0,22
Коксуемость, %	0,23
Фракционный состав, °С	
НК	342
5 %	356
10 %	365
20 %	377
30 %	384
40 %	395
50 %	409
70 %	441
90 %	483
95 %	491
98 %	498
КК	502

Таблица 7.20.

%	Температура, °С	
	Стандартная	ИТК
НК	342	332,406
10	365	348,06
20	377	370,59
30	384	384,89
40	395	403,42
50	409	426,06
60	424	448,31
70	441	473,015
80	460	497,306
90	483	525,8
95	491	535,22
98	498	543,524

Таблица 7.21. Состав исходной смеси (ИТК)

Температура, °С	Выход, % масс,	
	Отд. Фракц.	Суммарн.
НК – 62	0,5	0,5
62 – 70	0,3	0,8
70 – 85	0,5	1,3
85 – 100	1,1	2,4
100 – 110	0,9	3,3
110 – 120	0,9	4,2
120 – 130	1,0	5,2
130 – 140	0,9	6,1
140 – 150	0,9	7,0
150 – 160	0,8	7,8
160 – 170	1,4	9,2
170 – 180	1,5	10,7
180 – 190	0,9	11,6
190 – 200	1,0	12,6
200 – 210	1,2	13,8
210 – 220	0,8	14,6
220 – 230	0,7	15,3
230 – 240	1,2	16,5
240 – 250	1,1	17,6
250 – 260	2,4	20,0

260 – 270	1,6	21,6
270 – 280	0,8	22,4
280 – 290	1,4	23,8
290 – 300	1,8	25,6
300 – 310	1,2	26,8
310 – 320	2,3	29,1
320 – 330	2,9	32,0
330 – 340	3,0	35,0
340 – 350	2,2	37,2
350 – 360	2,5	39,7
360 – 370	2,3	42,0
370 – 380	3,3	45,3
380 – 390	2,5	47,8
390 – 400	3,3	51,1
400 – 420	4,4	55,5
420 – 440	4,3	59,8
440 – 460	4,15	63,9
460 – 480	4,0	67,9
480 – 500	5,36	73,3
500 – 520	4,72	78,8
520 – 540	4,57	83,4
540 – 560	5,0	88,4
Более 560	12,4	100,8

7.5.2. Установка вакуумной ректификации кубового продукта К – 1

Анализ работы установки УМТ показал на необходимость разделения кубового продукта колонны К – 1 и использование полученных фракций для различных целей.

По данным исследования образца кубового остатка колонны К – 1, проведенного ВНИИ НП, содержание фракций с температурой кипения до 350 °С составляет 37,2% масс., а начало кипения равно 110 °С.

Для отгонки из кубового продукта К – 1 светлых нефтепродуктов предлагается использовать вакуумную ректификацию (колонна К – 5). В качестве продуктов вакуумной колонны рассмотрено получение бензиновой фракции НК – 180 °С, вакуумного газойля – фракции 180 – 340 °С и кубового продукта 340 °С – КК.

Вакуумный газойль (фракция 180 – 340 °С) может использоваться на УМТ в качестве сырья секции 200 ЛКС.

7.5.3. Описание технологической схемы

На основе выполненных расчетов на рис. 7.3 представлена разработанная технологическая схема вакуумной ректификации кубового продукта колонны УМТ [15,16].

Нагретая исходная смесь подается на тарелку питания в парожидкостном состоянии. Доля пара в питании зависит от температуры нагрева смеси. С верха колонны отбирается пар и направляется в воздушные холодильники ХВ – 1, где охлаждается до температуры 40 °С и поступает самотеком в емкость Е – 1. Из емкости Е – 1 насосом Н – 1 забирается жидкая фаза (бензиновая фракция) и возвращается в качестве острого орошения в колонну.

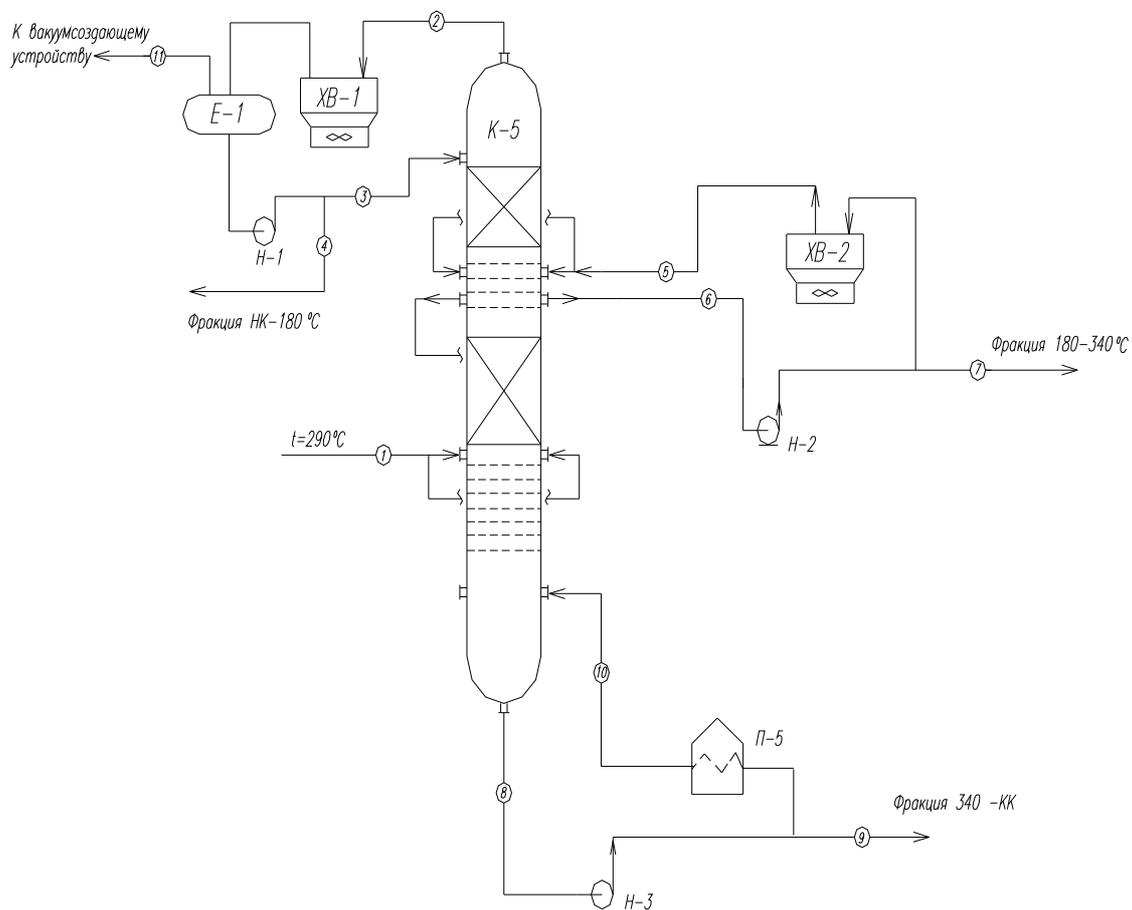


Рис. 7.3. Технологическая схема вакуумной ректификации

Часть балансового количества бензиновой фракции по уровню в Е – 1 забирается в качестве продукта – фракции НК – 180 °С. В емкости Е – 1 предусмотрена линия для связи с вакуум создающим устройством.

Фракция 180 – 340 °С отбирается из колонны в виде бокового отбора выше зоны ввода сырья. Для обеспечения конца кипения фракции 180 – 340 °С предусмотрено циркуляционное орошение (ЦО). Циркуляционное орошение выводится из колонны вместе с боковым отбором насосом Н – 2, охлаждается в воздушном холодильнике и возвращается в колонну на тарелку, расположенную выше зоны отбора.

Для отпарки легких компонентов из кубового продукта вакуумной колонны обычно применяют перегретый водяной пар. Однако подача водяного пара в куб приведет к увеличению размеров колонны, при этом повысятся расходы на создание вакуума в К – 5. При применении водяного пара будут обводняться продукты разделения колонны.

Для обогрева куба К – 5 предлагается использовать “горячую струю”, которая создается за счет нагрева рецикла кубового продукта К – 5 в печи П – 5. Отбор фракции 340 °С – КК производится по уровню в кубе К – 5.

Известно, что термическая стабильность нефти позволяет нагревать сырье до температуры 350 – 360 °С.

Исходная смесь подается в среднюю часть колонны при температуре не выше 290 °С. Это позволит снизить паровую нагрузку в зоне выше тарелки питания. Для создания парового потока в исчерпывающей части колонны и отпарки легких фракций из кубового продукта в низ колонны предусмотрена подача “горячей струи”.

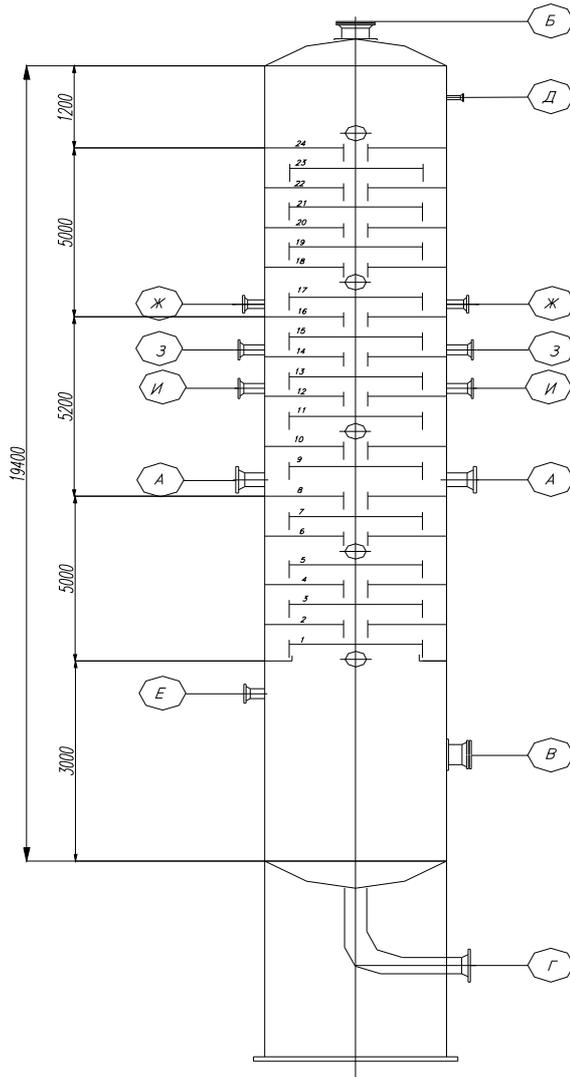
По результатам расчета в диапазоне нагрузок от 43 до 94 т/ч фактор паровой нагрузки исчерпывающей части колонны не ниже 0,85, в то же время объемный расход жидкости при максимальной нагрузке достигает 240 м³/ч. Поэтому диаметр исчерпывающей части не уменьшается и конструктивно колонна выполнена одного диаметра. В качестве вакуумной колонны рассмотрен тарельчатый и насадочный вариант аппарата.

7.5.4. Тарельчатый вариант колонны*

Выполнены расчеты по алгоритмам математической модели с выбором контактных устройств [9,15,16].

На рис. 7.4. представлен эскиз тарельчатой вакуумной колонны.

*Расчеты выполнены Н.Г. Минеевым



Обоз- нач.	Назначение	Кол.	Диаметр (расч)
А	Вход питания	2	
Б	Выход паров	1	
В	Вход парожидкостного потока	1	
Г	Циркуляция в печь и кубовый остаток	1	
Д	Подача орошения	1	
Е	Подача водяного пара	1	
Ж	Вход циркуляционного орошения	2	
З	Выход циркуляционного орошения	2	
И	Боковой отбор	2	

Рис.7.4. Тарельчатая вакуумная колонна

Вакуумная колонна К – 5 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

- диаметр колонны 3,6 м
- количество тарелок 24
- тарелка питания (считая с низа колонны) 8
- тарелки бокового отбора 12
- тарелка отбора Ц.О. 14
- тарелка ввода Ц.О 16

При выборе диаметра колонны также учитывались ограничения размера по доставке железнодорожным транспортом.

В вакуумной колонне предлагается установить ситчатые с отбойными элементами двухпоточные тарелки из просечно – вытяжного листа по ОН – 26 – 02 – 30 – 66 которые имеют следующие конструктивные характеристики:

– диаметр	3,6 м
– расстояние между тарелками	600 мм
– относительное сечение отверстий ситчатого полотна	12,25 %
– относительная рабочая площадь тарелки	51 %
– число рядов отбойников	8
– число потоков	2
– длина линии слива на один поток	2,5 м

Гидравлическое сопротивление колонны при максимальной нагрузке составляет 132 мм. рт. ст., унос с тарелок не превышает 7,5 %.

Температура куба колонны, согласно расчетам, не превышает 357,3 °С. Рабочий гидродинамический режим соответствует области устойчивой работы тарелок.

Материальный баланс

Входные потоки

Питание

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	43893,36	62704,8	94057,2
Температура, °С	290	290	290

Выходные потоки

Пар из колонны в холодильник

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	41209,3	44769,443	60107,52
Объемн. Расход, факт. м ³ /ч	37476,63	40710,597	54656,666
Давление (абс), мм рт. ст.	228	228	228
Температура, °С	89,59	89,79	89,92

Отбор дистиллята (фракция НК – 180 °С)

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	3296,744	4712,573	7071,473
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	4,48	6,4	9,6
Объемн. расход, станд. м ³ /ч	4,38	6,26	9,39
Температура, °С	40	40	40

Отбор фракции 180 – 340 °С с 11-ой тарелки

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	13148,57	18467,19	27709,57
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	18,03	25,33	38,04
Объемн. расход, станд. м ³ /ч	15,7	22,07	33,12
Температура, °С	168,56	168,01	168,8

Отбор куба

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	27448,04	39525,04	59276,16
Объемн. Расход, факт. м ³ /ч	39,644	57,11	85,882
Объемн. Расход, станд. м ³ /ч	30,32	43,67	65,49
Температура, °С	354,4	354,44	357,29

Режимные параметры работы колонны К – 5Тепловые потоки колонны , ккал/час

	мин.	ном.	Макс.
Приход тепла с питанием	8035646	11479490	17219240
Приход тепла с горячей струей из печи	4646112	5195923	7192486
Расход тепла в холодильнике – конденсаторе	4317799	4694552	6306131
Расход тепла с дистиллятом	64394.27	92045.2	138115
Расход тепла с боковым отбором	1143871	1601237	2415807
Расход тепла с кубовым продуктом	5595235	8058355	12207830

Профиль температуры, °С

	Мин.	ном.	Макс.
Емкость орошения	40,0	40,0	40,0
Верх колонны	89,6	89,79	89,92
Боковой отбор	168,56	168	168,81
Зона ввода сырья	314,7	314,99	318,1
Низ колонны	354,4	354,44	357,29

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	223	223	223
Верх колонны	228	228	228
Зона ввода сырья	287,9	293	306

Низ колонны	323,9	332	359
-------------	-------	-----	-----

Острое орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	37912,56	40056,87	53036,05
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	51,5	54,42	72,05
Температура, °С	40,0	40,0	40,0

Конденсатор

	Мин.	Ном.	Макс.
Тепловая нагрузка, ккал/ч	4317799	4694552	6306131

Циркуляционное орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	49457,41	70771,3	105437,1
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	65,28	93,42	139,17
Температура вывода/ввода, °С	119/60	119/60	119/60
Тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	1560460	2229228	3343843

Печь

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	123539,2	139713,3	194624
Температура на входе, °С	354,4	354	357
Температура на выходе, °С	374,4	374	377
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	4646112	5195923	7192486

Качество питания и продуктов (расчетное) по ГОСТ 2177 – 82Питание в колонну

% об.	Температура выкипания, °С
2	143,63
5	170,8
10	200
30	306,18
50	376,24
70	462,41
90	525,34
98	534,45

Плотность при 20 °С, кг/м³ 870,89

Фракция НК – 180

% об.

2	53
5	68
10	85
30	107
50	117
70	129
90	150
95	163,8
98	174,5
Плотность при 20 °С, кг/м ³	752,74

Боковой продукт (фракция 180 – 340)

2	178,6
5	189,5
10	194
30	242
50	268,7
70	301,68
90	322
95	336
98	352,8
Плотность при 20 °С, кг/м ³	837,36

Кубовый продукт

2	348,9
5	363
10	368
30	403
50	454
70	497
90	531
98	538
Плотность при 20 °С, кг/м ³	905,34

Для снижения перепада давления рассмотрен насадочно – тарельчатый вариант вакуумной колонны.

7.5.5. Насадочно – тарельчатый вариант колонны

Комбинированные варианты использования различных типов контактных устройств в колоннах имеют определенные преимущества. Регулярные насадки могут работать при низких плотностях орошения и высоких значениях фактора пара, что характерно для вакуумных колонн. Насадки обладают сепарирующими свойствами и снижают брызгоунос. Современные нерегулярные насадки при малых перепадах давления обеспечивают высокую эффективность разделения.

На рис.7.5. представлен насадочно – тарельчатый вариант колонны К – 5 [16].

Вакуумная колонна представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

– диаметр колонны	3,6 м
– высота слоя насадки 1	4 м
– высота слоя насадки 2	3 м
– количество тарелок	11
– ввод питания на тарелку (считая с верха колонны)	5
– боковой отбор и отбор Ц.О.	4
– ввод Ц.О. в колонну	1

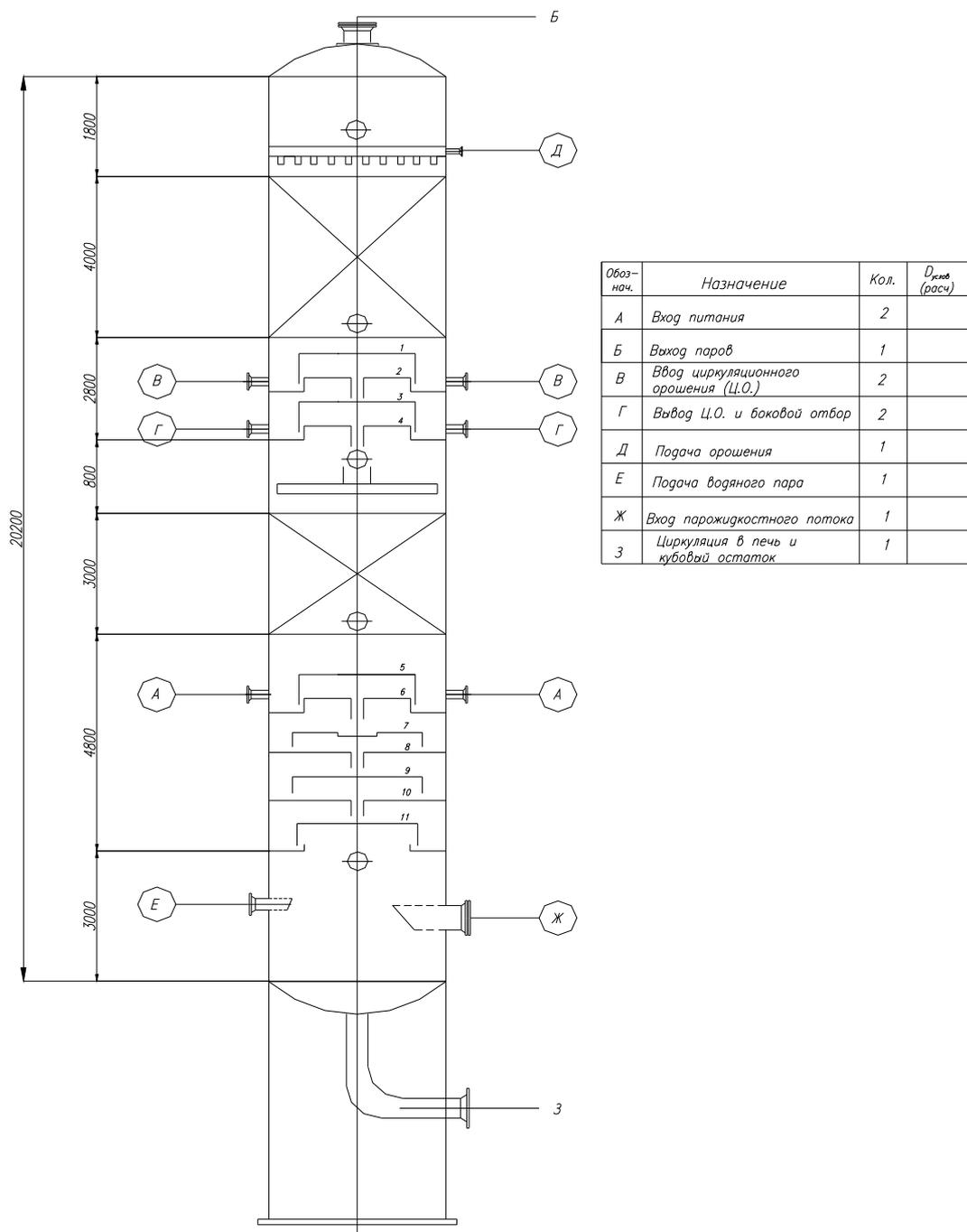


Рис. 7.5. Насадочно – тарельчатый вариант колонны

В тарельчатой части вакуумной колонны предлагается установить ситчатые с отбойными элементами тарелки из просечно – вытяжного листа по ОН – 26 – 02 – 30 – 66, которые имеют следующие конструктивные характеристики:

- диаметр 3,6 м
- расстояние между тарелками 600 мм
- относительное сечение отверстий ситчатого полотна:
 - для тарелок с 1 по 4 20 %
 - для тарелок с 5 по 11 12,25 %
- число рядов отбойников 8

– число потоков	2
– длина линии слива на один поток	2,5 м
– относительная рабочая площадь тарелок	51 %

В верхней секции колонны размещен слой упорядоченной насадки высотой 4 м. В качестве насадочных элементов можно использовать насадку *IRG* (глава 5). Для перераспределения жидкости и пара, организации бокового отбора и Ц.О. и ввода Ц.О. размещены ситчатые тарелки с отбойными элементами. Относительное свободное сечение полотен из просечного листа увеличено по сравнению со стандартным значением до 20 %. Это позволит уменьшить унос с тарелок жидкой фазы паровым потоком.

Ниже 4 тарелки с центральным переливом размещен распределитель жидкости в виде желоба. Жидкая фаза из центрального перелива тарелки непосредственно подается в распределительный желоб оросителя. Необходимое число точек орошения обеспечивается конструкцией оросителя. Ниже оросителя размещен второй слой насадки высотой 3 м.

Гидравлическое сопротивление колонны при максимальной нагрузке снизилось на 30 % по сравнению с тарельчатым вариантом и составляет 91,7 мм рт. ст. Соответственно уменьшилась на 14,5 °С температура куба колонны и составляет 342,8 °С. Как следствие, повысилась термическая стабильность кубового продукта в вакуумной колонне. Фактор пара в верхнем слое насадки не превышает 2,1 (м/с)кг^{0.5}. Унос с тарелок зоны ЦО и бокового отбора не превышает 7,4%.

Материальный баланс

Входные потоки

Питание

	Мин.	Ном.	макс.
Расход масс, кг/ч	43893,36	62704,8	94057,2
Температура, °С	290	290	290

Выходные потоки

Пар из колонны в холодильник

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	41175,61	44752,36	67136,33
Объемн. Расход, факт. м ³ /ч	55204,02	59992,59	90001,16
Давление (абс), мм рт. ст.	150	150	150
Температура, °С	78,39	78,72	78,77

Отбор дистиллята (фракция НК – 180 °С)

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	3294,048	4710,773	7066,981
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	4,476	6,26	9,6
Объемн. расход, станд. м ³ /ч	4,377	6,26	9,39
Температура, °С	40	40	40

Отбор фракции 180 – 340 °С с 11 – ой тарелки

	Мин.	ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	13142,17	18457,42	27691,48
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	17,74	24,93	38,1
Объемн. расход, станд. м ³ /ч	15,696	22,06	33,444
Температура, °С	152,95	152,2	153,49

Отбор куба

	Мин.	ном.	макс.
Расход масс, кг/ч	27457,14	39536,61	59298,746
Объемн. Расход, факт. м ³ /ч	39,09	56,32	84,77
Объемн. Расход, станд. м ³ /ч	30,33	43,68	65,51
Температура, °С	354,4	338,83	342,8

Режимные параметры работы колонны К – 5Тепловые потоки колонны , ккал/час

	мин.	ном.	Макс.
Приход тепла с питанием	8134203	11620290	17430430
Приход тепла с горячей струей из печи	3915348	4467085	6532113
Расход тепла в холодильнике- конденсаторе	4116015	4479663	6306131
Расход тепла с дистиллятом	64345,3	92012,59	138033,7
Расход тепла с боковым отбором	1023859	1430651	2166865
Расход тепла с кубовым продуктом	5284874	7616975	11592210

Профиль температуры, °С

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	40,0	40,0	40,0
Верх колонны	78,39	78,72	78,77
Боковой отбор	152,9	152,2	153,49
Зона ввода сырья	297,27	298,3	302,05

Низ колонны	338,6	338,83	342,8
-------------	-------	--------	-------

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	145	145	145
Верх колонны	150	150	150
Зона ввода сырья	186	191	207
Низ колонны	208	216	241

Острое орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	37881,54	40041,56	60069,35
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	51,47	54,4	81,6
Температура, °С	40,0	40,0	40,0

Конденсатор

	Мин.	Ном.	Макс.
Тепловая нагрузка, ккал/ч	4116015	4479663	6721594

Циркуляционное орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	31407,47	50085,16	66853,59
Объемн. расход, факт. м ³ /ч	38,85	62,02	82,78
Температура вывода/ввода, °С	152,9/60	152/60	153,5/60
Тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	1560460	2468074	3343843

Печь

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	102779,4	119047,3	174337,5
Температура на входе, °С	338,6	338,8	342,8
Температура на выходе, °С	358,6	358,8	362,8
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	3915348	4467085	6532113

Качество питания и продуктов (расчетное) по ГОСТ 2177 – 82Питание в колонну

% об.	Температура выкипания, °С
2	143,63

5	170,8
10	200
30	306,18
50	376,24
70	462,41
90	525,34
98	534,45
Плотность при 20 °С, кг/м ³	870,89

Фракция НК – 180

% об.

2	53
5	67,85
10	85
30	107,2
50	117,9
70	129,5
90	149,63
95	163,48
98	174
Плотность при 20 °С, кг/м ³	752,78

Боковой продукт (фракция 180 – 340)

2	179,2
5	189,7
10	194,6
30	242
50	268,6
70	301,54
90	321,6
95	336,65
98	352,3
Плотность при 20 °С, кг/м ³	836,647

Кубовый продукт

2	348,4
5	361,5
10	366,5
30	402,3

50	453,3
70	497
90	531,3
98	538,5
Плотность при 20 °С, кг/м ³	905,13

Анализ приведенных в данной главе результатов [1 – 15], позволил сделать ряд выводов.

Предложенная модернизация колонны К – 1 по замене в нижней части колонны тарелок с 43 по 47 на упорядоченную насадку *IRG* позволит улучшить качество тяжелого остатка куба К – 1. Снизить содержание светлых фракций с 30 % об. до 10 % об. в остаточном продукте, о чем свидетельствует увеличение температуры выкипания: начала кипения 5 %, 10 % точек отгона.

До модернизации кубовый остаток колонны К – 1 не соответствовал по ГОСТ 10585 “Топливо нефтяное. Мазут”. Анализ физико – химических характеристик выделенного продукта фракционного состава, соответствующего полученному расчетным путем, показал, что он может быть маркирован как топочный мазут марки 100, I вида (низкосернистый), малозольный с температурой застывания до 42 °С (ГОСТ 10585 “Топливо нефтяное. Мазут”).

Как было уже указано, получаемая фракция 85 – 160 °С с 26 тарелки колонны К – 3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135 – 145 °С. Для решения этой задачи предложено использовать колонну К – 4 с получением других продуктов с заменой клапанных тарелок в колонне К – 4 на насадку *IRG*.

В результате проведенных гидравлических и технологических расчетов были получены качества продуктов колонны К – 4. С целью повышения качества фракции 85 – 160 °С для каталитического риформинга проведен расчет смешения фракции 85 – 160 °С с верхом колонны К – 4 – фракцией 120 – 160 °С.

Получена фракция 85 – 160 °С, имеющая 90 % точку выкипания – 140 °С, которая соответствует требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, и находится в интервале 135 – 145 °С.

С точки зрения снижения энергозатрат на проведение процесса разделения углеводородного сырья новая насадка обеспечивает снижение перепада давления по колонне К – 4 в 30 раз по сравнению с клапанными тарелками. Кроме того за счет повышения эффективности теплообмена возможно снижение флегмового числа с 0,6 до 0,5, что обеспечит снижение энергозатрат на 16 – 17 % (на 0,56 Гкал/час).

Для отгонки из кубового продукта К – 1 светлых нефтепродуктов разработана вакуумная колонна К – 5.

Рассмотрены два варианта исполнения колонны К – 5 – тарельчатый и комбинированный – насадочно – тарельчатый. Показано, что второй вариант позволяет снизить температуру в кубе К – 5 на 14,5 °С и повысить термическую стабильность смеси в кубе. Результатом использования новой колонны К – 5 является получение фракции НК – 180 и фракции 180 – 340 °С.

В результате можно сделать следующее заключение о том, что модернизацию технологических установок в большинстве случаев можно выполнять опираясь на научно – производственный потенциал научно – производственных фирм и работников предприятий.

Литература к седьмой главе

1. Ясавеев Х.Н., Баглай В.Ф., Солодов П.А., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Вариант реконструкции установки получения моторных топлив на Сургутском ЗСК (статья) // Тематический сборник научных трудов Вестника КГЭУ «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. 1998. С.4-10.
2. Солодов П.А., Ясавеев Х.Н., Баглай В.Ф., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Модернизация ректификационных колонн на установке получения моторных топлив // Тез. докл. V междунар. конф. по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия – 99». Нижнекамск. 1999. Т. 2. С. 184 – 185.
3. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Дьяконов Г.С. Модернизация массообменных колонн с использованием высокоэффективных нерегулярных насадок // Тез. докл. V междунар. конф. «методы кибернетики хим. – техн. процессов» (КХТП – V – 99) Казань. 1999. С. 137 – 138.
4. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Солодов А.В., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Реконструкция колонны К-3 установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. 2000. С.8-13.
5. Ясавеев Х.Н., Баглай В.Ф., Солодов А.В., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Модернизация колонны К-3 установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 // Тез. докл. Всероссийской науч. конф. «Тепло- и массообмен в химической технологии». Казань. 2000. С. 165 – 166.

6. Ясавеев Х.Н., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Солодов П.А. Реконструкция установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 и изомеризации // Тез. докл. Всероссийской научно – технич. конф. «Большая нефть: реалии, проблемы, перспективы». Альметьевск. 2001. Т.3 С. 296.
7. Костылева Е.Е., Ясавеев Х.Н., Минеев Н.Г., Лаптев А.Г.. Проектирование вакуумных ректификационных колонн // Материалы доклада Всероссийской школы – семинара «Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении». Казань. 2002. С. 147 – 148.
8. Мальковский П.А., Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Ишмурзин А.В., Фарахов М.И. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 3. Реконструкция дополнительной колонны К-4 (статья) // Известия вузов. "Проблемы энергетики". № 11-12. 2002. С. 9 – 14.
9. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Костылева Е.Е. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 4. Расчет дополнительной колонны К-5 для перегонки кубового остатка К-1 (статья) // Известия вузов. "Проблемы энергетики". № 5-6. 2003. С. 21 – 27.
10. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья (статья) // "Энергосбережение". №1. 2004г.
11. Ясавеев Х.Н., Костылева Е.Е. Математическое моделирование теплообмена в установках разделения углеводородных смесей // Материалы доклада XIV Школы-семинара молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А.И. Леонтьева «Проблемы газодинамики и теплообмена в энергетических установках». Рыбинск. 2003. Т.1. С. 349 – 352.
12. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Автореф. Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 1997.
13. Солодов П.А. Модернизация аппаратного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 2001.
14. Ишмурзин А.В. Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья. Автореф. Дис. ... канд. техн. наук. КГЭУ, Казань, 2002.
15. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Костылева Е.Е. Переработка и эффективное использование тяжелых остатков нефтяных топлив // Материалы доклада VI Международного Симпозиума «Ресурсоэффективность и энергосбережение в современных условиях хозяйствования». Казань. 17-19 декабря 2003.

ГЛАВА 8

РАЗРАБОТКА СТАНЦИИ УТИЛИЗАЦИИ ВТОРИЧНЫХ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ РЕСУРСОВ*

8.1. Описание технологической схемы

Проработка станции утилизации вторичных энергоресурсов ВЭР (СУ ВЭР) выполнена в соответствии с нормами проектирования [1].

Жидким ВЭР является продукт кубового остатка (в дальнейшем кубовый продукт – КП), получающийся в результате глубокой перегонки нефти в ректификационной колонне К – 5 установки моторных и котельных топлив Сургутского завода стабилизации конденсата (глава 7) [2, 3].

На кафедре ХТПМГ Казанского государственного технологического университета были проведены опытные исследования физико – химических свойств КП.

Режим работы СУ ВЭР полностью зависит от режима работы ректификационной колонны. Непрерывная работа в течение одиннадцати месяцев, один месяц на проведение всех видов ремонта. При круглосуточной работе СУ ВЭР в течение 11 месяцев в год нарабатывается $332 \times 24 = 7968$ часов.

При остановке работы СУ ВЭР в связи с аварийными причинами КП должен утилизироваться другими способами, например, сжиганием на специальном факеле.

В течение месяца ремонтных работ на колонне работа СУ ВЭР может обеспечиваться подачей топочного газа. В таком случае время работы СУ ВЭР составит $365 \times 24 = 8760$ час/год.

СУ ВЭР вырабатывает переменный электрический ток с частотой 50 Гц и напряжением 110 кВ, который через главный распределительный пункт может использоваться на заводе.

Система технического водоснабжения – оборотная с градирнями.

Оборудование СУ ВЭР используется только отечественного производства, должно обеспечивать соответствие нормам экологической безопасности по газовым и жидким выбросам [4 – 6].

СУ ВЭР располагается на территории завода и обеспечивается подъездными путями железнодорожного и автомобильного транспорта.

*В работе принимали участие О.П.Шинкевич, А.М.Конахин, Е.Е.Костылева

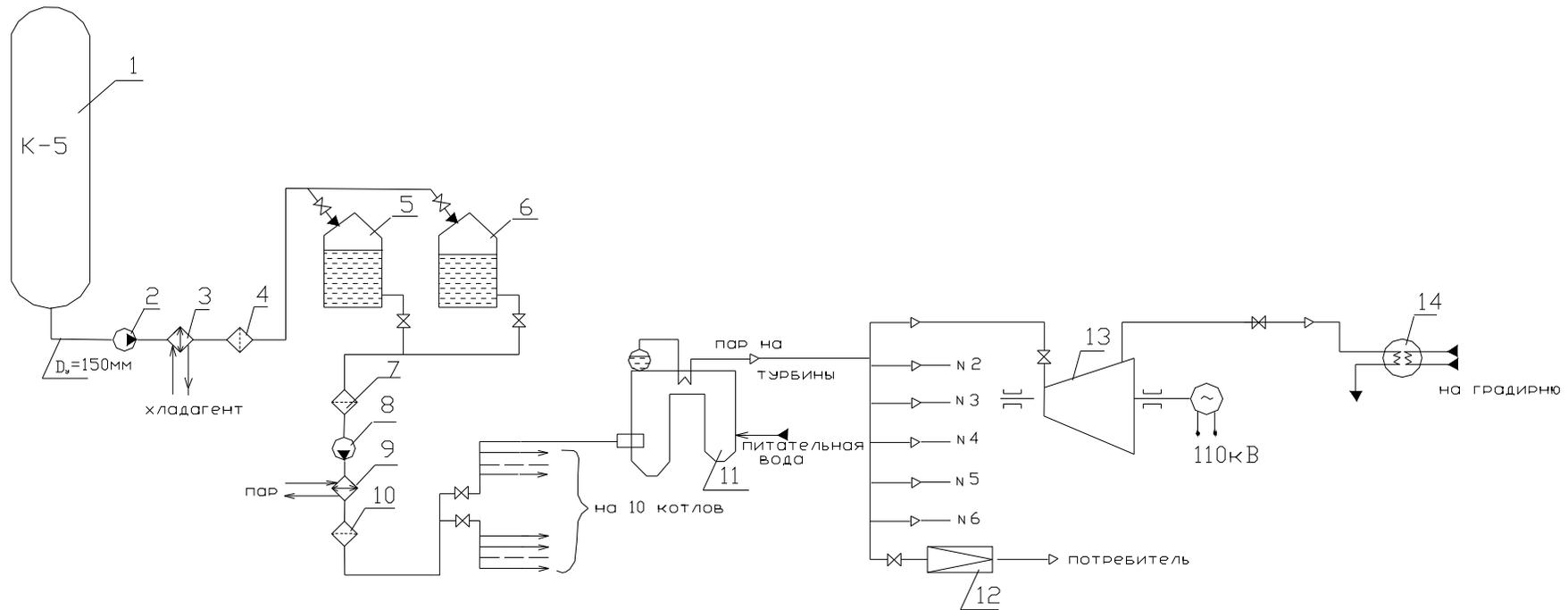


Рис. 8.1. Станция утилизации вторичных энергоресурсов

- 1 – колонна вакуумной ректификации К – 5
- 2, 8 – насосы
- 3 – аппарат воздушного охлаждения
- 4, 7 – фильтры грубой очистки
- 5, 6 – промежуточные емкости $V=3000 \text{ м}^3$
- 9 – мазутоподогреватель

- 10 – фильтр тонкой очистки
- 11 – паровой котел Е – 75 – 40 У (10 штук)
- 12 – редукционно – охлаждающая установка
- 13 – Конденсационная турбина типа К – 35 – 3,9 (6 штук)
- 14 – конденсатор

На рис. 8.1 представлена схема СУ ВЭР. Кубовый продукт колонны К – 5 по трубопроводу направляется в теплообменник – холодильник 3, где охлаждается до 100 °С. Из теплообменника насосом 2 по топливопроводу КП подается в приемные емкости 5, 6. Далее КП из приемных резервуаров насосом 8 подается для подогрева в мазутоподогреватель, где нагревается до 100 °С и направляется через фильтр тонкой очистки 10 по двум магистралям к форсункам котлов. Получающийся в результате сжигания КП в котлах пар направляется на конденсационные турбины 13, соединенные с электрогенераторами. При неработающих турбинах пар может поступать через редуционно-охладительную установку 12 непосредственно в сеть завода.

8.1.1. Топливное хозяйство

Максимальный расход КП на СУ ВЭР – 60 т/ч, температура подаваемого к форсункам котлов КП – 100 °С, что должно обеспечить требуемую кинематическую вязкость его не менее 1,92 ВУ.

Устройства для приема и хранения КП не предусматривается, так как он идет непосредственно с завода [1], но предусматривается промежуточная емкость.

Подача КП к котлам производится по двум магистралям, рассчитанных на 45 т/ч каждая (75 % от полной производительности) с учетом рециркуляции. Подача КП к промежуточной емкости производится по трубопроводу на полный расход 60 т/ч.

Объем промежуточной емкости принимается с трехсуточным запасом [1]. Занимаемый КП объем составит:

$$V_{\text{КП}} = 3 \times 24 \times \frac{60}{0,85} = 5100 \text{ м}^3.$$

Необходимы 2 стандартные емкости для хранения мазута объемом по 3000 м³ каждая.

При использовании газового топлива как дополнительного можно использовать заводской ГРП или при недостаточной пропускной способности построить собственный, рассчитанный на максимальный расход газа:

$$V_{\text{Г}} = G_{\text{КП}} \times \frac{Q_{\text{Н}}^{\text{КП}}}{Q_{\text{Н}}^{\text{Г}}} = 60000 \times \frac{40,4}{36,47} = 66500 \text{ нм}^3/\text{ч}.$$

8.1.2. Котельное отделение

Расчет потребного числа котлоагрегатов. При сгорании 60 т/ч КП можно получить пар при давлении в пределах 2,4 – 4,0 МПа (энтальпия в пределах $h_{\text{П}} = 2,802 - 2,801$ МДж/кг) в количестве $D_{\text{П}}$, т/ч:

$$D_{\text{П}} = G_{\text{КП}} \times Q_{\text{Н}}^{\text{КП}} \times \frac{\eta}{h_{\text{П}}} = 60 \times 40,4 \times \frac{0,91}{2,8} = 799,5$$

где η – к.п.д. парового котла (в пределах 0,91 – 0,93 [7])

Для обеспечения работы паромеханических форсунок типа ФМП требуется относительный расход пара при давлении распыливающего пара 0,4 МПа, не более 0,02 кг/кг [7]. В таком случае расход пара составит:

$$D_{\text{ПФ}} = G_{\text{КП}} \times 0,02 = 60 \times 0,02 = 1,2 \text{ т/ч}$$

Приняв расход пара на неучтенные расходы 3% от полного расхода КП суммарный расход пара на турбоагрегаты составит:

$$D_{\text{ПТ}} = (D_{\text{П}} - 1,2) \times 0,97 = (799,5 - 1,2) \times 0,97 = 798,3 \text{ т/ч.}$$

Наиболее подходящим для условий сжигания КП по своим параметрам оказался паровой котел Е – 75 – 40 (БКЗ – 75 – 39) унифицированный. Изготовитель котлоагрегата – ПО “Белгородский завод энергетического машиностроения”.

ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ КОТЛА Е – 75 – 40У

- номинальная паропроизводительность, т/ч..... 75;
- избыточное давление пара, МПа..... 3,9;
- температура перегретого пара, °С..... 440;
- расчетный к.п.д. , %..... 90,4;
- габаритные размеры (в осях колонн), мм
 - длина..... 11700;
 - ширина..... 6530;
 - высота..... 15000;
- масса, т
 - металла котла..... 205,
 - обмуровки..... 326,7;
 - общая..... 600;
- число горелок..... 6.

На каждый котел предусматривается один дымосос и дутьевой вентилятор. Характеристика дымососов и вентиляторов выбирается с учетом следующих запасов против расчетных величин: 10 % по производительности и 20 % по напору для дымососов и для вентиляторов по напору 15 %. Расходы подаваемого воздуха и дымовых газов находятся в процессе теплового расчета котла.

Количество котлов для обеспечения паром турбоагрегатов n , шт.:

$$n = \frac{D_{\text{ПТ}}}{D_{\text{котла}}} = \frac{798,3}{75} = 10,6 \approx 11.$$

Резервный котел не предусматривается, при выходе из строя одного котла нагрузку перераспределяют на остальные 10.

8.1.3. Турбинное отделение

Выбор типа и количества турбоустановок. Для использования пара с параметрами $P_{\text{П}} = 4,0$ МПа и $t_{\text{П}} = 440$ °С наиболее подходит турбоустановка ПТ – 27/35 – 3,9/1,7, которую производит ОАО «Калужский турбинный завод». В конденсационном режиме работы (без использования отборов) турбоустановка дает максимальную мощность 35 МВт.

По спецзаказу ОАО «КТЗ» на базе названной турбины может изготовить конденсационную турбину типа К – 35 – 3,9.

Характеристика турбоагрегата ПТ – 27/35 – 3,9/1,7

- максимальная мощность, кВт..... 35000
- частота вращения ротора, об/мин..... 3000
- параметры свежего пара номин. (рабочий диапазон)
 - абсолютное давление, МПа..... 3,8 (3,4 – 3,9)
 - температура, °С..... 440(420 – 445)
- номинальный расход пара на турбину в конденсационном режиме, т/ч..... 161,2
- конденсатор, тип..... КП – 1650 – 1Х
- маслоохладитель, подогреватель низкого давления, масляный бак
- масса турбины, т..... 61,408
- масса конденсатора, т..... 35,325
- высота фундамента турбины, м..... 8,0

Количество турбин N_T , шт.:

$$N_T = \frac{D_{\text{ПТ}}}{D_{\text{турб}}} = \frac{798,3}{161,2} = 4,95 \approx 5.$$

Таким образом, максимальная мощность, развиваемая 5 турбоустановками $N_{СУВЭР}$, МВт:

$$N_{СУВЭР} = 5 \times 35 = 175.$$

На СУ ВЭР предусматривается установка резервного турбоагрегата – в сумме в машинном зале устанавливаются 6 турбин, 5 из которых рабочие, один резервный.

Питательные насосы выбираются по результатам поверочных расчетов тепловой схемы турбины.

Деаэраторы выбираются в результате поверочных расчетов тепловой схемы турбины.

При неработающих турбинах из СУ ВЭР пар может поступать непосредственно в сеть завода через соответствующие РОУ (редукционно-охладительные установки).

8.1.4. Водоподготовка

Как правило, для всех электростанций на органическом топливе, имеющих давление пара перед турбинами 9 МПа и менее, применяется упрощенные методы химической очистки добавочной воды [8]. Для ТЭС и промышленных котельных с барабанными котлами низкого давления рекомендуется двухступенчатое Na – катионирование.

Расчетная производительность водоподготовительной установки для конденсационных электростанций принимают равной 2 % паропроизводительности установленных котлов. Сверх 2 % принимают для электростанций с барабанными котлами 25 т/ч [1]:

$$G_{\text{воды}} = (D_{\text{П}} \times 0,02) + 25 = (799,5 \times 0,02) + 25 = 41 \text{ т/ч}$$

Чистый конденсат после использования пара в турбине, мазутном хозяйстве и других собирается в конденсатосборники и конденсатными насосами подается в деаэратор.

8.1.5. Гидротехническая часть

Системы охлаждения и водоснабжения. При оборотных системах водоснабжения с градирнями устанавливаются не менее двух градирен [1]. Расчет оборотного водоснабжения производится в соответствии с [9].

Ориентировочно количество технической воды на конденсационных станциях зависит от начальных параметров пара и времени года. В [8] при начальных параметрах пара 3,43 МПа и 435 °С удельный расход технической воды зимой 0,22 – 0,3 м³/ч кВт, летом – 0,4 – 0,42 м³ /ч кВт. При максимальной электрической мощности станции 175 МВт в летний период расход технической воды составит:

$$G_{\text{техн.воды}} = 176000 \times 0,42 = 73,5 \text{ тыс. м}^3/\text{ч}$$

По величине гидравлической нагрузки подходят 3 башенные градирни марки ТЭП типа БГ – 3200 – 73 [8]

Техническая характеристика градирни

- Площадь орошения, м²..... 3200
- Гидравлическая нагрузка, тыс. м³ /ч.....20 – 26
- Плотность орошения, м³/(м²× ч).....6 – 8
- Высота подъема воды, м 10
- Высота башни, м 81
- Диаметры внутренние, м:
 - Верхней части..... 70,2
 - Нижней части 81

8.1.6. Масляное хозяйство

В соответствии с [1] каждая электростанция оборудуется централизованным масляным хозяйством турбинного и трансформаторного масла, включающую в себя аппаратуру, баки свежего, регенерированного и отработанного масла, насосы для дренажа и перекачки масел, установки для осушки масел и восстановления цеолита силикогеля.

Емкость баков для турбинного и трансформаторного масел не менее емкости железнодорожной цистерны – 60 м³.

8.1.7.Электротехническая часть

На одном валу с турбогенератором устанавливается электрогенератор мощностью 30 – 35 Мвт, напряжением на выходе – 10 кВ и частотой переменного тока 50 Гц. Тип электрогенератора поставляется по рекомендации завода – изготовителя ОАО «Калужский турбинный завод».

Схема по электрической части – блочная, то есть каждый генератор через свой повышающий трансформатор с напряжением на выходе 110 кВ передает энергию на центральный распределительный пункт завода.

8.2. Разработка и обоснование технических решений по сжиганию КП в котлах

При разработке СУ ВЭР предложено использование котлов средней производительности типа Е – 75 – 40 У. Поэтому все расчеты и технические предложения касаются котла этой марки. Расчет газовых выбросов при сжигании КП ведется на один котел [2,3].

8.2.1. Расчет газовых выбросов при сжигании КП в котле

К основным показателям процесса полного горения относят: теоретический (стехиометрический) и действительный (при $\alpha > 1$) расходы окислителя (воздуха), теоретический и действительный выход и состав продуктов сгорания, коэффициенты расхода воздуха.

Расход воздуха и выход продуктов сгорания на 1 кг жидкого топлива измеряются в кубических метрах при нормальных условиях ($t=0$ °С; $P=0,1013$ МПа).

Теоретический расход сухого кислорода, м³/кг, для полного сгорания КП:

$$v_{O_2}^0 = 0,01866C^P + 0,0556H^P = 0,01866 \times 85,96 + 0,0556 \times 13,18 = 2,337 \quad (8.1)$$

Теоретический расход окислителя, м³/кг:

$$v_{ок}^0 = 100 \times v_{O_2}^0 / O_{2ок}, \quad (8.2)$$

где $O_{2ок}$ – объемное содержание кислорода в воздухе, 21 %:

$$v_{ок}^0 = 100 \times 2,31 / 21 = 11,13 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Теоретический расход сухого воздуха, м³/кг [10]:

$$v_B^0 = 0,0889C^P + 0,265H^P = 0,0889 \times 85,96 + 0,265 \times 13,18 = 11,135. \quad (8.3)$$

Теоретический выход продуктов сгорания 1 кг КП, м³/кг:

$$v_{Г}^0 = v_{CO_2} + v_{N_2}^0 + v_{H_2O}^0. \quad (8.4)$$

Теоретический выход двуокиси углерода, м³/кг:

$$v_{CO_2} = 0,01866C^P = 0,01866 \times 85,96 = 1,604.$$

Теоретический выход азота, м³/кг:

$$v_{N_2}^0 = 0,79v_B^0 = 0,79 \times 11,135 = 8,796 \quad (8.5)$$

Теоретический выход водяных паров, м³/кг, при влагосодержании воздуха [10]. Форсунка механическая, поэтому пар на распыливание жидкого топлива отсутствует.

$$v_{H_2O}^0 = 0,111H^P + 0,0161v_B^0 = 0,111 \times 13,18 + 0,0161 \times 11,135 = 1,642. \quad (8.6)$$

Теоретический выход продуктов сгорания 1 кг КП, м³/кг, рассчитанный по формуле (8.4):

$$v_{\Gamma}^0 = 1,0604 + 8,796 + 1,642 = 12,042. \quad (8.7)$$

Задаваясь из опыта эксплуатации подобного типа котлов коэффициентом избытка воздуха $\alpha=1,03$ [11] проводят расчет выхода продуктов полного сгорания КП.

Выход водяных паров, м³/кг:

$$v_{H_2O} = v_{H_2O}^0 + 0,0161(\alpha - 1)v_B^0 = 1,642 + 0,0161 \times 0,03 \times 11,135 = 1,647. \quad (8.8)$$

Выход продуктов полного сгорания, м³/кг

$$\begin{aligned} v_{\Gamma} &= v_{CO_2} + v_{N_2}^0 + v_{H_2O} + (\alpha - 1)v_{ок}^0 = \\ &= 1,604 + 8,796 + 1,647 + 0,03 \times 11,13 = 12,381 \end{aligned} \quad (8.9)$$

Объемный состав, %, продуктов полного горения

$$CO_2 = \frac{v_{CO_2}}{v_{\Gamma}} \times 100 = \frac{1,604}{12,381} \times 100 = 13,2 \quad (8.10)$$

$$H_2O = \frac{\nu_{H_2O}}{\nu_{\Gamma}} \times 100 = \frac{1,647}{12,381} \times 100 = 13,6 \quad (8.11)$$

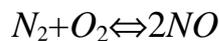
$$N_2 = \frac{\nu_{N_2}^0 + 0,79(\alpha - 1)\nu_B^0}{\nu_{\Gamma}} \times 100 = \frac{8,796 + 0,79 + 0,03 \times 11,135}{12,381} \times 100 = 72,6 \quad (8.12)$$

$$O_2 = \frac{\nu_{O_2}}{\nu_{\Gamma}} = \frac{0,01(\alpha - 1) \cdot \nu_{OK}^0 \cdot O_{2OK}}{\nu_{\Gamma}} \times 100 = 0,6 \quad (8.13)$$

Для того, чтобы достаточно точно рассчитать температуру горения КП в факеле, необходимо учитывать теплоту, затрачиваемую на процесс диссоциации продуктов полного горения.

Заметная диссоциация CO_2 начинается при температурах выше $1500\text{ }^{\circ}C$, а водяного пара – выше $1600\text{ }^{\circ}C$ [8]. При температурах, превышающих $2200\text{ }^{\circ}C$, диссоциации подвергаются молекулярный кислород, водород и азот.

При температуре выше $2000\text{ }^{\circ}C$ становится заметным окисление атмосферного азота, которое протекает по реакции



В технических расчетах при сжигании углеводородных топлив в воздухе, когда температура горения не превышает $2200\text{ }^{\circ}C$, выход и состав продуктов сгорания рассчитывают с учетом диссоциации только CO_2 и H_2O .

В теплотехнических расчетах, не требующих высокой точности, может быть использована упрощенная методика расчета теоретических температур [12].

Так как при $t < 2200\text{ }^{\circ}C$ диссоциирует лишь малая часть CO_2 и H_2O . А продукты диссоциации в общем объеме продуктов сгорания составляют еще меньшую часть, для упрощенного расчета теоретической температуры принимают, что энтальпия продуктов сгорания не меняется в результате диссоциации CO_2 и H_2O .

При этом допущении $t_{\text{теор}},\text{ }^{\circ}C$

$$t_{\text{теор}} = \frac{Q_H^P + \nu_{OK} c_{OK} t_{OK} + c_{\Gamma} t_{\Gamma} - q_D}{\sum \nu_i \cdot c_i}, \quad (8.14)$$

где $c_{\text{ок}}$ и c_{T} – теплоемкости соответственно окислителя и топлива, кДж/(м³·К) и кДж/(кг·К); $t_{\text{ок}}$ и t_{T} – температуры соответственно окислителя и топлива, °С; $\nu_{\text{ок}}$ и ν_i – соответственно расход окислителя и выход продуктов сгорания, м³/кг; c_i – теплоемкость отдельных компонентов продуктов сгорания, кДж/(м³·К); $q_{\text{д}}$ – потери теплоты, кДж/кг, от диссоциации CO_2 и H_2O .

$$q_{\text{д}} = 12640\alpha_{\text{д}}\nu_{\text{CO}_2} + 10800\beta_{\text{д}}\nu_{\text{H}_2\text{O}}, \quad (8.15)$$

где ν_{CO_2} и $\nu_{\text{H}_2\text{O}}$ – соответственно выход двуокиси углерода и водяного пара, м³/кг; $\alpha_{\text{д}}$ – степень диссоциации двуокиси углерода, %; $\beta_{\text{д}}$ – степень диссоциации водяного пара, %.

Значение степени диссоциации $\alpha_{\text{д}}$ и $\beta_{\text{д}}$ в зависимости от парциального давления и температуры взяты из таблиц [12].

Наиболее точно расчет $t_{\text{теор}}$ находят графическим методом [12]. Путь решения следующий. Задаются несколькими значениями температур равновесия $t_{\text{р}}$, близкими к предполагаемой теоретической температуре, и находят из таблиц значение степени диссоциации $\alpha_{\text{д}}$ и $\beta_{\text{д}}$. Построив графическую зависимость полученных значений $t_{\text{теор}}$ от принятых значений $t_{\text{р}}$, находят истинное значение $t_{\text{теор}}$ в точке пересечения кривой $t_{\text{теор}}=f(t_{\text{р}})$ с прямой $t_{\text{теор}}=t_{\text{р}}$.

Задаем три значениями: $t_{\text{р1}}=1700$ °С, $t_{\text{р2}}=2000$ °С, $t_{\text{р3}}=2400$ °С.

Парциальное давление, кПа:

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{\nu_{\text{CO}_2}}{\nu_{\text{T}}} P = \frac{1,604}{13,381} \times 101,3 = 13,12$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\nu_{\text{H}_2\text{O}}}{\nu_{\text{T}}} P = \frac{1,647}{13,381} \times 101,3 = 13,47$$

Из таблиц [12] значения степеней диссоциации, %:

$$\alpha_{\text{д1}} = 2,6, \quad \alpha_{\text{д2}} = 11,6, \quad \alpha_{\text{д3}} = 43,2;$$

$$\beta_{\text{д1}} = 0,97, \quad \beta_{\text{д2}} = 3,78, \quad \beta_{\text{д3}} = 15,9.$$

Потери теплоты, рассчитанные по формуле (8.15) составили, кДж/кг

$$q_{д1} = 69997,8; \quad q_{д2} = 302422; \quad q_{д3} = 1158684.$$

Соответственно теоретические температуры продуктов горения в факеле, °С

$$t_{теор1} = 2192; \quad t_{теор2} = 2137; \quad t_{теор3} = 2038.$$

На рис. 8.2. приведен графический расчет теоретической температуры горения

$$t_{теор} = 2120 \text{ °С.}$$

Рассчитывают выход окиси углерода (CO), получающейся в результате диссоциации двуокиси углерода (CO_2) при температуре в факеле 2120 °С . степень диссоциации двуокиси углерода при парциальном давлении $13,12 \%$ составит $\alpha_{д} = 16,8\%$ (из таблицы в [12]).

$$v_{CO} = \frac{\alpha_{д}}{100} v_{CO_2} = 16,8 \times 1,604 = 0,27 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

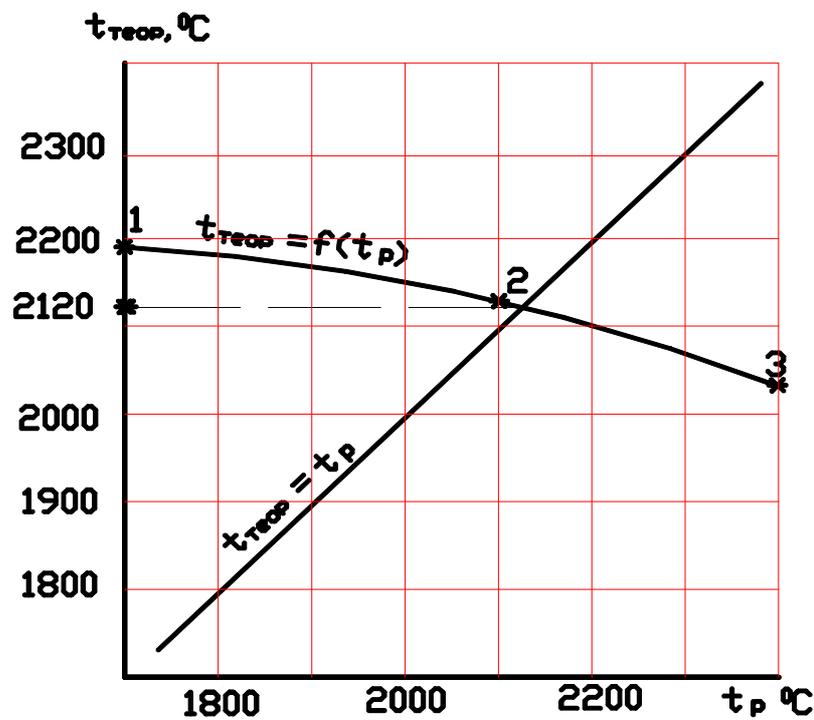


Рис. 8.2. К расчету теоретической температуры горения

8.2.2. Промышленные котлы и проблема загрязнения атмосферы при их работе

Характеристика котла Е – 75 – 40 ГМ

Котлы средней мощности, изготавливаемые Белгородским котельным заводом, выполняются однобарабанными с естественной циркуляцией. Технические характеристики газомазутных котлов паропроизводительностью 35, 50 и 75 т/ч приведены в табл. 8.1.

Отличительной особенностью котлоагрегатов являются частичная унификация по топливу, конструктивным узлам и элементам, плотное экранирование топочной камеры, блочность конструкции и облегчения обмуровки.

Газо – мазутные котлы характеризуются более высокими теплонапряжениями топочного объема, чем пылеугольные, допускают более высокую температуру дымовых газов на выходе из топки, которая для пылеугольных котлов выбирается по условиям размягчения золы. Сжигание топлива происходит со значительно меньшими избытками воздуха, уровень их по газовому тракту котлоагрегатов также значительно ниже, чем у пылеугольных вариантов этих же котлов. Из – за низкотемпературной коррозии, которой подвергается первый по ходу воздуха пакет воздухоподогревателя, у мазутных котлов принимается температура уходящих газов выше, чем при работе на других видах топлива. Для снижения низкотемпературной коррозии применяются дополнительные мероприятия – присадки, предварительный подогрев воздуха в паровых калориферах. Газо-мазутные котлы отличаются широкими возможностями автоматического регулирования процессов горения.

Таблица 8.1 . Технические характеристики газомазутного котла средней мощности Е – 75 – 40 ГМ (БКЗ – 75 – 39 ГМА)

Номинальная производительность:	
Паропроизводительность, т/ч	75
Мощность, МВт	56,0
Давление пара за ГПЗ, МПа	4,0
Температура, °С:	
Перегретого пара	440
Питательной воды	145
Воздуха на выходе из воздухоподогревателя	<u>187</u> 235
Уходящих газов	<u>127</u>

КПД котлоагрегата брутто, %	175 <u>92,4</u> 90,4
Теплонапряжение топочного объема, кВт/м ³	<u>217</u> 272
Объем топочной камеры, м ³	184
Поверхность нагрева, м ² :	
Топки лучевоспринимающая	211
Котельного пучка	-
Фестона	31
пароперегревателя	<u>380</u> 487,5
водяного экономайзера	1070
воздухоподогревателя	2150
Соппротивление по газам, кПа	<u>0,83</u> 0,83

Примечания. 1. В заголовке таблицы указана заводская маркировка.

2. Первая ступень пароподогревателя котла БКЗ – 75 – 39 ГМ радиационная с поверхностью нагрева $H=187,5$ м², вторая – конвективная: $H=300$ м².

3. Числитель – при сжигании газа, знаменатель – при сжигании мазута.

Топочная камера котла БКЗ – 75 – 39ГМА (рис.8.3.) с размерами 5140×5900 мм полностью экранирована трубами 60×3 мм. Топка котла оборудована шестью газомазутными улиточными горелками, расположенными в два яруса. Форсунки котла – механического распыливания ОН-547-03. На пониженных нагрузках для более экономичной работы применяют количественное регулирование (отключением части горелок) при обеспечении высоких скоростей воздуха в горелках и высокого давления топлива перед форсунками.

Схема циркуляции в котле двухступенчатая с двумя ступенями испарения: барабан (1580×40 мм) с внутрибарабанными циклонами и два выносных циклона (377×10). Пароперегреватель котла – конвективный, двухступенчатый из труб 42×4,5 и 38×3, расположенных в шахматном порядке в поворотном газоходе котла. Схема движения пара следующая: барабан – потолочные трубы поворотного газохода – два пакета первой ступени пароперегревателя – впрыскивающий пароохладитель – выходной пакет пароперегревателя.

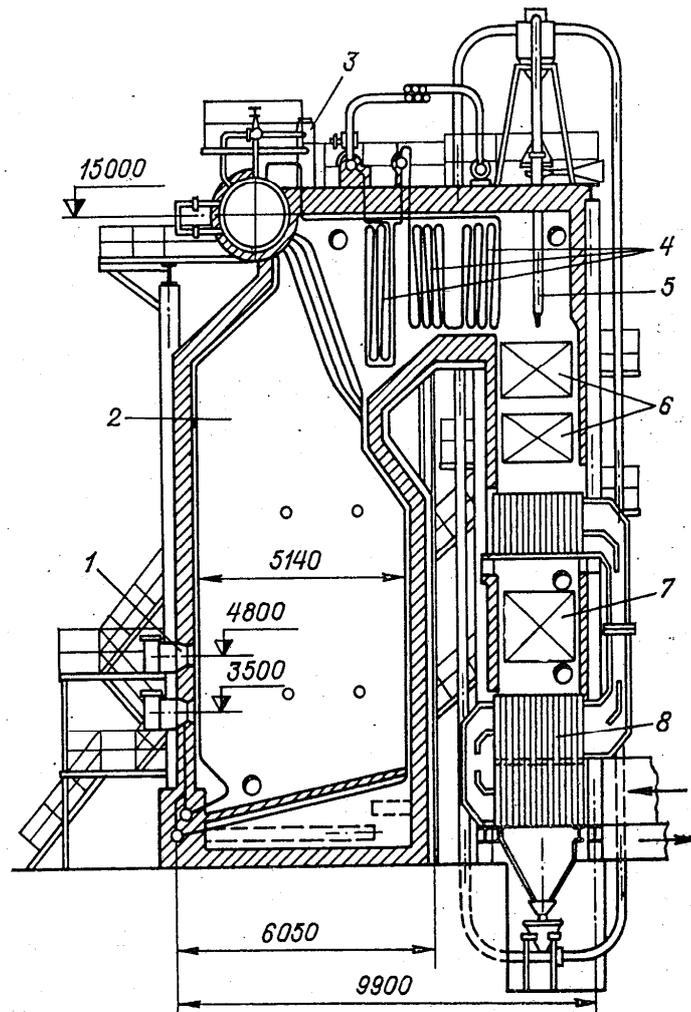


Рис. 8.3. Газомазутный котлоагрегат БКЗ-75-39ГМА [11]

- 1 – горелка; 2 – топка; 3 – выносной циклон; 4 – пароперегреватель;
 5 – дробеструйная установка; 6 – выходные пакеты экономайзера;
 7 – входной пакет экономайзера; 8 – воздухоподогреватель трубчатый.

Водяной экономайзер котла – кипящего типа, состоит из трех пакетов труб 32×3 мм, расположенных в шахматном порядке. Воздухоподогреватель котла – трубчатый (из труб $40 \times 1,5$ мм), вертикальный, расположен в опускном газоходе в расщепе первого пакета (входного) экономайзера. Для очистки конвективных поверхностей нагрева от сажи и золовых отложений применена дробеочистка. Для снижения низкотемпературной коррозии входных пакетов воздухоподогревателя применяется предварительный подогрев воздуха в паровых калориферах.

Котел снабжается унифицированными газомазутными горелками ГМУ-45-11, которые предназначены для комплектирования паровых котлов с призматическими топками с настенной компоновкой горелок. Они рассчитаны на раздельное сжигание мазута и природного или попутного газа. Допускается

кратковременное совместное сжигание мазута и газа в период перехода с одного вида топлива на другой.

В горелках предусмотрен ввод газов рециркуляции в смеси с воздухом, поступающим через периферийный канал горелки. Возможен ввод рециркуляции в смеси со всем воздухом, подаваемым на горение, но при этом степень рециркуляции газов на номинальной нагрузке не должна превышать 40%. Допускается установка горелок и на котлах без рециркуляции газов.

Основные параметры горелок и условия их применения соответствуют ОСТ 108.836.05-82 и приведены в табл. 8.2.

Таблица 8.2. Технические характеристики горелок ГМУ

Характеристики	ГМУ-45-11
Номинальная тепловая мощность, МВт	45
Номинальное давление топлива перед горелкой, МПа:	
мазута	3,5
природного газа	0,03-0,08
Номинальное давление воздуха перед горелкой при уравновешенной тяге, Па, не более	2200
Температура воздуха перед горелкой, °С	150-350
Вязкость мазута, см ² /с, не более	16
Номинальное давление распыливающего пара, МПа	0,4
Температура распыливающего пара, °С	200
Относительный расход распыливающего пара при номинальной мощности, кг/кг, не более	0,02
Давление газов рециркуляции при их подаче в смеси с воздухом, кПа, не более	10
Температура газов рециркуляции, °С	300-450
Коэффициент рабочего регулирования, не менее	3,3
Потери давления воздуха в горелке на номинальной мощности, Па, не более	2500
Минимальный коэффициент избытка воздуха в диапазоне регулирования тепловой мощности от 100 до 50%:	
при сжигании природного газа	1,05
при сжигании мазута для котлов паропроизводительностью более 320 т/ч	1,03
то же, для котлов паропроизводительностью более 320 т/ч	1,02
Масса горелки без комплектующих изделий, кг, не более	2000

Примечания. 1. Минимальный коэффициент избытка воздуха указан для газоплотных котлов с неравномерностью раздачи воздуха по горелкам не более 5 %. 2. Установка унифицированных газомазутных горелок может быть допущена на котельных агрегатах и при параметрах воздуха и газа, отличных от указанных в ОСТ 108.836.05-82. В этом случае применение горелок должно быть согласовано с НПО ЦКТИ и заводом «Ильмарине».

Унифицированная газомазутная горелка ГМУ (рис. 8.4.) выполнена двухпоточной и состоит из воздушного короба с перегородкой, делящей воздух на два потока, воздухонаправляющего устройства внутреннего канала с осевым (аксиальным) завихрителем 2, воздухонаправляющего устройства периферийного канала с тангенциальными лопатками завихрителем 1, газоразделяющего узла с центральной раздачей газа 3, запальнозащитного устройства 6 и 8, трубы установки форсунки 5, узла пневмозатвора 7 с гляделкой для визуального контроля факела.

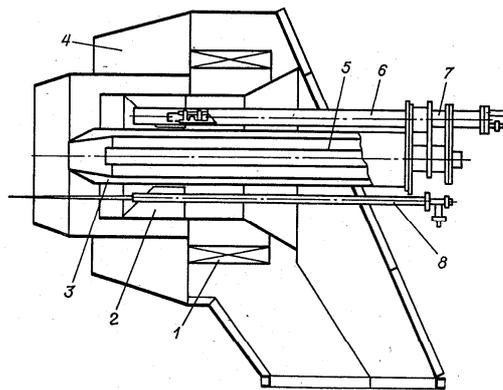


Рис. 8.4. Газомазутная горелка ГМУ завода «Ильмарине».

1 – тангенциально-лопаточный воздухозакручивающий аппарат периферийного воздуха; 2 – аксиальный воздухозакручивающий аппарат центрального воздуха; 3 – газовый коллектор центральной раздачи газа; 4 – корпус; 5 – труба установки мазутной форсунки; 6 – запальное устройство; 7 – пневмозатвор; 8 – ионизационный датчик пламени.

Осовой завихритель состоит из профилированных лопаток, выходные участки которых повернуты по отношению к оси горелки под углом 40° . Тангенциальный завихритель состоит из плоских лопаток, установленных с углом наклона 60° к радиусу. Оба завихрителя закручивают воздух в одну сторону и в соответствии с заказом выполняются левого и правого вращения.

Через периферийный канал поступает 60 % воздуха, через внутренний – 40 %, из которых около 5 % через перепускные окна в газораздающем узле

поступает в центральный канал для охлаждения форсунки и газораздающего насадка.

Выходным участком проточной части горелки является амбразура, которая конструктивно относится к топке или по его чертежам при монтаже. Основным и предпочтительным вариантом амбразуры для унифицированных горелок является биконическая амбразура, форма и размеры которой применительно к каждому типоразмеру горелки должны соответствовать указанным в ОСТ 108.836.05-82. Допускается применение и других форм амбразуры, предусмотренных указанным отраслевым стандартом.

Для распыливания жидкого топлива в унифицированных горелках используются паромеханические форсунки по ОСТ 108.836.03-80. При условиях эксплуатации, не требующих снижения тепловой мощности горелок ниже 60-70%, допустимо применение механических форсунок по ОСТ 108.836.01-80.

В настоящее время завод «Ильмарине» выпускает нормализованные механические форсунки по ОСТ 108.836.03-80 и ОН-521, ОН-547 (рис. 8.5).

Перед топливными завихрителями устанавливаются распределительные шайбы с отверстиями и кольцевой проточкой для равномерной раздачи топлива по тангенциальным каналам камеры завихривания. В механических форсунках, в которых сопло и камера завихривания выполнены одной деталью, распылитель состоит из двух элементов: топливного завихрителя и распределительной шайбы, прижатых к топливопроводу накидной гайкой головки форсунки.

В форсунках ОН-521 и ОН-547 конструкции ЦККБ ВТИ (табл. 8.3.) распылитель состоит из трех дисковых элементов: соплового диска, диска камеры завихривания и распределительной шайбы. Высокое качество обработки торцевых прилегающих друг к другу поверхностей всех трех элементов обеспечивает при затяжке накидной гайки головки высокую плотность соединения, не допускающую перетечек топлива помимо распылителя между соприкасающимися поверхностями.

Механические нормализованные форсунки по ОСТ 108.836.03-80 выпускаются заводом одиннадцати типоразмеров с пропускной способностью 750-9000 кг/ч при давлении топлива 3,5 МПа.

Механические форсунки ОН-521 и ОН-547 предназначены в основном для котлов малой и средней мощности; фильтрация топлива должна производиться через сетку 0,5×0,5 мм для форсунок с диаметром сопла менее 2,5 мм и через сетку 1×1 мм для форсунок с диаметром сопла более 2,5 мм.

Диапазон регулирования механических форсунок по производительности составляет 70-100% при давлении топлива 2,0 МПа и 55-100% при давлении топлива 3,5 МПа.

Форсунки механического распыливания предназначены в основном для котлов, работающих в базовом режиме. При снижении производительности ниже допустимой регулирование осуществляют отключением ряда горелок, т.е. производят количественное регулирование.

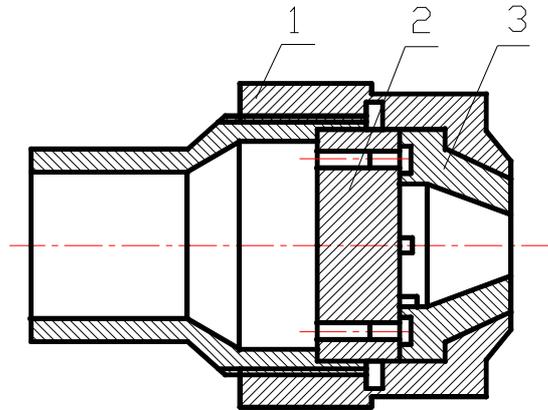


Рис. 8.5. Головка механических нормализованных форсунок
ОН-521 и ОН-547

1-ствол; 2 – накидная гайка; 3 – распределительная шайба;

Таблица 8.3. Технические характеристики механического распыливания ОН-521, ОН-547

Форсунки	Типоразмер	Пропускная способность форсунки, кг/ч, при давлении мазута, Мпа		Диаметр сопла, мм
		2,0	3,5	
Механические малые	ОН-521-01	80	110	1,5
	ОН-521-02	120	160	2,0
	ОН-521-03	160	220	2,5
	ОН-521-04	210	270	3,0
	ОН-521-05	250	330	3,5
	ОН-521-06	180	230	1,5
	ОН-521-07	280	360	2,0
	ОН-521-08	400	520	2,5
	ОН-521-09	520	690	3,0
	ОН-521-10	660	860	3,5
Механические средние	ОН-547-01	400	500	2,5
	ОН-547-02	600	800	3,5
	ОН-547-03	800	1000	4,5
	ОН-547-04	1200	1500	5,0
	ОН-547-05	1600	2000	6,0
	ОН-547-06	2000	2600	7,0

Примечание. Форсунки типов ОН-521 и ОН-547 изготавливаются длиной 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1400, 2000, 2500, 3000, 4000 мм, форсунки типа ОН-521, кроме того, длиной 200 мм.

8.3. Вариант модернизации котлов и их элементов с целью снижения выхода оксидов азота

8.3.1. Расчет выхода оксида азота (NO_x) при работе котла Е – 75 – 40ГМ

Сравнительную оценку выбросов NO_x при работе промышленных котлов принято делать в пересчете на NO_2 в одной пробе дымовых газов при стандартных условиях: $p=101,3$ кПа, $T=273$ К и $O_2=6$ %, то есть $\alpha=1,4$. Такой пересчет исключает влияние присосов в топку котла при открытом определении выхода NO_x .

Полученные данные по выходу NO_x с дымовыми газами, полученные расчетным путем приводят к NO_2 используя плотность $\rho_{NO_2}=2,05$ г/м³.

С достаточной точностью рассчитывают концентрацию окислов азота в топочных газах, г/м³, определяя по выражению [13]:

$$c_{NO_2} = 0,17 D_{\ominus}^{0,8} q_v^{0,5} \alpha_m^3,$$

где q_v – тепловое напряжение объема топки котла, МВт/м³ (для Е – 75 – 4ГМ $q_v=0,272$); D_{\ominus} – эквивалентный диаметр топки, м; α_m – коэффициент избытка воздуха в топке.

$$D_{\ominus} = \frac{a \times b}{a + b} = \frac{5,14 \times 5,14}{5,14 + 5,14} = 2,57$$

где a и b – соответственно ширина и длина топки котла.

Объемное содержание в дымовых газах окислов азота (NO_x) рассчитывают, %:

$$NO_x = \sqrt{K_p} N_2 O_2,$$

где K_p – константа равновесия реакции, N_2 и O_2 – концентрации азота и кислорода соответственно.

$$K_p = \frac{64}{3} \exp \left[-\frac{43000}{RT} \right],$$

где R – универсальная газовая постоянная, T – температура газов.

$$NO_x = \sqrt{0,000246 \times 72,6 \times 0,6} = 0,103.$$

Как отмечено в [14] расчетные значения NO в интервале температур 1750 – 1950 °С, которым характеризуются ядро факела мощных котлов, при содержании кислорода $O_2=0,5 - 2$ % получились около 0,1 %. На самом деле концентрация NO равна 0,02 – 0,03 %, что указывает на то, что процесс лимитируется кинетикой горения [14].

Таким образом, величины выбросов NO_x в дымовых газах котлов, полученных расчетным путем в 3 – 5 раз выше, чем полученные экспериментально замерами.

$$c_{NO_2} = 0,17 \times 0,52 \times 2,13 \times 1,093 = 0,2058 \text{ г/м}^3.$$

Такова должна быть концентрация окислов азота в топочных газах при использовании максимально возможной величины теплонапряженности топочной камеры котла.

Определяют удельный (на единицу сниженного топлива) выброс NO_x :

$$m_{NO_2} = c_{NO_2} v_{\Gamma} = 0,2058 \times 12,381 = 2,55 \text{ г/кг.}$$

Сравнивая полученные данные концентрации NO_x в топочных газах для котла Е – 75 – 40ГМ с предельно допустимыми выбросами для промышленных котлов в табл. 8.4., можно прийти к заключению, что при сжигании КП полученные данные не удовлетворяют только нормативам Австрии.

Таблица 8.4. Предельно допустимые выбросы оксидов азота для промышленных котлов, мг/м³, при $O_2=6$ %

Страна	Паропроизводительность котлов, т/ч	Топливо		
		Газ	Мазут	Уголь
США	30 – 95	132	512	560
Япония	35 – 520	170	270	513
Германия	65 – 400	167	250	400
Австрия	20 – 400	125	167	300
Нидерланды	3 – 400	167	250	500
Швейцария	3 – 130	208	375	500

В связи с тем, что по месту расположения СУ ВЭР находится мощный источник выделения NO_x – ГРЭС, появляется необходимость предусмотреть мероприятия, снижающие величину выбросов от котлов СУ ВЭР.

8.3.2. Модернизация котлов Е – 75 – 40ГМ с целью снижения выбросов NO_x

Анализ процессов сжигания жидких топлив в топках котлов различной конструкции с различными мероприятиями по снижению NO_x в дымовых выбросах [2,3] показал, что при использовании трех из четырех элементов модернизации котла и его элементов – устройство рециркуляции дымовых газов, вводе влаги в зону горения, организация двухстадийного горения и нестехиометрическое горение – могут снизить выход с дымовыми газами NO_x по меньшей мере на 80 % объемных. При этом существенного повышения содержания CO в дымовых газах не будет. Естественно, несколько снизится КПД котла за счет снижения температуры горения КП. При расчете низшей теплотворной способности топлива было получено значение, которое на 6 % выше, чем заложенное в расчет числа котлов на СУ ВЭР (получено – 42,8 кДж/кг, заложено в расчет – 40,4 кДж/кг). Этот резерв может быть использован при внедрении мероприятий по снижению выхода NO_x с дымовыми газами.

При введении, по крайней мере, трех из четырех перечисленных выше мероприятий по снижению выхода NO_x с дымовыми газами концентрация NO_x составит $c_{NO_2}^M$, г/м³:

$$c_{NO_2}^M = c_{NO_2} 0,2 = 0,205 \times 0,2 = 0,0412.$$

Удельный выброс NO_x :

$$m_{NO_2}^M = m_{NO_2} 0,2 = 2,55 \times 0,2 = 0,51 \text{ г/кг.}$$

На рис. 8.6. представлена схема модернизация работы котла Е – 75 – 40ГМ.

1. Нестехиометрическое горение в данном случае происходит путем перераспределения подачи жидкого топлива и воздуха между верхним и нижним ярусами горелок. Каждый ярус имеет по три горелки. Для организации нестехиометрического сжигания топлива достаточно уменьшить расход топлива в верхний ярус, соответственно увеличив подачу топлива в нижний ярус горелок.

Опыт внедрения этого способа снижения выхода NO_x [15] показал, что при подаче топлива в пропорции 44/56 %, оставляя без изменения расход воздуха на все горелки, снижение выхода NO_x примерно на 40 %.

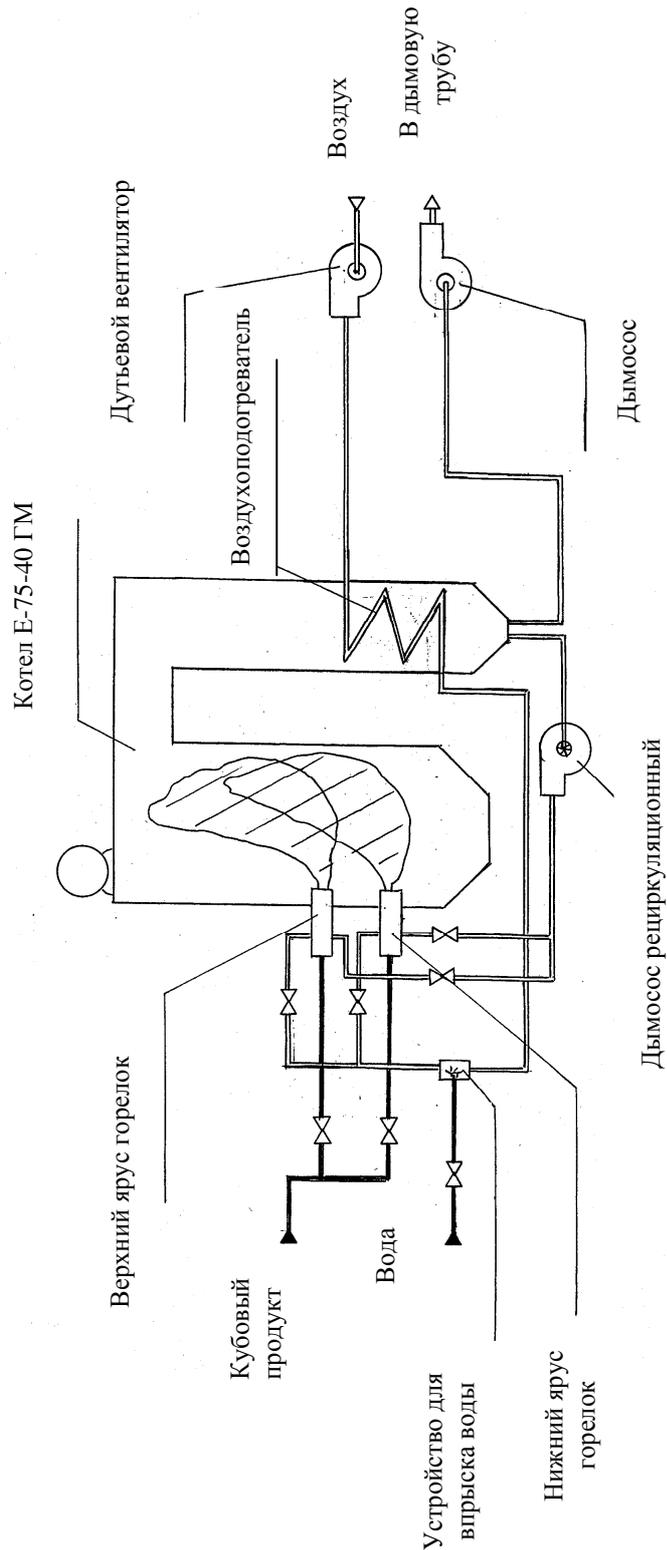


Рис. 8.6. Схема модернизации работы котла E-75-40 ГМ

2. Устройство рециркуляции дымовых газов требует установки дополнительного рециркуляционного дымососа. Рециркулируемые дымовые газы могут подмешиваться в дутьевой воздух, но наибольший эффект снижения образования окислов азота получается при вводе дымовых газов непосредственно в горелочные устройства в их периферийные каналы.

Опыты на котлах типа ДЕ – 25 – 14ГМ показали, что при степени рециркуляции газов (максимальной доли рециркулирующих газов не более 5 %,

снижение выбросов оксидов азота на 42 – 45 % [16]. Максимальную степень рециркуляции, которая дала максимальный эффект по выбросам NO_x (~70 %) составили 12 %. Дальнейшее повышение степени рециркуляции эффекта не дает, но значительно увеличивает выброс CO .

3. Впрыск воды с целью снижения выхода NO_x в процессе снижения жидкого топлива обычно осуществляется подачей воды в воздушные каналы горелок или в воздухопроводы за регенеративным воздухоподогревателем.

На паровом котле БКЗ – 320 – 140ГМ [17] вода в количестве 6 – 8 % от расхода мазута впрыскивалась через диспергаторы в воздушные каналы горелок. Это мероприятие уменьшить выбросы NO_x примерно на 30 %, но при этом КПД котла уменьшилось на 0,5 %. Больше количество влаги, вводимое в зону горения, эффекта не дает.

4. Двухступенчатое сжигание жидкого топлива может быть реализовано как нестехиометрическое сжигание, рассмотренное ранее, но также существует способ реализации двухступенчатого сжигания топлива использованием специально созданных ВТИ малотоксичных горелок для сжигания газа и мазута [18].

Интерес представляет горелка ВТИ – ЗИО номинальной мощностью 31 МВт. Схематический чертеж горелки представлен на рис. 8.7. она предназначена для установки на барабанных или водогрейных котлах. Горелка рассчитана на пропуск воздуха в смеси с рециркулирующими дымовыми газами. Доводочные и тестовые испытания двух горелок были приведены на котле КВГМ – 50 Шатурской ГРЭС – 5. Получен Сертификат соответствия горелок, выданный Госстандартом России.

Горелка выполнена двухканальной по воздуху. В центральном и периферийном каналах размещены аксиальные завихрители с углом установки лопаток относительно оси 45° и 40° соответственно. По центральному каналу горелки подается 37 % воздуха, по периферийному – 63 %.

В промежутке между каналами равномерно размещено 30 газоподводящих трубок с выходным диаметром отверстий $\varnothing 14,5$ мм. в горелке применена двухкамерная раздача природного газа (малая газовая камера – центральный коллектор, 33 % газа, и большая газовая камера – периферийный коллектор, 67 % газа) с возможностью управления каждым потоком задвижками, установленными на подводящих газопроводах.

Из центрального коллектора в зону горения газ поступает по 10 прямым трубкам, а из периферийного коллектора – по 20 трубкам. Концы газораздающих трубок центрального коллектора загнуты под углом 60° к оси горелки в сторону центра. Половина газораздающих трубок (10 шт.) периферийного коллектора имеет выход газа параллельной оси горелки, а другая половина трубок – под углом 30° к оси горелки в поток воздуха периферийного канала (от центра).

По оси горелки установлена паромеханическая мазутная форсунка конструкции ТКЗ типа «Титан». Давления пара и мазута на номинальной нагрузке составляют 6 кг/см^2 и 30 кг/см^2 , соответственно.

Розжиг горелки осуществляется с помощью запально – защитного устройства типа ЗСУ – 4М, размещенного в специальном кожухе.

Горелка обеспечивает эффективное сжигание газа и мазута с коэффициентами избытка воздуха 1,04 и 1,06 и низкий уровень образования оксидов азота. Концентрация NO_x на газе только за счет установки горелок сократилась на ~40 % и не превосходит 90 мг/нм^3 ($\alpha=1,4$).

Подача рециркуляции газов в горелки в смеси с общим воздухом в количестве $r=10\div 11$ % практически вдвое снижает концентрацию NO_x . Установка специальных горелок в сочетании с вводом в них рециркуляции дымовых газов обеспечила низкий уровень концентрации оксидов азота $40 - 45 \text{ мг/нм}^3$.

Достигнутые результаты по снижению выбросов NO_x на мазуте также являются весьма заметными. Концентрация NO_x без ввода рециркуляции составляет $230 - 240 \text{ мг/нм}^3$, с подачей рециркуляции – $180 - 190 \text{ мг/нм}^3$.

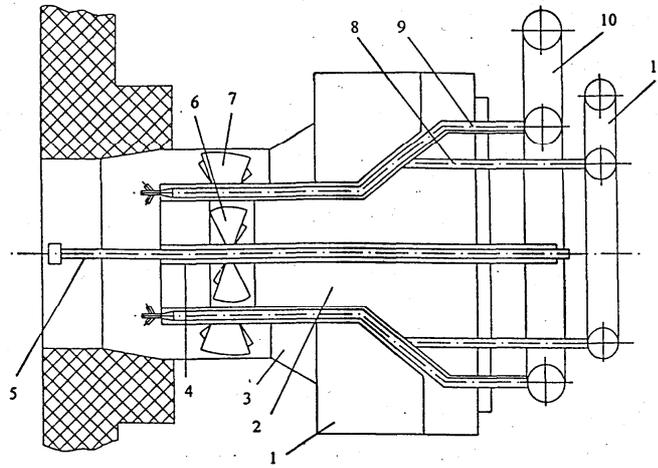


Рис. 8.7. Газомазутная горелка ВТИ – ЗИО.

- 1 - воздухоподводящий короб; 2 - центральный канал; 3 - периферийный канал; 4 - труба под форсунку; 5 - мазутная форсунка; 6 - центральный аксиальный завихритель; 7 - периферийный аксиальный завихритель; 8- газораздающие трубки I ступени (10 шт. с отв. $014,5 \text{ мм}$); 9 – газораздающие трубки II ступени (20 шт. с отв. $014,5 \text{ мм}$); 10 - газовая камера II ступени; II-газовая камера I ступени.

8.4. Описание предлагаемой схемы подготовки топлива

Проведенный анализ существующих схем подготовки и подачи жидкого топлива к форсункам котлов показал их преимущества и недостатки.

Как было показано выше, в качестве котельного топлива используется кубовый продукт ректификационной вакуумной колонны К – 5. Расход топлива составляет 60 т/ч с температурой жидкости $354,4 \text{ }^\circ\text{C}$. В целях безопасности

кубовый продукт перед подачей в топливное хозяйство котельной необходимо охладить до температуры подачи топлива в горелки котлов (до 100 °С).

Важнейшей характеристикой жидкого топлива, влияющей на качество распыления форсунками и на все показатели эффективности работы котельных агрегатов, является вязкость жидкости, значение которой зависит от температуры.

На рекомендуемых к установке котлоагрегатах установлены механические форсунки. Для их работы жидкое топливо должно иметь вязкость не выше 3,5 ° ВУ.

По заводским данным при температуре 100 °С вязкость топлива равна 1,92 ° ВУ, что обеспечивает качественное распыление механическими форсунками.

Другим фактором, влияющим на качество распыления, является давление топлива перед форсункой. Согласно [11] для механических форсунок давление жидкого топлива перед форсункой должно находиться в интервале 2,5 – 3,5 МПа.

На рис.8.8 показана рекомендуемая схема подготовки жидкого котельного топлива на станции утилизации жидких ВЭР.

Кубовый продукт из куба колонны 11 направляется в теплообменник – холодильник 10. Для охлаждения продукта предлагается использовать аппарат воздушного охлаждения АВО типа АВГ с поверхностью 5100 м².

При передаче теплоты от продукта к наружному воздуху имеется значительный теплоперепад, поэтому не нужна система оборотного водоснабжения для охлаждения продукта. Такая система охлаждения экологически более выгодна. В теплообменнике кубовый продукт охлаждается до 100 °С и насосами 14 марки НК65/35 – 70 подается по топливопроводу а приемную емкость 5. Топливопровод прокладывается вместе с паропроводом в общей теплоизоляции. Согласно [1] при подаче топлива по трубопроводу от нефтеперерабатывающего завода приемные емкости (не менее двух) должны обеспечивать трехсуточный запас топлива. Поэтому предлагается установить два стальных наземных резервуара объемом 3000 м³. Вокруг резервуаров необходима обваловка.

В случае использования в качестве подающих насосов паровых поршневых типа ПДГ – 60/25А – НГ, позволяющих перекачивать топливо с температурой до 400 °С их нужно устанавливать перед АВО. Паровые поршневые насосы обеспечат более надежную перекачку топлива.

Далее топливо из приемного резервуара 5 насосами 1 подъема 3 марки 5НК – 9х1 подается для подогрева в мазутоподогреватель типа ПМР – 13 – 60, где нагревается до 100 °С и направляется через фильтр тонкой очистки типа ФМ – 10 – 120 – 40 по топливопроводу к насосам второго подъема 13 марки НПС 65/35 – 500 и далее к форсункам котлов. Таким образом, предлагается использовать тупиковую схему подачи топлива, как наиболее простую и, несмотря на недостатки обеспечивающую надежную работу котлоагрегатов.

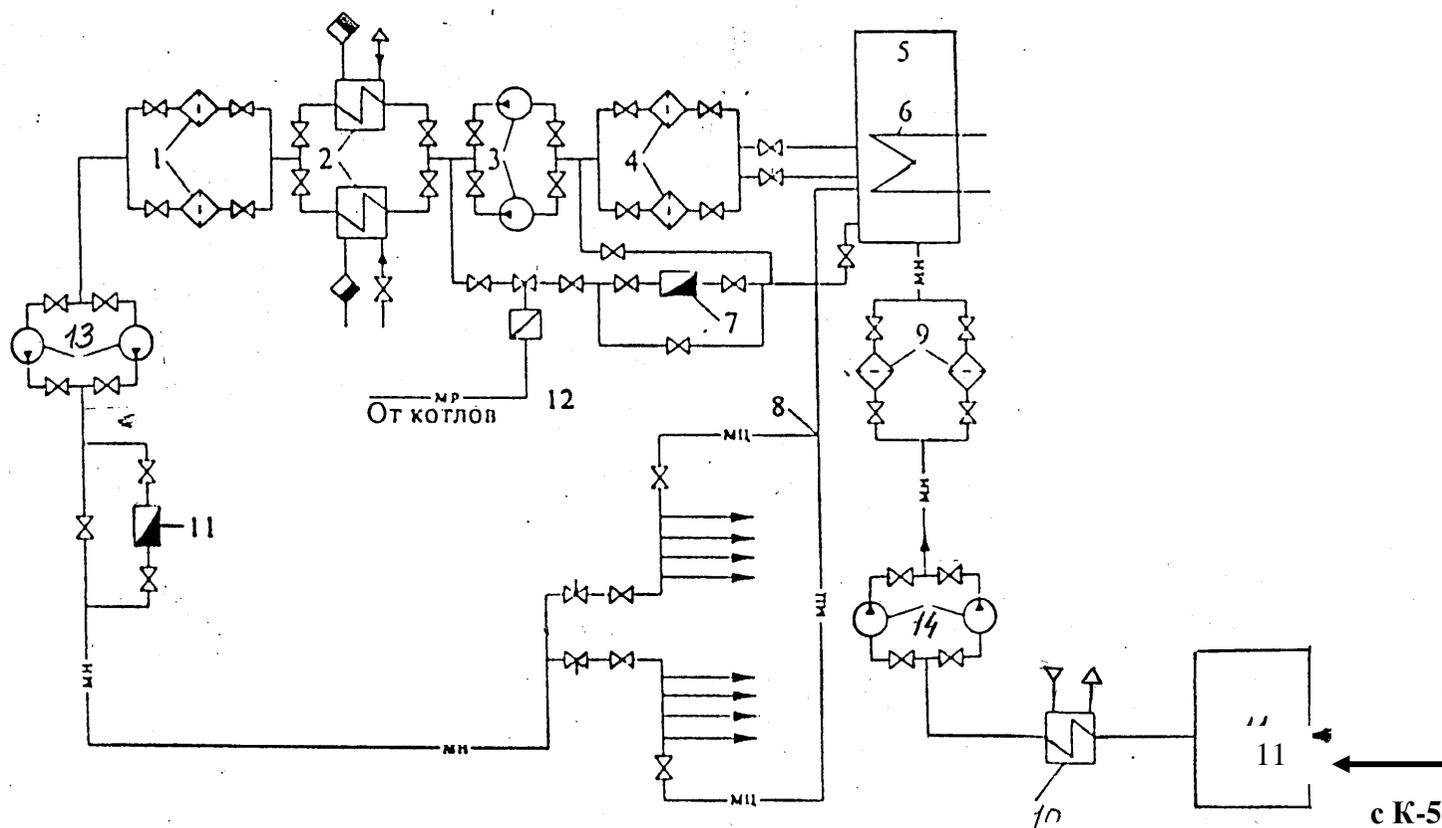


Рис. 8.8. Рекомендуемая схема подготовки и подачи жидкой ¹⁰ лива к котлам

1 - фильтр тонкой очистки; 2 - подогреватели мазута типа ПМР; 3 - насосы первого подъема; 4, 9 - фильтры грубой очистки; 5 - приемный резервуар топлива; 6 - встроенный в резервуар подогреватель мазута; 7, 11 - мазутомеры; 8 - участок рециркуляционный; 10 - охладители топлива - кубового продукта типа АВГ; 12 - клапан; 13 - насосы второго подъема; 14 - насосы подачи топлива от куба ректификационной колонны; 15 - куб колонны МН, МЦ, МР - топливопроводы напорные, циркуляционные и рециркуляционные

При разработке способа эффективной утилизации кубового остатка колонны К-5, который предложено использовать в качестве жидких вторичных энергоресурсов, в данной главе приведены результаты теплотехнических расчетов, расчет выбросов продуктов горения топлива. С целью снижения выбросов оксидов азота в атмосферу предложены варианты модернизации схемы работы котла.

Проведенные расчеты показали, что для полного сжигания 1 кг КП (при $\alpha=1,03$) требуется объем воздуха, приведенный к нормальным условиям: $V_B=11,47 \text{ м}^3$.

Рассчитан выход продуктов горения на 1 кг КП [19]:

Выход продуктов горения					
Продукты горения	CO ₂	CO	H ₂ O	N ₂	O ₂
Выход м ³ /кг	1,334	0,27	1,647	8,796	0,07
Концентрация, %	11	2,2	13,6	72,6	0,6

Суммарный выход продуктов горения $v_r=12,12 \text{ м}^3/\text{кг}$.

Как показал выполненный в данной главе расчет, теоретическая температура горения КП в котле несколько выше ($t_{\text{теор}}=2120^\circ\text{C}$), чем при сжигании топочных мазутов ($1850\text{-}1950^\circ\text{C}$). Это объясняется тем, что топочные мазуты содержат серу и воду в своем составе.

На основании произведенных расчетов предложена схема модернизации работы котла Е-75-40ГМ с целью снижения выбросов NO_x. Модернизация может происходить двумя путями [2,20]:

а) использование рециркуляции дымовых газов до 12%, впрыск воды до 10% от расхода топлива и использование нестехиометрического сжигания топлива;

б) использование рециркуляции дымовых газов, впрыск воды в зону горения и использование специальных горелок, разработанных ВТИ, обеспечивающих двухступенчатое сжигание топлива. Этот путь может быть использован в случае, если котел Е-75-40ГМ снабжается тремя мощными горелками, расположенных в один ярус (последняя разработка завода-изготовителя котла Е-75-40ГМ).

В обоих случаях снижение выхода NO_x достигается по крайней мере на 80%.

После модернизации схемы котла Е-75-40ГМ выход NO_x составляет 0,04 г/м³, 0,51 г/кг топлива. Исходное значение – 0,25 г/м³ и 2,55 г/кг.

Обосновано выбрана схема подготовки и транспортировки котельного топлива СУ ВЭР. Рекомендуются тупиковая схема с двухступенчатой подачей топлива рис.8.8.

В результате работы станции утилизации номинальная выработка электроэнергии составит 984 077 тыс. кВт/ч год. Количество теплоты, вырабатываемое СУ ВЭР - 470,8 кДж/кг[2,21,22].

Литература к восьмой главе

1. Нормы технологического проектирования тепловых электрических станций. ВНТП81-М: 1981.
2. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Костылева Е.Е. Эффективная утилизация тяжелых углеводородных смесей // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 2002. С. 131-140.
3. Лаптев А.Г., Костылева Е.Е. Эффективная утилизация тяжелых углеводородных смесей // Сборник трудов XVI Междунар. науч. конференции «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ-16), Санкт – Петербург, 2003. С. 42-43.
4. Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий (СН-245-71), 1972.
5. ГОСТ 17.2.302-78 Охрана природы. Атмосфера. Правила установления допустимых выбросов вредных веществ промышленными предприятиями, 1971.
6. Руководство по проектированию обработки и очистки производственных сточных вод тепловых электростанций. М.:1976.
7. Роддатис К.Ф., Полтарецкий А.Н. Справочник по котельным установкам малой производительности. М.: Энергоатомиздат, 1989.
8. Тепловые и атомные электрические станции: Справочник / Под общ. ред. В.А. Григорьева и В.М. Зорина. – М.: Энергоиздат, 1982.
9. СНиП 2-31-74 Водоснабжение. Наружные сети и сооружения, 1976.
10. Н.В. Кузнецова и др. Тепловой расчет котельных агрегатов (нормативный метод). М.: Энергия, 1973.
11. Адамов В.А. Сжигание мазута в топках котлов. – Л.: Недра, 1989.
12. Равич М.Б. Упрощенная методика теплотехнических расчетов. М.: Издательство АН СССР, 1961.
13. Сигал И.Я. Защита воздушного бассейна при сжигании топлива. Л.: Недра, 1988.
14. Внуков А.К. Теплохимические процессы в газовом тракте паровых котлов. М.: Энергоиздат, 1981. 296 с.
15. Строжук Я.П., Ожигов Г.Е. Обзор материалов по газомазутным горелочным устройствам зарубежных фирм. Л., Тр. ЦКТИ, 1975, вып.128.
16. Беликов С.Е., Котлер В.Р. Малые котлы и защита атмосферы. Снижение вредных выбросов при эксплуатации промышленных и отопительных котельных. – М.: Энергоатомиздат, 1996. 128 с.: ил.
17. Горбатенко А.Д., Титов С.П., Лукашавичус В.П. и др. Влияние ввода влаги в топку БКЗ-320-140ГМ на выбросы окислов азота // Электрические станции, 1984. № 5.С. 59-60.

18. Енякин Ю.П., Усман Ю.М., Верещенко В.А. Опыт ВТИ по созданию малотоксичных горелок для сжигания газа и мазута // Энергосбережение и водоподготовка, 2000. № 4. С.42-54.
19. Костылева Е.Е. Разделение и эффективное использование тяжелых остатков углеводородных топлив // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 2003. С. 131-144.
20. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Костылева Е.Е. Переработка и эффективное использование тяжелых остатков нефтяных топлив // Материалы доклада VI Международного Симпозиума «Ресурсоэффективность и энергосбережение в современных условиях хозяйствования» - Казань, 17-19 декабря 2003.
21. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Шинкевич О.П., Конахин А.М., Костылева Е.Е. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 5. Эффективная утилизация жидких вторичных энергоресурсов (ВЭР) продукта кубового остатка колонны К-1 // Известия вузов. «Проблемы энергетики», №3-4, 2004.
22. Костылева Е.Е. Энергосбережение при переработке и эффективная утилизация тяжелых остатков углеводородных топлив: Автореф. дис.канд.техн.наук. Казань,2004.

Оглавление

Введение.....	3
Глава 1.Разделение и переработка углеводородных смесей	5
1.1.Моделирование стационарных режимов работы сложных ректификационных колонн.....	5
1.2.Усовершенствования технологии разделения углеводородных смесей.....	10
1.3.Пути повышения эффективности процессов разделения.....	12
1.4.Промышленные технологии переработки и утилизации мазатов высокопарафинистых нефтей с получением товарной продукции.....	14
1.5.Разработка мини – ТЭЦ.....	33
Литература к первой главе	38
Глава 2.Тарельчатые и насадочные контактные устройства.....	46
2.1.Конструкции массообменных тарелок.....	46
2.2.Конструкции регулярных насадок.....	64
2.3.Неупорядоченные насадки.....	77
Литература к второй главе.....	85
Глава 3.Повышение эффективности процессов разделения и снижение энергозатрат.....	91
3.1.Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения.....	91
3.2.Модернизация массообменных колонн.....	95
3.3.Распределительные устройства массообменных аппаратов.....	99
3.4.Способы и оптимизация процессов разделения веществ.....	105
3.5.Энергосбережение при разделении веществ.....	109
Литература к третьей главе.....	118
Глава 4.Математические модели процесса разделения углеводородных смесей.....	125
4.1.Модель процессов переноса на барботажных тарелках.....	125
4.2.Двумерная модель процессов переноса.....	131
4.3.Коэффициенты и тепломассообмена в барботажном слое.....	134
4.4.Характеристики турбулентного обмена.....	138
4.5.Модель процесса переноса в насадочных колоннах.....	139
4.6.Диффузионная модель насадочного слоя.....	144
4.7.Матрица коэффициентов массоотдачи.....	145

4.8.Алгоритм потарелочного расчета сложной колонны.....	154
Литература к четвертой главе.....	160
Глава 5.Исследование новых насадок «Инжехим».....	163
5.1.Описание новой нерегулярной насадки.....	163
5.2.Регулярная насадка <i>IRG</i> (Инжехим).....	168
5.3.Экспериментальное исследование гидравлических характеристик насадочных элементов.....	173
5.4.Результаты экспериментальных исследований регулярной насадки <i>IRG</i>	178
5.5.Результаты экспериментальных исследований нерегулярной насадки.....	183
5.6.Численные исследования регулярной насадки.....	190
Литература к пятой главе.....	195
Глава 6.Модернизация колонн стабилизации и газофракционирующей установок.....	199
6.1.Установка стабилизации.....	199
6.2.Математическая модель процесса ректификации в насадочной части колонны К – 701.....	202
6.3.Расчет ректификации и модернизации колонны К – 701.....	203
6.4.Исследование дебутанизатора и изопентановой колонн на газофракционирующей установке.....	206
6.5.Модернизация дебутанизатора и изопентановой колонн.....	222
Литература к шестой главе.....	227
Глава 7.Модернизация колонн установки моторных и котельных топлив.....	230
7.1.Описание технологической схемы установки.....	230
7.2.Проведенные варианты модернизации колонн УМТ (И – 1, К – 1, К – 3).....	235
7.3.Модернизация колонны К – 1 установки моторных топлив для получения продукта топочного мазута марки 100 по ГОСТ 10585.....	242
7.4.Модернизация установки с использованием колонны К – 4.....	244
7.5.Разработка вакуумной колонны К – 5 УМТ.....	250
Литература к седьмой главе.....	271
Глава 8.Разработка станции утилизации вторичных энергетических ресурсов.....	273
8.1.Описание технологической схемы.....	273
8.2.Разработка и обоснование технических решений по	

сжиганию КП в котлах.....	280
8.3.Вариант модернизации котлов и их элементов с целью снижения выхода оксидов азота.....	292
8.4.Описание предлагаемой схемы подготовки топлива.....	297
Литература к восьмой главе.....	301
Оглавление.....	303

Краткие сведения об авторах

ЯСАВЕЕВ ХАМИТ НУРМУХАМЕТОВИЧ

Кандидат технических наук, автор более 50 научных работ, авторских свидетельств и монографии. Подготовил 4 кандидата технических наук по специальностям “Процессы и аппараты химических технологий” и “Промышленная теплоэнергетика “. Руководитель ЗАО НПО «Нефтехимпроект» (г. Казань).

ЛАПТЕВ АНАТОЛИЙ ГРИГОРЬЕВИЧ

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой “Технология воды и топлива” Казанского государственного энергетического университета, автор более 200 научных работ, учебных пособий, монографий, авторских свидетельств. Подготовил 14 кандидатов технических наук по специальностям “Процессы и аппараты химических технологий” и “Промышленная теплоэнергетика “

ФАРАХОВ МАНСУР ИНСАФОВИЧ

Кандидат технических наук, доцент кафедры «Процессы и аппараты химической технологии» Казанского государственного технологического университета (КХТИ), автор более 80 научных работ, авторских свидетельств и монографии. Подготовил 3 кандидата технических наук по специальностям “Процессы и аппараты химических технологий” и “Промышленная теплоэнергетика” Руководитель ООО ИВЦ “Инжехим”(г.Казань).

*Хамит Нурмухаметович Ясавеев
Анатолий Григорьевич Лаптев
Мансур Инсафович Фарахов*

**МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВОК ПЕРЕРАБОТКИ
УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ**

Печатается в авторской редакции

Сдано в набор 4.08.2004. Подписано в печать 2.08.2004.
Формат 60х90/16. Бумага 080. Гарнитура Times. Тираж 500.

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