

**А. И. Свидченко, Е. А. Свидченко  
В. С. Стригин**

**ИССЛЕДОВАНИЕ  
И РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ  
РАСЧЕТА  
РЕКТИФИКАЦИОННЫХ  
КОЛОНН ХИМИЧЕСКИХ  
ПРОИЗВОДСТВ**

Монография



МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ АВТОНОМНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ  
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ  
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

**А. И. Свидченко, Е. А. Свидченко, В. С. Стригин**

**ИССЛЕДОВАНИЕ И РАЗРАБОТКА  
МЕТОДОВ РАСЧЕТА  
РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН  
ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ**

**МОНОГРАФИЯ**

Ставрополь  
2014

УДК: 66.015.23

ББК 35.113

С 24

**Рецензенты:**

д-р хим. наук, профессор **А. А. Михалев**,  
канд. техн. наук, доцент **А. М. Новоселов**  
(ОАО «Невинномысский АЗОТ»)

С 24 Свидченко А. И., Свидченко Е. А., Стригин В. С.  
**Исследование и разработка методов расчета ректификацион-  
ных колонн химических производств:** монография. – Ставро-  
поль: Изд-во СКФУ, 2014. – 211 с.

ISBN 978-5-88648-909-5

В монографии рассмотрены вопросы исследования и разработки методов расчета процесса ректификации, реализуемого в химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производствах. Объектом изучения является ректификационная колонна по разделению бинарных и многокомпонентных смесей (преимущественно углеводородов и нефтепродуктов) и смесей близких к «идеальным» (не образующих азеотропов и не претерпевающих химических превращений).

В результате работы созданы модели процесса, которые предназначены для проектного автоматизированного расчета на ЭВМ в диалоговом или интерактивном режиме полной ректификационной колонны, снабженной типовыми тарелками и разделяющей исходную смесь из нескольких (до 10) веществ или условных компонентов на два продукта заданного состава.

Книга предназначена для научных и инженерно-технических работников химико-технологического профиля, а также для студентов (бакалавров, магистров) и аспирантов вузов.

УДК: 66.015.23

ББК 35.113

ISBN 978-5-88648-909-5

© Свидченко А. И., Свидченко Е. А.,  
Стригин В. С., 2014

© ФГАОУ ВПО «Северо-Кавказский  
федеральный университет», 2014

## ПРЕДИСЛОВИЕ

Перегонка как метод разделения природных жидких смесей известен и применялся с древнейших времен. Достаточно подробный исторический очерк этого процесса рассмотрен в книге Э. Креля «Руководство по лабораторной ректификации» (Перев. с нем. яз. / под ред. В. М. Олевского. – М.: Издательство, 1960. – 631 с.).

Ректификация является развитием перегонки и на сегодняшний день занимает одно из ведущих мест среди процессов химической технологии, а оборудование для ее реализации составляет наиболее значительную часть основных фондов химических производств.

Разработка вопросов теории и практики ректификации промышленно важных смесей занимает умы ученых уже не менее 100 лет. Широко известны работы Тиле и Геддеса, Льюиса и Матисона, Фенске и Андервуда, Джиллиленда, Холанда и других ученых, которые до сих пор используются в расчетах массообменных колонн.

Значительный вклад в развитие научных основ ректификации жидких смесей внесли отечественные ученые. Одними из первых монографий, обобщивших накопленный опыт в данной области, были работы: В. Л. Нельсона «Основы перегонки нефти» (М.: Гостоптехиздат, 1937 г.), А. И. Скобло «Основные элементы технологического расчета нефтезаводских установок» (Баку: АзГОНТИ, 1939 г.), А. М. Трегубова «Теория перегонки и ректификации» (Баку: Гостоптехиздат, 1946 г.), Н. И. Гельперина «Дистилляция и ректификация» (М.: Гос. науч.-техн. изд. хим. л-ры, 1947 г.).

Среди более поздних работ, определивших направление дальнейших исследований и практической реализации перегонки и ректификации жидких смесей, следует отметить такие, как: Багатуров С. А. Курс теории перегонки и ректификации. – М.: Гостоптехиздат, 1954. – 479 с.; Платонов В. М., Берго Б. Г. Разделение многокомпонентных смесей. – М.: Химия, 1965. – 368 с.; Коган В. Б. Азеотропная и экстрактивная ректификация. – Л.: Химия, 1971. – 432 с.; Жаров В. Т., Серафимов Л. А. Физико-химические основы дистилляции и ректификации. – Л.: Химия, 1975. – 238 с.; Майков В. П., Балунов А. И. Ректификация атермальных смесей. – М.: МИХМ, 1979. – 88 с.; Петлюк Ф. Б., Серафимов Л. А. Многокомпонентная ректификация, теория и расчет. – М.: Химия, 1983. – 304 с.

Существенную роль в распространении знаний о ректификации внесли учебные пособия, подготовленные в ведущих вузах химико-технологического и нефтяного профиля, такие, как: Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1974. – 341 с.; Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 396 с.; Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло и др. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000 (и более ранние издания). – 677 с.

Несмотря на значительное число публикаций и монографий, посвященных теории ректификации, методик, позволяющих довести успехи академической науки в данной области до логического завершения – создания проекта массообменной колонны – недостаточно. Поэтому в настоящей работе предпринята попытка восполнить этот пробел.

Авторы выражают признательность рецензентам доктору химических наук, профессору А. А. Михалеву и кандидату технических наук, доценту А. М. Новоселову, а также студентам Невинномысского технологического института (филиала) СКФУ, принимавшим участие в проведении исследований по теме данной работы.

## ВВЕДЕНИЕ

Увеличение производительности технологических установок химических производств и единичной мощности агрегатов, происшедшие в последние десятилетия, изменение экономической ситуации в отрасли и стране привели к возникновению ряда проблем, связанных с оптимальным использованием сырьевых и энергетических ресурсов. Появилась острая необходимость при проектировании нового и модернизации действующего оборудования, включая массообменное, уделять особое внимание разработке точных методов расчета его технологических и конструктивных параметров. Решение данной задачи лежит в основе совершенствования методов математического моделирования и их внедрения в практику исследовательских и проектных работ. Все это в полной мере относится к крупнотоннажным массообменным установкам химической технологии, основу которых составляют типовые процессы ректификации и абсорбции, а головными аппаратами являются разделительные колонны.

Массообменный процесс ректификации предназначен для разделения жидких или газообразных смесей и получения продуктов с необходимой концентрацией компонентов и высокими выходами по сравнению с некоторыми другими процессами, например, простой перегонкой. Сущность ректификации заключается в многократно повторяющемся в объеме аппарата контактировании неравновесных паровой и жидкой фаз, движущихся обычно противотоком друг к другу.

Ректификацию смесей используют в химической технологии сравнительно часто: при разделении нефтей и газовых конденсатов на фракции и далее на отдельные компоненты; при выделении спиртов, эфиров, органических и неорганических кислот из продуктов синтеза; при разделении кремнийорганических соединений, компонентов воздуха, в ряде других случаев. Процесс осуществляют в колоннах, где в качестве устройств для контактирования паровой и жидкой фаз чаще используют тарелки, а реже – слои насадочных тел (кольца, седла, сетки и др.).

Расчет ректификационных колонн в проектной постановке задачи имеет целью определение условий проведения процесса для по-

лучения продуктов желаемого качества и нахождение основных размеров массообменного аппарата, позволяющих создать технический проект этого нестандартного изделия как объекта машиностроения. Проектирование таких сложных технологических объектов требует специальных знаний, методов, средств и опыта.

В настоящей работе рассматриваются вопросы исследования и автоматизированного проектирования ректификационных колонн, снабженных типовыми контактными тарелками (колпачковыми, клапанными, с S-образными элементами, ситчатыми, решетчатыми) и предназначенных для разделения бинарных и многокомпонентных смесей. Основное внимание сосредоточено на анализе процесса в отдельной колонне с одним вводом сырья и двумя продуктовыми потоками. Используемые методы проектирования тарельчатых массообменных колонн в части определения их диаметра, высоты, размеров штуцеров, гидравлического расчета тарелок основываются на известных принципах и являются общими как для смесей различных типов, так и процессов ректификации и абсорбции.

Настоящая работа опирается на известные в данной области исследования и расчетно-теоретическое изучение процесса ректификации смесей, проводимых с 1994 г. в Невинномысском технологическом институте (филиал) «Северо-Кавказского федерального университета».

Основные результаты, изложенные в книге, могут быть использованы в учебном процессе при подготовке студентов химико-технологического профиля, в научных и проектных организациях химической отрасли.

# ГЛАВА 1

## АНАЛИЗ МЕТОДОВ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ ЖИДКИХ СМЕСЕЙ

### Исходные предпосылки моделирования ректификационных колонн

Современный уровень развития химической технологии требует системного подхода к разработке технологических схем и их объектов (в том числе массообменных колонн) на основе математических моделей. Создавая математическую модель, разработчик формализует рассматриваемый процесс, представляя его в виде математической связи между входными и выходными параметрами [1]. Основу математической модели процесса составляет его математическое описание, формулируемое на базе фундаментальных законов термодинамики, химической кинетики, явлений переноса, методов статистической обработки экспериментальных данных. С точки зрения машинной реализации, математическому описанию свойственны причинно-следственные отношения между его элементами, так как отдельные модели по своей структуре содержат большое число взаимосвязанных подзадач. Поэтому к математической модели процесса могут быть применимы общие принципы системного анализа. Это находит выражение в использовании блочного принципа построения математических моделей на основе взаимосвязанных подсистем [1].

Модели проектирования типовых процессов (массо-, теплообмена, гидродинамических и др.), выбора оборудования составляют прикладное математическое обеспечение. Разнородность решаемых задач при разработке технологических объектов приводит к разнообразию моделей, которыми необходимо располагать.

Системы проектирования объектов обычно представляют в виде отдельных подсистем, которые являются реализацией этапов разработки и содержат логически взаимосвязанные подмножества алгоритмов программно-математического обеспечения, в том числе [1]:

- подсистему информационного обеспечения, содержащую алгоритмы расчета свойств веществ и смесей, модули выбора типового оборудования;
- подсистему диалогового взаимодействия, обеспечивающую интерактивное ведение процесса проектирования;

– подсистему конструкционного расчета оборудования, содержащую модули расчета типоразмеров оборудования, алгоритмы выбора оборудования из рядов стандартов;

– подсистему оценки (экономической, термодинамической и т. д.).

Одной из важнейших подсистем проектирования химико-технологических объектов является подсистема информационного обеспечения. Применительно к задачам химической технологии, все необходимые данные обычно подразделяются на несколько баз данных, основными из которых являются [1]: «Физико-химические, термодинамические и теплофизические свойства компонентов и смесей», «Оборудование» и «Технологические решения».

База данных «Физико-химические свойства» обычно содержит свойства чистых компонентов, представляемых константами или функциями, которые могут храниться в виде коэффициентов аппроксимирующих зависимостей или в виде таблиц. Представление данных в виде коэффициентов более удобно, если учитывать объем занимаемой ими памяти и оперативность выборки, но требует предварительной обработки [1]. Предпочтительным является использование обобщенных методов расчета свойств веществ и их смесей на основе минимального объема фундаментальных констант. В этом случае база данных может быть существенно сокращена при наличии подсистемы расчета свойств рабочих веществ.

База данных «Оборудование» в приложении к проектированию массообменных колонн должна содержать: типоразмерные характеристики контактных тарелок, стандартные ряды межтарельчатых расстояний, диаметров колонн и штуцеров, некоторые другие конструктивные величины. При этом требования к сокращению объема данных сохраняются, как и ранее.

В базе данных «Технологические решения» может быть представлена информация о коэффициентах эффективности контактных тарелок (к.п.д.), вспомогательных величинах справочного характера, используемых по ходу расчета процесса. При этом более предпочтительными являются расчетные методы определения упомянутых выше величин.

При разработке математических моделей типовых процессов химической технологии, в том числе, процесса ректификации, необходимо не только качественное, но и количественное описание явлений, определяющих процесс. Несмотря на большое число извест-

ных алгоритмов расчета этого процесса, они по сути дела предназначены для решения систем уравнений материального и теплового балансов, нелинейность которых зависит от точности описания равновесия, кинетики тепло- и массопереноса, гидродинамики потоков [1]. Объем входной информации зависит, как правило, от требуемой точности модели. Выходная информация подавляющего большинства алгоритмов практически одинакова: профили концентраций потоков и температур по высоте аппарата, составы конечных продуктов. Соответствие результатов расчета реальным данным определяется тем, насколько точно в модели воспроизведены реальные условия. Отмечается [2], что, несмотря на обилие алгоритмов, нельзя сказать, что проблема разработки моделей (и расчета) ректификации решена. По мере углубления знаний о процессе модели непрерывно совершенствуются.

### **Модели ректификационных колонн**

В связи с отсутствием «универсальных» алгоритмов расчета процесса ректификации, усилия многих исследователей направлены на их создание. Достаточно подробный анализ известных моделей этого процесса приведен в [1]. Выделяется несколько основных направлений, а именно:

- совершенствование наиболее хорошо зарекомендовавших себя в практике расчетов алгоритмов;
- создание новых алгоритмов на основе объединения положительных качеств уже известных алгоритмов;
- разработка алгоритмов на основе принципиально новых концепций;
- разработка и совершенствование алгоритмов приближенного расчета, для которых проблемы сходимости и устойчивости обычно не стоят, но вопросы повышения точности остаются главными.

Основная трудность расчета массообменных аппаратов заключается в обеспечении сходимости решения систем уравнений материального и теплового балансов. Причем эти сложности возрастают для смесей с сильно неидеальными свойствами. Решение систем уравнений производится итерационно, исходя из некоторого начального приближения для зависимых переменных. В качестве критерия окончания расчетов обычно принимают: выполнение уравнений баланса; равенство единице суммы концентраций компонентов в

фазах на теоретических тарелках (с заданной точностью); равенство концентраций, температур или количеств потоков по высоте колонны (с заданной точностью) в двух последующих приближениях.

Все методы расчета можно разделить на две группы: потарелочные и матричные [1].

В методах первой группы расчет выполняется последовательно, начиная с куба или дефлегматора от тарелки к тарелке с последующей проверкой выполнения уравнений материального баланса, или с обоих концов колонны до тарелки питания с проверкой условий сопряжения в месте ввода питания. После очередного расчета уточняется начальное приближение, и вычисления повторяются до выполнения критерия окончания расчетов.

В методах второй группы по каждому из компонентов исходной смеси записывается система уравнений, а решение осуществляется матричными методами. Поскольку начальное приближение выбирается произвольно, то после выполнения очередной операции производится коррекция искомым переменных. Методы второй группы находят все более широкое применение, так как при этом проявляется меньшая склонность к накоплению ошибок округления и соответственно большая устойчивость вычислительных схем при расчете колонн с несколькими вводами питания и боковыми отборами. К тому же при расчете комплекса колонн снимается проблема задания топологии системы, так как все связи между колоннами отражены соответствующими коэффициентами в матрице системы уравнений баланса.

В качестве независимых переменных Льюис и Матисон предложили количественный состав продуктов разделения, а Тиле и Геддес – температуру на каждой тарелке [1]. Наибольшее распространение получили методы, основанные на задании температуры кипения по высоте колонны, известные под названием «методы независимого определения концентраций». Считается, что примерно 80 % задач по расчету ректификационных колонн обеспечивают методы Тиле и Геддеса. Поэтому при разработке алгоритмов расчета важное внимание уделяется и разработке процедур, сокращающих время решения и ускоряющих его сходимость. Одним из таких способов, широко применяемых в практике расчетов, является  $\Theta$ -метод коррекции, основанный на коррекции составов, исходя из решения уравнений общего материального баланса колонны [2].

Особое место занимает метод релаксации [1], заключающийся в том, что стационарное решение получается в результате решения

системы обыкновенных дифференциальных уравнений материального баланса. Метод обладает устойчивой сходимостью, независимо от сложности задачи, однако по мере приближения к решению скорость сходимости очень низкая, что является ограничением для широкого применения метода, хотя иногда он является единственным возможным для обеспечения сходимости.

Наряду с перечисленными методами развивается подход, разработанный В. П. Майковым и основанный на принципе максимальной энтропии [3]. Метод не требует при своей реализации итерационных процедур.

Распространенным способом модификации известных методов является расширение класса решаемых задач путем учета раздельной способности контактного устройства (к.п.д. тарелки), расчета колонн с боковыми отборами и рециклами и улучшения сходимости путем введения форсирующих процедур, линеаризации равновесных соотношений и т. д.

Другой путь заключается в объединении положительных качеств различных методов.

Анализ состояния проблемы расчета ректификационных колонн показал [1], что при разработке модели нецелесообразно ориентироваться на использование одного алгоритма, а удобнее и надежнее для решения отдельных классов задач использовать специализированные алгоритмы – от упрощенных и до самых точных. Выполнение точных расчетов не всегда возможно из-за отсутствия необходимых исходных данных. Применение же точной модели, как правило, громоздкой и сложной, для упрощенных расчетов не оправдано, так как такая модель требует больших объемов памяти и не обладает гибкостью.

Отмечается [1], что среди процессов выделения целевых продуктов (абсорбция, экстракция, ректификация, и др.) ректификация является наиболее сложным и общим по постановке задачи расчетом процессом, поскольку наряду с массообменом необходимо учитывать тепловые эффекты.

Наиболее подробно теоретические основы ректификации рассматриваются в [2, 4–6], а пример расчета смеси легких углеводородов – в [7]. Однако ряд аспектов, связанных с алгоритмизацией математических описаний отсутствует, за исключением [6].

Для учета движущих сил и кинетики процесса в тарельчатых ректификационных колоннах на практике используются следующие основные подходы.

1. Движущую силу процесса определяют по разности концентраций или косвенно – через число единиц переноса (ЧЕП). Кинетику процесса учитывают через коэффициенты массопередачи.

2. Движущую силу процесса рассчитывают аналогично, а кинетику учитывают через ЧЕП, соответствующее одной тарелке.

3. Движущую силу процесса рассчитывают через число теоретических тарелок, а кинетику – через к.п.д. тарелки.

Все из перечисленных методов в той или иной мере используются при расчете процесса ректификации и обеспечивают приемлемые результаты в сравнимых условиях.

Для *бинарной ректификации* наиболее полное и систематическое изложение теории процесса приводится в книге С. А. Багатурова [4] и оно может быть положено в основу математического описания для создания современных алгоритмов проектирования простых колонн.

Ниже рассмотрен более подробно один из последних по времени вариантов математического описания процесса *многокомпонентной ректификации*, отличающийся достаточно высокой степенью полноты [1]. В нем используется последний из перечисленных выше подходов к учету движущих сил и кинетики процесса ректификации. Его возможности, достоинства и недостатки хорошо известны и проанализированы в цитированной литературе.

Математическая модель ректификации [1] включает балансовые соотношения, парожидкостное равновесие, кинетику массопередачи, гидродинамику потоков. Основу модели составляет алгоритм материального и теплового балансов колонны. При этом парожидкостное равновесие, кинетика массопередачи и гидродинамика потоков представляют собой самостоятельные сложные задачи. Использование различных методов описания фазового равновесия, кинетики и гидродинамики приводит к изменению отдельных коэффициентов или зависимостей в балансовых соотношениях, однако не изменяет общего алгоритма их решения. Условия сходимости могут измениться, если вообще не нарушиться. Многообразные методы решения уравнений баланса свидетельствуют о трудностях разработки универсальных алгоритмов, которые гарантировали бы сходимость при различных способах описания отдельных явлений.

Для ректификационной колонны с произвольным числом вводов питания и боковых отборов, имеющей  $N$  тарелок и снабженной кипятильником и дефлегматором, можно записать систему уравнений [1], приведенных ниже.

1. Уравнение общего материального баланса:

$$\sum_i^p F_i - D - W - \sum_i^m sL_i - \sum_i^k sV_i = 0, \quad (1.1)$$

где  $F_i$ ,  $D$ ,  $W$  – потоки питания, дистиллята, кубового остатка, соответственно;  $sL$  – жидкостной поток бокового отбора;  $sV$  – паровой поток бокового отбора; индексы  $p$ ,  $m$ ,  $k$  – количества потоков  $F_i$ ,  $sL_i$ , и  $sV_i$  соответственно.

2. Уравнение материального баланса тарелки питания (рис. 1.1):

$$F_i + L_i + V_{i-1} - (L_i + sL_i) - (V_i + sV_i) = 0. \quad (1.2)$$

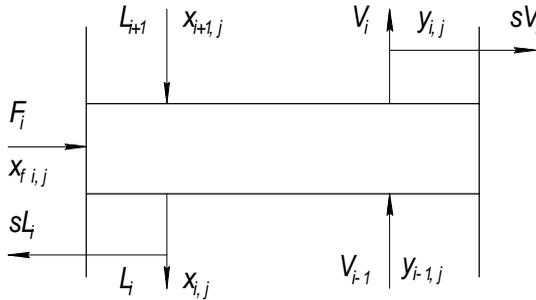


Рис. 1.1. Схема потоков на тарелке питания

3. Уравнение покомпонентного материального баланса тарелки:

$$F_i x_{fi,j} + L_{i+1} x_{i+1,j} - (L_i + sL_i) x_{i,j} - (V_i + sV_i) y_{i,j} = 0, \quad (1.3)$$

где  $x$ ,  $y$  – составы жидкости и пара соответственно.

4. Уравнение теплового баланса колонны:

$$\sum_i^p L_{Fi} h_{Fi} + \sum_i^p V_{Fi} H_{Fi} - D H_D - W h_w + Q_w - Q_D - \sum_i^m sL_i h_i - \sum_i^k sV_i H_i = 0, \quad (1.4)$$

где  $H$  – энтальпия пара;  $h$  – энтальпия жидкости;  $Q_w$ ,  $Q_D$  – тепловые нагрузки на кипятыльник и дефлегматор соответственно.

5. Уравнение теплового баланса тарелки:

$$FH_{i-1} + L_{i+1} h_{i+1} - V_{i-1} H_{i-1} - L_i h_i - sL_i h_i - V_i H_i - sV_i H_i - Q_i^{sV} + Q_i^{sL} = 0. \quad (1.5)$$

6. Уравнения покомпонентных материальных балансов для куба (рис. 1.2) и дефлегматора (рис. 1.3) соответственно можно записать в виде:

$$L_1 x_{1,j} - V_0 y_{0,j} - W x_{w,j} = 0; \quad (1.6)$$

$$V_N y_{Nj} - L_{N+1} x_{N+1j} - D x_{Dj} = 0. \quad (1.7)$$

7. Уравнения тепловых балансов для куба и дефлегматора имеют вид:

$$L_1 h_1 - V_0 H_0 - W h_w + Q_w = 0; \quad (1.8)$$

$$V_N H_N - L_{N+1} h_{N+1} - D h_D - Q_D = 0. \quad (1.9)$$

8. Уравнения для расчета энтальпии жидкости и пара записываются следующим образом:

$$h_{ij} = T_{ij}^{(L)} \sum_{j=1}^k c_{ij}^{(L)} x_{ij}, \quad (j = 1, 2, \dots, k); \quad (1.10)$$

$$H_{ij} = T_{ij}^{(V)} \sum_{j=1}^k c_{ij}^{(V)} y_{ij} + \sum_{j=1}^k r_{ij} y_{ij}, \quad (1.11)$$

где  $c_{ij}$  – теплоемкости жидкости и пара соответственно;  $r_{ij}$  – теплота испарения в  $i$ -й точке для  $j$ -го компонента.

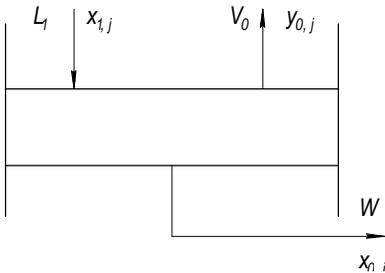


Рис. 1.2. Схема потоков для куба колонны

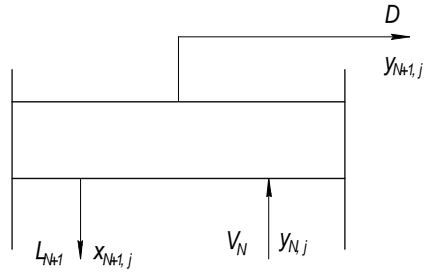


Рис. 1.3. Схема потоков для дефлегматора колонны

9. Уравнение для расчета температуры конденсации пара (точки росы):

$$T_{ij}^{(V)} = \sum_{j=1}^k A_n y_{ij}, \quad (1.12)$$

где  $A_n$  – константа аппроксимирующего полинома.

10. Концентрации компонентов в паровой и жидкой фазах на каждой тарелке связаны соотношением:

$$\phi_i y_{ij} P = \gamma_i P_i^0 x_{ij}, \quad (1.13)$$

и соотношением нормировки состава смеси:

$$\sum_i y_{ij} = \sum_i x_{ij} = 1, \quad (1.14)$$

где  $\varphi_i$  – коэффициент летучести компонента  $i$  в паровой фазе;  $P$  – давление в системе;  $\gamma_i$  – коэффициент активности компонента  $i$  в жидкой фазе;  $P_i^0$  – давление насыщенного пара компонента  $i$ .

11. Если принять, что степень достижения равновесия характеризуется к.п.д. Мерффри, то для состава пара, покидающего тарелку, можно записать:

$$y_{ij} = (1 - \eta_{ij}) y_{i-1,j} + \eta_{ij} y_{ij}^*, \quad (1.15)$$

где  $\eta_{ij}$  – к. п. д.  $i$ -й тарелки  $j$ -го компонента.

12. Для полного описания колонны необходимо записать уравнение, связывающее концентрации пара и жидкости:

- для дефлегматора:

$$x_{N+1,j} = y_{N+1,j} = y_{N,j} + \eta_D (y_{N+1,j}^* - y_{N,j}), \quad (1.16)$$

где  $\eta_D$  – эффективность конденсатора (для полного конденсатора  $\eta = 0$ , для парциального  $\eta_D = 1$ );

- для куба колонны:

$$x_W = y_{вх}; \quad (1.17)$$

$$y_{0,j} = \eta_W (y^* - y_{вх}) + y_{вх}; \quad (1.18)$$

$$y_{0,j} = \eta_W (y^* - x_W) + x_W, \quad (1.19)$$

где  $\eta_W$  – эффективность испарителя (для полного испарителя  $\eta_W = 0$ , для парциального  $\eta_W = 1$ ); индексы:  $вх$ ,  $W$  – входная, в кипятильнице, \* – равновесная.

Дальнейшее описание модели ректификации связано с определением диаметра колонны, гидравлическим расчетом тарелок, определением полной высоты аппарата, экономическими показателями и здесь не рассматривается.

Приведенная выше система уравнений является полным описанием колонны, однако не все уравнения используются одновременно при реализации, поскольку это зависит как от метода, так и от постановки задачи.

Различают проектную и поверочную задачи моделирования ректификации. Отмечается [8], что проектная задача является более общей и включает в себя поверочную постановку. В результате решения проектной задачи определяют:

- число тарелок в колонне;
- флегмовое число и тарелку ввода питания, соответствующие минимуму приведенных затрат и обеспечивающие выделение целевого продукта заданного качества;
- диаметр колонны;

- межтарельчатое расстояние;
- тип тарелок и проверку их работоспособности;
- расход пара и жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;
- тепловую нагрузку на кипятильник и дефлегматор колонны;
- состав продуктов разделения;
- стоимости греющего пара и охлаждающей воды;
- экономическую оценку проекта с указанием величины приведенных затрат, эксплуатационных и капитальных затрат.

Рассмотренное выше математическое описание процесса многокомпонентной ректификации с некоторыми упрощениями положено нами в основу реализуемой в данной работе модели для проектирования колонн химических производств.

## Литература

1. Комиссаров Ю. А., Гордеев Л. С., Вент Д. П. Основы конструирования и проектирования промышленных аппаратов. – М.: Химия, 1997. – 368 с.
2. Холанд Ч. Д. Многокомпонентная ректификация. – М.: Химия, 1969. – 347 с.
3. Майков В. П., Балунов А. И. Ректификация атермальных смесей. – М.: МИХМ, 1979. – 88 с.
4. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440 с.
5. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов и др. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.
6. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. – М.: Химия, 1991. – 396 с.
7. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1974. – 341 с.
8. Кафаров В. В., Глебов М. Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.

## ГЛАВА 2

# ПОДСИСТЕМА ТЕПЛОФИЗИЧЕСКОГО СОПРОВОЖДЕНИЯ МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ РЕКТИФИКАЦИИ

### Обоснование методов расчета свойств рабочих веществ

В рамках системного подхода данная подсистема соответствует базе данных «Физико-химические, термодинамические и теплофизические свойства компонентов и смесей».

В химической технологии более 50 % исходных данных на проектирование и оптимизацию процессов составляют физико-химические и теплофизические свойства веществ. Причем точность их имеет решающее значение для определения параметров процесса [1]. При моделировании одного из типовых процессов химических производств – ректификации – необходимо знание теплофизических свойств (ТФС) компонентов разделяемой смеси, а также контактирующих паровой и жидкой фаз. Режимные параметры этого процесса для органических и неорганических веществ, углеводов и нефтепродуктов редко выходят за пределы  $t = -50 \dots 400$  °С, а  $P = 0,008 \dots 3$  МПа. Исключение составляют установки разделения компонентов воздуха и некоторых других смесей. В реализуемых по обычной схеме процессах ректификации взаимодействующие фазы теоретически находятся после контакта в состоянии равновесия, т. е. на линии насыщения при докритических параметрах системы. Однако в ряде случаев жидкая фаза не догрета до состояния насыщения (отпарные колонны), а некоторые компоненты паровой фазы перегреты или находятся в закритическом состоянии (колонны разделения легких углеводов).

Анализ математических описаний ректификации (см. главу 1) показывает, что в них непосредственно используются: константы фазового равновесия компонентов  $k_i$ , коэффициенты относительной летучести  $\alpha_i$  ( $i = 1, 2, 3, \dots, n$ , где  $n$  – число компонентов), мольные массы  $M_x, M_y$ , плотности  $\rho_x, \rho_y$ ; коэффициенты вязкости  $\mu_x, \mu_y$ , поверхностного натяжения  $\sigma_x, \sigma_y$ , диффузии  $D_x, D_y$ , энтальпии  $h, H$  жидкой («х») и паровой («у») фаз.

Опыт построения и последующей эксплуатации моделей процессов химических производств показывает, что наиболее оправданным (экономически, по затратам времени) является подход, в котором используются расчетные методы определения свойств рабочих веществ по минимальной входной информации. При этом погрешность их вычисления не должна ухудшать адекватность модели для решаемых задач.

Вопрос о необходимой точности теплофизических свойств применительно к процессу ректификации неоднократно обсуждался в литературе. В частности показано [2], что погрешности используемых величин не должны превышать для давлений насыщенных паров (ДНП), плотности и молекулярной массы углеводородов 2...3 %, нефтепродуктов – до 5 %. Для других анализировавшихся свойств разделяемых веществ допуски к точности исходных величин менее жесткие, а их влияние на результаты расчета показателей ректификации менее заметно.

Контактирующие в процессе ректификации паровая и жидкая фазы являются смесями разделяемых компонентов. Поэтому задача расчета перечисленных выше ТФС сводится к определению свойств смесей. Здесь возможны два подхода. Первый, более строгий (см. главу 1), основан на аддитивности определяемого свойства, при котором ведется прямой расчет по свойствам компонентов и составу смеси на основе различных комбинационных правил [3]. Этот метод использован нами для расчета идеально-газовой теплоемкости смесей и некоторых других величин.

Второй подход приближенный и потому менее трудоемкий, базируется на известном «правиле псевдоприведенных свойств газовой смеси» [4]. При этом предварительно рассчитываются на основе аддитивности фундаментальные физико-химические константы смеси («псевдоиндивидуального» вещества), которые затем служат базой для расчета ТФС.

В литературе отмечается, что для раствора (смеси), рассматриваемого как индивидуальное вещество, имеются отклонения от закона «соответственных состояний» при расчете теплофизических свойств. Однако выполненный нами анализ, учитывающий требования к точности ТФС, показал возможность применения и этого подхода, как более простого в реализации при моделировании процесса ректификации [5].

Сравнительному расчету свойств по вышеупомянутым методам были подвергнуты двух- и трехкомпонентная смеси рабочих веществ химической технологии. Рассмотрены расчеты плотности  $\rho_x$ ,  $\rho_y$ , вязкости  $\mu_x$ ,  $\mu_y$ , поверхностного натяжения  $\sigma$ , энтальпии испарения  $H_{исп}$  и конфигурационной части изобарной теплоемкости  $\Delta C_p$  (x – жидкая, y – паровая фазы).

Результаты расчетов даны в табл. 2.1 и подтверждают правомочность использования правила «псевдоприведенных свойств смеси» для расчетов теплофизических свойств паровой и жидкой фаз при моделировании ректификации.

Таблица 2.1

Сравнение расчета свойств смесей по различным методикам

Наименование свойства	Компоненты:			Компоненты:		
	н-С <sub>5</sub> H <sub>12</sub> +н-С <sub>6</sub> H <sub>14</sub>			н-С <sub>5</sub> H <sub>12</sub> +н-С <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +С <sub>7</sub> H <sub>8</sub>		
	Мольные доли: 0,4;0,6			Мольные доли: 0,4;0,3;0,3		
	P = 0,2 МПа, t = 70° С			P = 0,2 МПа, t = 80° С		
	$\Phi_{фхс}$	$\Phi_{алд}$	$\Delta$ , %	$\Phi_{фхс}$	$\Phi_{алд}$	$\Delta$ , %
$\rho_x$ , кг/м <sup>3</sup>	598,9	601,3	-0,4	649,6	648,4	+0,2
$\rho_y$ , кг/м <sup>3</sup>	6,10	6,10	-0,0	6,03	6,04	-0,1
$\mu_x \cdot 10^4$ , Па·с	3,04	3,09	-1,6	3,41	3,50	-2,9
$\mu_y \cdot 10^6$ , Па·с	7,73	7,71	+0,3	8,13	8,30	-2,0
$\sigma \cdot 10^2$ , Н/м	1,234	1,220	+0,8	1,398	1,425	-1,9
$H_{исп}$ , кДж/кмоль	27366,1	27334,3	+0,1	28886,1	28750,4	+0,5
$\Delta C_p$ , кДж/(кмоль·К)	47,18	47,56	-0,8	45,37	47,32	-4,1

*Примечания:*  $\Phi_{фхс}$  – расчет свойства по фундаментальным константам смеси (см. ниже);  $\Phi_{алд}$  – расчет свойства по правилу аддитивности;  $\Delta$  – ошибка расчета по отношению к аддитивному методу

Изучение наиболее известных литературных источников, посвященных расчету свойств рабочих веществ химических производств [3, 6–8], позволило отдать предпочтение достаточно надежным обобщенным методам, которые обладают относительной универсальностью при минимуме исходной информации.

## Методы расчета свойств смесей индивидуальных веществ

Нами составлен комплекс расчетных методов определения ТФС смесей индивидуальных веществ применительно к процессу ректификации [9], который основывается на знании массива следующих базовых характеристик компонентов: мольная масса  $M$ , нормальная температура кипения  $T_k$ , критические параметры  $T_{кр}$ ,  $P_{кр}$ ,  $\rho_{кр}$ , определяющий критерий термодинамического подобия Питцера  $\omega$  (фактор ацентричности), параметры потенциала межмолекулярного взаимодействия Леннарда-Джонса  $\sigma$  и  $\epsilon$ , дипольный момент  $\mu_D$  (для полярных веществ), константы уравнения идеально-газовой теплоемкости  $A$ ,  $B$ ,  $C$ ,  $D$ . Предполагается, что все необходимые свойства компонентов и их содержание в смеси известны.

База данных фундаментальных физико-химических характеристик важнейших рабочих веществ химических производств была составлена [10] на основе известных справочных данных [3, 7] и может использоваться при формировании массива входных величин для расчета процесса ректификации (Приложение А). При отсутствии некоторых констант они могут быть предварительно рассчитаны известными способами [3, 8].

Физико-химические характеристики паровой и жидкой фаз (смесей) определяются по формулам:

$$\Phi_{x,y} = \sum_{i=1}^n \Phi_i c_i \quad (i=1,2,3,\dots,n); \quad (2.1)$$

$$\rho_{крxy} = \sum_{i=1}^n M_i c_i / \rho_{кри}, \quad (2.2)$$

где  $\Phi_{x,y} \equiv M_{x,y}$ ,  $T_{кx,y}$ ,  $T_{крx,y}$ ,  $P_{крx,y}$ ,  $\omega_{x,y}$  – характеристика смеси в жидкой или паровой фазах;  $\Phi_i \equiv M_i$ ,  $T_{ки}$ ,  $T_{кри}$ ,  $P_{кри}$ ,  $\omega_i$  – характеристика в жидкой или паровой фазах  $i$ -го компонента;  $c_i \equiv x_i$ ,  $y_i$  – мольная доля  $i$ -го компонента в жидкой или паровой фазах соответственно;  $M$  – мольная масса, кг/моль;  $T_k$  – температура кипения, К;  $T_{кр}$  – критическая температура, К;  $P_{кр}$  – критическое давление, МПа;  $\omega$  – фактор ацентричности;  $\rho_{крxy}$ ,  $\rho_{кри}$  – псевдокритическая плотность смеси и критическая плотность  $i$ -го компонента, соответственно, кг/м<sup>3</sup>.

Коэффициенты относительной летучести вычисляются по формулам:

для бинарной смеси:

$$\alpha = k_1 / k_2; \quad (2.3)$$

для многокомпонентной смеси:

$$\alpha_i = k_i / k_{эт}, \quad (2.4)$$

где  $k_1, k_2, k_i, k_{эт}$  – константы фазового равновесия компонентов 1, 2,  $i$ -го, эталонного соответственно.

Коэффициент распределения  $i$ -го компонента, называемый также константой фазового равновесия, по смыслу определения равен [11]:

$$k_i = y_i / x_i. \quad (2.5)$$

Константа фазового равновесия – это ключевое понятие в количественном анализе парожидкостного равновесия. Многие равновесные соотношения компактно выражаются через  $k_i$ , но, поскольку она зависит от  $T, P$  и состава обеих фаз, решения типичных задач парожидкостного равновесия, выраженные через  $k_i$ , должны включать эти зависимости.

Исследования парожидкого равновесия смесей проводятся более 100 лет. Накоплен значительный экспериментальный материал и достигнуты удовлетворительные результаты для расчетов констант фазового равновесия бинарных смесей. При этом, однако, необходимы хотя бы ограниченные опытные данные по коэффициентам активности  $\gamma$ -компонентов.

Для многокомпонентных смесей до сих пор не создано приемлемых методов расчета констант фазового равновесия, не требующих опытных данных. Расчет равновесия пар-жидкость при использовании коэффициентов активности для жидкой фазы может проводиться следующим образом. Для каждого компонента  $i$  уравнение для константы равновесия записывается в виде [11]:

$$k_i = y_i/x_i = \frac{\gamma_i \cdot f_{чi}^L}{\Phi_i \cdot P}, \quad (2.6)$$

где  $\Phi_i$  – коэффициент фугитивности компонента  $i$ ;  $\gamma_i$  – коэффициент активности компонента  $i$ ;  $f_{чi}^L$  – фугитивность чистой жидкости компонента  $i$  при температуре и давлении системы.

Для того чтобы использовать уравнение (2.6), необходимо иметь [11]:

- 1) уравнение состояния для расчета  $\Phi_i$ ;
- 2) выражения для  $\gamma_i$  в виде функции температуры, давления и состава;
- 3) метод для расчета  $f_{чi}^L$  для всех компонентов.

Опыт расчетов  $k_i$  по уравнению (2.6) показал, что необходимы многократные итеративные вычисления, а достигаемая точность результатов зачастую невелика [11].

Таким образом, создание методов расчета констант фазового равновесия парожидких систем не завершено и представляет собой сложную самостоятельную научную задачу, выходящую за рамки данной работы.

Для удовлетворения информационных запросов в константах фазового равновесия при технологическом проектировании массообменных колонн химических производств, как правило, используют идеальные значения  $k_i$ , не зависящие от состава: их легко рассчитать и они могут служить отправными величинами для более точных расчетов [3]. В работе [12] подтверждена обоснованность применения законов идеальных растворов к расчетам фазового равновесия смесей при умеренных давлениях (вплоть до  $\sim 1,2$  МПа). В частности, считается допустимым расчет констант фазового равновесия (распределения) отношением давлений насыщенных паров к общему давлению в системе.

Поэтому при давлениях в системе  $P \leq 0,4$  МПа константы фазового равновесия допустимо рассчитывать по формуле:

$$k_i = P_i / P, \quad (2.7)$$

где  $P_i$  – ДНП  $i$ -го компонента, МПа.

Для расчетов ДНП компонентов используется метод Питцера [3]. Расчеты ведут по формуле (в МПа):

$$P = P_{кр} \cdot \exp(f_0 + \omega \cdot f_1), \quad (2.8)$$

где  $f_0$  и  $f_1$  рассчитываются по формулам:

$$f_0 = 5,92714 - 6,09648/\tau - 1,28862 \cdot \ln\tau + 0,169347 \cdot \tau^6; \quad (2.9)$$

$$f_1 = 15,2518 - 15,6875/\tau - 13,4721 \cdot \ln\tau + 0,43577 \cdot \tau^6, \quad (2.10)$$

где  $\tau = T/T_{кр}$  – приведенная температура.

При значениях  $T = T_{\text{кри}}$  следует принять  $P_i = P_{\text{кри}}$ , а при  $T > T_{\text{кри}}$  (но не выше  $1,1 T_{\text{кри}}$ ) «характеристическое» давление паров определяется на продолжении линии P-T зависимости по методу Филиппова [6]:

$$P = P^* / 10^{m1}, \quad (2.11)$$

где значение  $P^*$  рассчитывается по формуле:

$$P^* = 0,1013125 \cdot 10^{m2}. \quad (2.12)$$

Показатели степеней вышеприведенных формул предварительно рассчитываются:

$$m1 = 3,9726 \cdot \lg(T^* / T) + (T^* / T - 1) \cdot (0,3252 + 0,40529 T^* / T); \quad (2.13)$$

$$m2 = 3,9726 \cdot \lg(T^* / T_k) + (T^* / T_k - 1) \cdot (0,3252 + 0,40529 T^* / T_k), \quad (2.14)$$

где «характеристическая» температура  $T^*$  рассчитывается по формуле:

$$T^* = \frac{T_k T_{\text{кри}}}{T_k + T_{\text{кри}}} \times \left( 0,098805 + \sqrt{0,0097625 + 2,46737 \cdot T_{\text{кри}} + \frac{T_k}{T_{\text{кри}} - T_k} \times \left( \lg \frac{P_{\text{сп}}}{0,1013125} - 3,9726 \lg \frac{T_{\text{кри}}}{T_k} \right)} \right) \quad (2.15)$$

При давлениях в системе  $\Pi > 0,4$  МПа коэффициенты фазового распределения компонентов для углеводородов рассчитываются по методу Эйгенсона [13]:

$$k = 10^{A_o(1 - \Theta_k / \Theta_o)}, \quad (2.16)$$

где входящие в формулу (2.16) величины определяются так:

$$A_o = 1,9206 - 1,1645 \lg \Pi; \quad (2.17)$$

$$\Theta_k = (T_k / 100)^{1,5}; \quad (2.18)$$

$$\Theta_o = 1 + \left[ \left( \frac{401,1}{\Pi} \right)^{0,182} - 1 \right] \cdot \frac{T - 163}{110}. \quad (2.19)$$

Плотности жидкости и пара на линии насыщения (смесей известного состава) при температуре  $T$  рассчитываются по формулам Филиппова [6].

Плотность жидкости на линии насыщения рассчитывается по формуле (в кг/м<sup>3</sup>):

$$\rho_x = \rho_{\text{кри}} \cdot [1 + B(1 - \tau)^{0,323} + (B - 1) \cdot (1 - \tau)]; \quad (2.20)$$

$$B = (7,784 - 3,267 \cdot \lg A_x)^{0,323}, \quad (2.21)$$

где  $A_x$  – критерий термодинамического подобия (Филиппова), предварительно рассчитываемый по значению фактора ацентричности смеси  $\omega_x$  [6]:

$$\lg A_x = 0,604 - 1,505 \cdot \omega_x. \quad (2.22)$$

Для расчета плотности насыщенного пара предварительно определяют плотность насыщенной жидкости того же состава ( $x \equiv y$ ) по формуле (2.20). Далее рассчитывают коэффициент сжимаемости жидкости:

$$z_x = \frac{M_x \cdot \Pi \cdot 10^6}{R_0 \cdot T \cdot \rho_x}, \quad (2.23)$$

где  $R_0 = 8314$  Дж/(кмоль·К) – универсальная газовая постоянная.

Если  $-\lg z_x < 0,7$ , то плотность пара рассчитывается по формуле (в кг/м<sup>3</sup>):

$$\rho_y = \rho_{кр} \cdot [1 - B \cdot (1 - \tau)^{0,323} + (B - 1) \cdot (1 - \tau)]. \quad (2.24)$$

Если  $-\lg z_x \geq 0,7$ , то плотность пара вычисляется по формуле:

$$\rho_y = \frac{M_y \cdot \Pi \cdot 10^6}{R_0 \cdot T \cdot z_y}, \quad (2.25)$$

где  $z_y$  – коэффициент сжимаемости пара, предварительно рассчитываемый по формулам:

$$z_y = 1 - 10^{\lg(1 - z_y)}; \quad (2.26)$$

$$\lg(1 - z_y) = 0,254 + 0,094 \cdot \lg A_x + (0,705 - 0,0668 \cdot \lg A_x) \cdot \lg z_x. \quad (2.27)$$

Для случаев перегретого пара (например, колонна с критическими компонентами) плотность определяется по формуле:

$$\rho_y = M_y \cdot 10^3 / v_y, \quad (2.28)$$

где  $v_y$  – удельный объем паровой фазы, см<sup>3</sup>/моль, определяемый из обобщенного уравнения состояния Редлиха-Квонга [3, 8]:

$$v_y = b + (10^{-3} \cdot R_0) \cdot T / \{ \Pi + a / [T^{0,5} v_y (v_y + b)] \}; \quad (2.29)$$

$$a = 0,42748 (10^{-3} \cdot R_0)^2 T_{кpy}^{2,5} / P_{кpy}; \quad b = 0,08664 (10^{-3} \cdot R_0) T_{кpy} / P_{кpy}. \quad (2.30)$$

Вязкости паровой и жидкой фаз рассчитывается по методикам [3, 6].

Вязкость паровой фазы при давлении  $\Pi$  и температуре  $T$  равна:

$$\mu_y = \mu + \frac{1,08 \cdot 10^{-7}}{\xi} \cdot [\exp(1,439 \cdot \rho_{пpy}) - \exp(-1,11 \cdot \rho_{пpy}^{1,858})], \quad (2.31)$$

где  $\mu$  – вязкость паров в разреженном состоянии, Па·с;  $\xi$  – вспомогательный параметр;  $\rho_{пpy} = \rho_y / \rho_{кpy}$  – приведенная плотность.

Параметр  $\xi$  равен:

$$\xi = \frac{T_{\text{кру}}^{0,17}}{M_y^{0,5} \cdot (P_{\text{кру}} / 0,10132)^{0,67}}. \quad (2.32)$$

Величина  $\mu$  подсчитывается по формуле:

$$\mu = \mu_{\text{кр}} \cdot \frac{3 \cdot \tau^{1,5}}{1 + 2 \cdot \tau^{0,91}} \quad (2.33)$$

где  $\mu_{\text{кр}}$  – вязкость паров при псевдокритической температуре, Па·с.

Величина  $\mu_{\text{кр}}$  определяется по формуле:

$$\mu_{\text{кр}} = 15,8 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{M_y^{0,5} \cdot P_{\text{кру}}^{0,67}}{T_{\text{кру}}^{0,17}} \quad (2.34)$$

Псевдокритические параметры паровой фазы, мольная масса и плотность паров рассчитываются по формулам (2.1, 2.2).

Вязкость жидкой фазы на линии насыщения при температуре  $T$  равна (Па·с):

$$\mu_x = \nu_x \cdot \rho_x, \quad (2.35)$$

где  $\nu_x$  – кинематический коэффициент вязкости жидкой фазы, м<sup>2</sup>/с.

Величина  $\nu_x$  подсчитывается по формуле:

$$\nu_x = 1,85 \cdot \nu^* \cdot \exp \left( \frac{1}{50} \cdot \frac{U^2 \cdot M_x}{R_0 \cdot T} \right), \quad (2.36)$$

где  $\nu^*$  – вспомогательный параметр, м<sup>2</sup>/с;  $U$  – скорость звука в жидкости, м/с.

Величины  $\nu^*$  и  $U$  определяются по формулам:

$$\nu^* = \left( \frac{k_B \cdot T \cdot U}{\rho_x} \right)^{1/3} \quad (2.37)$$

$$U = 2,1316 \cdot \frac{1}{\tau^2} \cdot \sqrt{\frac{R_0 \cdot T}{M_x}}, \quad (2.38)$$

где  $k_B = 1,38066 \cdot 10^{-23}$  Дж / К – постоянная Больцмана.

Коэффициент поверхностного натяжения жидкой фазы  $\sigma$  рассчитывается по формуле [6] (в Н/м):

$$\sigma = \frac{35 \cdot f_A - 31\sqrt{P}}{f_A + 31\sqrt{P}} \cdot \sigma^*. \quad (2.39)$$

Значения входящих в формулу величин предварительно вычисляются:

$$\begin{aligned}\sigma^* &= \sqrt[3]{k_B \cdot (P_{\text{крх}} \cdot 10^6)^2 T_{\text{крх}}} ; \\ f_A &= 1,027 - 0,17 \cdot \frac{\lg A_x}{1 + 2 \cdot \lg A_x} ; \\ \dot{P} &= \frac{0,665 + 0,055 \cdot (\lg z_x)^2}{(\lg z_x)^2 \cdot (1 - \lg z_x)},\end{aligned}\quad (2.40)$$

где при значении  $-\lg z_x \geq 2$  используется формула:

$$\lg z_x = - \left( \frac{(0,7943 \cdot \tau)^n}{0,6546} + 0,05 \right)^{-1}, \quad (2.41)$$

где  $n = 2,314 (1 - 1/3 \lg A_x)$ ;

при значении  $-\lg z_x < 2$  используется формула:

$$\lg z_x = \lg \frac{\rho_y}{\rho_x}. \quad (2.42)$$

Коэффициент диффузии в бинарной парогазовой смеси, состоящей из компонентов 1 и 2 при низких и умеренных давлениях, рассчитывается по формуле [3, 8] (в м<sup>2</sup>/с):

$$D_y = 1,8826 \cdot 10^{-8} \cdot T^{3/2} [(M_1 + M_2) / M_1 M_2]^{1/2} / (\Pi \sigma_{12}^2 \Omega_D), \quad (2.43)$$

где  $\sigma_{12}$  – характеристическое расстояние, Å;  $\Omega_D$  – интеграл столкновения для диффузии.

Для неполярных веществ величина  $\sigma_{12}$  рассчитывается по формуле:

$$\sigma_{12} = (\sigma_1 + \sigma_2) / 2, \quad (2.44)$$

где  $\sigma_1, \sigma_2$  – параметры потенциалов межмолекулярного взаимодействия Леннарда-Джонса для компонентов смеси.

Интеграл столкновений вычисляется по формуле:

$$\begin{aligned}\Omega_D \equiv \Omega_0 &= \frac{1,06036}{(\tau^*)^{0,15610}} + \frac{0,193}{\exp(0,47635 \tau^*)} + \frac{1,03587}{\exp(1,52996 \tau^*)} + \\ &+ \frac{1,76474}{\exp(3,89411 \tau^*)},\end{aligned}\quad (2.45)$$

где  $\tau^*$  – приведенная температура.

Значение  $\tau^*$  предварительно рассчитывают по формуле:

$$\tau^* = T / (\varepsilon / k_B)_{1,2}, \quad (2.46)$$

где  $(\varepsilon / k_B)_{1,2}$  – характеристическая температура смеси, определяемая по данным для компонентов:

$$(\varepsilon / k_B)_{1,2} = [(\varepsilon / k_B)_1 (\varepsilon / k_B)_2]^{0,5}, \quad (2.47)$$

где  $\varepsilon_1, \varepsilon_2$  – параметры потенциалов межмолекулярного взаимодействия Леннарда-Джонса для компонентов смеси.

Для полярных веществ интеграл столкновений определяется по формуле:

$$\Omega_D = \Omega_0 + 0,19 \delta_{12}^2 / \tau^*, \quad (2.48)$$

где  $\delta_{12}$  – параметр полярности смеси, определяемый по данным для компонентов:

$$\delta_{12} = (\delta_1 \delta_2)^{0,5}, \quad (2.49)$$

где  $\delta_1, \delta_2$  – параметры полярности компонентов, рассчитываемые по формулам:

$$\begin{aligned} \delta &= 1940 \mu_p^2 / v_k T_k; \\ v_k &= 0,285 (1000 v_{kp})^{1,048}, \\ v_{kp} &= M / \rho_{kp}, \end{aligned} \quad (2.50)$$

где  $\mu_p$  – дипольный момент молекулы компонента, Дебай;  $v_k, v_{kp}$  – мольный объем компонента при температуре кипения и критической, соответственно, м<sup>3</sup>/кг.

Характеристическое расстояние  $\sigma_{12}$  определяется по формуле:

$$\sigma_{12} = (\sigma_1 \sigma_2)^{0,5}. \quad (2.51)$$

Характеристическая температура  $(\varepsilon / k_B)_{1,2}$  определяется, как и в предыдущем случае, по формуле (2.47), а параметры компонентов определяются по формуле:

$$\varepsilon / k_B = 1,18 (1 + 1,3 \delta^2) T_k. \quad (2.52)$$

Коэффициент диффузии в бинарной жидкой смеси, состоящей из компонентов 1 и 2, рассчитывается по формуле [3] (в м<sup>2</sup>/с):

$$D_X = (D_{12}^0 \mu_2)^{X_2} (D_{21}^0 \mu_1)^{X_1} / \mu_{12}, \quad (2.53)$$

где  $D_{12}^0, D_{21}^0$  – коэффициенты диффузии в разбавленном растворе компонента 1 в растворителе 2 и наоборот, м<sup>2</sup>/с;  $\mu_1, \mu_2, \mu_{12}$  – коэффициенты динамической вязкости компонентов 1, 2 и их смеси в жидкой фазе при параметрах системы, Па·с.

Значения коэффициентов  $D^0$  рассчитываются по формулам:

$$D_{12}^0 = 7,4 \cdot 10^{-12} (\Theta M_2)^{0,5} T / (\mu_2 v_{k1}^{0,6}); \quad (2.54)$$

$$D_{21}^0 = 7,4 \cdot 10^{-12} (\Theta M_1)^{0,5} T / (\mu_1 v_{k2}^{0,6}), \quad (2.55)$$

где  $\Theta$  – фактор ассоциации растворителя (для воды  $\Theta=2,6$ ; для метанола  $\Theta=1,9$ ; для этанола  $\Theta=1,5$ ; для других жидкостей  $\Theta=1$ ).

Значения вязкости жидкой фазы  $\mu_{12}$  рассчитывается так же, как и компонентов по исходным данным для смеси (формула 2.35).

Энтальпия насыщенной жидкой фазы рассчитывается по формуле:

$$h = C_{po}^t \cdot t, \quad (2.56)$$

где  $C_{po}^t$  – удельная средняя изобарная теплоемкость жидкой фазы в интервале температуры  $\{0 \dots t\}$  °С, кДж/(кмоль·К);  $t$  – текущая температура, при которой определяется энтальпия, °С.

В качестве средней теплоемкости рекомендуется принимать ее среднее арифметическое значение, т. е.:

$$C_{po}^t = [C_p(t=0) + C_p(t)]/2. \quad (2.57)$$

Теплоемкость жидкости на линии насыщения рассчитывается по формуле [6]:

$$C_p = C_p^o + \Delta C_p, \quad (2.58)$$

где  $C_p^o$  – изобарная теплоемкость в состоянии идеального газа, кДж/(кмоль·К);  $\Delta C_p$  – конфигурационная часть изобарной теплоемкости жидкости на линии насыщения, кДж/(кмоль·К).

Величина  $C_p^o$  смеси рассчитывается по значениям  $C_{pi}^o$  компонентов в состоянии идеального газа при расчетной температуре по формуле (2.1).

Теплоемкости компонентов в состоянии идеального газа рассчитываются по индивидуальным значениям их коэффициентов  $A_i, B_i, C_i, D_i$  [3] по формуле (в кДж/(кмоль·К)):

$$C_{pi}^o = (A_i + B_i T + C_i T^2 + D_i T^3) \cdot 4,1868. \quad (2.58)$$

Конфигурационная часть изобарной теплоемкости жидкости (смеси) рассчитывается по формуле [8]:

$$\Delta C_p = -78,4 \cdot \lg A_x + 30,8 \cdot (\lg A_x)^2 - 121,96 \cdot \tau^2 + 202 \cdot \tau^3 + 35,91/\tau. \quad (2.59)$$

При отсутствии данных о коэффициентах уравнения для теплоемкости  $C_{pi}^o$  углеводородов ее значения могут быть рассчитаны по формуле (2.105).

Энтальпия насыщенной паровой фазы рассчитывается по формуле:

$$H = h + L_{исп}, \quad (2.60)$$

где  $h$  – энтальпия насыщенной жидкой фазы того же состава, что и для рассчитываемой паровой фазы при температуре  $t$ , кДж/кмоль;  $L_{\text{исп}}$  – скрытая теплота парообразования (энтальпия испарения) жидкости при той же температуре  $t$ , кДж/кмоль.

Величина  $h$  предварительно рассчитывается, как описано выше (формула 2.56). При этом для расчета принимается  $x \equiv y$ . Теплота испарения определяется по формуле [14]:

$$L_{\text{исп}} = L_{\text{к}} \left( \frac{1 - \tau_{\text{к}}}{1 - \tau_{\text{к}}} \right)^{0,38}, \quad (2.61)$$

где  $L_{\text{к}}$  – теплота парообразования при температуре кипения, кДж/кмоль;  $\tau_{\text{к}} = T_{\text{кк}}/T_{\text{крх}}$  – приведенная температура кипения смеси.

Величина  $L_{\text{к}}$  предварительно рассчитывается по формуле:

$$L_{\text{к}} = \frac{19,68 \cdot T_{\text{крх}} (1 - P_{\text{пр}})^{0,69} \cdot \lg P_{\text{пр}}}{1 - 1/\tau_{\text{к}}}, \quad (2.62)$$

где  $P_{\text{пр}} = P_{\text{к}}/P_{\text{крх}}$  – приведенное давление паров;  $P_{\text{к}}$  – давление насыщенных паров при  $T_{\text{кк}}$  (обычно 0,1013), МПа.

Комплексная проверка описанных методов определения ТФС *смесей индивидуальных веществ* выполнена путем сравнения рассчитанных показателей работы пропановой и изобутановой ректификационных колонн с промышленными аналогами ГФУ и подтвердила их адекватность [10].

## Методы расчета свойств нефтепродуктов

*Нефтепродукты* (природная нефть, газовые конденсаты и продукты их переработки) представляют собой смеси, состоящие в основном из углеводородных компонентов. В состав сырой нефти, по оценкам специалистов, входит более 1000 углеводородов, однако, не все из них удалось идентифицировать.

В настоящее время удается надежно установить покомпонентный состав только бензиновой части нефти, выкипающей при температурах до 200 °С. При этом процедура определения состава такой смеси является весьма трудоемкой, а расчет ее свойств по свойствам компонентов чаще всего – нереализуемым. Поэтому при решении вопросов проектирования процессов и аппаратов нефтепереработки во всех необходимых случаях опытным путем определяют

минимальный объем физико-химических характеристик нефтепродукта для его идентификации как псевдоиндивидуального вещества.

Одним из основных свойств нефти, газоконденсата и их продуктов, по которым определяется направление дальнейшей переработки и производится расчет аппаратуры (в частности, ректификационных колонн), является фракционный состав. Фракционным составом называют зависимость массовой или объемной доли выкипающего продукта от температуры кипения. Фракцией называют часть продукта дистилляции нефти (углеводородного сырья), выкипающего в определенном температурном интервале. Однако для последующих расчетов более удобным является представление фракционного состава в виде графической кривой истинных температур кипения (ИТК). Эта кривая отражает долю выкипевшей массы от начала наблюдения до некоторой температуры. Оба представления фракционного состава связаны между собой следующей зависимостью:

$$x_k^{\text{ИТК}} = \sum_{i=1}^k x_i. \quad (2.63)$$

Следует заметить, что нумерация элементов  $x$  идет с одного, а  $x^{\text{ИТК}}$  – с нуля, причем  $x_0^{\text{ИТК}} = 0$ . Согласно этой формуле, состав бензиновых фракций одного из образцов Западно-Сибирской нефти выглядит в соответствии с данными табл. 2.2 [15] следующим образом (см. рис. 2.1).

Таблица 2.2  
Состав бензиновых фракций Западно-Сибирской нефти

Фракционный состав		ИТК	
Фракция, °С	Массовая доля, %	Температура кипения, °С	Массовая доля, %
		27	0,0
27 – 50	12,9	50	12,9
50 – 70	9,9	70	22,8
70 – 90	10,0	90	32,8
90 – 110	11,9	110	44,7
110 – 140	19,0	140	63,7
140 – 160	13,8	160	77,5
160 – 180	22,5	180	100,0

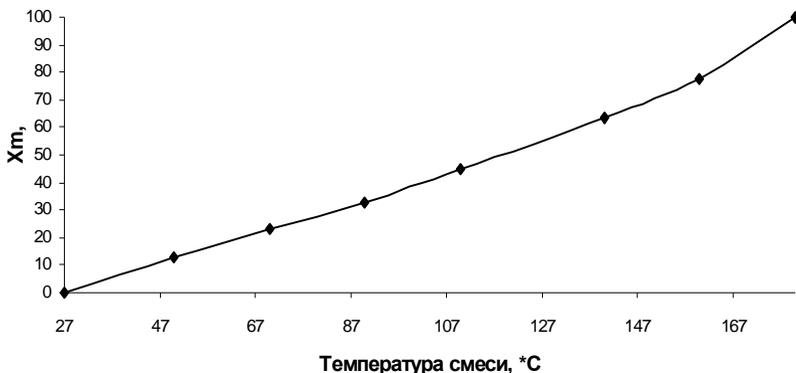


Рис. 2.1. Кривая ИТК бензиновых фракций Западно-Сибирской нефти

Построенная кривая ИТК используется для определения массовой доли выкипевшей смеси при произвольной температуре. Для этого предварительно осуществляется интерполяция этой кривой [16, 17].

Для определения доли вещества, выкипевшего в интервале температур  $t_1...t_2$ , можно использовать формулу:

$$x_{i1}^2 = Y(t_2) - Y(t_1), \quad (2.64)$$

где  $Y(t)$  – функция зависимости доли выкипевшего вещества от начала кипения до температуры  $t$  (рис. 2.1). Эта функция задается в табулированном виде на основе опытных данных (данных разгонки образца). Для вычисления значений функции  $Y(t)$  от произвольного аргумента необходимо ее интерполировать.

Существуют несколько общеизвестных способов интерполяции. Применительно к тематике данной работы рассмотрены [17] два метода: линейная или кусочно-монотонная и интерполяция кубическим сплайном. Первая является более простой по сравнению со второй, но менее точной.

При интерполяции кубическим сплайном каждый отрезок между соседними экспериментальными точками представляется полиномом третьей степени:

$$y = a_i x^3 + b_i x^2 + c_i x + d_i, \quad (2.65)$$

где  $i$  – номер отрезка (нумерация идет с 1);  $a_i$ ,  $b_i$ ,  $c_i$  и  $d_i$  – коэффициенты полинома. Значение  $i$  определяется исходя из условия:

$$x_{i-1} < x < x_i. \quad (2.66)$$

Непрерывное условие построения сплайна – равенство первой и второй производных на стыке соответствующих полиномов. В совокупности с двумя условиями прохождения полинома через граничные точки отрезка получается  $4n - 6$  уравнений, где  $n$  – число точек, через которые проводится сплайн. Общее же число переменных (коэффициентов полиномов) равно  $4n - 4$ . Для получения замкнутой системы уравнений необходимо задать два дополнительных условия. Иногда их называют краевыми.

В качестве таких условий могут выступать значения первой или второй производных на концах интервала интерполяции. Вообще задание краевых условий в значительной степени определяет качество интерполяции. Так, неверно выбранные условия могут дать совершенно неприемлемый вид сплайна.

Качественное задание граничных условий возможно только при известном характере табулированной функции. В общем случае можно провести два полинома третьей степени через первые и последние 4 точки, и в качестве краевых условий принять значение первой производной этих полиномов в соответствующих точках:  $f'_a$  и  $f'_b$ . Получится так называемый сплайн с кубическими концами. В большинстве случаев это дает удовлетворительный результат.

Особо следует остановиться на способе нахождения коэффициентов полиномов. Несложно подсчитать, что размерность матрицы коэффициентов системы при традиционном подходе к решению составит  $4n - 4$ . Для 10 точек это составит 36, то есть матрица будет содержать почти 3000 элементов. Решение ее станет достаточно трудоемкой задачей. Поэтому был разработан особый алгоритм поиска коэффициентов полиномов.

Запишем условие прохождения  $i$ -го полинома через его конечные точки (нумерация точек проводится с 0):

$$a_i x_{i-1}^3 + b_i x_{i-1}^2 + c_i x_{i-1} + d_i = y_{i-1}; \quad (2.67)$$

$$a_i x_i^3 + b_i x_i^2 + c_i x_i + d_i = y_i. \quad (2.68)$$

Из этих уравнений могут быть выражены коэффициенты  $c_i$  и  $d_i$ :

$$d_i = y_i - y_{i-1} - a_i x_i^3 + a_i x_{i-1}^3 - b_i x_i^2 + b_i x_{i-1}^2 - c_i x_{i-1}; \quad (2.69)$$

$$c_i = p_i - a_i m_i - b_i n_i, \quad (2.70)$$

где

$$m_i = x_i - x_{i-1}^2 + x_{i-1} x_i + x_i^2; \quad (2.71)$$

$$n_i = x_i - x_{i-1} + x_i; \quad (2.72)$$

$$p_i = \frac{y_i - y_{i-1}}{x_i - x_{i-1}}. \quad (2.73)$$

Далее обратим внимание на условия, описывающие равенство первой и второй производных на стыке полиномов:

$$3a_i x_i^2 + 2b_i x_i + c_i = 3a_{i+1} x_i^2 + 2b_{i+1} x_i + c_{i+1}; \quad (2.74)$$

$$3a_i x_i + b_i = 3a_{i+1} x_i + b_{i+1}. \quad (2.75)$$

С учетом (2.70) эти уравнения примут следующий вид:

$$a_i(3x_i^2 - m_i) + b_i(2x_i - n_i) + p_i = \\ = a_{i+1}(3x_i^2 - m_{i+1}) + b_{i+1}(2x_i - n_{i+1}) + p_{i+1}; \quad (2.76)$$

$$3a_i x_i + b_i = 3a_{i+1} x_i + b_{i+1}. \quad (2.77)$$

Добавим еще одно уравнение:

$$a_i r_i + b_i s_i = f_i; \quad (2.78)$$

$$a_{i+1} r_{i+1} + b_{i+1} s_{i+1} = f_{i+1}. \quad (2.79)$$

Для самого первого полинома это уравнение определено, поскольку выражает вторую производную, то есть для  $i = 1$ :

$$r_1 = 6x_0^2; s_1 = 2; f_1 = f_a. \quad (2.80)$$

Не вдаваясь в математические выкладки можно выразить коэффициенты  $r$ ,  $s$  и  $f$  для следующего полинома:

$$r_{i+1} = e_i(m_{i+1} - 3x_i^2) - 3x_i; \quad (2.81)$$

$$s_{i+1} = e_i(n_{i+1} - 2x_i) - 1; \quad (2.82)$$

$$f_{i+1} = f_i(g_i e_i - h_i) - e_i(p_{i+1} - p_i), \quad (2.83)$$

где

$$g_i = \frac{3x_i - m_i}{r_i}; h_i = \frac{3x_i}{r_i}; e_i = \frac{1 - s_i h_i}{2x_i - n_i - s_i g_i}. \quad (2.84)$$

Таким образом, последовательно проводя вычисления, можно определить коэффициенты  $r$ ,  $s$  и  $f$  для  $n$ -го, последнего полинома. Если к полученному уравнению добавить второе краевое условие, то образуется замкнутая система из двух уравнений:

$$a_n r_n + b_n s_n = f_n; \quad (2.85)$$

$$3a_n x_n^2 + 2b_n x_n + c_n = f_b. \quad (2.86)$$

С учетом (2.70) получим:

$$a_n r_n + b_n s_n = f_n; \quad (2.87)$$

$$a_n(3x_n^2 - m_n) + b_n(2x_n - n_n) = f_b - p_n. \quad (2.88)$$

Найти решение этой системы достаточно просто:

$$a_n = \frac{f_b - p_n - \frac{f_n}{s_n}(2x_n - n_n)}{3x_n^2 - m_n - \frac{r_n}{s_n}(2x_n - n_n)}; \quad (2.89)$$

$$b_n = \frac{f_n - a_n r_n}{s_n}. \quad (2.90)$$

По известным коэффициентам  $a_n$  и  $b_n$  легко вычислить  $c_n$  и  $d_n$ , используя условия прохождения полинома через концевые точки. Далее в обратном порядке определяются коэффициенты  $i$ -го полинома из условий прохождения его через концевые точки и значения первой и второй производных на стыке с  $i + 1$ -м полиномом, которые к этому моменту уже известны. Следует заметить, что табулировать коэффициенты  $r$ ,  $s$  и  $f$  нет никакой необходимости, так как их значение используется только единожды для каждого полинома. Они используются только для того, чтобы вычислить их следующее значение.

Линейная или кусочно-монотонная интерполяция по сравнению со сплайновой гораздо проще по реализации, но и гораздо менее качественна. Однако ее использование оправдано. Как известно, дифференциал  $dy$  функции ИТК показывает долю вещества, выкипевшего в интервале температур  $x \dots x + dx$ . Значит функция, полученная интерполяцией, не может убывать, то есть условие:

$$\frac{dy}{dx} > 0 \quad (2.91)$$

должно выполняться на всем интервале температур кипения смеси. Интерполяция кубическим сплайном иногда нарушает это условие. В таком случае осуществляется замена соответствующего полинома отрезком прямой линии. Факт нарушения условия (2.91) проверяется следующим образом.

Предварительно вычисляется коэффициент:

$$D = b_i^2 - 3a_i c_i. \quad (2.92)$$

Если  $D < 0$ , условие для данного полинома (2.91) выполняется. В противном случае осуществляется проверка двух дополнительных условий:

$$x_{i-1} < \frac{b_i - \sqrt{D}}{a_i} < x_i; \quad (2.93)$$

$$x_{i-1} < \frac{b_i + \sqrt{D}}{a_i} < x_i. \quad (2.94)$$

Если хотя бы одно из них выполняется, то осуществляется пересчет коэффициентов полинома по следующей схеме:

$$a_i = 0; b_i = 0; \quad c_i = \frac{y_i - y_{i-1}}{x_i - x_{i-1}}, \quad d_i = y_i - c_i x_i. \quad (2.95)$$

Этим достигается замена полинома третьей степени на полином первой степени (прямую линию). Поскольку для ИТК характерно выполнение условия  $x_i < x_{i+1}$  и  $y_i < y_{i+1}$  на всем интервале температур кипения, то условие (2.91) выполняется.

После определения коэффициентов полиномов вычисление функции идет по формуле (2.65) и позволяет найти по формуле (2.64) содержание узких фракций в составе исходного продукта.

Как показал анализ, для проведения расчетов процесса ректификации нефтепродуктов кроме состава исходного сырья предварительно должны быть определены следующие свойства составляющих (фракций или условных компонентов) такой смеси: температура кипения; плотность; мольная масса; псевдокритические свойства; фактор ацентричности; теплофизические свойства.

Опыт исследований и практика расчетов процессов и аппаратов нефтепереработки показали, что для нефтяных фракций в большинстве случаев для их идентификации и последующего вычисления других свойств целесообразно иметь, как и для индивидуальных веществ (см. выше), следующий набор их характеристик: мольная масса  $M$ ; относительная плотность  $\rho_4^{20}$  или  $\rho_4^{70}$  при опорном состоянии (при  $P = 0,1013$  МПа и  $t = 20^\circ\text{C}$  или  $t = 70^\circ\text{C}$ ); показатель преломления для желтой D-линии натрия  $n_D^{20}$  или  $n_D^{70}$  при опорном состоянии (при  $P = 0,1013$  МПа и  $t = 20^\circ\text{C}$  или  $t = 70^\circ\text{C}$ ); температура нормального кипения  $t_k$ ; значения кинематического коэффициента вязкости при двух опорных состояниях –  $\nu$  (при  $P = 0,1013$  МПа и  $t_1 = 0^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 20^\circ\text{C}$  или  $t_1 = 20^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 50^\circ\text{C}$  или других температурах).

Температура кипения нефтепродукта, в отличие от индивидуальных веществ, не является константой и зависит от температур начала  $t_1$  и окончания  $t_2$  выкипания, а также от содержания более узких составных частей. Для продуктов с нешироким интервалом температуры выкипания ( $t_2 - t_1 \leq 10^\circ\text{C}$ ) в качестве  $t_k$  обычно приближенно принимают среднюю арифметическую величину  $t_k = 0,5(t_1 + t_2)$ . Для более широких фракций среднюю температуру кипения нефтепродукта обычно определяют по кривой ИТК как температуру, соответствующую 50% выхода данной фракции (см. выше).

Нефти большинства известных месторождений страны изучены, а данные для построения кривых ИТК (потенциальное содержание фракций в нефтях) приводятся в справочной литературе [18] и публикуются в отраслевой периодической печати.

Исследованиями установлено, что для нефтепродуктов, полученных из одного сырья (нефти, газоконденсата) их свойства закономерно изменяются с изменением температуры кипения, т. е.  $M = f_1(t_k)$ ,  $\rho_4^{20} = f_2(t_k)$  и т. д. Это дало основу для уменьшения числа экспериментальных исследований по определению свойств нефтепродуктов. Для нефтей отечественных месторождений основные физико-химические характеристики были измерены для ряда типовых фракций, распределенных по интервалу их выкипания, и рекомендованы в качестве справочных [18]. Для других фракций, в том числе промежуточных, физико-химические характеристики могут быть определены по их температурам кипения на основе построенных зависимостей  $M = f_1(t_k)$ ,  $\rho_4^{20} = f_2(t_k)$  и т. д. для исследованных фракций.

Если указанная выше методика не может быть реализована, то необходимые данные рассчитываются по приводимым в литературе, а также частично разработанным нами методикам [16, 19].

Плотность нефтепродуктов является функцией фракционного состава и зависит от температуры: понижается с повышением последней. В практике нефтепереработки чаще определяют, как указывалось выше, относительную плотность, которая является безразмерной величиной, показывающей отношение плотности нефтепродукта при температуре  $t_1$  к плотности дистиллированной воды при температуре  $t_2$  (обычно  $4^\circ\text{C}$ ).

Для определения относительной плотности узких бензиновых фракций (интервал  $28\dots 200^\circ\text{C}$ ), выкипающих в пределах температур не более  $25^\circ\text{C}$ , путем обработки опытных литературных данных нами была получена формула [16]:

$$\rho_4^{20} = \frac{0,834t_K}{13,96 + t_K}, \quad (2.96)$$

где  $t_k$  – средняя температура кипения фракции,  $^\circ\text{C}$ .

Экспериментальное определение средней молекулярной массы нефтепродуктов или их узких фракций доступно и целесообразно лишь в исследовательской практике. Поэтому для её определения при расчетах аппаратуры технологических установок рекомендуется пользоваться эмпирическими формулами. Нами использована формула [19]:

$$M = (n_D^{20} - \rho_4^{20}) \cdot \exp(4,5687 + 0,00453 \cdot t_k), \quad (2.97)$$

где  $n_D^{20} = 1,218 + 0,358(\rho_4^{20})^2$  – показатель преломления нефтепродукта, определяемый расчетным способом.

Для определения псевдокритических характеристик необходимо пересчитать относительную плотность фракции (условного компонента)  $\rho_4^{20}$  в плотность  $\rho_{15}^{15}$  по методике, приведенной в [20]:

$$\rho_{15}^{15} = 0,0112 + 0,99167 \rho_4^{20} \quad (2.98)$$

После этого псевдокритические величины с приемлемой долей погрешности для узких фракций могут быть определены по следующим формулам [6, 19, 20]:

$$T_{кр} = 189,83 + 450,6 \rho_{15}^{15} + (0,4244 + 0,1174 \rho_{15}^{15}) T_K + \frac{0,1441 - 1,0069 \rho_{15}^{15}}{T_K \cdot 10^{-5}}, \text{ К}; \quad (2.99)$$

$$\rho_{кр} = 253 \cdot \left( \rho_4^{20} + \frac{0,29315}{1,706 - \frac{43,65}{MR_e}} \right), \text{ кг/м}^3;$$

$$R_e = \frac{(n_D^{20})^2 - 1}{(n_D^{20} + 0,4) \rho_4^{20}}; \quad (2.100)$$

$$P_{кр} = \exp(\alpha - \beta T_K + \gamma T_K^2 - \chi T_K^3), \text{ МПа}; \quad (2.101)$$

$$\alpha = 3,3864 - \frac{0,0566}{\rho_{15}^{15}}; \beta = \left( 0,43639 + \frac{4,1216}{\rho_{15}^{15}} + \frac{0,21343}{(\rho_{15}^{15})^2} \right) \cdot 10^{-3}; \quad (2.102)$$

$$\gamma = \left( 4,7579 + \frac{11,82}{\rho_{15}^{15}} + \frac{1,5302}{(\rho_{15}^{15})^2} \right) \cdot 10^{-7};$$

$$\chi = \left( 2,4505 + \frac{9,901}{(\rho_{15}^{15})^2} \right) \cdot 10^{-10}, \quad (2.103)$$

где  $T_K$  – средняя температура кипения фракции, К; формула для  $\rho_{кр}$  является комбинацией формул Филиппова [6] и [19] для температурных поправок плотности.

Фактор ацентричности рассчитывается по формуле [3]:

$$\omega = \frac{3\tau_k}{7(1-\tau_k)} \lg \frac{P_{кр}}{0,1013} - 1; \tau_k = \frac{T_k}{T_{кр}}. \quad (2.104)$$

Таким образом, необходимый для расчетов процесса ректификации бензиновых фракций массив исходных данных может быть составлен на основе только сведений о разгонке разделяемой смеси.

Для модуля расчета базовых характеристик нефтепродуктов использована интегрированная среда разработки Delphi 4, позволяющая создавать приложения для операционной системы Windows 95 (Standard \*.exe). Пример расчета по данным табл. 2.2 приведен на рис. 2.2.

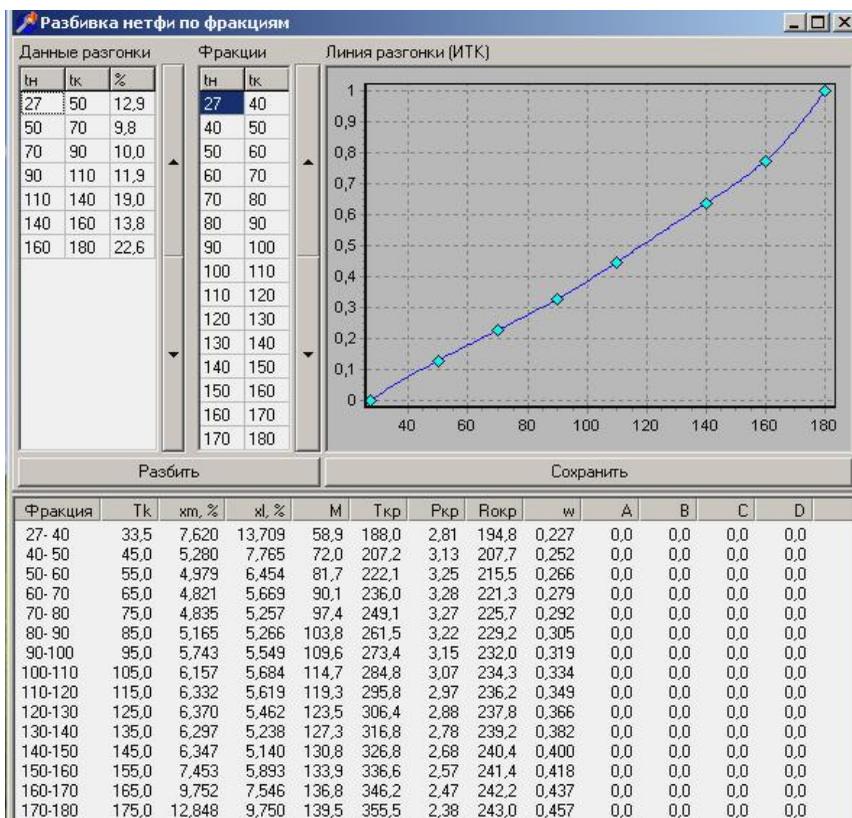


Рис. 2.2. Пример расчета базовых характеристик узких бензиновых фракций Западно-Сибирской нефти

Коэффициенты фазового распределения вычисляются как для идеальных систем ( $P \leq 0,4$  МПа).

Теплофизические свойства (давления насыщенных паров, плотности паровой и жидкой фаз, коэффициенты вязкости и поверхностного натяжения, влияние давления на теплоемкость) вычисляются по мере необходимости аналитическими методами по обобщенным зависимостям, описанным выше для смесей индивидуальных веществ.

Коэффициенты уравнения идеально-газовой теплоемкости в первом приближении могут быть приняты по данным [3] как для углеводородов с близкой температурой кипения.

Для нефтепродуктов более удобно значения  $C_p^0$  рассчитывать по формуле [20] (в кДж/(кг·К)):

$$C_p^0 = -1,3668 + 0,11212 \cdot K - (10,469 - 9,1354 \cdot K + 0,2866 \cdot K^2) \cdot 10^{-4} T - 20,881 \cdot 10^{-7} T^2 - \left[ \left( \frac{12,8}{K} - 1 \right) \cdot \left( \frac{10}{K} - 1 \right) \cdot 100 \right]^2 \cdot [0,35493 - 0,33833 \rho_{15}^{15} - (2.105) - (16,409 - 15,695 \rho_{15}^{15}) \cdot 10^{-4} T + (10,669 - 9,553 \rho_{15}^{15}) \cdot 10^{-7} T^2],$$

где  $T$  – температура, К;  $K$  – характеризующий фактор Ватсона;  $\rho_{15}^{15}$  – относительная плотность при 15 °С.

Характеризующий фактор Ватсона определяется по формуле:

$$K = (1,2251 T_k^{1/3}) / (0,0092 + \rho_4^{20}), \quad (2.106)$$

где  $T_k$  – средняя температура кипения нефтепродукта, К.

Формула (2.105) получена путем обработки опытных данных для индивидуальных углеводородов.

## Литература

1. Комиссаров Ю. А., Гордеев Л. С., Вент Д. П. Основы конструирования и проектирования промышленных аппаратов. – М.: Химия, 1997. – 368 с.
2. Требования к точности определения теплофизических и термодинамических свойств узких фракций при расчетах перегонки и ректификации бензина / Р. Н. Илембитова, М. Л. Креймер, Ф. М. Галиаскаров, Р. М. Рассказова // Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. – Уфа: БашНИИ НП, 1975. – С. 165–168.

3. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.

4. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440 с.

5. Ларкина Н. А., Свидченко А. И. Определение свойств фаз при моделировании ректификации // Сб.: Материалы XXX научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 2003 г. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2004. – Т. 3. – С. 143.

6. Филиппов Л. П. Прогнозирование теплофизических свойств жидкостей и газов. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 168 с.

7. Методы расчета теплофизических свойств газов и жидкостей // ВНИПНефть, ТДЦ В/О Нефтехим – М.: Химия, 1974. – 248 с.

8. Морачевский А. Г., Сладков И. Б. Физико-химические свойства молекулярных неорганических соединений (экспериментальные данные и методы расчета): справ. изд. – СПб.: Химия, 1996. – 312 с.

9. Свидченко А. И. Теплофизические аспекты расчета ректификации // Тезисы докладов XXVI научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1995 г., посвященной 25-летию создания СтГТУ. – Ставрополь: СтГТУ, 1996. – Т. III. – С. 29.

10. Свидченко А. И., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – 85 с.

11. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: в 2-х ч. Ч. 2. – М.: Мир, 1989. – 360 с.

12. О применимости законов идеальных газов к расчетам фазового равновесия нефтяных смесей при умеренных давлениях / Р. Н. Илембитова, М. Л. Креймер, Ф. М. Галиаскаров и др. // Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. – Уфа: БашНИИ НП, 1975. – С. 161–164.

13. Viswanath D. S., Kuloor N. R. // J. Chem. and Eng. Data. – 1966. – V. 11. – № 1. – P. 69–72; № 4. – P. 544.

14. Мановян А. К., Тараканов Г. В. Расчет физико-химических свойств и первичная дистилляция нефти. – Астрахань: АГТУ, 1998. – 136 с.

15. О подготовке данных к моделированию ректификации нефтепродуктов / И. А. Качик, К. В. Татарин, В. С. Стригин, А. И. Свид-

ченко // Материалы XXXI научно-технической конференции СевКавГТУ. Ч. 1. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2001. – С. 65.

16.Стригин В. С., Свидченко А. И. Интерполяция фракционного состава нефтепродуктов // Материалы V региональной научно-технической конференции. Технические и прикладные науки. Ч. 2. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2001. – С. 46.

17.Рудин М. Г. Карманный справочник нефтепереработчика. – Л.: Химия, 1989. – 464 с.

18.Свидченко А. И., Григорьев Б. А. К расчету температурных поправок плотности жидких нефтей и нефтепродуктов // Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов, 1978. – № 8. – С. 20–21.

19.Шеломенцев А. М. Расчет теплофизических свойств нефтепродуктов. – М.: Изд. Стандартов, 1985. – 76 с.

### ГЛАВА 3

## ПОДСИСТЕМА КОНСТРУКЦИОННОГО СОПРОВОЖДЕНИЯ МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ РЕКТИФИКАЦИИ

В рамках системного подхода данная подсистема соответствует базе данных «Оборудование».

При создании математических моделей массообменных колонн химических производств для ректификации и абсорбции требуется значительный объем разнородных справочных данных, связанных с конструированием аппаратов. В частности, в практике расчетов перепада давления, величины уноса жидкости, к.п.д. и других показателей контактных тарелок используются такие их конструктивные параметры, как периметр слива  $P_{сл}$ , площадь рабочего сечения  $F_p$ , доля свободного сечения  $F_0$ , длина пути жидкости и др.

При определении диаметра колонного аппарата используются данные не только стандартного ряда внутренних диаметров сосудов и аппаратов, но и данные ряда межтарельчатых расстояний. При расчете диаметров штуцеров основных технологических потоков используется ряд условных диаметров  $D_y$ . С учетом значительного разнообразия типоразмеров используемых в промышленности диаметров колонн, тарелок и расстояний между ними массив справочных, обычно табулированных, величин для баз данных многократно возрастает.

В ряде случаев справочная информация представлена в графической форме. При этом увеличивается объем пассивной памяти ЭВМ и трудозатраты на подготовку необходимых входных параметров, используемых в расчете. В то же время анализ многовариантных схем разделения промышленных смесей возможен только при использовании автоматизированных методов. Преодоление отмеченных недостатков видится, как отмечалось в главе 1, в максимально возможном преобразовании предназначенной для хранения в памяти ЭВМ справочной информации из табличной или графической формы в аналитическую.

В рамках создаваемых моделей ректификации нами проведена работа по обобщению характеристик ряда наиболее применяемых типовых промышленных тарелок (изготавливаемых согласно отрас-

левым стандартам) и разработаны рекомендации к их определению расчетным путем [1, 2]. Перечень модификаций рассмотренных тарелок, число потоков жидкости на них, интервалы стандартных диаметров перечислены в табл. 3.1, а их характеристики приняты по данным [3–5].

Таблица 3.1

Краткая характеристика некоторых видов типовых тарелок

№ типа тарелок	Обозначение тарелок	Число потоков	Интервалы диаметров $D_k$ , м
Колпачковые			
1	ТСК-1	1	0,4...1
2	ТСК-Р	1	1...3,6
3	ТСК-РЦ / РБ <sup>*)</sup>	2	1,4...4
Клапанные (модификация А)			
4	ТКП-1	1	1...4
5	ТКП-2	2	1,4...8
с S-образными элементами			
6	TS-1	1	1...4
7	TS-2	2	1,6...8
Ситчатые с переливами			
8	ТС	1	0,4...1
9	ТС-Р	1	1,2...3,6
10	ТС-Р2	1	1,2...3,6
11	ТС-РЦ / РБ <sup>*)</sup>	2	1,4...3,6
Ситчатые с отбойными элементами (модификация Б)			
12	ТСО-1	1	1,2...4
13	ТСО-2	2	2,4...4
Решетчатые провальные			
14	ТСР	–	0,4...0,8
15	ТР	–	1...3

<sup>\*)</sup> Ц – центральный слив; Б – боковые сливы

Для обобщения значений  $\Pi_{\text{сл}}$ ,  $F_p$  и  $F_0$  тарелок анализировали их однопараметрические зависимости от диаметров колонны (тарелок)  $D_k$  (см. рис. 3.1).

Было установлено, что доля свободного сечения ситчатых тарелок зависит также от диаметра отверстий  $d_0$  и шага между отверстиями  $t$  (рис. 3.2).

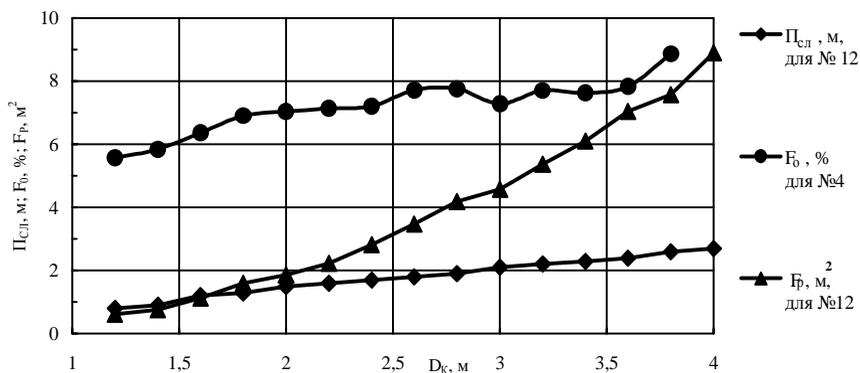


Рис. 3.1. Зависимости характеристик тарелок от их диаметра

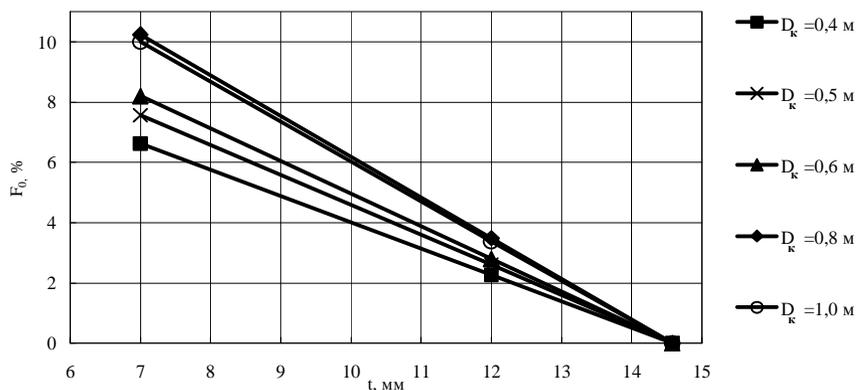


Рис. 3.2. Зависимость  $F_0 = f(t)$  для ситчатых тарелок ТС  $d_0 = 3$  мм

Для фиксированных значений диаметров тарелок и отверстий  $d_0$  линии  $F_0$  представляют собой пучок сходящихся в полюсе  $t_p$  прямых. Найденные обработкой значения  $t_p$  для всех разновидностей ситчатых тарелок обобщены в зависимости от диаметра отверстий

прямыми линиями (рис. 3.3) и используются в расчетных формулах для  $F_0$ . Значения углов наклона  $\gamma = f(D_K, d_0)$  прямых  $F_0-t$  обобщить не удалось, в связи с чем они табулированы.

Сводка формул, полученных по методу наименьших квадратов и рекомендуемых для расчетов основных характеристик тарелок, приведена ниже, а их коэффициенты – в табл. 3.2, 3.3:

$$P_{\text{сл}} = a_0 + a_1 \cdot D_K, \text{ м}; \quad (3.1)$$

$$F_p = [b \cdot \exp(c \cdot \ln D_K)]^n, \text{ м}^2; \quad (3.2)$$

$$F_p = [0,847 + 0,965 \ln D_K - 0,094 (\ln D_K)^2 - 0,457 (\ln D_K)^3]^2, \text{ м}^2; \quad (3.3)$$

$$F_p = [b (\ln D_K)^c]^n, \text{ м}^2; \quad (3.4)$$

$$F_0 = e_0 + e_1 \cdot D_K + e_2 \cdot D_K^2 + e_3 \cdot D_K^3, \text{ \%}; \quad (3.5)$$

$$F_0 = (e_0 + e_1 \cdot d_0 - t) \cdot \gamma_{D_K, d_0}, \text{ \%}, \quad (3.6)$$

где  $D_K$  – в м,  $d_0$  – в мм,  $t$  – в мм; значения  $\gamma_{D_K, d_0}$  приведены в табл. 3.4.

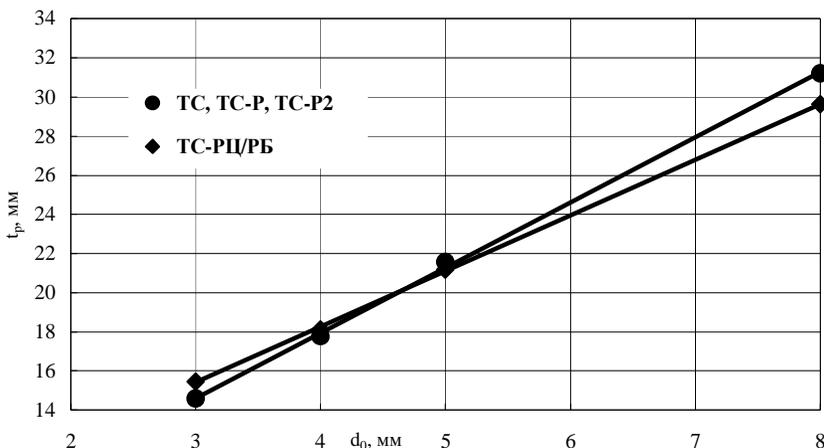


Рис. 3.3. Зависимость  $t_p = f(d_0)$  для ситчатых тарелок

Таблица 3.2

Коэффициенты формул (3.1, 3.2, 3.4) для  $P_{\text{сл}}$  и  $F_p$

№ типа тарелки	$a_0$	$a_1$	$b$	$c$	$n$
1;2 при $D_K \leq 1,2$ м	0,0695	0,6452	по формуле (3.3)		
2 при $D_K > 1,2$ м	-0,05848	0,7888	0,396	3,883	0,5
3, Ц	-0,476	2,0114	0,321	4,062	0,5
3, Б	-0,04802	1,3324			

4	0,0136	0,7921	0,315	4,005	0,5
5	0,0798	1,3075	0,245	4,142	0,5
6	-0,01708	0,7375	0,266	4,145	0,5
7	-0,0806	1,382	0,148	4,383	0,5
8	0,0695	0,6452	по формуле (3.3)		
9	0	0,575	0,494	4,014	0,5
10	-0,2	0,9153	0,352	3,67	0,5
11, Ц	-0,476	2,0114	0,32	4,064	0,5
11, Б	-0,04802	1,3324			
12	0,0914	0,6571	0,396	2,241	1
13	-0,44	1,45	1,379 <sup>*)</sup>	0,984 <sup>*)</sup>	3 <sup>*)</sup>

<sup>\*)</sup> Для формулы (3.4)

Таблица 3.3

Коэффициенты формул (3.5, 3.6) для  $F_0$

№ типа тарелки	$e_0$	$e_1$	$e_2$	$e_3$
1, 2 при $D_K \leq 1,2$ м	5,464	5,0365	0	0
2 при $D_K > 1,2$ м	8,324	1,6136	0	0
3	6,049	1,941	0	0
4 при $t_K = 50$ мм	-6,7355	21,062	-6,8544	0,7547
$t_K = 75$ мм	-4,4234	13,6324	-4,3354	0,4668
$t_K = 100$ мм	-0,6169	7,6532	-2,4885	0,2839
5 при $t_K = 50$ мм	-1,3902	6,8552	-0,9943	0,05148
$t_K = 75$ мм	0,9083	3,2181	-0,3513	0,01403
$t_K = 100$ мм	0,8826	2,5254	-0,3144	0,0141
6	10,47	0,349	0	0
7	5,608	1,942	-0,2163	0,00787
8,9,10	4,601 <sup>*)</sup>	3,336 <sup>*)</sup>	—	—
11	6,873 <sup>*)</sup>	2,846 <sup>*)</sup>	—	—
12	9,056	1,8196	0	0
13	4,4856	2,3083	0	0

<sup>\*)</sup> Для формулы (3.6).  $t_K$  – шаг между клапанами

Таблица 3.4

Значения  $\gamma_{D_k, d_0}$  ситчатых тарелок

$D_k, \text{ м}$	Диаметр отверстий $d_0, \text{ мм}$			
	3	4	5	8
	шаг $t$ (через 1 мм), мм			
	7–12	8–15	10–18	16–25
ТС (№ 8)				
0,4	0,872	0,934	0,79	0,6
0,5	0,99	1,053	0,89	0,676
0,6	1,08	1,143	0,967	0,733
0,8	1,352	1,434	1,2	0,922
1	1,32	1,391	1,175	0,894
ТС-Р (№ 9)				
1,2	1,13	1,139	0,963	0,733
1,4	1,25	1,42	1,2	0,91
1,6	1,364	1,52	1,285	0,982
1,8	1,82	1,923	1,625	1,234
2	1,53	1,614	1,364	1,034
2,2	1,764	1,831	1,547	1,176
2,4	1,464	1,573	1,335	1,013
2,6	1,606	1,71	1,425	1,099
2,8	1,81	1,903	1,609	1,222
3	1,646	1,753	1,481	1,127
ТС-Р (№ 9 – продолжение)				
3,2	1,716	1,811	1,531	1,163
3,4	1,566	1,67	1,412	1,073
3,6	1,57	1,657	1,4	1,062
ТС-Р (№ 9 – продолжение)				
ТС-Р (№ 9 – продолжение)				
1,2	1,01	1,061	0,894	0,68
1,4	1,054	1,319	1,114	0,846
1,6	1,36	1,446	1,222	0,929

$D_k, \text{ м}$	Диаметр отверстий $d_0, \text{ мм}$			
	3	4	5	8
	шаг $t$ (через 1 мм), мм			
	7–12	8–15	10–18	16–25
ТС-Р2 (№ 10)				
1,8	1,74	1,837	1,554	1,178
2	1,084	1,176	0,995	0,759
2,2	1,044	1,091	0,923	0,703
2,4	1,216	1,273	1,081	0,821
2,6	0,984	1,071	0,906	0,691
2,8	1,022	1,073	0,905	0,687
3	0,726	0,769	0,644	0,493
3,2	1,148	1,204	1,019	0,772
3,4	1,216	1,277	1,081	0,819
3,6	1,072	1,139	0,963	0,731
Т-РЦ / РБ (№ 11)				
1,4	1,096	0,917	0,83	0,5
1,6	1,202	1,006	0,911	0,548
1,8	1,416	1,184	1,073	0,647
2	1,488	1,244	1,127	0,679
2,2	1,55	1,297	1,175	0,707
Т-РЦ / РБ (№ 11 – продолжение)				
2,4	1,684	1,409	1,276	0,769
2,6	1,594	1,333	1,208	0,728
2,8	1,708	1,429	1,294	0,779
3	1,45	1,2	1,08	0,65
3,2	1,5	1,254	1,136	0,684
3,4	1,41	1,18	1,06	0,62
3,6	1,588	1,33	1,205	0,727

Результаты проверки применения вышеприведенных формул представлены в табл. 3.5 и показывают в целом удовлетворительные результаты.

Таблица 3.5

Результаты проверки формул для расчета характеристик тарелок

№ типа	Ошибка расчета, % <sup>*)</sup>					
	P <sub>сл</sub>		F <sub>p</sub>		F <sub>0</sub>	
	δ <sub>макс</sub>	δ <sub>ср</sub>	δ <sub>макс</sub>	δ <sub>ср</sub>	δ <sub>макс</sub>	δ <sub>ср</sub>
1	9,3	3,8	8,9	4,7	17,8	8,8
2	7,5	3,6	6,4	3,3	8,8	4,1
3	11,5	2,7	7,4	4,5	6,8	2,2
4	5,7	0,9	2,3	0,9	7,0	2,1
5	3,9	1,6	4,8	1,9	14,5	4,2
6	2,9	1,4	2,6	1,3	1,5	0,8
7	6,9	3,1	7,8	3,2	4,2	1,7
8	9,3	3,8	8,9	4,7	8,4	2,7
9	15,7	4,8	4,4	1,2	11,8	2,8
10	4,8	1,9	7,5	2,7	14,9	2,9
11	11,7	3,0	7,4	4,5	4,4	1,4
12	12,4	3,2	9,3	2,6	5,3	2,4
13	11,0	4,6	9,9	4,4	11,4	5,1

\*\*)  $\delta = (P_{\text{сл}}^{\text{расч}} - P_{\text{сл}}) / P_{\text{сл}} \cdot 100, \%$  (аналогично для F<sub>p</sub> и F<sub>0</sub>), где индекс «расч» относится к рассчитанным по формулам (3.1–3.6) значениям соответствующих величин.

Число значений, превышающих δ<sub>макс</sub> = 10 % составляет 15 для всего массива характеристик тарелок. Наибольшее влияние на ошибку расчета перепада давления у потока паров на тарелке δΔP оказывает погрешность вычисления F<sub>0</sub>. Как показали оценки, для наиболее неблагоприятных условий δΔP < 20 %. Влияние ошибок вычисления P<sub>сл</sub>, F<sub>p</sub> на показатели гидравлического расчета тарелок существенно ниже.

В результате выполненной работы в аналитической форме представлены характеристики типовых тарелок, используемых при проектировании массообменных колонн. Полученные формулы апробированы и использованы нами в методике расчета процесса ректификации [6–8].

При конструировании новых массообменных тарелок следует стремиться к тому, чтобы характеристики их типоразмерных рядов могли быть описаны уже на стадии разработки в аналитической форме с достаточной для практических расчетов точностью и включены в информационную базу без дополнительной обработки.

Характеристики решетчатых тарелок аналитическому обобщению не подлежат ввиду их структуры и отсутствия корреляционных зависимостей, в связи с чем включены в базу данных без дополнительной обработки и приведены в Приложении Б (таблица ПБ.1).

Для диаметра колонны используются данные стандартного ряда (в м):

0,4 0,5 0,6 0,8 1 1,2 1,4 1,6 1,8 2,0 2,2 2,4 2,6 2,8  
3 3,2 3,4 3,6 3,8 4 4,5 5 5,6 6,3 7,5 8 8,5 9

Расстояние между тарелками выбирается из следующего ряда (в м):

0,3 0,35 0,4 0,45 0,5 0,6 0,7 0,8 0,9 1.

Диаметры штуцеров принимаются из стандартных значений ряда  $D_y$  (в мм):

50 65 80 100 125 200 250 300 350 400 500 600

Длина пути жидкости на тарелке  $l_{ж}$  принимается приближенно равной:

$$\begin{aligned} \text{для однопоточной тарелки } (z = 1) &\rightarrow 0,6 \cdot D_k; \\ \text{для двухпоточной тарелки } (z = 2) &\rightarrow 0,35 \cdot D_k. \end{aligned} \quad (3.7)$$

Средняя ширина потока жидкости на тарелке  $l_{cp}$  рассчитывается по приближенной формуле:

$$l_{cp} = F_p / (z \cdot l_{ж}), \quad (3.8)$$

где  $z$  – число потоков жидкости на тарелке.

Некоторые другие конструктивные показатели тарелок представлены непосредственно по ходу описания гидравлического расчета (см. главу 5).

## Литература

1. Свидченко Е. А., Акулов Д. И., Свидченко А. И. Расчет характеристик массообменных тарелок // Тезисы докладов XXVI научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-

преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1995 г., посвященной 25-летию создания СтГТУ. – Ставрополь: СтГТУ, 1996. – Т. III. – С. 30.

2. Свидченко А. И., Свидченко Е. А. Аналитическое представление конструктивных параметров массообменных тарелок // Сборник научных трудов. Серия «Естественнонаучная». Вып. 5. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – С. 49–52.

3. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. – М.: Химия, 1991. – 396 с.

4. Справочник нефтепереработчика / под ред. Г. А. Ластовкина, Е. Д. Радченко, М. Г. Рудина. – Л.: Химия, 1986. – 648 с.

5. Альперт Л. З. Основы проектирования химических установок. – М.: Высш. шк., 1982. – 304 с.

6. Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Выделение диметилэтилкарбинола из продуктов реакции ацетилен с ацетоном // Материалы XXVIII научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – Т. III. – С. 46.

7. Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Технология выделения диметилэтилкарбинола // Материалы региональной научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – С. 90.

8. Свидченко А. И., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – 85 с.

## ГЛАВА 4

# ПОДСИСТЕМА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО СОПРОВОЖДЕНИЯ МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ РЕКТИФИКАЦИИ

В рамках системного подхода данная подсистема соответствует базе данных «Технологические решения».

**К.П.Д. тарелок.** Одной из проблем, возникающих при моделировании и расчете процесса ректификации, является *выбор достоверных данных о к.п.д. тарелок*  $\eta$ . Наиболее известные методы прогнозирования  $\eta$  – использование показателей работы промышленных колонн, относительно простых обобщенных и частных графических зависимостей вида:

$$\eta = f(\alpha, \mu_x) \text{ и } \eta_i = f_i(F_s = w_y \cdot \rho_y^{0,5}), \quad (4.1)$$

где  $w_y$  – скорость паров в свободном сечении;  $i$  – вид тарелки), или их аппроксимаций, эмпирических формул для отдельных видов тарелок, включающих ограниченное число влияющих параметров. При этом обычно оперируют средним к.п.д. для колонны в целом, который не учитывает всех особенностей массопередачи при переходе от тарелки к тарелке.

Проблема выбора данных к.п.д. тарелок решалась нами в несколько этапов по мере изучения и анализа данного вопроса.

*На первом этапе* были получены аналитические описания графических зависимостей  $\eta_i = f_i(F_s)$  для тарелок наиболее часто применяемых конструкций (метод №1): колпачковых, клапанных, с S-образными элементами, ситчатых, решетчатых [1]. В качестве исходных величин использованы сравнительные графические данные [2, 3], приведенные на рис. 4.1. Аппроксимация данных выполнена по методу наименьших квадратов в виде степенного многочлена:

$$\eta_i = a_0 + a_1 F_s + a_2 F_s^2 + a_3 F_s^3 + a_4 F_s^4. \quad (4.2)$$

Коэффициенты вышеприведенной формулы для шести типов промышленных тарелок, а также результаты ее проверки приведены в табл. 4.1. Полученные формулы для к.п.д. тарелок использованы нами при создании методики расчета ректификации бинарных смесей [4, 5], а также при проектировании ряда промышленных колонн [6, 7].

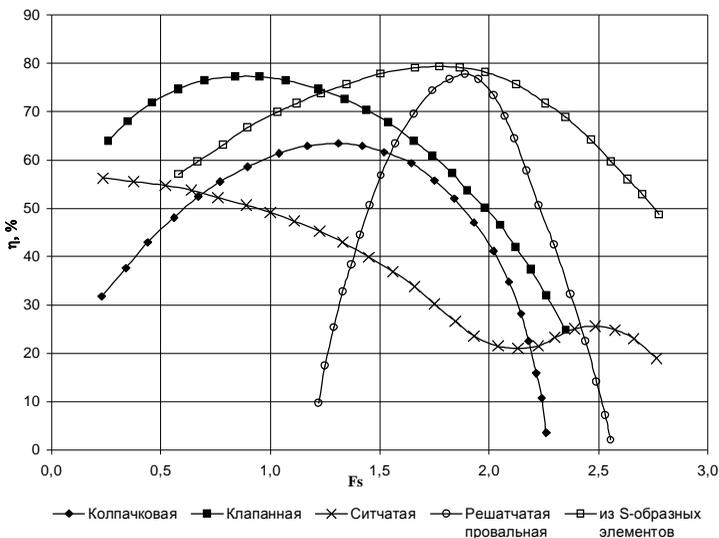


Рис. 4.1. Сравнительные данные по эффективности тарелок различных конструкций [2, 3]

Таблица 4.1

Результаты проверки формул для расчета к. п. д. тарелок

Тип тарелок	Коэффициенты формулы (4.2) для к. п. д. тарелок $\eta_i = f_i(F_s)$					Ошибка расчета к. п. д., %	
	$a_0$	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$	$\delta_{\max}^{*)}$	$\pm\delta_{\text{ср}}^{*)}$
Колпачковые	0,5394	0,6262	-0,6306	0,355	-0,0877	0,8	0,5
Клапанные	0,79	0,1834	-0,0782	-0,01301	0	0,03	0,01
С S-образными элементами	0,4197	0,333	0,01284	-0,044	0	0,7	0,4
Ситчатые с переливами	0,7533	0,09595	-0,1189	0,01808	0	0,7	0,4
Ситчатые с отбойными элементами	0,5394	0,6262	-0,6306	0,355	-0,0877	0,8	0,5
Решетчатые	0,79	0,1834	-0,0782	-0,01301	0	0,03	0,01

\*)  $\delta_{\max}$ ,  $\delta_{\text{ср}}$  — максимальная и средняя ошибки расчета к.п.д.

На втором этапе использовали эмпирическую формулу (метод №2) для расчета среднего к.п.д. колпачковых тарелок  $\eta_{\text{кол}}$  [3, 8]:

$$\eta_{\text{кол}} = 0,541 \cdot (10^3 \cdot \mu_x \cdot \alpha')^{-0,246} \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^{0,295} \cdot 10^{-0,06+0,3 \cdot h_{\text{гб}}}, \quad (4.3)$$

где  $\mu_x$  – вязкость сырья (жидкости);  $L$  и  $G$  – расходы жидкости и пара на тарелке, кмоль / ч;  $h_{\text{гб}}$  – уровень жидкости над средней линией прорези (глубина барботажа) м;  $\alpha'$  – коэффициент относительной летучести, определяемый по формуле:

$$\alpha' = \frac{\sum_{i=1}^n k_i \cdot y_i}{\sum_{i=1}^n k_i \cdot x_i}, \quad (4.4)$$

где  $k_i$  – константы фазового равновесия компонентов;  $y_i$ ,  $x_i$  – составы паровой и жидкой фаз на тарелке;  $i = \overline{1, n}$  – номер компонента;  $n$  – число компонентов разделяемой смеси.

Глубина барботажа рассчитывается по формуле [9] (в м):

$$h_{\text{гб}} = \frac{0,7 \cdot (\Pi \cdot 10^6)^{0,35}}{\rho_x}, \quad (4.5)$$

где  $\Pi$  – давление на тарелке, Па;  $\rho_x$  – плотность жидкости на тарелке, кг/м<sup>3</sup>.

Нами показана [10] возможность расчета к.п.д. тарелок и других типов  $\eta_{\text{тар}}$  путем сравнения эффективности их работы с к.п.д. колпачковых тарелок на основе данных рис. 4.1. При этом, в качестве эталона для сравнения, используются значений  $\eta_{\text{кол}}$ , предварительно определяемые по эмпирической формуле (4.2). К.п.д. клапанных тарелок, с S-образными элементами, ситчатых, ситчатых с отбойниками и решетчатых определяются по формуле:

$$\eta_{\text{тар}} = k_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{кол}}, \quad (4.6)$$

где  $k_{\text{пер}}$  – коэффициент перехода от к.п.д. эталонных (колпачковых) тарелок к к.п.д. тарелок других типов.

Коэффициент перехода  $k_{\text{пер}}$  предварительно рассчитывается на основе частных зависимостей  $\eta_i$  промышленных тарелок от параметра  $F_s$  по формуле:

$$k_{\text{пер}} = \eta_i (F_s) / \eta_{\text{э}} (F_s), \quad (4.7)$$

где индекс «i» обозначает виды тарелок: клапанных, с S-образными элементами, ситчатых, ситчатых с отбойниками, решетчатых; индекс «э» относится к колпачковым тарелкам.

Значения к.п.д. i-ой и эталонной (колпачковой) тарелок определяются по формуле (4.2) с коэффициентами, приведенными в табл. 4.1.

Предложенный метод расчета к.п.д. вышеперечисленных типов тарелок использован нами при создании методики расчета ректификации многокомпонентных смесей [11].

На третьем этапе рассмотрена возможность использования теоретически обоснованного метода [8, 12, 13], позволяющего прогнозировать с высокой надежностью к.п.д. колпачковых тарелок при разделении *бинарной смеси* (метод № 3). Этот метод более полно учитывает факторы, определяющие массоперенос на тарелке, в том числе: конструктивные факторы, локальную эффективность, время пребывания жидкости на тарелке, продольное перемешивание жидкой фазы, фактор массопередачи. В отличие от других методов по уравнению Кольборна вводится поправка на влияние межтарельчатого уноса.

При построении математической модели для этого метода расчета к.п.д. тарелок использованы [12]:

- приближение прямолинейной равновесной зависимости  $y = f(x)$  между паровой и жидкой фазами;
- модель идеального вытеснения для паровой фазы;
- неизменность соотношений между к.п.д. эталонной тарелки и тарелок других типов при переходе от одной пары разделяемых веществ к другой (рис. 4.1).

К.п.д. колпачковых (эталонных) тарелок рассчитывают из уравнения Льюиса [3]:

$$\eta_0 = \ln [1 + E_y (mG / L - 1)] / \ln (mG / L), \quad (4.8)$$

где  $E_y$  – эффективность тарелки по Мэрффри с учетом уноса жидкости парами;  $mG / L$  – фактор массопередачи;  $m$  – угол наклона линии фазового равновесия.

Угол наклона линии парожидкого равновесия определяют по выражению [8]:

$$m = \alpha / [1 + (\alpha - 1) x]^2. \quad (4.9)$$

Эффективность тарелки с учетом уноса определяется по уравнению Кольборна [12, 13]:

$$E_y = E_{my} / (1 + e_y \cdot E_{my}), \quad (4.10)$$

где  $E_{my}$  – эффективность тарелки по Мэрффри;  $e_y$  – величина уноса жидкости в долях от расхода жидкой фазы на тарелке, кмоль / (кмоль ж).

Значение  $E_{my}$  определяется по формуле:

$$E_{my} = E_0 \left\{ \frac{1 - \exp(-\lambda)}{\lambda (1 + \lambda / \eta_0)} + \frac{\exp(\eta_0 - 1)}{\eta_0 (1 + \eta_0 / \lambda)} \right\}, \quad (4.11)$$

где  $E_0$  – локальная эффективность массопередачи на тарелке;  $\eta_0, \lambda$  – коэффициенты, определяемые по формулам:

$$\eta_0 = (Pe_x / 2) \{ [1 + (4 E_0 / Pe_x) mG / L]^{0.5} - 1 \}; \quad (4.12)$$

$$\lambda = \eta_0 + Pe_x, \quad (4.13)$$

где  $Pe_x$  – критерий Пекле для продольного перемешивания.

Локальная эффективность определяется по выражению:

$$E_0 = 1 - \exp(-n_{0y}), \quad (4.14)$$

где  $n_{0y}$  – число единиц переноса на тарелке.

Критерий Пекле вычисляется по формуле:

$$Pe_x = l_{ж}^2 / (E_x \cdot \tau), \quad (4.15)$$

где  $E_x$  – коэффициент продольного перемешивания в жидкой фазе, м<sup>2</sup>/с;  $\tau$  – среднее время пребывания жидкости на тарелке, с.

Составляющие вышеприведенных формул предварительно вычисляются из приводимых ниже выражений:

$$n_{0y} = [1 / n_y + mG / (L n_x)]^{-1}; \quad (4.16)$$

$$\tau = F_p h_0 / V_x;$$

$$E_x = (0,00378 + 0,0171 w_y + 3,68 V_x / l_{cp} + 0,18 h_n)^2,$$

где  $n_y, n_x$  – числа единиц переноса в паровой и жидкой фазах, соответственно;  $h_0$  – высота запаса жидкости на тарелке, м;  $V_x$  – объемный расход жидкости на тарелке, м<sup>3</sup>/с;  $w_y$  – скорость паров в рабочем сечении тарелки, м/с;  $h_n$  – высота перелива, м.

Перечисленные выше величины рассчитываются, в свою очередь, из формул:

$$n_y = [0,776 + 4,63 h_n - 0,238 w_y (\rho_y)^{0.5} + 105 V_x / l_{cp}] \cdot (Pr'_y)^{-0.5}; \quad (4.17)$$

$$n_x = 2,03 \cdot 10^4 (D_x)^{0.5} [0,21 w_y (\rho_y)^{0.5} + 0,15] \tau; \quad (4.18)$$

$$h_0 = 0,042 + 0,19 h_n - 0,0135 w_y (\rho_y)^{0.5} + 2,4 V_x / l_{cp}; \quad (4.19)$$

$$V_x = L M_x / (3600 \rho_x); \quad (4.20)$$

$$w_y = 4 G M_y / (3600 \rho_y F_p), \quad (4.21)$$

где  $Pr'_y$  – диффузионный критерий Прандтля для паровой фазы.

Критерий Прандтля вычисляется по формуле:

$$Pr'_y = \mu_y / (\rho_y D_y). \quad (4.22)$$

Необходимые для расчета к.п.д. колпачковых тарелок физико-химические и теплофизические величины определяются по методикам главы 2, конструктивные характеристики тарелок – по данным главы 3. Высота перелива на тарелке принимается равной высоте сливного порога и определяется, как описано в гидравлическом расчете колпачковых тарелок (см. главу 5). Величина уноса жидкости на тарелке, расходы потоков относятся к технологическим показателям процесса ректификации. Их определение описано также в главе 5.

К. п. д. тарелок других типов предлагается рассчитывать, как и ранее, по формулам (4.6, 4.7).

Переход от рассчитанных значений к.п.д. для бинарной ректификации к значениям к.п.д. многокомпонентной осуществляется путем попарного перебора всех компонентов разделяемой смеси и составления матрицы эффективностей для конкретной тарелки.

Рассмотренный метод расчета к.п.д. был реализован как самостоятельный модуль.

В принятой к разработке концепции модели ректификации значения к.п.д. определяются для верхней и нижней тарелок каждой из секций колонны, а затем усредняются как среднее арифметическое для каждой секции. Такой прием позволяет уменьшить влияние различий в к.п.д. тарелок на определение общей высоты колонны. Правомочность использованного подхода подтверждена результатами работы [14]. Характер изменения эффективности тарелок по Мерффи в секциях колонны приведен на рис. 4.2.

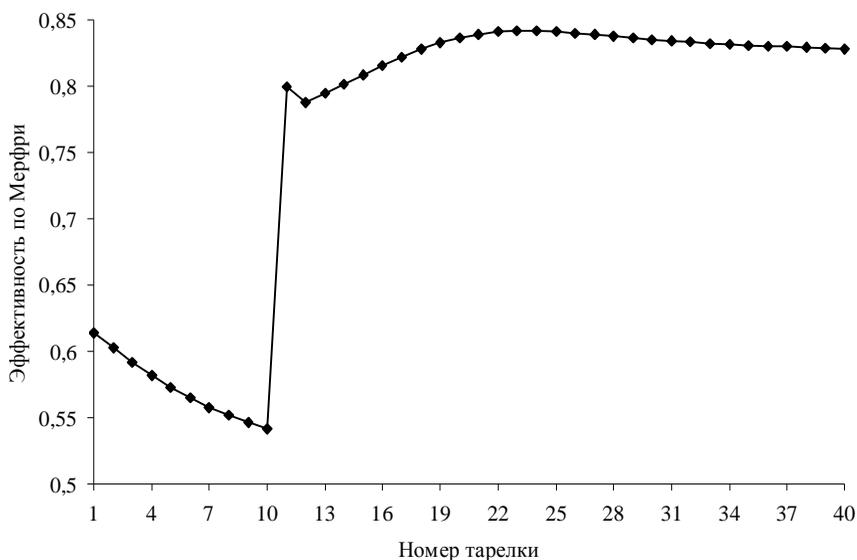


Рис. 4.2. Эффективность тарелок по Мерфри (счет тарелок сверху колонны)

**Другие технологические показатели.** При расчете диаметра колонного аппарата (см. главу 5) используется константа  $C$ , учитывающая особенности процесса ректификации и расстояние между тарелками. Эту величину рекомендуется определять по данным графиков [2, 3]. Нами проведена аппроксимация графических зависимостей коэффициента  $C$  от расстояния между тарелками для следующих характерных условий ректификации:

- ректификация при атмосферном и повышенном давлении – тип 1;
- вакуумная ректификация с малым вспениванием – тип 2;
- вакуумная ректификация со значительным вспениванием при высоких температурах – тип 3.

Для ректификации 1-го типа определяется величина  $C_{20}$ , а для 2-го и 3-го типов –  $C$ . Расчеты проводятся по формуле (4.23) с коэффициентами, приведенными в табл. 4.2:

$$C_{20}(C) = b_0 + b_1 \cdot H_T + b_2 \cdot H_T^2 + b_3 \cdot H_T^3 + b_4 \cdot H_T^4, \quad (4.23)$$

где  $H_T$  – расстояние между тарелками, м.

Таблица 4.2

Коэффициенты формулы (4.23) для  $C_{20}$  (С)

Тип ректификации	$b_0$	$b_1$	$b_2$	$b_3$	$b_4$
тип 1, $C_{20}$	-377,355	1914,1	5666,76	-11732,5	5833,1
тип 2, С	-507,522	3326,2	-2842,11	385,7	375,48
тип 3, С	-287,55	1808,65	-1335,88	-29,57	248,54

**Широта кипения фракций нефтепродуктов.** При ректификации нефтепродуктов, как отмечалось ранее (глава 2), от принимаемой в расчетах *широты кипения узких фракций* или условных компонентов будут зависеть не только их свойства, но и состав конечных продуктов разделения.

Для определения оптимальной широты интервалов кипения условных компонентов, т.е. разбиения исходной широкой бензиновой фракции на составные части, рассмотрено несколько вариантов. При выделении фракции НК-85 исходную смесь необходимо разбивать так, чтобы в ней присутствовал компонент с верхней границей кипения 85 °С.

В процессе моделирования процесса ректификации были получены данные, характеризующие состав остатка колонны. Проведено сравнение результатов расчета при различной ширине интервала разбиения исходного сырья на условные компоненты. Поскольку используемые формулы для определения свойств компонентов рекомендуются лишь для продуктов, выкипающих в узком интервале температур (не более 10–15 °С), то минимальное число компонентов выбрано равным 10, что соответствует ширине интервала 15,3 °С (см. табл. 4.3).

Для сравнения были выбраны также следующие числа компонентов: 15, 20 и 25. Для анализа результат расчета удобно представлять в форме ИТК остатка колонны. Пересчет в эту форму из обычного (долевого) состава может быть осуществлен по зависимости (2.63).

Таблица 4.3

Варианты разбиения сырья на фракции

Число узких фракций	Интервал выкипания, °С	Число узких фракций	Интервал выкипания, °С
10	15,3	20	7,7
15	10,2	25	6,12

С использованием приведенных в табл. 4.3 данных были получены 4 теоретических состава продуктов колонны. Результаты расчетов представлены в графической форме на рис. 4.3. для тяжелого продукта (остатка).

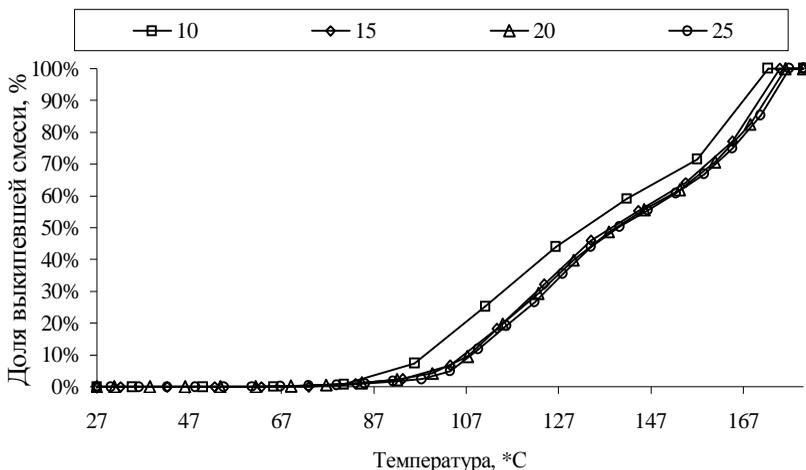


Рис. 4.3. ИТК остатка в зависимости от выбранного числа компонентов в исходной смеси

Анализ полученной информации позволяет судить о том, что расчетные составы продуктов колонны в определенной степени зависят от интервала разбиения исходной смеси на фракции. Но существует некоторый предел, после которого уменьшение интервала разбиения оказывается несущественным. Для рассматриваемой смеси этот интервал равен примерно 8–10 °C. Поэтому при проведении моделирующих расчетов ректификации нефтепродуктов широта выкипания условных компонентов принималась равной 10 °C.

## Литература

1. Свидченко Е. А., Акулов Д. И., Свидченко А. И. Расчет характеристик массообменных тарелок // Тезисы докладов XXVI научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1995 г.,

посвященной 25-летию создания СтГТУ. – Ставрополь: СтГТУ, 1996. – Т. III. – С. 30.

2. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов и др. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.

3. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г. Г. Рабинович, П. М. Рябых, П. А. Хохряков, Ю. К. Молоканов, Е. Н. Судаков. – М.: Химия, 1979. – 586 с.

4. Свидченко Е. А., Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Методика расчета ректификации на ЭВМ // Тезисы докладов XXV научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1994 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1995. – Т. 1. – С. 48.

5. Свидченко Е. А., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – 85 с.

6. Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Выделение диметилэтинилкарбинола из продуктов реакции ацетилен с ацетоном // Материалы XXVIII научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – Т. III. – С. 46.

7. Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Технология выделения диметилэтинилкарбинола // Материалы региональной научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – С. 90.

8. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440 с.

9. Машины и аппараты химических производств / И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский и др. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.

10. Свидченко Е. А., Акулов Д. И., Свидченко А. И. Прогнозирование к.п.д. ректификационных тарелок // Материалы XXVII научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1996 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1997. – Т. III. – С. 78.

11. Свидченко Е. А., Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Автоматизированное проектирование массообменных колонн // Материалы

XXIX научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1998 г. – Ставрополь: СевКавГТУ, 1999. – Т. 3. – С. 143–144.

12. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. – М.: Химия, 1991. – 396 с.

13. Coulson J. M., Richardson J. F., Sinnott R. K. // Chem. Eng Design. Pergamon Press., 1983. – V. 6. – P. 838.

14. Стригин В. С., Свидченко А. И. Исследование процесса ректификации смеси вода – уксусная кислота // Материалы VI региональной научно-технической конференции. Естественные и точные науки. Ч. 1. – Ставрополь, СевКавГТУ, 2002. – С. 14–15.

## ГЛАВА 5

# РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ ПРОЕКТИРОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

### Построение модели бинарной ректификации

**Общая характеристика модели.** Разработанная нами модель расчета ректификации бинарных смесей базируется на известных теоретических положениях, описывающих данный массообменный процесс и изложенных в научно-технической и учебной литературе [1–4], и достаточно подробно освещена в работах [5–10].

Модель была разработана в связи с отсутствием в литературе работ, систематически и в полном объеме описывающих последовательность расчета процесса ректификации бинарной смеси, ориентированного для автоматизированного расчета при помощи персональной ЭВМ (ПЭВМ).

Основной целью работы являлось создание унифицированного метода (методики) расчета бинарной ректификации с использованием средств автоматизированного проектирования, обладающего относительной универсальностью в пределах областей ее применения. Методика предназначена для расчета процесса ректификации бинарных смесей индивидуальных углеводородов, органических и неорганических веществ, не образующих азеотропов и не подвергающихся химическим превращениям при их разделении.

Методика предусматривает расчет процесса ректификации в интервалах температуры  $t = -100 \dots 300^\circ \text{C}$  и давления  $p = 0,0 \dots 5 \text{ МПа}$ . Эти параметры охватывают большую часть практически используемого в химической технологии диапазона температур и давлений при ректификации. Для неорганических и органических соединений верхний предел по давлению не следует принимать более  $0,5 \text{ МПа}$  (константы паро-жидкого равновесия принимаются идеальными). Рекомендуется выбирать такие температуры и давления процесса, которые обеспечивают двухфазное (паро-жидкое) состояние подаваемого в колонну сырья.

В методике предусмотрено использование наиболее часто применяемых в химической технологии типов тарелок: колпачковых, клапанных, с S-образными элементами, ситчатых, решетчатых.

Данная модель применима для расчета процесса ректификации широкого класса веществ, составляющих бинарные смеси. Она не имеет принципиальных ограничений для расчета во многих практических случаях разделения смесей с числом компонентов более двух, сводимых к расчету бинарной смеси (наличие примесных компонентов, выведение условных низкокипящего и высококипящего компонентов – НКК и ВКК).

Используемая последовательность расчета показателей ректификации имеет важное методологическое значение для приобретения практических навыков проектирования массообменных колонн. Математическое описание наиболее простого случая ректификации – бинарной – позволяет пользователю лучше понять физические закономерности, протекающие в колонне и на ее тарелках. На этой основе проще осуществить переход к проектированию колонн, разделяющих многокомпонентные смеси. Модель расчета является удобной для практического использования и построена таким образом, что позволяет использовать как «ручной» счет при обучении, так и автоматизированный расчет в диалоговом режиме при помощи ПЭВМ.

Методика предусматривает [10] расчет тарельчатой ректификационной колонны с вынесенными конденсатором-холодильником и парциальным кипятильником. При расчете режимных параметров используются законы паро-жидкого равновесия, а неидеальность систем – не учитывается. Необходимые константы фазового распределения компонентов рассчитываются через их давления насыщенных паров, а для углеводородов при повышенных давлениях – непосредственно.

При расчете числа тарелок используется концепция «теоретической тарелки», на которой устанавливается термодинамическое равновесие между паровой и жидкой фазами. Расчеты массообмена между фазами ведутся по НКК. Минимальное число теоретических тарелок определяется по формуле Фенске, а рабочее, соответствующее оптимальному флегмовому числу, по эмпирическому соотношению. К.п.д. тарелок рассчитывается в зависимости от их типа, плотности и скорости пара (метод № 1). Диаметр колонны опреде-

ляется в характерных сечениях с учетом соотношения паровой и жидкостной нагрузок.

Тепловой баланс колонны учитывает потери тепла в окружающую среду, которые могут варьироваться.

Гидравлическое сопротивление тарелок определяется с некоторыми упрощениями (составляющая от сил поверхностного натяжения не учитывается, величина открытия прорези колпачков – принимается). Правильность выбора межтарельчатого расстояния оценивается по величине уноса жидкости парами и высоте сепарационной зоны.

Справочно-информационное обеспечение расчетов (свойства рабочих веществ, характеристики тарелок и некоторые другие данные) представлено в основном в аналитической форме. Свойства потоков (смесей) рассчитываются как для псевдоиндивидуальных веществ по их физико-химическим характеристикам, предварительно вычисляемым по правилам смешения.

При автоматизированном расчете с помощью ПЭВМ предусматриваются возвраты к ряду предыдущих этапов с целью корректировки получаемых результатов.

**Алгоритм и программа расчета.** Алгоритм расчета по математической модели бинарной ректификации включает следующие этапы:

- расчет материального баланса;
- расчет давления в емкости орошения;
- расчет температуры верха колонны;
- расчет температуры низа колонны;
- расчет температуры в секции питания;
- расчет флегмового и парового чисел;
- расчет секции питания;
- расчет числа теоретических тарелок;
- расчет теплового баланса;
- расчет диаметра колонны;
- расчет действительного числа тарелок;
- гидравлический расчет тарелок;
- оптимизация расчетов;
- расчет диаметров основных штуцеров;
- расчет высоты колонны.

Потарелочный расчет составов потоков фаз в математической модели не предусматривался.

Программа расчетов по вышеописанной модели реализована на языке QBasic для работы в диалоговом режиме и предназначена для проектирования процесса бинарной ректификации на ПЭВМ, совместимых с IBM.

Результаты моделирования представляются в виде ряда таблиц, дающих достаточно полное представление об основных показателях ректификации и размерах колонны, позволяющих составить ее чертеж общего вида.

**Оценка адекватности модели.** Оценка адекватности модели расчета ректификации бинарных смесей выполнена путем сравнения получаемых результатов с заслуживающими доверия литературными данными. Такой подход является более простым, нежели прямой расчет погрешности, используемый в метрологической практике.

Для модели бинарной ректификации в качестве объектов сравнения приняты: бинарная смесь бензол – толуол, рассмотренная в [3], и две многокомпонентные смеси легких углеводородов ( $C_2...C_5$ ), разделяемые на промышленных установках газофракционирования [11].

Опыт показывает, что для выбранных веществ (легкие углеводороды) обобщенные методы расчета свойств, констант фазового равновесия могут давать более значительные ошибки, чем для последних членов гомологических рядов веществ [12, 13]. По этой причине можно было ожидать существенного влияния отмеченного на результаты расчета режимных параметров ректификации.

Пример расчета ректификации смеси бензол – толуол в [3] ограничивается определением числа теоретических тарелок графическим методом по диаграмме «у–х» и тепловых нагрузок конденсатора-холодильника и кипятильника. Результаты сравнения оцениваемой модели для этой смеси приведены в табл. 5.1.

Характеристики пропановой и изобутановой ректификационных колонн промышленных ГФУ, основные параметры режима их работы, составы сырья и продуктов ректификации перечислены в табл. 5.2, 5.3.

Таблица 5.1

Сравнение результатов моделирования ректификации смеси  
бензол–толуол с литературным аналогом

Наименование показателя	Значение показателя	
	по дан- ным [3]	по бинар- ной модели
Расход сырья $L$ , кг/ч	10000	10000
кмоль/ч		118,27
Концентрация НКК в сырье $X_L$ , масс.	0,5	
мольн.		0,5412
Начальная температура хладагента, $t_{охл}$ , °C	25	25
Температура дистиллята $t_D$ , °C	35	35
Давление в колонне ( $P_D, P_L, P_R$ ), МПа	0,12	0,12
Концентрация НКК в дистилляте $Y_D$ масс.	0,95	
мольн.		0,9573
Температура верха колонны $t_D$ , °C	88	88,2
Концентрация НКК в остатке $X_R$ , масс.	0,03	
мольн.		0,0352
Температура низа колонны $t_R$ , °C	114	114,6
Концентрация НКК в сырьевых потоках,		
$X_C$ , масс.	0,435	
мольн.		0,4738
$Y_C$ , масс.	0,645	
мольн.		0,6829
Температура секции питания $t_L$ , °C	99	98,9
Доля отгона сырья $e$ , масс.	0,3	
мольн.		0,322
Флегмовое число $r_p$	1,74	1,74
Число теоретических тарелок: всего $N$	14	13,3
в концентрационной секции $N_k$	5	6,2
в отгонной секции $N_o$	9	7,1
Тепловая нагрузка,		
холодильника $Q_D$	1590	1195
кипяильника $Q_R$	1260	1443

Таблица 5.2

Сравнение результатов моделирования пропановой колонны ГФУ с промышленными данными

Наименование показателя	Значение показателя	
	по данным [11]	по бинарной модели
Расход сырья $L$ , кг/ч	20000	
кмоль/ч		387,75
Состав сырья $X_{Li}$ : этан масс.	0,0046	
пропан масс.	0,3934	
мольн.		0,4656
i-бутан масс.	0,107	
n-бутан масс.	0,272	
мольн.		0,5344
i-пентан масс	0,223	
Состав дистиллята $Y_{Di}$ :		
этан масс.	0,019	
пропан масс.	0,965	
мольн.		0,9878
i-бутан масс.	0,016	
n-бутан мольн.	–	0,0122
i-пентан масс.	–	
Состав остатка $X_R$ : этан масс.	–	
пропан масс.	0,002	
мольн.		0,00263
i-бутан масс.	0,1688	
n-бутан масс.	0,4501	
мольн.		0,99737
i-пентан масс.	0,3791	
Давление в колонне, МПа	1,3	
в емкости орошения $P_0$		1,27
верха колонны $P_D$		1,29
секции питания $P_L$		1,2999
низа колонны $P_R$		1,31
Температура, °С		
верха колонны $t_D$	41	41,3

секции питания $t_L$		71,56
низа колонны $t_R$	96	99,6
Флегмовое число $r_p$	2,5	2,5
Тип тарелок		колпачковые
Число тарелок действительное $N_d$	30	23
Расстояние между тарелками $H_T$ , м	0,6	0,6
Диаметр колонны $D_k$ , м	1,6	1,6
Высота колонны $H_k$ , м	20	21,9

Таблица 5.3

Сравнение результатов моделирования изобутановой колонны ГФУ с промышленными данными

Наименование показателя	Значение показателя	
	по данным [11]	по бинарной модели
Расход сырья $L$ , кг / ч	9000	9000
кмоль / ч		154,85
Состав сырья $x_{Li}$ : масс. % / мольн.		
пропан	0,0033*	
i-бутан	0,2982*	0,3015
n-бутан	0,6938*	0,6985
i-пентан	0,0047*	
Состав дистиллята $y_{Di}$ : масс. % / мольн.		
пропан	0,0121*	
i-бутан	0,9707*	0,9828
n-бутан	0,0172*	0,0172
Состав остатка $x_R$ : масс. % / мольн.		
i-бутан	0,0184*	0,0184
n-бутан	0,975*	0,9816
i-пентан	0,0066*	
Давление в колонне, МПа	0,56	
в емкости орошения $P_O$	–	0,5
верха колонны $P_D$	–	0,53

секции питания	$\Pi_L$	–	0,5606
низа колонны	$\Pi_R$	–	0,58
Температура, °С			
верха колонны	$t_D$	47	41,7
секции питания	$t_L$	–	52,6
низа колонны	$t_R$	60	58,0
Флегмовое число	$r_p$	12	12
Тип тарелок			колпачковые
Число тарелок действительное $N_d$		80	59
Расстояние между тарелками $H_T$ , м		0,6	0,6
Диаметр колонны $D_K$ , м		2,6	2,6
Высота колонны $H_K$ , м		55	45,3

В табл. 5.2 и 5.3 также приведены сравниваемые показатели, полученные расчетным путем по методике для бинарных смесей. В обоих случаях многокомпонентные системы были представлены как бинарные: пропан–n-бутан и i-бутан–n-бутан. НКК включал целевой и более легкие компоненты (примеси), а ВКК – целевой и более тяжелые (примеси). Свойства НКК и ВКК были приняты по основным компонентам, указанным выше.

Анализ данных табл. 5.1–5.3 показывает удовлетворительное согласование результатов моделирования ректификации сравниваемых систем с их литературными аналогами [3, 11]. Системного влияния ошибок расчета свойств рабочих веществ на параметры процесса ( $p$ ,  $t$ ) не обнаружено. Заслуживает обсуждения различие в числе действительных тарелок, которое составляет для модели бинарной ректификации -23,3 и -26,3 % соответственно для пропановой и изобутановой колонн ГФУ.

Промышленные ректификационные колонны обычно проектируют с учетом возможного колебания расходов и состава сырьевой смеси, параметров режима и поэтому стремятся иметь некоторый запас разделительной способности за счет увеличения числа тарелок.

Выполненная проверка работоспособности модели расчета ректификации бинарных смесей позволила считать ее адекватной математическому описанию, внутренне согласованной в части информационного, конструкционного и технологического сопровождения

и пригодной к практическому использованию. Это позволило применить разработанную модель для проектных расчетов оборудования ректификации в курсовом и дипломном проектировании студентов химико-технологических специальностей НТИ (филиал) СКФУ, а также для проектного расчета оборудования узла ректификации промышленной смеси [14, 15].

**Обновленная программа бинарной ректификации.** В более поздней работе [16] нами выполнена адаптация программного обеспечения (ПО) модели бинарной ректификации к возможностям современных ЭВМ. Для создания обновленного ПО использован язык C++ и фреймворк Qt, что обеспечило наиболее быструю разработку и минимальные трудозатраты на перенос между большинством современных ПЭВМ.

Использованы различные источники, в основном описание модели [10] и разработанная ранее программа на языке QBasic. В качестве справки по языку C++\Qt использовалась только официальная документация. Блоки ввода исходных данных и вывода результатов необходимо было написать заново, алгоритмы расчета частично перенесены из базовой программы (с исправлениями и некоторыми оптимизациями FNF10=FNF2, с учетом семантики языка C++).

Некоторые блоки оригинальной программы (ввод диаметров колонны и штуцеров по ГОСТ, типоразмеров тарелок) были автоматизированы. Ввод параметров веществ с клавиатуры был заменен выбором веществ и автоматическим поиском их параметров в справочной базе программы.

Переход от диалогового режима (в значительной степени ориентированного на обучение) к интерактивному (ориентированному на скорейшее получение результата счета) также изменил часть логики программы – от последовательного ввода-расчета к перерасчету всего, что зависит от изменяемого значения какого-либо параметра.

Поскольку длительность вычислений существенно снижена, предусмотрен последовательный расчет колонны для пяти основных типов промышленных тарелок: колпачковых, клапанных, с S-образными элементами, ситчатых, решетчатых.

Как известно, для массообменных процессов при оценке качества колонного аппарата (как изделия) критерием оптимальности на стадии проектирования может служить минимум приведенных за-

трат, а оптимизирующим фактором является флегмовое число (удельный расход абсорбента, кратность экстрагента) [2].

Модель ректификации, положенная в основу обновленной программы расчета, ориентирована на использование оптимального флегмового числа, что позволяет исключить из рассмотрения эксплуатационные расходы. Тогда в качестве показателя качества для сравнения вариантов проекта колонны могут выступать капитальные затраты (показатель качества – экономное использование материалов), а они приближенно пропорциональны номинальному объему аппарата. Следовательно, оптимальным будет решение, отвечающее минимальному объему из ряда сравниваемых вариантов колонны с различными типами тарелок.

*Структура программы.* Программа состоит из трех составляющих: исполняемый файл, дополнительные табличные данные для расчетов и вывода результатов и библиотеки, позволяющие запускать данную программу на различных компьютерах.

Kolona.exe (kolona) является исполняемым файлом, предназначенным для ОС Windows (linux). Config.txt – в нем сохранены данные об используемых веществах для расчетов. Data1.conf и data2.conf – хранят описание полей таблиц в которых выводится результат. Qtcore.dll, qtgui.dll, mingw32.dll обеспечивают правильную работу в среде MS-Windows.

*Описание интерфейса и функционала программы.* Программа имеет графический интерфейс, что позволяет осуществлять произвольный доступ к элементам интерфейса программы для ввода данных. Благодаря этому уменьшается вероятность ввода ошибочных данных, а также время, необходимое для освоения программы. Ввод данных в программу осуществляется при помощи следующих интерфейсов: кнопок (Buttons), текстового поля со стрелками уменьшения или увеличения значения (SpinBox), выпадающего списка (ComboBox), флажков (CheckBox). При этом каждый элемент интерфейса интерактивен, что позволяет оперативно оценивать изменение результатов при вводе данных для оптимального подбора параметров.

Часть данных, связанных с характеристиками используемых веществ, вводится вручную в файл config.txt. Каждое вещество представлено строкой, параметры которой разделяются символом табуляции.

Вывод данных осуществляется в табличном виде и выводится в текстовое поле, что удобно для последующего копирования в текстовый редактор.

Ввод и вывод данных сгруппирован по вкладкам, позволяющим эффективнее использовать пространство формы. Имеются следующие вкладки:

- Основное – вводятся разделяемые компоненты и их концентрации, параметры температуры и давления в колонне.
- Первый вывод – выводятся таблицы исходных данных к расчету, температурные параметры колонны, показатели ректификации.
- Параметры тарелок – осуществляется ввод параметров тарелок.
- Параметры штуцеров – вводятся параметры штуцеров.
- Высота колонны – вводятся высотные характеристики колонны.
- Второй вывод – выводятся таблицы тарелок, теплового баланса колонны, гидравлического расчета тарелок, штуцеров, и высотных размеров колонны.
- Таблица объемов – позволяет сравнить параметры колонны для разных типов тарелок и выбрать оптимальный вариант.

*Преимущества по сравнению со старой версией.* Главным преимуществом программы является наличие у нее графического интерфейса. Это позволило организовать интерактивный режим работы программы, тогда как ранее режим был диалоговый. Благодаря этому сократилось время ввода данных в программу. В любой момент имеется возможность повторить ввод данных в программу или проверить правильность введенных данных. В старой версии приходилось осуществлять весь ввод данных заново. Время ввода в старой версии составляет примерно 30 минут. В современной версии – около 10 минут.

Наличие у элемента SpinBox ограничения диапазона значения позволило организовать ввод данных в допустимом диапазоне значений, а также осуществить интерактивный расчет при изменении значения в элементе интерфейса.

Увеличена точность расчетов более чем в 4 раза за счет использования чисел с плавающей точкой двойной точности.

Результат работы программы может быть без проблем скопирован в любой текстовый редактор (Microsoft Word, OpenOffice.org Writer, Abi Word) для последующей обработки и печати.

*Рекомендации.* Оценка трудозатрат по созданию обновленного ПО показала целесообразность подобного подхода по сравнению с разработкой новых программ. Обновленная программа ректификации бинарных смесей рекомендована к практическому использованию.

Полученный опыт моделирования бинарной ректификации позволил перейти и к более сложным смесям.

## **Построение модели многокомпонентной ректификации**

**Общая характеристика модели.** Созданная нами модель ректификации многокомпонентных смесей [6–9, 17] основывается на принципах математического описания, приведенного в главе 1 и цитированных выше источниках. Предусмотрен расчет полной ректификационной тарельчатой колонны с одним вводом сырья, вынесенными конденсатором-холодильником и парциальным кипятильником по схеме «от концов колонны к секции питания». При расчете режимных параметров использованы законы паро-жидкого равновесия, а неидеальность систем – не учитывается (см. главу 2).

Для расчета числа тарелок использована концепция «теоретической тарелки», на которой устанавливается термодинамическое равновесие между паровой и жидкой фазами. Минимальное число теоретических тарелок в колонне определяется по формуле Фенске [1, 2].

Предварительные составы дистиллята и остатка находятся по методу Багатурова [1], а уточняются по методу Холанда [18, 19] путем потарелочного расчета составов фаз при движении от концов колонны к секции питания. Этот метод уточнения основан на поиске минимума функции – суммы невязок по составам на питательной тарелке, полученных при моделировании (потарелочном расчете составов) в отгонной и концентрационной секциях. При этом значение функции зависит от фазового состояния сырья, доли его отгона, свойств компонентов и может составлять от 0,8–1 до 10 %, а иногда и более, что требует определенного навыка для получения приемлемого решения.

Предусмотрено использование типовых тарелок, наиболее часто применяемых в химической технологии: колпачковых, клапанных, с S-образными элементами, ситчатых, решетчатых (см. главу 3). Тип тарелок в секциях колонны может быть одинаковым или разным.

К.п.д. тарелок рассчитывается в зависимости от их типа на основе сравнения с колпачковой тарелкой, принимаемой за эталон (см. главу 4).

Диаметр колонны определяется в характерных сечениях с учетом соотношения паровой и жидкостной нагрузок, типов ректификации и тарелок, и может быть принят постоянным по высоте или разным для концентрационной и отгонной секций.

Гидравлическое сопротивление тарелок определяется по обычной схеме [4] с некоторыми упрощениями (составляющая от сил поверхностного натяжения учитывается приближенно, величина открытия прорези колпачков – принимается).

Правильность выбора межтарельчатого расстояния оценивается по величине уноса жидкости парами и высоте сепарационной зоны. Режимные параметры процесса по высоте колонны ( $P$ ,  $t$ ) уточняются с учетом гидравлического сопротивления тарелок.

Тепловой баланс колонны учитывает потери тепла в окружающую среду, которые могут варьироваться.

Модель предусматривает расчет процесса ректификации смесей (до 10 компонентов) индивидуальных углеводородов, органических и неорганических веществ, не образующих азеотропов и не подвергающихся химическим превращениям при их разделении.

Предусмотрены интервалы температуры  $t = -100 \dots 300^\circ \text{C}$  и давления  $P = 0,0 \dots 5 \text{ МПа}$ , которые охватывают большую часть практически используемого в химической технологии диапазона температур и давлений при ректификации. Выбираются такие температуры и давления процесса, которые обеспечивают двухфазное (парожидкое) состояние подаваемого в колонну сырья.

Подсистема оценки технико-экономических решений (см. главу 1), принимаемых в процессе моделирования ректификации, как специальный модуль не создавалась. Вместо этого в математическом описании предусмотрены решения, обобщающие опыт оптимального проектирования массообменных колонн, в том числе:

- ввод питания в двухфазном состоянии;
- выбор доли отгона сырья, близкой к доле отбора;
- расчет оптимального флегмового числа;
- расчет числа теоретических тарелок, соответствующих оптимальному флегмовому числу;

– обеспечение рекомендуемых показателей работы тарелок (величины к.п.д., уноса жидкости, высоты зоны сепарации).

Далее приведено более подробное описание математической модели многокомпонентной ректификации.

**Исходные данные к моделированию.** Схема к описанию модели процесса ректификации приведена на рис. 5.1.

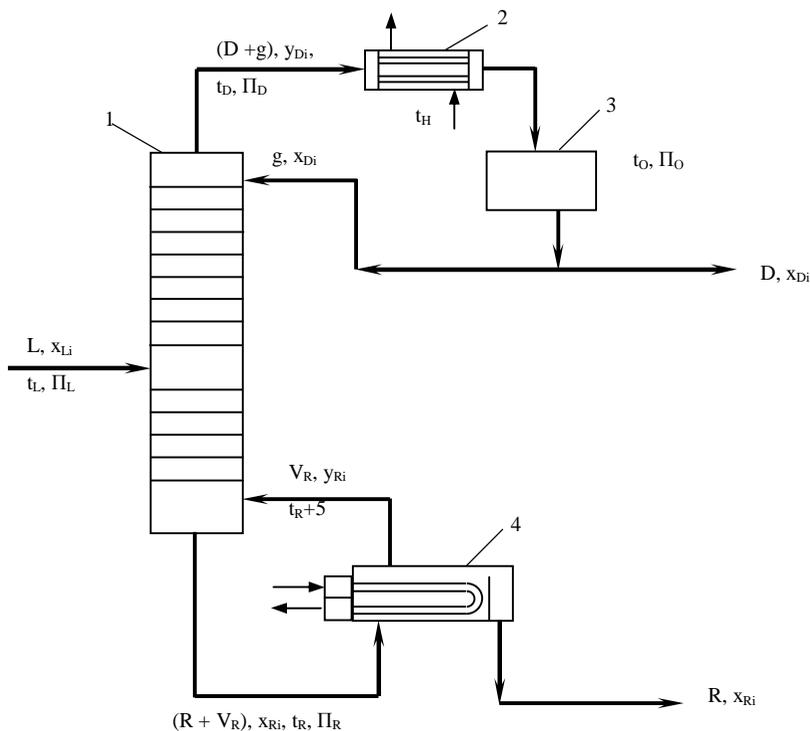


Рис. 5.1. Схема материальных потоков к моделированию ректификации: 1 – ректификационная колонна; 2 – конденсатор-холодильник; 3 – емкость орошения (отстойная емкость); 4 – кипятильник (парциальный);  $L, D, R, g, V_R$  – расходы сырья, дистиллята, остатка, холодного и горячего орошений, кмоль/ч;  $x_{Li}, y_{Di}, x_{Di}, x_{Ri}, y_{Ri}$  – состав сырья, паров и жидкости дистиллята, жидкости и паров остатка, мольные доли;  $t_L, t_D, t_O, t_R, t_H$  – температуры сырья, паров и жидкости дистиллята, жидкого остатка, начальная хладагента, °С;  $\Pi_L, \Pi_D, \Pi_R, \Pi_O$  – давления в секции питания, наверху и внизу колонны, в емкости орошения, МПа

В качестве исходных данных для моделирования процесса ректификации используются:

*общие данные:*

расход сырья мольный (массовый) –  $L$ , кмоль / ч ( $L^*$ , кг / ч);

число компонентов –  $n$ ;

состав сырья мольные (массовые) доли –  $x_{Li}$ , ( $x_{Li}^*$ ), ( $i = 1, 2, \dots n$ );

*для каждого компонента (в порядке*

*возрастания температуры кипения):*

$M_i$  – мольная масса, кг / кмоль;  $t_{ki}$  – температура кипения, °С;

$T_{кри}$  – критическая температура, К;

$P_{кри}$  – критическое давление, МПа;

$\rho_{кри}$  – критическая плотность, кг / м<sup>3</sup>;  $\omega_i$  – фактор ацентричности;

$A_i$ ,  $B_i$ ,  $C_i$ ,  $D_i$  – коэффициенты уравнения для расчета идеально-газовой теплоемкости  $C_p^\circ$  в ккал / (кмоль·К) [12].

В данной модели большинство расчетов проводится в мольных единицах. Поэтому при задании расхода сырья и его состава в массовых количествах предварительный пересчет в мольные проводится по формулам:

$$L = L^* / M_L; x_{Li} = x_{Li}^* \cdot M_L / M_i, \quad (5.1)$$

где  $M_L$  – мольная масса сырья, кг / кмоль.

Мольная масса сырья предварительно вычисляется по формуле:

$$M_L = \sum [1 / (x_{Li}^* / M_i)]. \quad (5.2)$$

**Предварительный расчет секции питания колонны.** Для начала расчета процесса ректификации задаются предварительно выбранные давление в секции питания  $P_L$ , МПа и температура  $t_L$ , °С или доля отгона сырья  $e$ .

При задании температуры проверяется фазовое состояние сырья, подаваемого в секцию питания. Двухфазному состоянию сырья отвечают условия:

$$\sum_{i=1}^n x_{L,i} / k_i > 1; \quad \sum_{i=1}^n x_{L,i} \cdot k_i > 1. \quad (5.3)$$

При невыполнении одного из условий (сырье в виде перегретого пара или переохлажденной жидкости) рекомендуется уменьшить или увеличить температуру в секции питания соответственно.

После проверки фазового состояния сырья находится доля отгона  $e$ , которую определяют из уравнения материального баланса однократного испарения:

$$\sum_{i=1}^n \frac{x_{L_i}}{1 + e \cdot (k_i - 1)} = 1. \quad (5.4)$$

Может использоваться деление отрезка пополам (здесь и далее) в интервале  $\{0 \dots 1\}$  или другой подходящий метод.

Концентрации компонентов в жидкой фазе сырьевого остатка  $x_{C_i}$  (мольные доли) рассчитывают по формуле:

$$x_{C_i} = \frac{x_{L_i}}{1 + e \cdot (k_i - 1)}. \quad (5.5)$$

Правильность определения доли отгона  $e$  и состава жидкой фазы контролируют по условию:

$$\sum_{i=1}^n x_{C_i} = 1. \quad (5.6)$$

При задании доли отгона сырья, что более удобно, температуру в секции питания ( $t_L$ ) находят из интервала  $\{t_{k1} \dots t_{kn} + 100\}$ . Состав жидкой фазы  $x_{C_i}$  рассчитывается по формуле (5.5), правильность выбора  $t_L$  проверяется по условию (5.6).

После нахождения  $e$  (или  $t_L$ ) определяются количества сырьевых потоков и состав паровой фазы сырья.

Количества сырьевых потоков определяются по формулам (в кмоль / ч):

$$V_C = L \cdot e; \quad g_C = L - V_C. \quad (5.7)$$

Состав равновесной паровой фазы сырья после его однократного испарения рассчитывается по уравнению равновесия паровой и жидкой фаз:

$$y_{ci} = k_i \cdot x_{ci}. \quad (5.8)$$

Все расчеты констант фазового равновесия проводятся при параметрах секции питания  $\Pi_L$  и  $t_L$ .

### **Определение предварительных составов и количеств продуктов колонны**

В соответствии с числом степеней свободы проектирования рассматриваемого процесса ( $m = 2$  [1]) предварительно задаются номе-

ра ключевых легкого (k) и тяжелого (l) компонентов и желаемые их мольные доли в остатке  $x_{Rk}$  и в дистилляте  $y_{Dl}$ . Для определения содержания остальных компонентов в продуктовых потоках колонны необходимо располагать минимальным числом теоретических тарелок, позволяющих разделить данную смесь при выбранных показателях ключевых компонентов.

Минимальное число теоретических тарелок, соответствующее режиму «полного» орошения, определяется по методу Фенске для варианта колонны, работающей с парциальным кипятильником:

$$N_{\min} = \frac{\lg \left[ \frac{y_{Dk} \cdot x_{Rl}}{y_{Dl} \cdot x_{Rk}} \right]}{\lg \frac{\alpha_k}{\alpha_l}} - 1, \quad (5.9)$$

где  $\alpha_k$  и  $\alpha_l$  рассчитываются при параметрах секции питания;  $y_{Dk}$  – концентрация легкого ключевого компонента в дистилляте;  $x_{Rl}$  – концентрация тяжелого ключевого компонента в остатке.

Поскольку величины  $y_{Dk}$  и  $x_{Rl}$  неизвестны и не могут быть выбраны произвольно, то сформулированная задача требует для своего решения специального алгоритма [20]:

а) принимают начальное приближение  $x_{Rl}$  из условия  $\varepsilon < x_{Rl} \leq 1 - x_{Rk}$  ( $\varepsilon$  – задаваемая точность нахождения состава  $x_{Rl}$ );

б) рассчитывают значение  $y_{Dk}$  по формуле:

$$y_{Dk} = x_{Rk} + L / D \cdot (x_{Lk} - x_{Rk}), \quad (5.10)$$

где  $L / D = \frac{y_{Dl} - x_{Rl}}{x_{Ll} - x_{Rl}}$ ;

в) при найденном минимальном числе теоретических тарелок определяют мольную долю компонентов (кроме заданных ключевых) в верхнем и нижнем продуктах по формулам, вытекающим из метода Багатурова:

$$y_{Di} = - \frac{x_{Li} \cdot (\alpha_l^{-N_{\min}} - \alpha_k^{-N_{\min}})}{\frac{x_{Lk}}{y_{Dk}} \cdot (\alpha_i^{-N_{\min}} - \alpha_l^{-N_{\min}}) + \frac{x_{Ll}}{y_{Dl}} \cdot (\alpha_k^{-N_{\min}} - \alpha_i^{-N_{\min}})}; \quad (5.11)$$

$$x_{Ri} = - \frac{x_{Li} \cdot (\alpha_{\ell}^{N_{\min}} - \alpha_k^{N_{\min}})}{\frac{x_{Lk}}{x_{Rk}} \cdot (\alpha_i^{N_{\min}} - \alpha_{\ell}^{N_{\min}}) + \frac{x_{L\ell}}{x_{R\ell}} \cdot (\alpha_k^{N_{\min}} - \alpha_i^{N_{\min}})}; \quad (5.12)$$

г) проверяют правильность найденных значений составов дистиллята и остатка по условиям:

$$\sum_{i=1}^n x_{Ri} = 1; \quad \sum_{i=1}^n y_{Di} = 1; \quad (5.13)$$

д) если условия нормировки составов дистиллята и остатка выполняются, то расчет завершен. В противном случае  $x_{R\ell}$  присваивают новое (рассчитанное по формулам Багатурова) значение и выполняют следующее приближение, возвращаясь к пункту б).

Опыт показывает, что для нахождения приемлемого решения составов продуктовых потоков требуется несколько попыток, включая выбор ключевых компонентов, значений их составов, выбор эталонного компонента для определения коэффициентов относительных летучестей.

Предварительные количества верхнего и нижнего продуктов колонны (D и R, кмоль/ч) определяются из материального баланса колонны по любому компоненту, например  $\ell$ , по формулам:

$$D = L \cdot \frac{x_{L\ell} - x_{R\ell}}{y_{D\ell} - y_{R\ell}}; \quad (5.14)$$

$$R = L - D. \quad (5.15)$$

Учитывая сравнительно высокую трудоемкость расчетов в методе Багатурова, нами рассмотрена возможность и других подходов для определения составов продуктовых потоков процесса ректификации.

Наиболее вероятное распределение n-компонентной смеси между двумя выходными потоками – дистиллятом и кубовым остатком процесса ректификации может быть рассчитано по альтернативному методу В. П. Майкова, основанному на принципе информационной энтропии [21]. В качестве независимых переменных могут быть назначены доля отбора дистиллята  $\varepsilon_y = D/L$  и одна из концентраций компонента в дистилляте, например,  $y_{D\ell}$ .

Расчетные формулы для определения составов дистиллята и остатка имеют следующий вид:

$$y_{Di} = \frac{x_{Li}}{\varepsilon_y + \frac{x_{L\ell} - y_{D\ell}\varepsilon_y}{y_{D\ell}} \cdot \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_\ell}\right)^{-\lambda}}; \quad (5.16)$$

$$x_{Ri} = \frac{x_{Li}}{\varepsilon_x + \frac{y_{D\ell}\varepsilon_x}{x_{L\ell}/\varepsilon_y - y_{D\ell}} \cdot \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_\ell}\right)^\lambda}, \quad (5.17)$$

где  $\varepsilon_x = 1 - \varepsilon_y$  – доля отбора остатка;  $\lambda$  – координата процесса (множитель Лагранжа), предварительно определяемая из характеристического уравнения:

$$\sum \frac{x_{Li}}{\varepsilon_y + \frac{x_{L\ell} - y_{D\ell}\varepsilon_y}{y_{D\ell}} \cdot \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_\ell}\right)^{-\lambda}} = 1. \quad (5.18)$$

Как показал анализ [21], множитель Лагранжа  $\lambda$  с учётом термодинамической теории равновесной ректификации есть минимальное число теоретических массообменных ступеней контакта, которые необходимы для получения заданной концентрации  $y_{D\ell}$  на основе состава исходной смеси.

Для сравнения представленных методов нами проведены моделирующие расчеты [20] составов продуктов многокомпонентной ректификации одной из промышленных углеводородных смесей газопереработки (изобутановая колонна, см. табл. 5.4) [11]. Параметры секции питания:  $P_L = 0,6$  МПа;  $T_L = 52,78^\circ\text{C}$ ; доля отгона  $e = 0,3$ ; расход сырья  $L = 154,88$  кмоль/ч.

По методу №1 (Багатурова) выбраны ключевые компоненты: легкий  $k = 2$ ;  $x_{Rk}$  (i-бутан) = 0,0122; тяжелый  $\ell = 3$ ;  $y_{D\ell}$  (n-бутан) = 0,015. Получено:  $N_{\min} = 26,22$ ;  $D = 46,22$  кмоль/ч;  $R = 108,66$  кмоль/ч. Результаты расчета составов приведены в табл. 5.4.

По методу №2 (Майкова) назначены: доля отбора верхнего продукта  $\varepsilon_y = 46,22 / 154,88 = 0,2984$ ;  $y_{D\ell}$  (n-бутан) = 0,015. Получено:  $\lambda = 27,22$ . Результаты расчета составов также приведены в табл. 5.4.

Сравнение результатов расчетов показало хорошее совпадение составов продуктовых потоков процесса ректификации. Имеющееся отличие в минимальном числе тарелок (1 тарелка) объясняется использованием парциального кипятивильника, выполняющего роль одной ступени контактирования.

Таблица 5.4

Результаты расчета составов продуктовых потоков при ректификации смеси «пропан–изобутан–н-бутан–изопентан»

Компонент	Состав сырья $x_{Li}$ , мольные доли	Коэффициент относительной летучести, $\alpha_i$	Состав дистиллята $y_{Di}$ , мольные доли		Состав остатка $x_{Ri}$ , мольные доли	
			по методу №1	по методу №2	по методу №1	по методу №2
i-бутан	0,2982	1,3694	0,9704	0,9706	0,0122	0,0122
n-бутан	0,6937	1	0,0150	0,0150	0,9824	0,9824
i-пентан	0,0038	0,4117	0,0000	0,0000	0,0054	0,0054
Сумма	1,0000	–	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

На основании проведенного анализа сделан вывод о возможности применения в расчетной практике обоих рассмотренных методов определения составов продуктов многокомпонентной ректификации.

**Расчет флегмового и парового чисел, числа теоретических тарелок.** Минимальное флегмовое число  $r_{\min}$ , соответствующее минимальной разделительной способности тарелок, определяется по методу Андервуда:

$$r_{\min} = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i \cdot y_{Di}}{\alpha_i - \varphi} - 1, \quad (5.19)$$

где  $\varphi$  – параметр, находимый из интервала относительных летучестей ключевых компонентов  $\{\alpha_l \dots \alpha_k\}$  по следующему уравнению (при  $0 \leq e \leq 1$ ):

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i \cdot x_{Li}}{\alpha_i - \varphi} - e = 0. \quad (5.20)$$

Рабочее флегмовое число, соответствующее оптимальной разделительной способности тарелок, рассчитывается по формуле:

$$r_p^* = 1,35 \cdot r_{\min} + 0,35. \quad (5.21)$$

Опыт работы промышленных колонн показывает [1], что они работают с некоторым избытком тепла кипятильника (20–30 %).

Поэтому целесообразно пропорционально увеличить рабочее флегмовое число на такую же величину, т. е.:

$$r_p = (1,2 \div 1,3) \cdot r_p^* \quad (5.22)$$

Рабочее паровое число  $S_p$  рассчитывается из уравнения материального баланса питательной секции по формуле:

$$S_p = \frac{D \cdot r_p + (1 - e) \cdot L - R}{R} \quad (5.23)$$

Число теоретических тарелок в колонне, соответствующее рабочим флегмовому и паровому числам, рассчитывается по формуле:

$$N_T = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7 \quad (5.24)$$

Все расчеты коэффициентов относительной летучести проводятся при температуре  $t_L$ .

Найденное число теоретических тарелок в колонне является предварительным, служит в качестве информационного показателя и используется для снижения объема расчетных процедур при поэтапном расчете.

**Определение места ввода питания.** Распределение числа теоретических тарелок  $N_T$  между секциями (место ввода питания) находится методом приближений. В первом приближении считается, что число тарелок в концентрационной секции  $N_K^0$  равно половине числа теоретических тарелок с округлением в большую сторону. Затем определяют давление верха колонны  $\Pi_D$  по формуле:

$$\Pi_D = \Pi_L - \Delta P_{ГС} \cdot N_K^0, \quad (5.25)$$

где  $\Delta P_{ГС} = 0,002$  МПа – принятая величина гидравлического сопротивления теоретической тарелки. Величина  $\Pi_D$  подлежит уточнению по результатам гидравлического расчёта тарелок.

Температура верха колонны  $t_D$  находится в интервале ( $t_{к1} - 100 \dots t_L$ ). Правильность выбранного значения  $t_D$  проверяется по уравнению состояния изотермы паровой фазы в виде:

$$\sum_{i=1}^n y_{D_i} / k_i = 1. \quad (5.26)$$

Далее определяют средние значения коэффициентов относительной летучести ключевых компонентов для концентрационной секции при ее средних температуре и давлении, рассчитываемых по формулам:

$$t_{к\text{ ср}} = 0,5 \cdot (t_L + t_D); \quad \Pi_{к\text{ ср}} = 0,5 \cdot (\Pi_L + \Pi_D). \quad (5.27)$$

Минимальное число теоретических тарелок в данной секции равно:

$$N_{K \min} = \frac{\lg \frac{Y_{Dk} \cdot X_{C\ell}}{Y_{D\ell} \cdot X_{Ck}}}{\lg(\alpha_k / \alpha_\ell)}. \quad (5.28)$$

Уточненное число теоретических тарелок, приходящихся на концентрационную секцию, рассчитывается с округлением в большую сторону по формуле:

$$N_K = N_T \cdot N_{\text{ОТН}} / (N_{\text{ОТН}} + 1), \quad (5.29)$$

где вспомогательная величина  $N_{\text{ОТН}}$  равна:

$$N_{\text{ОТН}} = \frac{N_{K \min}}{N_{\min} - N_{K \min}}. \quad (5.30)$$

Если рассчитанное значение  $N_K$  не совпадает с принятой ранее величиной  $N_K^0$ , то в следующем приближении принимают  $N_K^0 = N_K$  и проводят расчёт нового значения  $N_K$ .

Число теоретических тарелок в отгонной секции определяется по формуле:

$$N_O = N_T - N_K. \quad (5.31)$$

**Потарелочный расчёт концентрационной секции.** Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции.

Температура верха колонны  $t_D$  найдена ранее. Для определения температуры на тарелках рассчитывают шаг по температуре по формуле:

$$\Delta t_K = (t_L - t_D) / (N_K - 0,5). \quad (5.32)$$

Шаг по давлению принимается равным ориентировочному гидравлическому сопротивлению теоретической тарелки  $\Delta P_K = 0,002$  МПа.

Таким образом, температура и давление на последующей тарелке (j+1) определяются в зависимости от параметров на предыдущей тарелке (j) по соотношениям (счет тарелок ведется сверху):

$$t_{j+1} = t_j + \Delta t_K; \quad P_{j+1} = P_j + \Delta P_K. \quad (5.33)$$

Равновесные составы фаз на тарелке j связаны между собой уравнением:

$$x_{i,j} = \frac{y_{i,j} / \alpha_{i,j}}{\sum (y_{i,j} / \alpha_{i,j})}, \quad (5.34)$$

где  $x_{i,j}$  и  $y_{i,j}$  – концентрации компонента  $i$  на  $j$ -ой тарелке в равновесных жидкой и паровой фазах, мольные доли;  $\alpha_{i,j}$  – рассчитывается при температуре и давлении на  $j$ -ой тарелке.

Концентрация компонента  $i$  в паровой фазе на  $j+1$  тарелке  $y_{i,j+1}$  рассчитывается по формуле:

$$y_{i,j+1} = x_{i,j} + \frac{1}{1 + r_p} \cdot (y_{Di} - x_{i,j}). \quad (5.35)$$

Принимая в качестве состава пара на первой (верхней) тарелке состав дистиллята  $u_{Di}$ , проводят потарелочный расчет составов пара и жидкости для всех  $N_K$  тарелок концентрационной секции. Расчет завершают определением состава пара  $y_{mi} \equiv y_{i,N_K + 1}$ , поступающего из секции питания в концентрационную секцию (см. рис. 5.2).

**Потарелочный расчет отгонной секции.** Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции.

Температура низа колонны  $t_R$  находится в интервале  $\{t_L \dots t_{Kn} + 100\}$ °С. Правильность выбранного значения  $t_R$  проверяется по уравнению состояния изотермы жидкой фазы в виде:

$$\sum k_i \cdot x_{Ri} = 1. \quad (5.36)$$

Шаг по температуре в секции рассчитывается по формуле:

$$\Delta t_O = (t_R - t_L) / (N_O - 0,5). \quad (5.37)$$

Шаг по давлению принимается таким же, как и в концентрационной секции  $\Delta P_0 = 0,002$  МПа.

Таким образом, температура и давление на последующей тарелке ( $j+1$ ) определяются в зависимости от параметров на предыдущей тарелке ( $j$ ), как и для концентрационной секции, т. е.:

$$t_{j+1} = t_j - \Delta t_O; \quad P_{j+1} = P_j - \Delta P_0. \quad (5.39)$$

Равновесные составы фаз на тарелке  $j$  связаны между собой соотношением:

$$y_{i,j} = \frac{x_{i,j} \cdot \alpha_{i,j}}{\sum_{i=1}^n x_{i,j} \cdot \alpha_{i,j}}. \quad (5.40)$$

Концентрация компонента  $i$  в жидкой фазе на  $j+1$  тарелке (счет тарелок ведется снизу)  $x_{i,j+1}$  рассчитывается по формуле:

$$x_{i,j+1} = y_{i,j} + \frac{1}{1 + S_p} \cdot (y_{i,j} - x_{Ri}). \quad (5.41)$$

Принимая в качестве состава жидкости на первой (нижней) тарелке состав остатка  $x_{Ri}$ , проводят потарелочный расчет составов пара и жидкости для всех  $N_0$  тарелок отгонной секции. Расчет завершают определением состава пара  $y_{ki}$ , поступающего в секцию питания с верхней тарелки отгонной секции (см. рис. 5.2).

**Расчет секции питания.** В задачу расчета секции питания входит определение количеств и составов потоков, проходящих секцию. Схема к расчету приведена на рис. 5.2.

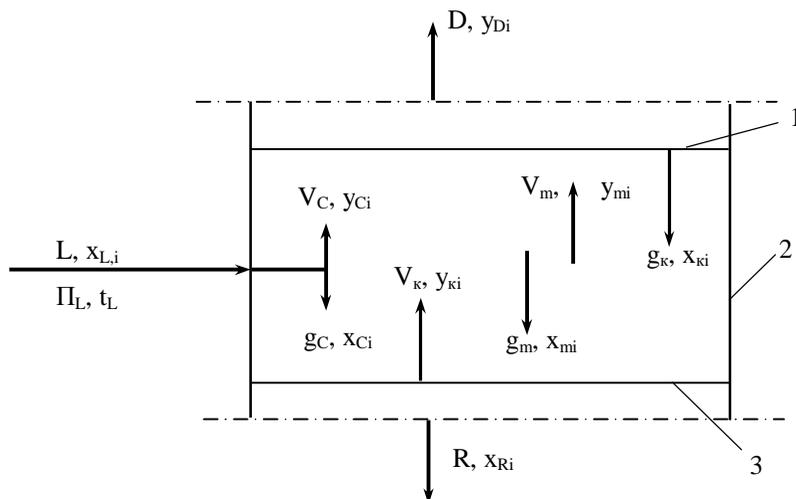


Рис. 5.2. Схема к расчету питательной секции ректификационной колонны: 1 – нижняя тарелка концентрационной секции; 2 – корпус колонны; 3 – тарелка питания (верхняя тарелка отгонной секции);  $V_C, V_k, V_m$  – расходы паров сырья, с тарелки питания, в концентрационную секцию, кмоль / ч;  $y_{Ci}, y_{ki}, y_{mi}$  – мольный состав соответствующих паровых потоков, доли;  $g_C, g_k, g_m$  – расходы жидкости сырья, из концентрационной секции, на тарелку питания, кмоль / ч;  $x_{Ci}, x_{ki}, x_{mi}$  – мольный состав соответствующих жидких потоков, доли

Количества и составы сырьевых потоков определены ранее. Количества остальных потоков находятся из системы уравнений материальных балансов для питательной, концентрационной и отгонной секций колонны. Для замыкания системы уравнений используется допущение о постоянстве количества флегмы (мольных расходов фаз) по высоте концентрационной секции, т. е.:

$$g_k = g = D \cdot r_p. \quad (5.42)$$

Расходы жидкости с нижней тарелки концентрационной секции  $g_k$  и на тарелку питания  $g_m$  определяются по формулам:

$$g_k = D \cdot r_p; g_m = g_k + g_c. \quad (5.43)$$

Расходы паров в концентрационную секцию  $V_m$  и с тарелки питания  $V_k$  определяются по формулам:

$$V_m = D + g_k; V_k = V_m - V_c. \quad (5.44)$$

Составу жидкости  $x_{ki}$  соответствует состав жидкости с нижней тарелки концентрационной секции  $x_{i,Nk}$ , найденный ранее при ее потарелочном расчете.

Концентрации компонентов в потоке на тарелку питания  $x_{mi}$  определяются по формуле:

$$x_{mi} = \frac{g_k \cdot x_{ki} + g_c \cdot x_{ci}}{g_m}. \quad (5.45)$$

Составу паров с тарелки питания  $y_{ki}$  соответствует состав пара с верхней тарелки отгонной секции  $y_{k,No}$ , найденный ранее при ее потарелочном расчете.

Концентрация компонентов в паровом потоке в концентрационную секцию при расчете снизу  $y_{mi}$  определяется по формуле:

$$y_{mi} = \frac{V_k \cdot y_{ki} + V_c \cdot y_{ci}}{V_m}. \quad (5.46)$$

**Уточнение составов дистиллята и остатка.** В результате потарелочного расчёта концентрационной и отгонной секций, питательной секции колонны найдены два варианта составов пара, выходящего из секции питания: при расчёте сверху –  $y_{i,Nk+1}$  и при расчёте снизу –  $y_{mi}$ . Сопоставление этих составов позволяет судить об адекватности модели и о близости концентраций компонентов в дистилляте и остатке к их действительным значениям.

Разница между двумя вариантами состава пара из секции питания (величина «невязок» состава) определяется по формуле:

$$\Delta y = \sum_{i=1}^n |y_{i,Nk+1} - y_{mi}|. \quad (5.47)$$

Если рассчитанная величина  $\Delta y > 0,005$  (следует варьировать значением этой величины), то требуется уточнение расчетных составов продуктов колонны.

Уточнение составов дистиллята и остатка проводится итерационным путём с помощью «Θ-метода».

Рассчитанные ранее значения  $x_{Ri}$ ,  $y_{Di}$ ,  $R$ ,  $D$ ,  $\Delta y$  принимаются за первое приближение ( $z = 1$ ,  $x_{Ri, z} = x_{Ri}$ ,  $y_{Di, z} = y_{Di}$ ,  $R_z = R$ ,  $D_z = D$ ,  $\Delta y_z = \Delta y$ ).

Составы продуктов в  $z + 1$  приближении определяются по уравнениям:

$$y_{Di, z+1} = \frac{L \cdot x_{Li}}{D_z \left[ 1 + \Theta \cdot \frac{x_{Ri, z} \cdot R_z (r_p + 1) \cdot y_{i, Nk+1}}{y_{Di, z} [D_z (r_p + 1) \cdot y_{mi} + e \cdot L \cdot x_{Li}] } \right]}; \quad (5.48)$$

$$x_{Ri, z+1} = \frac{x_{Li} - \frac{D_z}{L} \cdot y_{Di, z+1}}{1 - \frac{D_z}{L}}. \quad (5.49)$$

Параметр  $\Theta$  подбирается так, чтобы сумма концентраций компонентов в дистилляте была равна 1. Для этого  $\Theta$  определяют как корень следующего уравнения:

$$\frac{L}{D_z} \cdot \sum_{i=1}^n \frac{x_{Li}}{1 + \Theta \cdot \xi_i} - 1 = 0, \quad (5.50)$$

где  $\xi_i$  – параметр, определяемый по формуле:

$$\xi_i = \frac{x_{Ri, z} \cdot R_z (r_p + 1) \cdot y_{i, Nk+1}}{y_{Di, z} [D_z (r_p + 1) \cdot y_{mi} + e \cdot L \cdot x_{Li}]}. \quad (5.51)$$

Количества верхнего и нижнего продуктов колонны в  $z+1$  приближении рассчитываются по формулам (5.14), (5.15) с учетом скорректированных составов.

После расчета новых составов и количеств продуктов возвращаются к расчету температуры верха колонны, но место ввода питания не изменяют (количество тарелок в секции остается неизменным).

Если в последующей итерации величина  $\Delta y$  больше, чем в предыдущей, то расчет прекращают и в качестве уточненных составов дистиллята и остатка принимают результаты предыдущей итерации.

При значительной величине невязки составов  $\Delta y$  (например, более 10 %) целесообразно выполнить новую попытку расчета. Для этого следует вернуться к предварительному расчету секции питания, изменить режимные параметры и последующие показатели: «ключевые» компоненты, их содержание в продуктовых потоках, флегмовое число и т.д. Эти меры (изменение так называемых «стар-

товых» условий), как правило, позволяют снизить величину невязок  $\Delta u$  до приемлемой величины.

**Расчет диаметра колонны.** Диаметр колонны целесообразно рассчитывать в трех характерных сечениях: 1 – над верхней тарелкой; 2 – под нижней тарелкой; 3 – в питательной секции.

Используемые для расчетов данные о расходах паровых и жидких потоков, их составах и параметрах состояния перечислены в табл. 5.5.

Таблица 5.5

Исходные данные к расчету диаметра колонны

№ сечения колонны	Расход, кмоль/ч		Давление, МПа	Температура, t°С	Состав пара/жидк., мольн. доли
	пара	жидкости			
1	D + g	g	П <sub>D</sub>	t <sub>D</sub>	y <sub>Di</sub> / x <sub>Di</sub>
2	V <sub>R</sub>	R + V <sub>R</sub>	П <sub>R</sub>	(t <sub>R</sub> + 5) / t <sub>R</sub> <sup>*)</sup>	y <sub>Ri</sub> / x <sub>Ri</sub>
3	V <sub>m</sub>	g <sub>m</sub>	П <sub>L</sub>	t <sub>L</sub>	y <sub>mi</sub> / x <sub>mi</sub>

<sup>\*)</sup> В числителе – для пара, в знаменателе – для жидкости

Предварительно выбираются тип тарелок и расстояние между ними Н<sub>T</sub> (одинаковые или разные для концентрационной и отгонной секций, см. главу 3). При этом используются рекомендации табл. 5.6.

Для выбора метода расчета диаметра колонны оценивается жидкостная нагрузка на сливное устройство L<sub>V</sub> по формуле (в м<sup>3</sup> / (м·ч)):

$$L_V = L^* / (a \cdot D_K \cdot \rho_x), \quad (5.52)$$

где L\* – жидкостная нагрузка в расчетном сечении колонны, кг / ч; a = 1 – относительная длина сливной перегородки; D<sub>K</sub> – диаметр колонны, предварительно принимаемый равным 1 ... 2 м с последующим уточнением.

Первоначально предполагается, что жидкостная нагрузка L<sub>V</sub> ≤ 35. Тогда диаметр колонны определяется по формуле (в м):

$$D_K = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{СЕК}}}{\pi \cdot w_{\text{доп}}}}, \quad (5.53)$$

где V<sub>СЕК</sub> – объёмный расход паров в расчётном сечении, м<sup>3</sup> / с; π = 3,14 (здесь и далее); w<sub>доп</sub> – допустимая скорость паров, м / с.

Таблица 5.6

## Рекомендации для выбора типа тарелок

Тип тарелок		Н <sub>т</sub> , м	D <sub>к</sub> , м	Область использования
Номер	Наименование			
1	колпачковые	0,4...1	0,4...8,5	P – любое, режимы – нестабильные
2	клапанные	0,4...1	1...8,5	$P \geq P_{атм}$ , режимы – любые
3	с S-образными элементами	0,4...1	1...8,5	$P \geq P_{атм}$ , режимы – любые
4	ситчатые	0,3...0,6	0,4...3,6	P – любое, режимы – стабильные
5	решетчатые	0,3...0,6	0,4...3	$P \geq P_{атм}$ , режимы – стабильные

Величина  $w_{доп}$  определяется по формуле:

$$w_{доп} = 8,5 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}. \quad (5.54)$$

Плотности паровой и жидкой фаз  $\rho_y$ ,  $\rho_x$  рассчитываются по рекомендациям главы 2, а коэффициент C, учитывающий признак условий ректификации, определяется по формуле (4.5). При этом для ректификации 1-го типа учитывается поверхностное натяжение  $\sigma$ : если  $\sigma < 0,02$  Н / м, то

$$C = C_{20} \cdot 4 \sqrt{\frac{\sigma}{0,02}}; \quad (5.55)$$

если  $\sigma \geq 0,02$  Н / м, то  $C = C_{20}$ . (5.56)

После расчёта  $D_K$  уточняется расход жидкости в сливном устройстве. Если условие  $L_V \leq 35$  выполняется, то расчёт диаметра колонны в данном сечении считается завершённым. Если условие не выполняется, то диаметр колонны рассчитывается по формуле:

$$D_K = \frac{\frac{L^*}{2 \cdot \rho_x} + \sqrt{(K_O \cdot C + 35) \cdot \frac{G^*}{\sqrt{\rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y)}}}}{K_O \cdot C + 35}, \quad (5.57)$$

где  $L^*$ ,  $G^*$  – расходы жидкости и пара в расчётном сечении, кг/ч;  $K_0$  – коэффициент, зависящий от типа тарелок ( $K_0 = 0,35$  – для клапаных тарелок;  $K_0 = 0,25$  – для прочих типов тарелок).

После расчёта  $D_K$  также уточняют расход жидкости в сливном устройстве и проверяют по условию  $L_v > 35$ . Если условие выполняется, то расчёт диаметра в этом сечении считается завершённым.

Используемые в расчетах значения  $\rho_y$ ,  $\rho_x$  и  $\sigma$  жидкой фазы определяются при  $\Pi$  и  $t$  в расчетном сечении по методике, описанной в главе 2.

Расходы жидкости и пара в расчетном сечении определяются по формулам:

$$L^* = L \cdot M_x, \text{ кг / ч;} \quad (5.58)$$

$$G^* = G \cdot M_y, \text{ кг / ч;} \quad (5.59)$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{G^* \cdot M_y}{3600 \cdot \rho_y}, \text{ м}^3 / \text{с.} \quad (5.60)$$

Для концентрационной секции в качестве расчётного диаметра колонны принимается большее из значений, полученных для сечений 1 и 3.

Если различия в значениях диаметров для концентрационной и отгонной секций не более 10 %, рекомендуется принять колонну постоянного сечения по высоте. Расчётный диаметр колонны округляется до ближайшего большего стандартного значения (или большего с учётом данных гидравлического расчёта тарелок) из ряда стандартных диаметров (см. главу 3).

Правильность выбора диаметра колонны, типа тарелок и расстояния между ними проверяется в процессе гидравлического расчёта тарелок.

**Расчёт числа действительных (рабочих) тарелок.** Действительное число тарелок подсчитывается отдельно для концентрационной и отгонной секций по формулам:

$$N_{\text{КД}} = N_K / \eta_K; N_{\text{ОД}} = N_O / \eta_O, \quad (5.61)$$

где  $\eta_K$  и  $\eta_O$  – средние к.п.д. тарелок для концентрационной и отгонной секций, доли.

В каждой из секций колонны к.п.д. определяется для верхней и нижней тарелок, а затем усредняется как среднее арифметическое.

Величина к.п.д. тарелок определяется по методу № 2, описанному в главе 4, т. е. по формулам (4.3–4.7).

Для определения  $\eta_{\text{тар}}$  и  $\eta_s$  предварительно вычисляется комплекс:

$$F_s = w_y \cdot \rho_y^{0,5}. \quad (5.62)$$

Скорость паров в рассматриваемом сечении рассчитывается по формуле:

$$w_y = \frac{4 \cdot V_{\text{СЕК}}}{\pi \cdot D_K^2}. \quad (5.63)$$

Используемые для расчетов к.п.д. данные о расходах паровых и жидких потоков, их составах и параметрах состояния приведены в табл. 5.7.

Таблица 5.7

Исходные данные к расчету к.п.д. тарелок

Тарелка	Расход пара, кмоль/ч	Давление, МПа	Температура, t°С	Состав пара, мольн. доли
Концентрационная секция				
верхняя	D + g	П <sub>D</sub>	t <sub>D</sub>	y <sub>Di</sub>
нижняя	V <sub>m</sub>	П <sub>L</sub>	t <sub>L</sub>	y <sub>mi</sub>
Отгонная секция				
верхняя	V <sub>к</sub>	П <sub>L</sub>	t <sub>L</sub>	y <sub>ки</sub>
нижняя	V <sub>R</sub>	П <sub>R</sub>	t <sub>R</sub> + 5	y <sub>Ri</sub>

При значениях к.п.д. тарелок  $\eta < 0,3$  целесообразен возврат к изменению типа тарелок, расстояния между ними, диаметра колонны.

Для решётчатых тарелок в отгонной секции рекомендуется добавить одну распределительную верхнюю тарелку (решётку).

Общее число действительных тарелок в колонне равно:

$$N_d = N_{\text{КД}} + N_{\text{Од}}. \quad (5.64)$$

**Гидравлический расчет тарелок.** Гидравлический расчет тарелок проводится с целью определения перепада давления на пути движения паров, величины уноса жидкости, проверки правильности выбора типа тарелок и расстояния между ними.

Расчету подвергаются верхняя и нижняя тарелки концентрационной и отгонной секций. Среднее значение сопротивления тарелок для каждой из секций находится как среднее арифметическое со-

противление ее верхней и нижней тарелок. Аналогично усредняются и другие показатели работы тарелок.

Теплофизические свойства паровой и жидкой фаз рассчитываются при  $P$  и  $t$  на конкретной тарелке (см. главу 2). Исходные данные к гидравлическому расчету тарелок приведены в табл. 5.8.

Таблица 5.8

Исходные данные к гидравлическому расчету тарелок

Тарелка	Расход, кмоль/ч		Давление, МПа	Температура пара / жидк. t°С	Состав пара / жидк., мольн. доли
	пара	жидкости			
Концентрационная секция					
верхняя	D + g	g	P <sub>D</sub>	t <sub>D</sub>	y <sub>Di</sub> / x <sub>Di</sub>
нижняя	V <sub>m</sub>	g <sub>к</sub>	P <sub>L</sub>	t <sub>L</sub>	y <sub>mi</sub> / x <sub>ki</sub>
Отгонная секция					
верхняя	V <sub>к</sub>	g <sub>m</sub>	P <sub>L</sub>	t <sub>L</sub>	y <sub>ki</sub> / x <sub>mi</sub>
нижняя	V <sub>R</sub>	R + V <sub>R</sub>	P <sub>R</sub>	(t <sub>R</sub> + 5) / t <sub>R</sub>	y <sub>Ri</sub> / x <sub>Ri</sub>

*Тарелки колпачковые, клапанные, с S-образными элементами, ситчатые.* Предусмотрен расчет тарелок с одним и двумя потоками жидкости. Схемы к расчетам приведены на рис. 5.3.

Общее гидравлическое сопротивление тарелки рассчитывается по формуле (в Па):

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж} + \Delta P_{\sigma}, \quad (5.65)$$

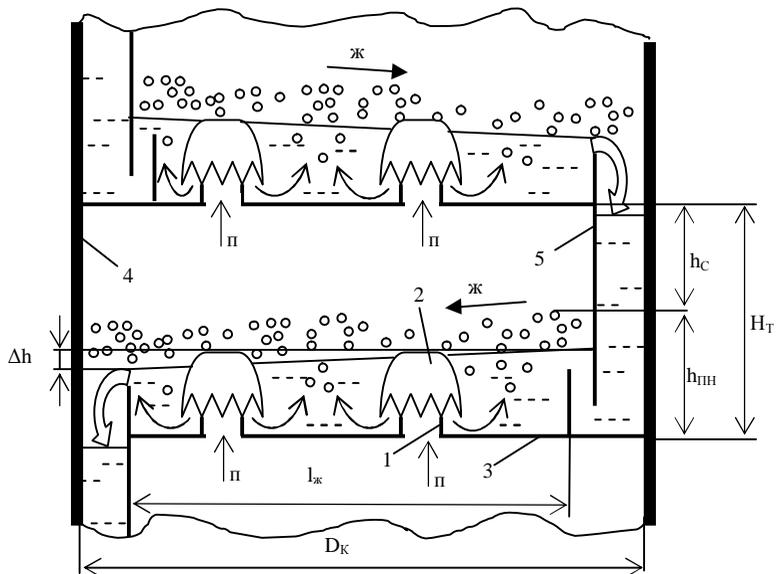
где  $\Delta P_c$  – сопротивление сухой тарелки, Па;  $\Delta P_{ж}$  – сопротивление слоя жидкости на тарелке, Па;  $\Delta P_{\sigma}$  – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па.

Сопротивление сухой тарелки определяется по формуле:

$$\Delta P_c = \xi_c \cdot \frac{\rho_y \cdot w_o^2}{2}, \quad (5.66)$$

где  $\xi_c$  – коэффициент сопротивления сухой тарелки;  $w_o$  – скорость паров в отверстиях, щелях для прохода паров, м/с.

а)



б)

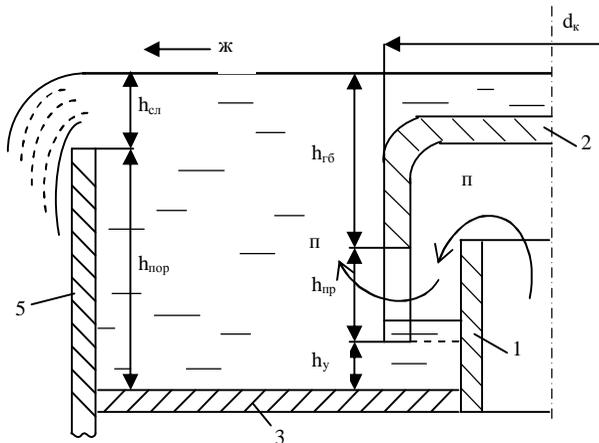


Рис. 5.3. Схемы к гидравлическому расчету тарелок:

а) общий вид тарелок; б) фрагмент установки колпачка:

1 – nipple; 2 – колпачок; 3 – полотно тарелки; 4 – корпус колонны; 5 – сливная пластина;  $d_k$  – диаметр колпачка; ж – поток жидкости; п – поток паров; обозначения остальных величин см. в тексте

Коэффициент сопротивления тарелок  $\xi_c$  принимается по следующим данным [2, 3, 19]:

Тип тарелок	$\xi_c$	Тип тарелок	$\xi_c$
колпачковые	4...5	из S-образных элементов	4,1
клапанные	3,6	ситчатые	1,1...2

Скорость  $w_o$  определяется по формуле (в м/с):

$$w_o = V_{сек} / F_{отв}, \quad (5.67)$$

где  $F_{отв}$  – площадь отверстий, щелей для прохода паров, определяемая по данным главы 3.

Значение  $V_{сек}$  рассчитывается с учетом данных таблицы 5.8 по формуле (5.60), а величина  $F_{отв}$  определяется по формуле (в  $m^2$ ):

$$F_{отв} = \frac{F_0 \cdot \pi \cdot D_K^2}{4 \cdot 100}, \quad (5.68)$$

где  $F_0$  – доля свободного сечения тарелки, определяемая по данным главы 3, %;  $D_K$  – диаметр колонны в рассчитываемом сечении.

Сопротивление слоя жидкости на тарелке определяется по формуле (в Па):

$$\Delta P_{ж} = \left( h_{гб} + \frac{h_{пр} + \Delta h}{2} \right) \cdot \rho_x \cdot g, \quad (5.69)$$

где  $h_{гб}$  – глубина барботажа пара в слое жидкости на тарелке, м;  $h_{пр}$  – величина открытой части прорези контактного устройства, м;  $\Delta h$  – перепад уровня жидкости на тарелке по пути ее движения, м;  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$  – ускорение свободного падения.

Составляющие вышеприведенной формулы определяется с некоторыми упрощениями по методике [4].

Глубина барботажа рассчитывается по формуле (в м):

$$h_{гб} = \frac{0,7 \cdot (\Pi \cdot 10^6)^{0,35}}{\rho_x}. \quad (5.70)$$

Величина открытия прорези принимается равной: для клапанных и ситчатых тарелок  $h_{пр} = 0$ ; для колпачковых тарелок ( $h_{пр} = 15...30 \text{ мм}$ ) – усредненное значение  $h_{пр} = 0,025 \text{ м}$ ; для тарелок из S-образных элементов – полное открытие  $h_{пр} = 0,045 \text{ м}$ .

Перепад уровня жидкости на тарелке рассчитывается по формуле (в м):

$$\Delta h = 0,1 \cdot \lambda_{\text{Э}} \cdot \frac{l_{\text{ж}} \cdot V_{\text{х}}^2}{\Pi_{\text{сл}}^2 \cdot (h_{\text{пор}} + h_{\text{сл}})^3 \cdot g}, \quad (5.71)$$

где  $\lambda_{\text{Э}}$  – эквивалентный коэффициент сопротивления перетоку жидкости на тарелке;  $h_{\text{пор}}$  – высота сливного порога, м;  $h_{\text{сл}}$  – высота подпора жидкости над сливным порогом, м.

Длина пути жидкости на тарелке  $l_{\text{ж}}$  (м) рассчитывается по соотношениям (3.7), расход жидкости на тарелке  $V_{\text{х}}$  (м<sup>3</sup>/с) с учетом данных таблицы 5.8 – по формуле, приводимой ниже, периметр слива  $\Pi_{\text{сл}}$  (м) – по данным главы 3.

Значение расхода равно  $V_{\text{х}}$ :

$$V_{\text{х}} = L M_{\text{х}} / (3600 \rho_{\text{х}}), \quad (5.72)$$

где  $\rho_{\text{х}}$  – плотность жидкости на тарелке, кг/м<sup>3</sup> (см. главу 2).

Высота сливного порога рассчитывается по формуле:

$$h_{\text{пор}} = h_{\text{гб}} + h_{\text{пр}} + h_{\text{у}} - h_{\text{сл}}, \quad (5.73)$$

где  $h_{\text{у}}$  – высота установки контактного устройства, м.

Коэффициент сопротивления движению жидкости на тарелке  $\lambda_{\text{Э}}$  принимается по следующим данным [4]:

Тип тарелок	$\lambda_{\text{Э}}$	Тип тарелок	$\lambda_{\text{Э}}$
колпачковые	$16 \cdot l_{\text{ж}}$	из S-образных элементов	$5 \cdot l_{\text{ж}}$
клапанные	$8 \cdot l_{\text{ж}}$	ситчатые	$6 \cdot l_{\text{ж}}$

Для клапанных и ситчатых тарелок  $h_{\text{у}} = 0$ . Для колпачковых тарелок и с S-образными элементами рекомендуется принимать  $h_{\text{у}} = 0,005$  м.

Величина  $h_{\text{сл}}$  рассчитывается по формуле (в м):

$$h_{\text{сл}} = 0,68 \cdot \left( \frac{V_{\text{х}}^{\circ}}{\Pi_{\text{сл}}} \right)^{0,67}, \quad (5.74)$$

где  $V_{\text{х}}^{\circ}$  – действительный расход жидкости, протекающей через переливное устройство, м<sup>3</sup>/с.

Если по результатам вычислений будет найдено, что  $h_{\text{пор}} < 0,045$  м, то следует принять  $h_{\text{пор}} = 0,045$  м.

Величину  $V_{\text{х}}^{\circ}$  определяют с учетом уноса капель жидкости парами по формуле:

$$V_x^0 = V_x + \frac{G^* \cdot e_y}{3600 \cdot \rho_x}, \quad (5.75)$$

где  $G^*$  – массовый расход пара через тарелку, определяемый с учетом данных табл. 5.8 – по формуле (5.59);  $e_y$  – величина относительного уноса жидкости парами с тарелки, кг жидк. / кг пара.

Для тарелок рассматриваемых типов допустимая величина уноса не должна превышать 0,1 кг/кг.

Расчет следует проводить методом постепенных приближений по следующей схеме. Задаются значением  $e_y$  в интервале  $\{0...0,1\}$  и рассчитывают  $V_x^0$  и  $h_{\text{сл}}$ . Затем уточняют величину уноса жидкости по формуле:

$$e_y = \frac{k_1}{\sigma} \cdot \left( \frac{w_p}{H_T - h_{\text{пн}}} \right)^{n_1}, \quad (5.76)$$

где  $k_1$ ,  $n_1$  – коэффициент и показатель степени, зависящие от типа тарелок и принимаемые по данным табл. 5.9;  $w_p$  – скорость паров в рабочем сечении тарелки (за вычетом площади сливов), м / с;  $h_{\text{пн}}$  – высота слоя пены на тарелке, м.

Таблица 5.9  
Вспомогательные константы для расчетов  $e_y$  и  $h_{\text{пн}}$  [4]

Наименование типа тарелки	$n_1$	$k_1 \cdot 10^5$	$k_2$	$k_3 \cdot 10^2$	$k_4$
колпачковые	1,16	23	0,23	4,4	4,6
клапанные	1,52	4,5	0,3	7,1	1,3
с S-образными элементами	1,38	5,5	0,17	5,9	2,2
ситчатые с переливами	1,61	6,2	0,42	8,5	2,7

Скорость  $w_p$  рассчитывается по формуле:

$$w_p = \frac{V_{\text{сек}}}{F_p}, \quad (5.77)$$

где  $F_p$  – рабочая площадь тарелки, определяемая по данным главы 3.

Высота слоя пены на тарелке рассчитывается по формуле:

$$h_{\text{пн}} = \frac{k_2}{\sigma^{0,33}} \cdot (k_3 \cdot w_p^2 \cdot \rho_x + k_4 \cdot h_{\text{сл}} + h_{\text{пор}}), \quad (5.78)$$

где  $k_2, k_3, k_4$  – коэффициенты, зависящие от типа тарелок и принимаемые по данным табл. 5.9.

Если рассчитанная величина уноса жидкости совпадает с предварительно принятой и не превышает 0,1, то расчет продолжают далее. В противном случае уточняют  $V_x^\circ$  и повторяют расчет  $e_y$ .

Если  $e_y > 0,1$ , то необходимо увеличить межтарельчатое расстояние  $H_T$  или изменить тип тарелок и вернуться к определению уточненного диаметра колонны.

Если найденное в результате расчета значение высоты слоя пены  $h_{\text{пн}} > H_T$ , то необходимо вернуться к уточнению диаметра колонны, как и в предыдущем случае.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, приближенно определяется по формуле:

$$\Delta P_\sigma \approx 0,05 (\Delta P_c + \Delta P_{ж}). \quad (5.79)$$

При выборе клапанных и ситчатых тарелок можно варьировать их характеристиками: шагом между клапанами, диаметром отверстий и шагом между ними.

Высота зоны сепарации капель в межтарельчатом отделении подсчитывается по формуле (в м):

$$h_c = H_T - (h_{\text{пор}} + h_{\text{сл}} + \Delta h). \quad (5.80)$$

Величина  $h_c$  не должна быть менее  $0,33 \cdot H_T$ .

Для массообменных колонн рекомендуется использовать типовые (стандартные) тарелки, характеристики которых приведены в главе 3.

Если для конкретного диаметра колонны стандартом предусмотрены одно- и двухпоточные тарелки, то в первую очередь рассматриваются однопоточные и определяется их периметр слива. Далее рассчитывается жидкостная нагрузка на сливное устройство:

$$L_v = \frac{L^*}{\Pi_{\text{сл}} \cdot \rho_x}. \quad (5.81)$$

Для однопоточных тарелок должно выполняться условие [3]:  $L_v < 60$ . Если это условие не выполняется, то переходят к расчету двухпоточной тарелки. Ситчатые тарелки (при  $D_K > 1$  м) выбирают в следующем порядке:

$$TC - P \rightarrow TC - P2 \rightarrow TC - PЦ / PБ.$$

При использовании двухпоточных тарелок в формулах для определения сопротивления рекомендуется принимать среднее значение

периметра слива. Оно находится как среднее арифметическое для тарелок с центральным и боковыми сливами, учитывая их чередование по высоте колонны.

*Тарелки решетчатые.* Общее гидравлическое сопротивление решетчатой тарелки рассчитывается по формуле [4] (в Па):

$$\Delta P = \frac{\xi_c \cdot \rho_y \cdot w_y^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{ож})^3 \cdot (1 - \beta)} \cdot [1 - f_{ож} \cdot (1 - \beta)] + \frac{2 \cdot \sigma}{b \cdot (1 - \beta)}, \quad (5.82)$$

где  $\xi_c$  – коэффициент сопротивления тарелки;  $f_o$  – относительное свободное сечение тарелки,  $m^2/m^2$ ;  $f_{ож}$  – доля площади отверстий, занятых стекающей жидкостью,  $m^2/m^2$ ;  $\beta$  – коэффициент, зависящий от соотношения давлений в зонах пара и стекающей жидкости;  $b$  – ширина щели в тарелке, м.

Составляющие вышеприведенной формулы рассчитываются по методике [4]. Скорость паров определяется по принятому ранее диаметру колонны по формуле (5.63).

Относительное свободное сечение тарелки подбирается методом приближений по следующей схеме.

1. По данным Приложения Б (табл. ПБ.1) для соответствующего диаметра колонны принимается толщина полотна решетки  $\delta$  и ширина щели  $b$ .

2. Задаются значениями  $f_o^*$  в интервале  $\{0,05...0,36\}$ .

3. Определяется величина  $\xi_c$  по формуле:

$$\xi_c = 1,75 \cdot (1 - f_o^*)^2 \cdot (b / \delta)^{0,2}. \quad (5.83)$$

4. Далее находится величина  $f_{ож}$  по формуле:

$$f_{ож} = \frac{1}{1 + 0,73 \cdot \left( \frac{\xi_c \cdot \rho_x}{\rho_y} \right)^{0,33} \cdot \left( \frac{G^*}{L^*} \right)^{0,67}}, \quad (5.84)$$

где  $G^*$ ,  $L^*$  – определяются с учетом данных табл. 5.8. по формулам (5.58, 5.59).

5. Затем уточняется значение  $f_o$  по формуле:

$$f_o = \frac{w_y}{0,416 \cdot \left( \frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y} \right)^{0,5} \cdot (1 - f_{ож})}. \quad (5.85)$$

б. Полученное значение  $f_o$  сравнивается с принятым ранее  $f_o^*$ . Если различие значительное, то изменяется  $f_o^*$  и расчет повторяется.

Найденное значение  $f_o$  используется для выбора из Приложения Б (табл. ПБ.1) относительного свободного сечения, соответствующего конкретному шагу между щелями. Рекомендуется принимать несколько большее значение  $f_o$  по отношению к расчетному.

Далее окончательно определяются  $\xi_c$  и  $f_{ож}$ . Величина  $\beta$  рассчитывается по формуле:

$$\beta = 1,11 \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,118} . \quad (5.86)$$

Величину уноса капель жидкости с тарелки рассчитывают по формуле (в кг / кг):

$$e_y = 163,5 \cdot \left( \frac{w_y}{h_c} \right)^{2,56} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,73} \cdot \left( \frac{\mu_y}{\sigma} \right)^{1,1} . \quad (5.87)$$

Величина  $h_c$  равна в м:

$$h_c = H_r - h_{пн}, \quad (5.88)$$

где  $h_{пн}$  – высота слоя пены на тарелке, определяемая по формуле:

$$h_{пн} = \frac{\Delta P - \frac{\xi_c \cdot \rho_y \cdot w_y^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{ож})^2}}{(1 - \varphi) \cdot \rho_x \cdot g} . \quad (5.89)$$

Параметр  $(1 - \varphi)$  определяется по формуле:

$$1 - \varphi = 0,43 \cdot \left( \frac{L}{G} \right)^{0,325} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,16} \cdot \left( \frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,036} . \quad (5.90)$$

Если рассчитанная величина уноса жидкости  $e_y > 0,05$  или высота сепарационного пространства менее  $0,33 \cdot H_r$ , то необходимо возвратиться к изменению типа тарелок или расстояния между ними и расчета нового значения диаметра колонны, удовлетворяющего указанным условиям.

**Уточнение режимных параметров колонны.** Выполненный расчёт гидравлического сопротивления тарелок позволяет уточнить режимные параметры колонны.

Для каждой из секций колонны показатели гидравлического расчета тарелок определяются по следующим формулам: среднее гидравлическое сопротивление тарелок равно:

$$\Delta P_{к(о)} = \frac{\Delta P_{к(о)В} + \Delta P_{к(о)Н}}{2} \cdot 10^{-6}, \text{ МПа}; \quad (5.91)$$

средняя величина уноса капель жидкости с тарелок равна:

$$e_{у_{к(о)}} = \frac{e_{у_{к(о)В}} + e_{у_{к(о)Н}}}{2}, \text{ кг / кг}; \quad (5.92)$$

средняя высота слоя пены на тарелках равна:

$$h_{пн_{к(о)}} = \frac{h_{пн_{к(о)В}} + h_{пн_{к(о)Н}}}{2}, \text{ м}; \quad (5.93)$$

средняя высота сепарационной зоны между тарелками равна:

$$h_{с_{к(о)}} = \frac{h_{с_{к(о)В}} + h_{с_{к(о)Н}}}{2}, \text{ м}, \quad (5.94)$$

где индексы: «к (о)» – соответствуют концентрационной и отгонной секциям колонны; «в», «н» – соответствуют верхней и нижней тарелкам секций.

Общее гидравлическое сопротивление тарелок в концентрационной и отгонной секциях подсчитывается по формулам в МПа:

$$\Delta P_3 = \Delta P_K \cdot N_{КД}; \quad (5.95)$$

$$\Delta P_4 = \Delta P_O \cdot N_{ОД}. \quad (5.96)$$

Фактические давления вверху и внизу колонны равны:

$$P_D^* = P_L - \Delta P_3; \quad (5.97)$$

$$P_R^* = P_D + \Delta P_4. \quad (5.98)$$

Если разница между уточнёнными величинами давления  $P_D^*$  или  $P_R^*$  и ранее принятыми  $P_D$  и  $P_R$  значительна (например, более, чем 1,5...2 %), то следует скорректировать их. В следующем приближении необходимо возвратиться к потарелочному расчёту секций колонны и уточнить все последующие вычисления процесса ректификации.

Таким образом, оптимизация расчета процесса ректификации требует нескольких последовательных приближений.

**Расчёт параметров ёмкости орошения.** Давление в ёмкости орошения из-за гидравлического сопротивления трубопроводов и конденсатора-холодильника меньше, чем давление верха колонны на величину  $\Delta P_1$ , выбираемую из интервала {0,02 ... 0,1} МПа. Тогда давление в ёмкости орошения составит:

$$P_O = P_D - \Delta P_1. \quad (5.99)$$

Далее выбирается вид хладагента для конденсации паров и охлаждения дистиллята и задаётся его начальная температура  $t_H$  по данным табл. 5.10.

Таблица 5.10

Начальная температура хладагента

Хладагент	$t_H, ^\circ\text{C}$	Хладагент	$t_H, ^\circ\text{C}$
Воздух	30 ... 40	Захоложенная вода	5 ... 20
Вода	20 ... 30	Рассол	- 30 ... 5

Конечная температура дистиллята после конденсатора-холодильника ( $t_O$ ) должна превышать  $t_H$  на величину  $\Delta t$ , выбираемую в интервале {15 ... 25}°C.

Тогда конечная температура дистиллята составит:

$$t_O = t_H + \Delta t. \quad (5.100)$$

Поиск температуры в ёмкости орошения  $t_{O, \text{расч}}$  проводится в интервале { $t_O - 50 \dots t_O + 50$ }°C. Правильность найденной температуры контролируется по условию:

$$\sum_{i=1}^n x_{Di} \cdot k_i = 1, \quad (5.101)$$

где  $k_i$  – константы фазового равновесия компонентов при  $P_O, t_{O, \text{расч}}$ ;  $x_{Di}$  – концентрации компонентов в жидком дистилляте в ёмкости орошения (принимаются по составу паров дистиллята  $x_{Di} \equiv y_{Di}$ ).

Если рассчитанное значение температуры в ёмкости орошения существенно ниже  $t_O$ , то следует изменить хладагент или увеличить давление в секции питания колонны и вернуться к началу расчета процесса и выбору новых значений параметров секции питания.

**Расчет диаметров основных штуцеров.** Диаметры основных штуцеров колонны вычисляются по формуле (в м):

$$d_{\text{шт}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{сек}}}{\pi \cdot w_{\text{шт}}}}, \quad (5.102)$$

где  $V_{\text{сек}}$  – расход потока среды через соответствующий штуцер, м<sup>3</sup>/с;  $w_{\text{шт}}$  – рекомендуемая скорость потока в штуцере, м/с.

Исходные данные и рекомендации к расчету диаметров штуцеров приведены в табл. 5.11.

Таблица 5.11

Исходные данные и рекомендации к расчету диаметров штуцеров \*

Штуцер *)	Расход по-тока	Фазовое состояние	Давление	Температура	Состав	Рекомендуемая скорость, $w_{шт}$ , м/с
$d_1$	L	ж	$\Pi_L$	$t_L$	$x_{Li}$	0,8 ... 1,5
$d_2$	$D + g$	п	$\Pi_D$	$t_D$	$y_{Di}$	8 ... 15
$d_3$	g	ж	$\Pi_D$	$t_O$	$x_{Di}$	1 ... 1,5
$d_4$	$V_R$	п	$\Pi_R$	$t_R+5$	$y_{Ri}$	8 ... 15
$d_5$	$R + V_R$	ж	$\Pi_R$	$t_R$	$x_{Ri}$	0,3 ... 0,5

\* Расположение штуцеров на колонне дано на рис. 5.4

Объемный расход потока вычисляется с учетом данных табл. 5.11 по формуле вида (5.60).

При давлении в колонне существенно выше атмосферного скорость паров в штуцере  $w_{шт}^{(II)}$  следует рассчитывать по формуле:

$$w_{шт}^{(II)} = w_{шт} / (\Pi/0,0981)^{0,5}, \quad (5.103)$$

где  $\Pi$  – давление в штуцере, МПа.

Рассчитанные диаметры штуцеров округляются до ближайших стандартных значений из ряда  $D_y$  (см. главу 3).

**Расчет высоты колонны.** Схема к расчету высоты колонны приведена на рис. 5.4.

В соответствии с рисунком полная высота колонны вычисляется по формуле (в м):

$$H_k = H_{оп} + H_{куб} + H_1 + H_{отг} + H_{пит} + H_{кон} + H_2 + H_{дн}, \quad (5.104)$$

где  $H_{оп}$  – высота опорной части мантии (от опорного кольца до нижнего днища), принимаемая равной 2 ... 4 м;  $H_{куб}$  – высота кубовой части, м;  $H_1$  – высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки, принимаемая равной 1 ... 1,5 м, но не менее  $0,3 \cdot H_{куб}$ ;  $H_{отг}$  – высота, занимаемая тарелками отгонной секции, м;  $H_{пит}$  – высота секции питания, принимаемая равной 1...1,5 м;  $H_{кон}$  – высота, занимаемая тарелками концентрационной секции, м;  $H_2$  – высота от верхней тарелки, до верхнего днища, принимаемая равной 1,5...2 м;  $H_{дн}$  – высота верхнего днища, м.

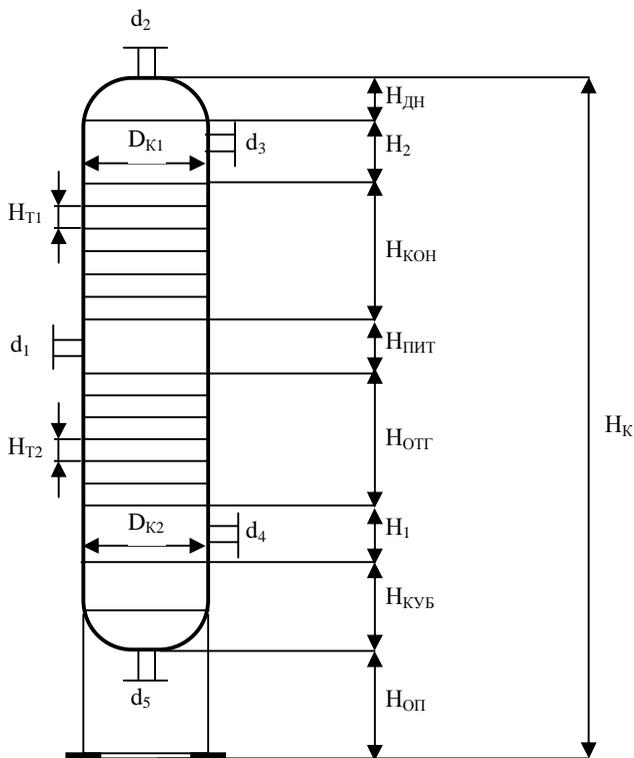


Рис. 5.4. Схема к расчету высоты колонны

Высоты отгонной и концентрационной секций определяются по формуле:

$$H_{\text{ОТГ(КОН)}} = (N_{\text{ОД(КД)}} - 1) \cdot H_{\text{T}}. \quad (5.105)$$

Высоту днища определяют по формулам в м:

$$\begin{aligned} \text{эллиптического} \quad H_{\text{ДН}} &= 0,3 \cdot D_{\text{К}}; \\ \text{полусферового} \quad H_{\text{ДН}} &= 0,5 \cdot D_{\text{К}}. \end{aligned} \quad (5.106)$$

Полусферовое днище применяется при давлениях  $P_{\text{D}} > 1$  МПа или при  $D_{\text{К}} > 4$  м. В остальных случаях используется эллиптическое днище.

Высота кубовой части (минимально необходимая) рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{куб}} = \frac{4 \cdot (R + V_{\text{R}}) \cdot M_{\text{x}} \cdot \tau_{\text{куб}}}{60 \cdot \pi \cdot \rho_{\text{x}} \cdot D_{\text{К}}^2}, \quad (5.107)$$

где  $\tau_{\text{куб}}$  – время на запас остатка в кубовой части, принимаемое равным 3...5 мин.

Если в результате расчета получено  $N_{\text{куб}} < N_{\text{дн}}$ , то следует принять  $N_{\text{куб}} = N_{\text{дн}}$ . При разном диаметре верхнего и нижнего днищ высота последнего определяется также, как и верхнего.

Если в колонне используется расстояние между тарелками  $H_T < 0,5$  м, то в местах установки люков его увеличивают (до 600 мм) и корректируют общую высоту аппарата.

**Расчет теплового баланса.** Расчет теплового баланса проводится для определения тепловых нагрузок конденсатора-холодильника и кипятильника.

Рассчитываются также необходимые по тепловому балансу рабочие флегмовое  $g_1$  и паровое  $S_1$  числа наверху и внизу колонны. Схема к расчету теплового баланса приведена на рис. 5.5.

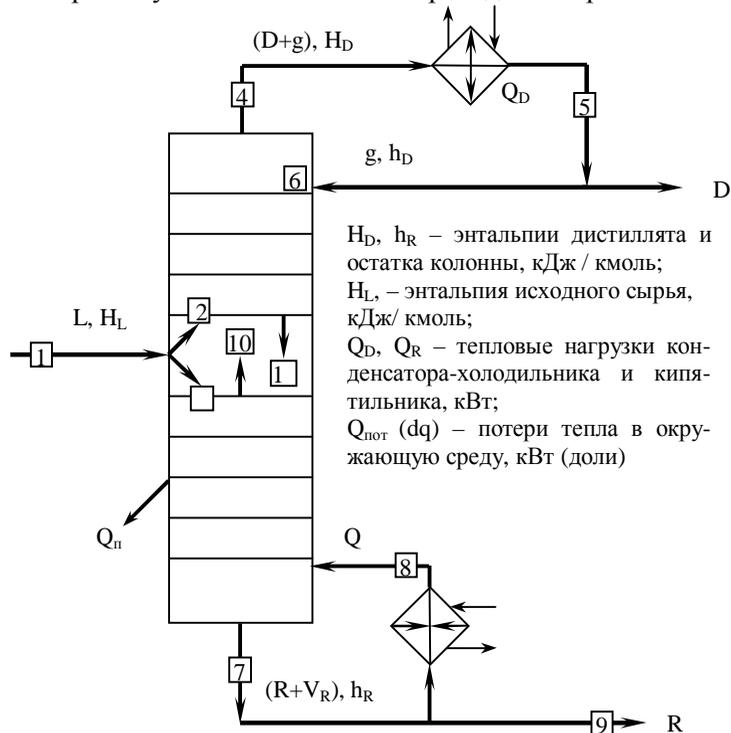


Рис. 5.5. Схема к расчету теплового баланса колонны

Предварительно определяются энтальпии ряда внешних и внутренних потоков колонны (см. главу 2), обозначения которых, параметры состояния и мольный состав перечисляются в табл. 5.12.

Энтальпия исходного сырья рассчитывается по формуле (здесь и далее в кДж/кмоль):

$$H_L = H_C \cdot e + h_C \cdot (1 - e). \quad (5.108)$$

Таблица 5.12

К расчету теплового баланса колонны

№ потока	Фазовое состояние потока	Давление	Температура	Состав	Энтальпия
1	п + ж	$\Pi_L$	$t_L$	$y_{Ci}, x_{Ci}$	$H_L$
2	п	$\Pi_L$	$t_L$	$y_{Ci}$	$H_C$
3	ж	$\Pi_L$	$t_L$	$x_{Ci}$	$h_C$
4	п	$\Pi_D$	$t_D$	$y_{Di}$	$H_D$
5	ж	$\Pi_O$	$t_O$	$x_{Di}$	$h_D$
6	ж	$\Pi_D$	$t_D$	$x_{Di}$	$h_{D1}$
7	ж	$\Pi_R$	$t_R$	$x_{Ri}$	$h_R$
8	п	$\Pi_R$	$t_R+5$	$y_{Ri}$	$H_{R1}$
9	ж	$\Pi_R$	$t_R+5$	$x_{Ri}$	$h_{R1}$
10	п	$\Pi_L$	$t_L$	$y_{mi}$	$H_m$
11	ж	$\Pi_L$	$t_L$	$x_{ki}$	$H_k$

Потери тепла колонной в окружающую среду  $dq$  рекомендуется принимать в долях от количества тепла, приходящего в колонну (или уходящего из нее), в интервале  $\{0,5 \dots 1\}\%$ .

Тепловая нагрузка конденсатора-холодильника подсчитывается по формуле (в кВт):

$$Q_D = \frac{(H_D - h_D) \cdot g}{3600}. \quad (5.109)$$

Приведенная энтальпия дистиллята равна:

$$H_D^* = H_D + \frac{3600 \cdot Q_D}{D}. \quad (5.110)$$

Количество тепла, вносимого в колонну (приход), равно (в кДж / ч):

$$Q_{\text{прих}} = \frac{(D + g) \cdot H_D + (R + V_R) \cdot h_R}{1 - \frac{dq}{100}}. \quad (5.111)$$

Тепловая нагрузка кипятильника подсчитывается по формуле:

$$Q_R = \frac{Q_{\text{прих}} - L \cdot H_L - g \cdot h_D}{3600}. \quad (5.112)$$

Приведенная энтальпия остатка равна:

$$h_R^* = h_R - \frac{3600 \cdot Q_R}{R}. \quad (5.113)$$

Потери тепла в окружающую среду равны:

$$Q_{\text{пот}} = \frac{dq \cdot Q_{\text{прих}}}{360000}. \quad (5.114)$$

Флегмовое число наверху колонны рассчитывается по формуле:

$$r_1 = \frac{g_1}{D}, \text{ где } g_1 = \frac{V_m \cdot H_m - g_k \cdot h_k - D \cdot H_D}{H_D - h_{D1}}. \quad (5.115)$$

Паровое число внизу колонны рассчитывается по формуле:

$$S_1 = \frac{V_{R1}}{R}, \text{ где } V_{R1} = \frac{3600 \cdot Q_R - (h_{R1} - h_R) \cdot R}{H_{R1} - h_R}. \quad (5.116)$$

Найденные величины  $r_1$  и  $S_1$  сравниваются с принятыми ранее  $r_p$  и  $S_p$ . При значительных расхождениях ( $r_1 \ll r_p$  и  $S_1 \ll S_p$ ) следует внести коррективы в предыдущий расчет, увеличив значения  $r_p$  и  $g$ .

Правильность расчетов теплового баланса колонны контролируют по уравнениям:

Приход тепла = Расходу тепла;

$$L \cdot H_L + Q_R + g \cdot h_D = (D + g) \cdot H_D + (R + V_R) \cdot h_R + Q_{\text{пот}}; \quad (5.117)$$

$$L \cdot H_L = D \cdot H_D^* + R \cdot h_R^*.$$

**Алгоритм и программа модели.** Представленная выше модель использована в качестве основы для создания программы по расчету процесса ректификации многокомпонентных смесей и определению основных конструктивных размеров колонны при помощи ПЭВМ.

Схема укрупненного алгоритма для моделирования многокомпонентной ректификации приведена на рис. 5.6.

Расчеты модели проводятся по линейной схеме. Предусмотрены возвраты к предшествующим этапам после анализа показателей в узловых точках модели, что позволяет оптимизировать результаты расчета. Последние выводятся на печать в виде таблиц, дающих достаточно полное представление о показателях процесса и колонны.

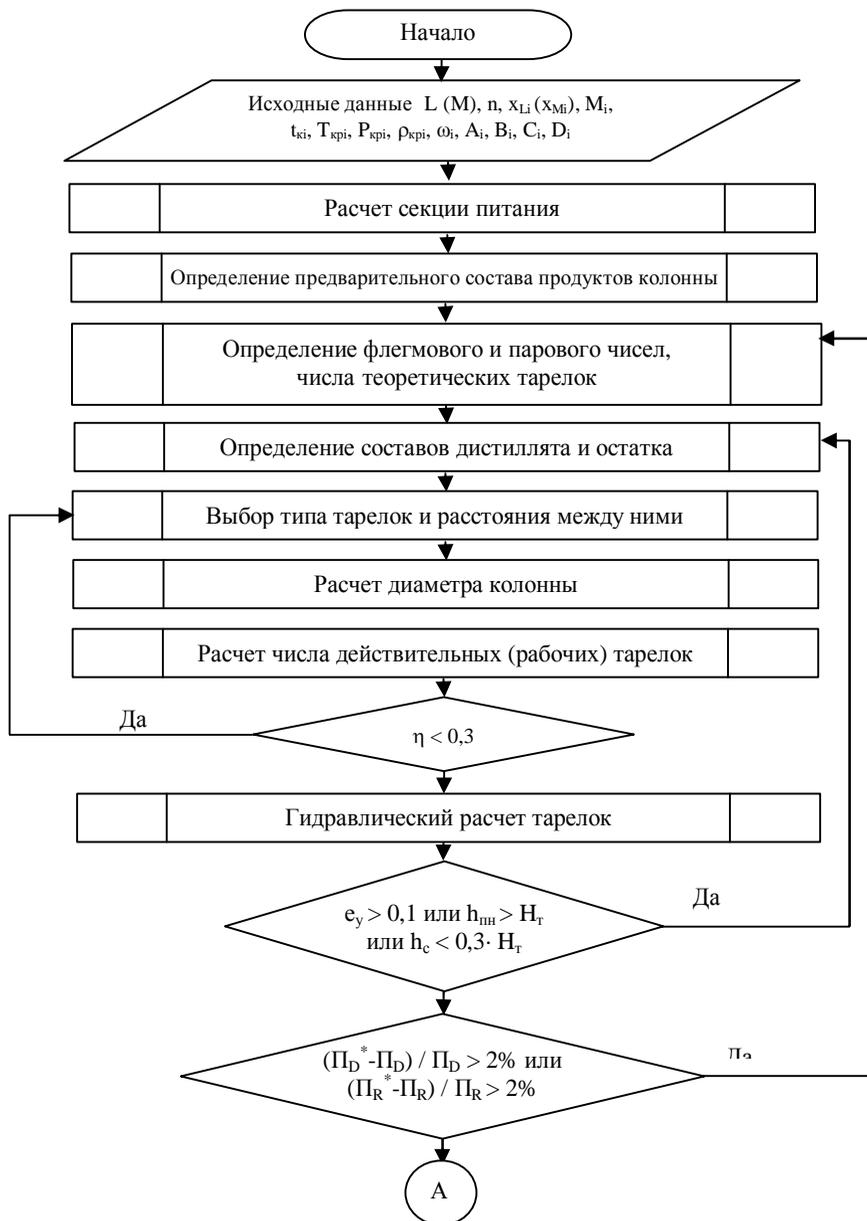


Рис. 5.6. Алгоритм моделирования многокомпонентной ректификации

Программа реализована на языке QBasic для работы в диалоговом режиме. Эта часть работы представляет собой программный продукт, предназначенный для проектирующих расчетов процесса ректификации на ПЭВМ.

В структуре программы содержится основной модуль, 32 программных элемента подпрограмм (UB), 3 процедуры-функции (FUNCTION), 7 функций (DEF).

Для организации взаимодействия программных элементов около 200 используемых переменных объявлены глобальными (DIM SHARED).

Табулированные справочные конструктивные величины (см. табл. 3.4, ПБ.1 и др.) представлены в основном модуле в виде исходных данных (DATA) и в других программных элементах (CASE, SUB).

Исходные физико-химические характеристики компонентов записываются с пульта в основной модуль программы на отведенное место перед началом расчета. Расход сырья и его состав вводятся в процессе работы по запросу программы. Результаты моделирования выводятся на дисплей ЭВМ.

Подсистема диалогового взаимодействия пользователя с программой обеспечивает осуществление процесса проектирования (см. главу 1). В представленной программе она не является самостоятельным программным элементом, а «встроена» в основной модуль и другие программные единицы. Пользователю программы предлагаются на экране дисплея запросы по ее элементам в части:

- ввода исходных данных к расчету;
- *выбора:*
  - давления и температуры (или величины доли отгона сырья) в секции питания;
  - номера эталонного компонента для расчетов  $\alpha_i$ ;
  - номеров легкого и тяжелого «ключевых» компонентов, которые распределяются между остатком и дистиллятом;
  - содержания «ключевых» компонентов в остатке и дистилляте;
  - просмотра результатов потарелочного расчета;
  - типа ректификации;
  - типа контактных тарелок и расстояния между ними;
  - характеристик тарелок;
  - диаметра колонны по стандарту;

- перепада давления между верхом колонны и емкостью орошения;
- типа хладагента и его начальной температуры;
- перепада температуры между дистиллятом и хладагентом;
- доли потерь тепла колонной в окружающую среду;
- скоростей потоков в штуцерах колонны;
- диаметров штуцеров по стандарту;
- времени на запас остатка в кубе колонны;
- высот конструктивных частей колонны;
- выполнения расчета для другого типа тарелок;
- окончания расчета;
- *необходимости уточнения расчетов:*
  - режимных параметров секции питания;
  - составов остатка и дистиллята.

Для принятия проектных решений в помощь пользователю на экране дисплея выводятся «подсказки» по упомянутым выше запросам, необходимые справочные величины. По ходу вычислительного процесса там же иллюстрируются наиболее важные фрагменты, позволяющие контролировать расчет.

Для защиты от грубых ошибок в программе предусмотрены *тестовые проверки* на соответствие:

- диаметра колонны и расстояния между тарелками – стандартным значениям для принятого типа тарелок;
- коэффициентов полезного действия тарелок – нижнему целесообразному пределу их применения ( $\eta > 0,3$ );
- высоты слоя пены на тарелке – принятому расстоянию между тарелками;
- высоты сепарационного пространства между тарелками и величины уноса жидкости с тарелки – промышленным рекомендациям;
- фактических значений давлений в секции питания и внизу колонны – значениям, предварительно принятым ранее.

При несоответствии результатов расчетов перечисленным выше условиям в программе предусмотрены безусловные возвраты к этапу повторного выбора типа тарелок и расстояния между ними, диаметра колонны.

Как показали тестовые вычисления, в ряде случаев бывает достаточно увеличить расстояние между тарелками или заменить тип тарелок. Иногда приходится для получения сходимости принимать несколько больший по стандарту диаметр колонны по сравнению с расчетным, а не ближайший больший.

Результаты расчетов процесса ректификации выводятся на экран дисплея и, по желанию пользователя, на печатающее устройство в виде ряда итоговых таблиц, в том числе:

- исходные данные;
- физико-химические свойства компонентов;
- режимные параметры колонны;
- состав продуктов ректификации;
- материальный баланс секции питания;
- число тарелок;
- потарелочный расчет составов,  $P$  и  $t$ ;
- гидравлический расчет тарелок;
- энтальпии потоков;
- тепловой расчет колонны;
- диаметры штуцеров основных потоков;
- высота колонны.

По желанию пользователя в программе предусмотрен возврат для рассмотрения альтернативных вариантов тарелок при ректификации данной смеси.

**Оценка адекватности модели.** Подсистема оценки технико-экономических решений (см. главу 1), принимаемых в процессе моделирования ректификации, как специальный модуль не создавалась. Вместо этого в математическом описании предусмотрены решения, обобщающие опыт оптимального проектирования массообменных колонн, в том числе:

- ввод питания в двухфазном состоянии;
- выбор доли отгона сырья, близкой к доле отбора;
- расчет оптимального флегмового числа;
- расчет числа теоретических тарелок, соответствующих оптимальному флегмовому числу;
- обеспечение рекомендуемых показателей работы тарелок (величины к.п.д., уноса жидкости, высоты зоны сепарации).

Оценка адекватности модели ректификации многокомпонентных смесей выполнена также как и для бинарной ректификации, путем сравнения получаемых результатов с заслуживающими доверия литературными данными. В качестве объекта для сравнения принята смесь легких углеводородов ( $C_3...C_5$ ), разделяемая в изобутановой ректификационной колонне промышленной ГФУ [11]. Основные параметры режима ее работы, состав сырья и продуктов ректификации приведены в табл. 5.13. Там же даны сравниваемые показатели, полученные расчетным путем по описанной модели.

Таблица 5.13

Сравнение результатов моделирования изобутановой колонны ГФУ с промышленными данными

Наименование показателя	Значение показателя	
	по дан-ным [11]	по много-компонент-ной модели
Расход сырья L, кг / ч	9000	9000
кмоль / ч		154,9
Состав сырья $x_{Li}$ : масс. / мольн.		
пропан	0,0033*	0,0033*
i-бутан	0,2982*	0,2982*
n-бутан	0,6938*	0,6938*
i-пентан	0,0047*	0,0047*
Состав дистиллята $y_{Dj}$ : масс. / мольн.		
пропан	0,0121*	0,0146
i-бутан	0,9707*	0,9700
n-бутан	0,0172*	0,0154
Состав остатка $x_{Rj}$ : масс. / мольн.		
i-бутан	0,0184*	0,0123
n-бутан	0,975*	0,9823
i-пентан	0,0066*	0,0054
Давление в колонне, МПа	0,56	–
в емкости орошения $P_O$	–	0,55
верха колонны $P_D$	–	0,59
секции питания $P_L$	–	0,6
низа колонны $P_R$	–	0,601
Температура, °С		
верха колонны $t_D$	47	43,4
секции питания $t_L$	–	52,8
низа колонны $t_R$	60	56,8
Флегмовое число $r_p$	12	13
Тип тарелок		колпачковые
Число тарелок действительное $N_d$	80	72
Расстояние между тарелками $H_T$ , м	0,6	0,6
Диаметр колонны $D_k$ , м	2,6	2,6
Высота колонны $H_k$ , м	55	52,2

Анализ данных таблицы показывает, в целом, удовлетворительное согласование результатов расчета ректификации сравниваемой системы с ее литературным аналогом [11]. Отличие в числе действительных тарелок, которое составляет 8 (или 10 %), можно объяснить стремлением иметь в промышленной колонне некоторый запас разделительной способности за счет увеличения числа тарелок. К тому же, в проведенном расчете флегмовое число (найденное как оптимальное) несколько превышает промышленный показатель, что компенсирует уменьшение числа тарелок.

Анализ полных результатов моделирования данной колонны показал, что промышленный аналог имеет и значительный запас производительности, поскольку расчетный диаметр составляет 1,8 м по сравнению с 2,6 м у промышленной колонны (см. Приложение В).

Дополнительно проверялись возможности представленной модели для расчета процесса ректификации бинарных смесей – предельного варианта многокомпонентной при числе компонентов  $n = 2$ . Программа показала свою работоспособность и в этом случае.

Выполненная проверка модели расчета ректификации многокомпонентных смесей позволила считать ее адекватной математическому описанию и рекомендовать для проектирующих расчетов соответствующего оборудования в курсовом и дипломном проектировании студентов химико-технологических специальностей вузов.

## **Математическое описание нетрадиционных подходов к моделированию ректификации**

**Трудности «классического» моделирования.** Определение точных составов продуктов процесса ректификации, как показано выше, является одной из наиболее трудоемких задач при проектировании массообменных колонн химических производств. Это определило характер имеющихся методик и моделей расчета [1–3, 18, 22, 23]. Некоторые из них оперируют сложными уравнениями, математическими выкладками и эмпирическими формулами, сложными для понимания, а иногда и скрывающими суть процесса. Помимо целевого расчета эти методики преследуют ещё одну цель – минимизацию объёмов вычислений (см., например, метод Джиллиленда). Это объясняется тем, что большинство расчётов проводилось вручную. Однако такой путь на современном этапе не может при-

вести к прогрессу и развитию методов моделирования массообменных процессов.

Применение «классического»  $\Theta$ -метода сведения невязок расчета составов питательной секции колонны к минимуму (см. выше), не всегда дает удовлетворительные результаты. В отдельных случаях суммарная погрешность расчета составов может быть  $\Delta y = 10\%$ , а иногда и более и их не удается снизить. Причины значительных погрешностей метода последовательных приближений для уменьшения невязки составов в секции питания можно понять, если проанализировать поведение некоторой вспомогательной функции  $\psi$  для ректификационной колонны:

$$\psi = \frac{1}{\Delta y + 1}. \quad (5.118)$$

Интервал значений этой функции  $\{0 \dots 1\}$ , причем, чем больше точность принятого состава дистиллята и остатка, тем больше значение  $\psi$ .

Рассмотрим трехкомпонентную модельную смесь, которую необходимо разделить в ректификационной колонне. Как показывает опыт, погрешность расчета составов  $\Delta y$  возрастает с увеличением числа тарелок и количества потоков паровой и жидкой фаз. Примем для проведения модельных расчетов число тарелок  $N_K = 50$  в концентрационной секции и  $N_O = 70$  в отгонной. Паровое и флегмовое числа примем равными  $S_p = 12$  и  $r_p = 7$  соответственно. Распределяемым является второй (средний) компонент.

По результатам модельных вычислений сечения функции  $\psi$  будут выглядеть, как показано на рис. 5.7 (задается состав дистиллята). Доля распределяемого компонента вычисляется как:  $x_2 = 1 - X_{HKK} - X_{BK}$ .

Исходя из проведенного анализа поведения функции  $\psi$ , было обнаружено, что наиболее немонотонный вид она имеет вблизи ее наибольшего значения, то есть около действительных значений составов продуктов (см. рис. 5.7). Множество локальных максимумов значительно осложняют поиск решения  $\psi = 1$ . Известные численные методы не могут дать более-менее точного решения из-за того, что ищут просто максимум, и в случае попадания анализируемой точки в область локального максимума, метод выдает именно это решение.

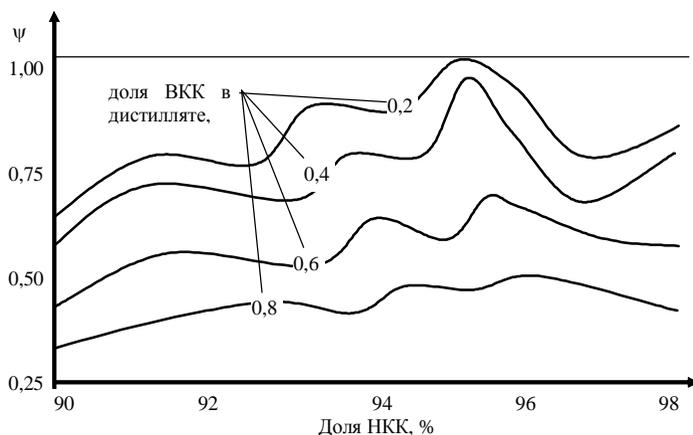


Рис. 5.7. Поведение функции  $\psi$  вблизи максимума

Рассмотрим возможные пути устранения отмеченного недостатка. Исходя из особенностей численных методов, можно выделить три области поиска решения:

- 1) более точное определение положения начальной точки;
- 2) усложнение алгоритма поиска решения;
- 3) преобразование целевой функции к иному виду.

*Более точное определение положения начальной точки.* Это сделать достаточно сложно из-за особенностей метода определения предварительного состава продуктов колонны. Составы дистиллята и остатка определяются после подсчета минимального числа тарелок, обеспечивающих необходимое разделение. Анализ зависимости для  $N_{\min}$  показывает, что результат получается вещественным, то есть не целым. Но число тарелок – целая величина, поэтому неизбежно округление получаемого результата. Остается и вопрос распределения тарелок между отгонной и концентрационной секциями, что также влечет за собой дискретизацию результата. Полученное значение числа тарелок в секциях может вовсе не обеспечить тех концентраций, которые были приняты. Следствие: удаление точки начальных условий от искомого решения увязки составов в секции питания. Возможный путь приближения к искомому решению, как отмечалось в описании «классической» модели, это – возврат к началу расчета и изменение стартовых условий.

*Усложнение алгоритма поиска решения.* Необходимо исследование функции во всех направлениях с учетом ограничений. Это требует детального анализа поведения функции и ее градиента. Задача усложняется еще и тем, что аргументы (составы фаз) нельзя назвать полностью независимыми, поскольку их сумма всегда должна давать 100 %. Попытка выразить концентрацию одного из компонентов через сумму остальных снова накладывает ограничение на оставшиеся: их сумма не должна превышать 100 %. Учет этого условия влечет за собой появление новых условий по цепной схеме.

Существует еще одно ограничение. Если известны концентрации одного компонента в обоих продуктах (дистилляте и остатке), то определяются выходы процесса разделения смеси из условий материального баланса. Следствие: новое ограничение – концентрации компонента в продуктах могут быть не больше, чем некоторая величина (потенциальное содержание в сырье), характеризующая полный уход вещества либо в остаток, либо в дистиллят. При определенных условиях возникает такая ситуация, когда, двигаясь в направлении, противоположном градиенту функции, поиск решения оказывается в тупике: сумма максимально возможных варьируемых и зафиксированных концентраций не добирает до 100 %. Определить в такой ситуации, какая итерация стала причиной этому, практически невозможно. Изменение фиксированной концентрации повлечет за собой перерасчет выходов, что нежелательно, и, кроме того, может значительно измениться общий вид функции. Фиксирование же выходов продуктов накладывает еще большие ограничения типа «не больше, чем». Попытка увязать с процессом поиска решения верхнюю границу интервала варьирования встречает другую проблему: при принятии максимально возможной концентрации в одном компоненте, в другом она будет равна 0 %, что теоретически недостижимо, а математическое моделирование – идеальный процесс. Математическое описание ограничения типа «больше» достаточно сложно. При большом числе компонентов в смеси задача усложняется настолько, что ее реализация становится гораздо сложнее, чем существующие методы.

*Преобразование целевой функции к другому виду.* Необходимо изменить модель ректификации многокомпонентных смесей таким образом, чтобы сечение этой многомерной функции по любой пе-

ременной имело только один минимум в области действия ограничений. Этот вопрос выходит за рамки данной работы из-за значительной сложности и далее не рассматривается.

Таким образом, внести существенные изменения в  $\Theta$ -метод уточнения составов продуктов ректификации, представленный в «классической» модели, достаточно сложно. Однако у нее есть одна особенность – объем вычислений хотя и велик, но для современной ЭВМ крайне незначителен. Во времена разработки теории ректификации, положенной в основу модели, вычислительные возможности ЭВМ были значительно ниже, что требовало применения сложных формул и детального анализа процесса для минимизации объема расчетов. Возможно, именно это и стало причиной описанных выше недостатков.

Вычислительные возможности ЭВМ современного уровня предоставляют и новые возможности моделирования процесса ректификации. Рассмотрим несколько измененную модель расчета ректификации [24–27], используя в качестве основы составленное выше математическое описание этого процесса.

**Метод приближений к состоянию равновесия на тарелке.** Напомним, что сущность процесса ректификации заключается в многократном контакте жидкой и паровой фаз, обмене их компонентами и достижении фазового равновесия (на теоретических тарелках). При расчете процесса ректификации наибольшую трудоемкость представляет задача определения равновесного состава фаз на тарелках (потарелочный расчет). Основу математической модели тарелки, позволяющей решить вышеуказанную задачу, составляют уравнения материального баланса и фазового равновесия.

Если известны составы и количества продуктов, вступающих в массообменный процесс и идущий до равновесных концентраций, то можно определить составы фаз после взаимодействия на основе полученных нами решений [27], что значительно уменьшает объем вычислительных процедур.

Расчетная схема  $j$ -ой тарелки, разделяющей смесь путём ректификации, приведена на рис. 5.8.

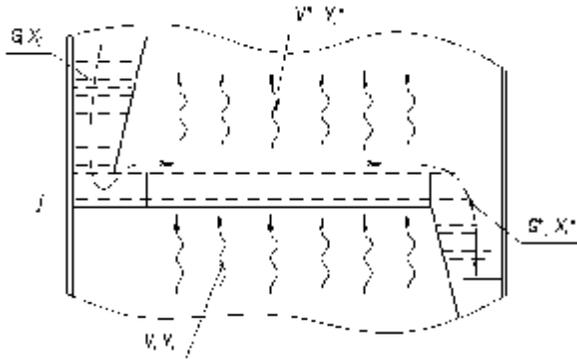


Рис. 5.8. Схема взаимодействия потоков на тарелке

Математическая запись материального баланса, с учетом обозначений на схеме, выглядит следующим образом:

$$Gx_i + Vy_i = G^*x_i^* + V^*y_i^*, \quad (5.119)$$

где  $G$  и  $G^*$  – мольные количества жидкой фазы до и после контакта соответственно;  $V$  и  $V^*$  – мольные количества паровой фазы до и после контакта соответственно;  $x_i$  и  $x_i^*$  – мольный состав жидкой фазы до и после контакта соответственно;  $y_i$  и  $y_i^*$  – мольный состав паровой фазы до и после контакта соответственно;  $i = 1, 2, \dots, n$  – номер компонента смеси.

При расчете процесса ректификации обычно делается допущение, что мольные количества потоков во время контакта на тарелках не изменяются (см. расчет секции питания), т. е.:

$$G = G^*; V = V^*. \quad (5.120)$$

Поскольку после контакта фазы считаются находящимися в равновесном состоянии, то уравнение фазового равновесия для модели тарелки может быть представлено в виде:

$$y_i^* = \frac{x_i^* \cdot \alpha_i}{\sum x_i \cdot \alpha_i}, \quad (5.121)$$

где  $\alpha_i$  – коэффициенты относительных летучестей компонентов.

Учитывая (5.120) и (5.121), формула (5.119) после преобразования примет вид:

$$x_i^* = \frac{N_i}{G + V \cdot \frac{x_i^* \cdot \alpha_i}{S}}, \quad (5.122)$$

где  $N_i = Gx_i + Vy_i$ ;  $S = \sum x_i \cdot \alpha_i$ .

Решение уравнения (5.122) в аналитическом виде для определения состава жидкой фазы возможно для 2-х, максимум для 3-х компонентов. В общем же случае необходимо использовать численные методы поиска решения. Для этого следует оценить границы интервала варьирования функции  $S$  (в данном контексте она выступает как независимая переменная). Наибольшее (наименьшее) значение  $S$  принимает в том случае, если доля компонента с максимальным (минимальным) значением  $\alpha$  равна 100 %. Интервал изменения  $S$  составляет:

$$\{S_{\max} = \alpha_{\max} = \alpha_n, S_{\min} = \alpha_{\min} = \alpha_1\}. \quad (5.123)$$

После определения границ интервала варьирования  $S$  можно решить уравнение (5.122) и найти составы жидкой фазы  $x_i^*$ . По полученному составу жидкой фазы определяется состав равновесной паровой по формуле (5.121) и задача, таким образом, формально является решенной для  $j$ -ой тарелки.

Особо следует остановиться на алгоритме поиска корней уравнения (5.121). В традиционной практике применяют алгоритм решения с использованием метода деления интервала пополам  $\{S_{\min}, S_{\max}\}$ . Однако число последовательных приближений в таком случае оказывается равным 16–18 для достижения точности определения состава смеси  $|1 - \sum x_i^*| = 10^{-5}$ . Это сильно замедляет процесс поиска составов дистиллята и остатка колонны, особенно при большом числе теоретических тарелок (несколько десятков). Метод параболы тоже не дает значительного ускорения (8–10 итераций на каждое решение для  $j$ -ой тарелки). Вследствие этого нами был реализован иной метод численного решения данного уравнения, учитывающий характер зависимости (5.121).

Уравнение (5.121) после несложных математических преобразований приводится к виду:

$$x_i^* = \frac{Sm_i}{S + n_i}, \quad (5.124)$$

где  $m_i = x_i + \frac{y_i}{\varepsilon}$ ;  $n_i = \frac{\alpha_i}{\varepsilon}$ ;  $\varepsilon$  – требуемая точность расчетов.

Если провести через некоторую вспомогательную точку с координатами  $(a, b)$  кривую такого же характера, что и (5.124), т. е.:

$$x_i^* = \frac{Sa}{S + b}, \quad (5.125)$$

то число приближений при расчете состава смеси  $x_i^*$  может значительно снизиться. Координаты (коэффициенты)  $a$  и  $b$  можно найти, используя условие прохождения кривой через одну точку и значение первой производной от этой функции, а именно:

$$a = \frac{(\sum x_i)^2}{\sum x_i - S \cdot \sum \frac{m_i \cdot n_i}{(S + n_i)^2}}; \quad b = \frac{S}{\frac{a}{\sum x_i} - 1}, \quad (5.126)$$

где  $S$  – значение первого приближения.

Следующее приближение для  $S$  проводится по формуле:

$$S = \frac{b}{a - 1}. \quad (5.127)$$

Расчет считается законченным при выполнении условия:

$$1 - \varepsilon \leq \sum x_i \leq 1 + \varepsilon. \quad (5.128)$$

Исследования метода решения показали, что среднее число приближений для определения составов  $x_i^*$  не превышает 2 попыток. При этом первое приближение значения  $S$  вычисляется как среднее арифметическое  $S_{\min}$  и  $S_{\max}$ .

**Общий алгоритм реализации модели ректификации.** Приведенное выше решение модели теоретической тарелки *применимо как для многокомпонентных, так и бинарных смесей*. Модель дает возможность смоделировать поведение ректификационной колонны в целом с момента подачи сырья в секцию питания.

Как показали исследования, текущий состав фаз в колонне (начальное приближение) практически не имеет значения для конечных результатов моделирования. Необходимо только установить действительные характеристики потоков фаз на соответствующих тарелках. Далее моделирование массообмена на тарелках проводится итеративно, причем каждая итерация состоит из следующих шагов:

- 1) копирование состава пара с верхней тарелки в состав объекта «дистиллят» и определение его температуры как равновесной для пара;
- 2) копирование состава жидкости с нижней тарелки в состав объекта «остаток» и определение его температуры как равновесной для жидкости;
- 3) копирование состава объекта «дистиллят» в состав объекта «жидкое орошение»;
- 4) конденсация объекта «жидкое орошение»;

5) копирование состава объекта «остаток» в состав объекта «паровое орошение»;

6) испарение объекта «паровое орошение»;

7) ввод пара из объекта «питание» в питательную секцию и его смешивание с паром из отгонной секции;

8) ввод жидкости из объекта «питание» на питательную тарелку и ее смешивание с жидкостью из концентрационной секции;

9) копирование состава объекта «жидкое орошение» на верхнюю тарелку;

10) копирование состава объекта «паровое орошение» на нижнюю тарелку;

11) продвижение пара вверх по колонне на одну тарелку;

12) продвижение жидкости вниз по колонне на одну тарелку;

13) стабилизация новых составов смесей тарелок по специальному алгоритму;

14) определение суммы количеств каждого компонента в продуктах и сравнение их с подаваемым количеством (критерий стабилизации состояния колонны и завершения процесса моделирования).

В результате проведения ряда итераций расходы и составы потоков колонны стабилизируются. Если после такого расчета провести определение потарелочного состава, то невязка составов для секции питания не превышает 2 %. Это зависит от числа тарелок и количества компонентов в смеси.

Исходными данными для представленного метода моделирования являются число тарелок в концентрационной и отгонной секциях, флегмовое и паровое числа, которые могут определяться предварительно по «классической» модели или приниматься в качестве независимых параметров модели.

Несмотря на то, что начальное приближение составов продуктов – это как бы «не те» данные, что имеются (обычно требуется определенный состав дистиллята и остатка), преимущества предлагаемого метода очевидны. После нескольких, случайным образом заданных данных, находятся те составы, которые обеспечивают требуемое качество разделения. Необходимо также учесть характер влияния числа тарелок и орошения на составы продуктов, что наглядно выявляется после просмотра результатов нескольких предварительных попыток расчета. Подбор необходимых параметров выполняется достаточно быстро, а точность решения может быть практически любой.

**Точность моделирования.** Максимальную точность расчетов можно оценить с помощью формулы:

$$\Delta = \varepsilon \sqrt{r_p S_p n N_T}, \quad (5.129)$$

где  $\varepsilon$  – точность определения равновесных составов;  $r_p$  и  $S_p$  – флегмовое и паровое числа;  $n$  – число компонентов в разделяемой смеси;  $N_T$  – общее число тарелок в колонне.

Так для  $\varepsilon = 10^{-6}$ ,  $r_p = S_p = 5$ ,  $n = 10$ ,  $N_T = 100$  максимально достижимая точность составит

$$\Delta = 10^{-6} \cdot \sqrt{5 \cdot 5 \cdot 10 \cdot 100} = 1,58 \cdot 10^{-4}, \quad (5.130)$$

т. е. около 0,016 %. Однако ожидать обеспечения этой точности придется достаточно долго из-за того, что время ожидания примерно обратно пропорционально экспоненте. Точность же решения в 0,1 % на ЭВМ типа Pentium-166 для вышеописанных параметров достигается за 15–20 с.

**Алгоритм и программа модели.** Для проведения расчетов разработан специальный алгоритм, основу которого составил метод шагов, описанный выше. Основное отличие предложенного алгоритма от существующих методик [22], состоит в добавлении нового метода расчета составов продуктов. Однако вследствие достаточной трудоемкости представления этой части расчета в блок-схемах она не приводится.

Для программирования расчетов представленной «равновесной» модели ректификации была использована интегрированная среда разработки Delphi 4, позволяющая создавать приложения для операционной системы Windows 95 (Standard \*.exe), построенные на базе объектно-ориентированной модели.

## Литература

1. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440 с.
2. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов и др. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.
3. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1978. – 280 с.

4. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский и др. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.

5. Свидченко Е. А., Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Методика расчета ректификации на ЭВМ // Тезисы докладов XXV научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1994 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1995. – Т. I. – С. 48.

6. Свидченко А. И. Теплофизические аспекты расчета ректификации // Тезисы докладов XXVI научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1995 г., посвященной 25-летию создания СтГТУ. – Ставрополь: СтГТУ, 1996. – Т. III. – С. 29.

7. Свидченко Е. А., Акулов Д. И., Свидченко А. И. Расчет характеристик массообменных тарелок // Тезисы докладов XXVI научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1995 г., посвященной 25-летию создания СтГТУ. – Ставрополь: СтГТУ, 1996. – Т. III. – С. 30.

8. Свидченко Е. А., Акулов Д. И., Свидченко А. И. Прогнозирование к.п.д. ректификационных тарелок // Материалы XXVII научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1996 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1997. – Т. III. – С. 78.

9. Свидченко А. И., Свидченко Е. А. Аналитическое представление конструктивных параметров массообменных тарелок // Сборник научных трудов. Серия «Естественно-научная». Вып. 5. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – С. 49–52.

10. Свидченко А. И., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – 85 с.

11. Чуракаев А. М. Переработка нефтяных газов. – М.: Недра, 1983. – 279 с.

12. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.

13. Филиппов Л. П. Прогнозирование теплофизических свойств жидкостей и газов. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 168 с.

14.Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Выделение диметилэтинилкарбинола из продуктов реакции ацетилен с ацетоном // Материалы XXVIII научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – Т. III. – С. 46.

15.Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Технология выделения диметилэтинилкарбинола // Материалы региональной научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1997 г. – Ставрополь: СтГТУ, 1998. – С. 90.

16.Свидченко А. И., Денинберг Р. Э., Сафронов В. А. Обновленная программа ректификации бинарных смесей // Материалы I-й ежегодной научно-практической конференции Северо-Кавказского федерального университета «Университетская наука – региону». – Ставрополь – 2013 г. Доступно: СКФУ, 2013. – [www.nti.ncstu.ru.pdf.konf.2013.pdf](http://www.nti.ncstu.ru/pdf/konf.2013.pdf).

17.Свидченко Е. А., Проскурнин А. Л., Свидченко А. И. Автоматизированное проектирование массообменных колонн // Материалы XXIX научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1998 г. – Ставрополь: СевКавГТУ, 1999. – Т. 3. – С. 143–144.

18.Холанд Ч. Д. Многокомпонентная ректификация. – М.: Химия, 1969. – 347 с.

19.Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. – М.: Химия, 1991. – 396 с.

20.Свидченко Е. А., Свидченко А. И. Сравнение методов расчета составов продуктов многокомпонентной ректификации // Материалы XXXIX научно-технической конференции по итогам работы профессорско-преподавательского состава СевКавГТУ за 2009 г. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2010. – Т. 1. – С. 27–28.

21.Майков В. П. Введение в системный анализ. – М.: МГУИЭ, 2004. – 192 с.

22.Комиссаров Ю. А., Гордеев Л. С., Вент Д. П. Основы конструирования и проектирования промышленных аппаратов. – М.: Химия, 1997. – 368 с.

23. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г. Г. Рабинович, П. М. Рябых, П. А. Хохряков, Ю. К. Молоканов, Е. Н. Судаков. – М.: Химия, 1979. – 586 с.

24. Стригин В. С., Свидченко Е. А., Свидченко А. И. Новый метод моделирования ректификации многокомпонентных смесей // Материалы IV региональной научно-технической конференции. – Ставрополь, СевКавГТУ, 2000. – С. 13–14.

25. Стригин В. С., Свидченко А. И. Исследование процесса ректификации смеси вода – уксусная кислота // Материалы VI региональной научно-технической конференции. Естественные и точные науки. Ч. 1. – Ставрополь, СевКавГТУ, 2002. – С. 14–15.

26. Свидченко А. И., Стригин В. С. Адаптация модели ректификации к задачам управления // СКНЦВШ: Научная мысль Кавказа. Приложение. 2002. Спецвыпуск 2. – С. 129–130.

27. Стригин В. С., Свидченко А. И. Моделирование теоретической тарелки при ректификации // Компьютерная техника и технология. Сборник трудов региональной научно-технической конференции. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2003. – С. 35–37.

## ГЛАВА 6

# МОДЕЛИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

### Моделирование колонн бинарной ректификации

Для моделирования колонны ректификации смеси *бензол–толуол* «классическим» методом использована обновленная программа [1]. Исходные данные для расчетов выбранной «модельной» смеси представлены в табл. 5.1. Обобщенные результаты моделирования приведены в табл. 6.1.

Таблица 6.1

Результаты моделирования колонны ректификации смеси бензол – толуол

Тип тарелок	D колонны, м	H колонны, м	V колонны, м <sup>3</sup>
колпачковые	1,4	16,798	25,859
клапанные	1,4	16,298	25,089
из S-образных элементов	1,4	16,798	25,859
ситчатые с переливами	1,4	17,798	27,398
решетчатые провальные	1,4	19,798	30,477

Анализ полученных результатов моделирования показывает, что по критерию минимального объема колонны (капитальные затраты) предпочтительным является аппарат с клапанными тарелками (в таблице выделен серым цветом), который и следует принять к практической реализации.

В качестве объекта расчетно-теоретического исследования процесса ректификации «равновесным» методом использована колонна для разделения смеси *вода – уксусная кислота* [2], которая широко применяется в химической технологии.

*Исходные данные.* Блок исходных данных сформирован на основе анализа показателей работы промышленной ректификационной колонны производства товарной уксусной кислоты и приведен в табл. 6.2.

Рассматриваемая колонна предназначена для «осушки» уксусной кислоты. Задачей разделения является как можно более тщательное удаление воды из уксусной кислоты в кубе колонны, то есть  $X_R \rightarrow 0$ .

Задача удалить уксусную кислоту из паров дистиллята не ставится, поскольку продукт верха колонны, содержащий по массе до 50% уксусной кислоты, возвращается в зону реакции.

Таблица 6.2

Исходные данные к технологическому расчету колонны

Наименование показателя	Размерность	Обозначение	Значение
Массовый расход сырья	кг/ч	L	32000
Доля отгона сырья массовая	%	e	>4
Массовая доля воды в сырье	%	X <sub>L</sub>	15
Давление в секции питания	МПа	P <sub>L</sub>	0,26
Массовая доля воды в остатке	%	X <sub>R</sub>	0,1
Массовая доля воды в дистилляте	%	Y <sub>D</sub>	50

В соответствии с технологической схемой критерием правильности работы колонны являются следующие ограничения: массовая доля воды в остатке не должна превышать 0,1 %, а в парах дистиллята – не опускаться ниже 50 %.

Физико-химические свойства компонентов сырья приняты по данным справочной базы (Приложение А) и представлены в табл. 6.3.

Таблица 6.3

Физико-химические свойства воды и уксусной кислоты

Наименование свойства	Обозначение	Вода	Уксусная кислота
Молярная масса, кг/кмоль	M	18,02	60,05
Температура кипения, °С	t	100	117,9
Критическая температура, К	T <sub>кр</sub>	647,4	594,4
Критическое давление, МПа	P <sub>кр</sub>	22,05	5,79
Критическая плотность, кг/м <sup>3</sup>	ρ <sub>кр</sub>	325	351
Фактор ацентричности	ω	0,344	0,454
Коэффициенты уравнения идеально-газовой теплоемкости C <sub>p</sub> <sup>o</sup> , ккал/(кмоль·К)	A	7,701	1,156
	B	4,595·10 <sup>-4</sup>	6,087·10 <sup>-2</sup>
	C	2,521·10 <sup>-6</sup>	-4,187·10 <sup>-5</sup>
	D	-0,859·10 <sup>-9</sup>	1,182·10 <sup>-8</sup>

Для дальнейших расчетов с использованием моделей ректификации необходимо заданный массовый расход исходного сырья и его состав пересчитать в мольный. Результаты расчетов дают:

Мольный расход сырья, кмоль/ч  $L = 720$ .

Мольный состав сырья, доля НКК  $X_L = 0,3703$ .

*Предварительные расчеты.* Для использования «равновесной» модели ректификации наилучшие стартовые условия обеспечивают предварительные расчеты показателей процесса по «классической» модели (см. главу 5). Поэтому для исследуемой смеси были проведены соответствующие расчеты, результаты которых представлены в табл. 6.4–6.8.

Таблица 6.4  
Показатели материального баланса колонны

Наименование потока	Количество кмоль/ч	Состав, мольн. доли НКК
Приход:		
Сырье, L	720	0,3703
Расход:		
Дистиллят, D	345	0,7692
Остаток, R	375	0,0033

Таблица 6.5  
Режимные параметры колонны

Наименование узла	Давление P, МПа	Температура, t, °С	Фазовое состояние	Состав, мольн. доли НКК
Верх колонны	0,251	135	пар	0,7692
Секция питания	0,26	142	пар+ жидкость	0,5133 0,3628
Низ колонны	0,268	153	жидкость	0,0033

Таблица 6.6

## Показатели ректификации

Наименование показателя	Величина
Доля отбора сырья D/L	0,4792
Доля отгона сырья e	0,05
Флегмовое число:	
минимальное $r_{\min}$	1,669
рабочее $r_p$	2,643
Паровое число:	
рабочее $S_p$	3,258
Средний коэффициент относительной летучести $\alpha$ в колонне	1,853

Таблица 6.7

## Показатели материального баланса питательной секции:

$$P_L = 0,268 \text{ МПа } T_L = 153^\circ\text{C}$$

Наименование потока	Фазовое состояние	Расход, кмоль/ч	Состав, мольн. доли НКК
Сырье $V_c, Y_c$	пар	36	0,5133
$g_c, X_c$	жидк.	684	0,3628

Расчет показателей ректификации по «равновесной» модели позволяет получить набор параметров, которые будут описывать рассчитанную колонну с технологической точки зрения.

Таблица 6.8

## Число тарелок: Тип ректификации – при атмосферном и повышенном давлениях

Наименование показателя	Концентрационная секция	Отгонная секция
Число тарелок теоретических $N_{\text{тт}}$	6	15

Указанными выше параметрами являются:

- давление на тарелках колонны;
- температура на тарелках колонны;
- состав фаз после контакта на тарелках колонны;
- гидравлическое сопротивление тарелок;
- доля уноса жидкости с тарелок;
- эффективность тарелок.

Поскольку расчет проводится автоматически с помощью ЭВМ, то имеется возможность получения набора приведенных выше параметров. Особенностью алгоритма расчета является то, что эти параметры могут быть получены при различных сочетаниях четырех величин, описывающих движущую силу колонны:  $r_p$ ,  $S_p$ ,  $N_K$ ,  $N_O$ . Таким образом, можно подобрать необходимое сочетание этих величин, при котором технологические показатели оказываются оптимальными для конкретной решаемой задачи. Для данной работы в качестве критерия оптимальности была выбрана эффективность тарелок по Мерфри (см. главу 4).

Следует отметить, что теоретически при расчете по алгоритму «равновесной» модели возможно изменение управляющих параметров практически в любых пределах. Однако, как показали предварительные исследования работоспособности алгоритма, такой широкий интервал варьирования не оправдывает себя. Наиболее подходящие решения получаются при сочетаниях величин  $r_p$ ,  $S_p$ ,  $N_K$ ,  $N_O$ , близких к рассчитанным по «классической» методике (см. табл. 6.6, 6.8).

Реализация алгоритма накладывает ряд определенных требований. Одним из них является задание диаметра колонны и расстояния между тарелками до проведения технологического расчета. Это необходимо для определения гидравлического сопротивления тарелок, доли уноса, эффективности тарелок.

В связи с этим после проведения технологического расчета осуществляется проверка на допустимость принятого диаметра для колонны. В случае невыполнения ряда условий (слишком высокая доля уноса, провал, либо захлебывание жидкости на тарелках, несоответствие диаметра тарелок жидкостной нагрузке, слишком большая скорость пара в колонне) данный вариант расчета исключается из сравнительного анализа. Вариант колонны исключается из рассмот-

рения также, если ее разделительная способность не удовлетворяет заданию на проектирование.

*Задание области исследования модели колонны.* Поскольку тарелки в колонне работают с эффективностью менее единицы, то необходимо пересчитать числа тарелок в секциях. Примем среднюю эффективность тарелок (к.п.д.) 0,7.

Тогда

$$N_K^* = \frac{N_K}{0,7} = \frac{6}{0,7} = 8,57; \quad (6.1)$$

$$N_O^* = \frac{N_O}{0,7} = \frac{15}{0,7} = 25. \quad (6.2)$$

Поскольку число тарелок не может быть дробным, то значение  $N_K^*$  округляется в большую сторону:

$$N_K^* = 9.$$

Первое число связано с флегмовым через материальный баланс, а материальный баланс для бинарной смеси можно связать с долей воды через соотношение:

$$D_{r_p} + L(1 - e) = R(S_p + 1); \quad (6.3)$$

$$LX_L = DY_D + RX_R; \quad (6.4)$$

$$R = L - D. \quad (6.5)$$

Преобразовывая эти зависимости, получим:

$$S_p = \frac{X_L - X_R}{Y_D - X_R} r_p + \frac{X_L - X_R + e(X_R - Y_D)}{Y_D - X_L}. \quad (6.6)$$

Подставим заданную техническим заданием долю воды:

$$S_p = \frac{0,3703 - 0,0033}{0,7692 - 0,0033} r_p + \frac{0,3703 - 0,0033 + 0,05 \times (0,0033 - 0,7692)}{0,7692 - 0,3703},$$

$$S_p = 0,920r_p + 0,824.$$

Зададим интервал варьирования факторов модели (значений  $r_p$ ,  $N_K$  и  $N_O$ ) в размере 30 % от рассчитанных:

$$\Omega [N_K] = 9 \pm 30\% = [9 \times (1 - 0,3); 9 \times (1 + 0,3)] = [6,3; 11,7] = [6; 12];$$

$$\Omega [N_O] = 25 \pm 30\% = [25 \times (1 - 0,3); 25 \times (1 + 0,3)] = [17,5; 32,5] = [17; 33];$$

$$\Omega [R_p] = 2,643 \pm 30\% = [2,643 \times (1 - 0,3); 2,643 \times (1 + 0,3)] = [1,895; 3,436].$$

Проведенные исследования показали, что можно получить приемлемые результаты для следующих диаметров колонны:  $D_K = 2,0$  м,  $D_O = 2,2$  м и  $D_K = 2,4$  м,  $D_O = 2,8$  м. Расстояние между тарелками во всех случаях равно  $H_T = 0,8$  м.

Поскольку среда в колонне является агрессивной, особенно в кубе (почти 100 % уксусная кислота), то использование тарелок со

сложной конструкции нежелательно, так как в первую очередь будут подвержены разрушению именно тонкие детали, например, нитки резьбы на креплениях колпачков, лапки клапанов, различные направляющие движущихся частей. Поэтому примем к рассмотрению два типа тарелок – ситчатые переливные (используются в аналоге объекта) и решетчатые провальные. Применение решетчатых провальных тарелок оправдано тем, что они в среднем имеют более высокий КПД, чем ситчатые, хотя и работают в более узком диапазоне паровой нагрузки (см. рис. 4.1).

*Проведение исследований.* В результате модельных исследований на ЭВМ получено около 300 вариантов реализации процесса ректификации в колонне осушки. Ниже приводится часть полученных результатов, ранжированных по убыванию общей эффективности тарелок по Мерффри (табл. 6.9)

Таблица 6.9

Результаты технологического расчета

$N_K$	$N_O$	$r_p$	$S_p$	$Y_D$	$X_R$	$E_{Mv}(K)$	$E_{Mv}(O)$	$E_{Mv}$
$D_K = 2,0$ м, $D_O = 2,2$ , в КС – ситчатые, в ОС – ситчатые								
10	30	2,36	2,9945	0,5050	0,0003	0,5687	0,8304	0,7650
9	27	2,36	2,9945	0,5032	0,0006	0,5720	0,8292	0,7649
9	29	2,28	2,9209	0,5037	0,0005	0,5762	0,8234	0,7649
10	30	2,34	2,9761	0,5049	0,0003	0,5698	0,8296	0,7646
9	27	2,32	2,9577	0,5027	0,0007	0,5740	0,8267	0,7635
10	30	2,30	2,9393	0,5047	0,0003	0,5718	0,8271	0,7632
$D_K = 2,0$ м, $D_O = 2,2$ , в КС – ситчатые, в ОС – решетчатые								
9	30	2,28	2,9209	0,5052	0,0002	0,7440	0,8287	0,8091
9	29	2,26	2,9025	0,5048	0,0003	0,7491	0,8272	0,8087
9	29	2,30	2,9393	0,5050	0,0003	0,7382	0,8298	0,8081
9	28	2,30	2,9393	0,5046	0,0003	0,7380	0,8297	0,8074
9	27	2,30	2,9393	0,5041	0,0004	0,7377	0,8297	0,8067
$D_K = 2,4$ м, $D_O = 2,8$ , в КС – решетчатые, в ОС – ситчатые								
12	25	3,0200	3,6017	0,5013	0,0010	0,6019	0,6326	0,6226
12	25	3,0400	3,6201	0,5013	0,0010	0,6011	0,6315	0,6216
12	25	3,0600	3,6385	0,5014	0,0010	0,6004	0,6304	0,6207
12	25	3,0800	3,6569	0,5015	0,0010	0,5997	0,6293	0,6197
12	25	3,3800	3,9329	0,5021	0,0008	0,5884	0,6133	0,6052

$D_K = 2,4 \text{ м}, D_O = 2,8$ , в КС – решетчатые, в ОС – решетчатые								
12	25	2,9000	3,4913	0,5020	0,0008	0,8066	0,6355	0,6910
12	25	2,9200	3,5097	0,5021	0,0008	0,8066	0,6343	0,6902
12	25	2,9400	3,5281	0,5022	0,0008	0,8063	0,6332	0,6893
12	24	3,0000	3,5833	0,5005	0,0010	0,8042	0,6306	0,6884
12	25	2,9600	3,5465	0,5023	0,0008	0,8058	0,6320	0,6884

*Анализ полученных результатов.* Как видно из таблицы, при диаметрах секций 2,4 и 2,8 м нет ни одного подходящего варианта с решетчатыми тарелками в отгонной секции, что сказывается на эффективности тарелок в колонне в целом. Наиболее подходящим оказывается сочетание диаметров секций  $D_K = 2,0$  и  $D_O = 2,2$  м. Рассмотрим это подмножество решений более подробно.

Большое число полученных данных делает затруднительным представление и их анализ в табличной форме. Поэтому представим эти данные в графической форме на рис. 6.1–6.3.

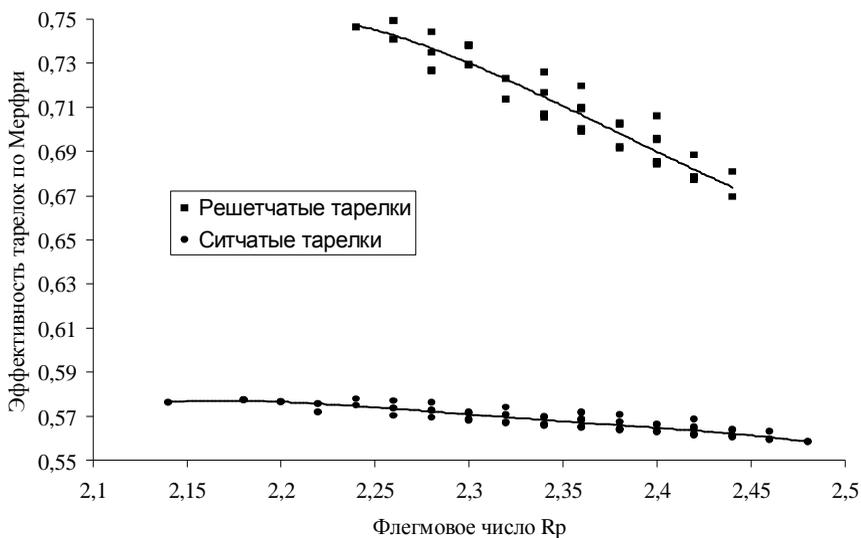


Рис. 6.1. Эффективность тарелок по Мерфри в отгонной секции колонны

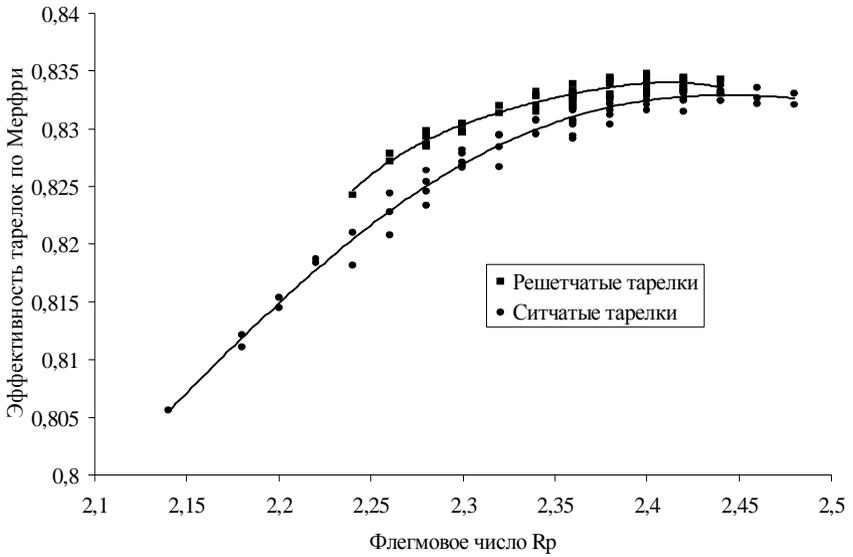


Рис. 6.2. Эффективность тарелок по Мерффи в концентрационной секции колонны

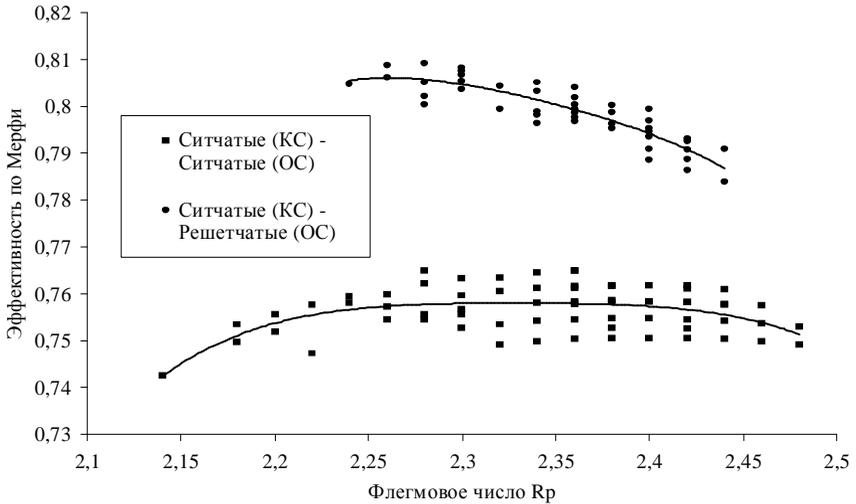


Рис. 6.3. Эффективность тарелок по Мерффи в целом по колонне

Как видно из рисунков, эффективность решетчатых тарелок в отгонной секции оказывается выше, чем ситчатых. Разница составляет около 0,15 единиц. Это значительным образом сказывается на работе всей колонны в целом. Так, сочетание ситчатых тарелок для концентрационной секции и решетчатых для отгонной оказывается эффективней на 0,05, по сравнению с вариантом установки одних ситчатых тарелок.

Хотя величина повышения эффективности незначительная, установка провальных решетчатых тарелок более предпочтительна, чем переливных ситчатых, потому что провальные тарелки проще по конструкции и дешевле в первую очередь из-за отсутствия самого переливного устройства.

Отмеченный фактор увеличивает полезную площадь тарелки. Кроме того, увеличение эффективности тарелок в отгонной секции позволяет сократить количество горячего орошения, что, в свою очередь сокращает расход пара на горячее орошение колонны.

*Результаты технологического расчета.* В результате проведенного анализа был выбран вариант колонны, отмеченный серым цветом в табл. 6.9.

Для более стабильной работы колонны необходимо увеличить число тарелок. Поскольку колонна предназначена для получения концентрированной уксусной кислоты в кубе, то увеличим число тарелок в отгонной секции на 3, а в концентрационной – на 1. Принятые характеристики колонны приведены в табл. 6.10.

Таблица 6.10

Принятые характеристики колонны

Наименование параметра	Значение
Число тарелок в концентрационной секции	10
Число тарелок в отгонной секции	30
Флегмовое число	2,30
Паровое число	2,94
Диаметр концентрационной секции, м	2,0
Диаметр отгонной секции, м	2,2
Тип тарелок в концентрационной секции	ситчатые
Тип тарелок в отгонной секции	решетчатые
Расстояние между тарелками в концентрационной секции, м	0,8

Расстояние между тарелками в отгонной секции, м	0,8
Доля воды в дистилляте (массовая)	0,5041
Доля воды в остатке (массовая)	0,0004

Сравнение оптимальных параметров колонны с рассчитанными по «классической» методике приведено в табл. 6.11.

Таблица 6.11

Сравнение оптимальных параметров колонны с рассчитанными по «классической» методике

Наименование параметра	Оптимальное	Рассчитанное «классической» методике	Отличие
Число тарелок в КС	9	9	0%
Число тарелок в ОС	27	25	+7,4%
Флегмовое число	2,30	2,643	-14,9%
Паровое число	2,94	3,26	-10,9%

Как видно из приведенной таблицы, оптимальными оказались значения чисел, определяющих разделительную способность колонны, практически равные рассчитанным по «классической» методике. *Это позволяет сделать заключение о том, что используемая до сих пор «классическая» методика расчета ректификационной колонны достаточно точна и не исчерпала своих возможностей.*

Использование «равновесного» алгоритма для моделирования ректификационной колонны оправдано в тех случаях, когда требуется найти оптимальное сочетание показателей, определяющих работу колонны в целом.

Из приведенного сравнения (табл. 6.11) видно, что принятый интервал варьирования факторов, равный 30 %, оказывается более чем достаточным для поиска оптимального варианта работы колонны.

Более подробные результаты моделирования приведены в табл. 6.12–6.16.

Критерием правильности ранее выбранного диаметра колонны является его соответствие расчетным значениям. Для концентрационной секции принятый диаметр равен 2000 мм, для отгонной –

2200 мм. Результаты расчетов диаметра колонны для характерных сечений показали, что расчетные диаметры не превышают принятых ранее для секций.

Таблица 6.12

Режимные параметры колонны

Наименование параметра	Концентрационная секция	Питательная секция	Отгонная секция
Давление	0,257 МПа (вверху)	0,260 МПа	0,265 МПа (внизу)
Температура	136 °С (вверху)	142 °С	158 °С (внизу)
Нагрузка по пару	≈ 1150 кмоль/ч		≈ 1100 кмоль/ч
Нагрузка по жидкости	≈ 800 кмоль/ч		≈ 1500 кмоль/ч

Таблица 6.13

Материальный баланс колонны

Компонент	Массовый баланс, кг/ч			Мольный баланс, кмоль/ч		
	L	D	R	L	D	R
Вода	4800	4791	9	266,4	265,9	0,5
Уксусная кислота	27200	4713	22847	453,0	78,5	374,5
Всего	32000	9504	22496	719,4	344,4	375,0

Таблица 6.14

Составы основных потоков колонны

Компонент	Массовая доля			Мольная доля		
	L	D	R	L	D	R
Вода	0,1500	0,5041	0,0004	0,3703	0,7721	0,0013
Уксусная кислота	0,8500	0,4959	0,9996	0,6297	0,2279	0,9987
Всего	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Таблица 6.15

Характеристика основных штуцеров колонны

Расчетный параметр	Ввод питания	Вывод дистиллята	Ввод жидкого орошения	Вывод остатка	Ввод парового орошения
Расход потока, кмоль/ч	719,4	1136	792	867	1102
Состав (мольная доля воды)	37,03%	77,21%	77,21%	0,13%	0,13%
Мольная масса, кг/кмоль	44,49	27,60	27,60	60,00	60,00
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	895,43	2,15	918	867	4,42
Объемный расход, м <sup>3</sup> /с	0,010	4,051	0,007	0,017	4,155
Рекомендуемая скорость, м/с	0,90	19,00	1,25	0,40	19,00
Расчитанный диаметр, м	0,119	0,521	0,082	0,230	0,528
Принятый диаметр, м	0,150	0,500	0,100	0,250	0,500
Действительная скорость, м/с	0,56	20,63	0,84	0,34	21,16

Таблица 6.16

Результаты расчета высоты колонны

Наименование составляющей высоты	Обозначение	Высота, м
Высота опорной части (мантии)	$H_{оп}$	3,0
Высота кубовой части	$H_{куб}$	1,5
Высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки	$H_1$	1,0
Высота, занимаемая тарелками	$H_{отг} + H_{кон}$	32,0
Высота секции питания	$H_{пит}$	1,0
Высота от верхней тарелки до верхнего днища	$H_2$	2,0
Высота верхнего днища	$H_{дн}$	0,7
Итого	$H_k$	41,2

Полная высота колонны в сборе может быть несколько больше, чем 41,2 м вследствие наличия люков для доступа к тарелкам и штуцеров на верхнем днище.

Проведенное исследование «равновесной» модели показало, что она позволяет с достаточной степенью точности решить вопрос проведения расчета процесса ректификации с помощью ЭВМ, как в проектной, так и в поверочной версии.

Модель основана на использовании физической сущности процесса ректификации и дает возможность определять относительно точно составы продуктов колонны при внешних возмущениях и минимальной информации о ее параметрах и свойствах сырья и продуктов. Моделирование идет итеративно и позволяет рассчитать: реальные концентрации компонентов после контакта на рабочих тарелках, включая составы продуктов, распределение режимных параметров (Р и Т) по высоте аппарата, количества вводимых парового и жидкого орошений. На основании этих данных становится возможным определить требуемую динамику изменения управляющих параметров во времени, проведя серию поверочных расчетов. Таким образом, модель может быть адаптирована к задачам управления процессом ректификации [3].

### **Моделирование колонны многокомпонентной ректификации**

В качестве объекта моделирования принята изобутановая ректификационная колонна промышленной ГФУ [4], в которой разделяется смесь легких углеводородов ( $C_3...C_5$ ). Основные параметры режима ее работы, состав сырья и продуктов ректификации приведены в табл. 5.13.

Рассматриваемая колонна предназначена для разделения исходного сырья на две фракции: дистиллят, содержащий преимущественно изо-бутан, и остаток, содержащий преимущественно н-бутан.

Физико-химические свойства компонентов сырья приняты по данным справочной базы (Приложение А).

Результаты моделирования колонны по «классическому» методу приведены в Приложении В, а наиболее представительные фрагменты по «равновесной» модели – на рис. 6.4–6.8.

**Расчет ректификационной колонны**

1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9

Параметры сырья

Давление, МПа: 0,60

Температура, °С: 100

Доля отгона, %: 30

Мольный расход, кмоль/ч: 100

Массовый расход, кг/час: 9000

Задание разделения

Ключевой НКК / доля в остатке (%): проп 0,01

Ключевой ВКК / доля в дистилляте (%): ipentan 0,01

Среднее ГС тарелок

В КС, Па: 220    В ОС, Па: 190

Загрузить описание сырья из файла    << Назад    Далее >>

Вещество	XL, %	XM, %	L, кг/ч	M, км/ч	XR, %	YD, %
проп	0,43	0,33				
іbutan	29,82	29,82				
nbutan	69,37	69,38				
іpentan	0,38	0,47				

Рис. 6.4. Исходные данные к расчету (ГС – гидравлическое сопротивление; КС – концентрационная секция; ОС – отгонная секция)

**Расчет ректификационной колонны**

1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9

СЫРЬЕ: давление 0,600 МПа, температура 49,9 °С, доля отгона 30,00%  
 мольный расход 155 кмоль/час, массовый расход 9000 кг/час  
 Среднее ГС тарелок в концентрациионной секции 220 Па, в отгонной 190 Па

Движущая сила процесса

Флегмовое число: 13    Число тарелок в КС: 37

Паровое число: 5,53    Число тарелок в ОС: 27

Метод поиска

Классический

Равновесный

Загрузить описание сырья из файла    << Назад    Далее >>

Вещество	XL, %	XM, %	L, кг/ч	M, км/ч	XR, %	YD, %
проп	0,43	0,33	0,67	29,36	00,01	01,11
іbutan	29,82	29,82	46,18	2684,12	19,16	46,98
nbutan	69,37	69,38	107,43	6244,05	80,22	51,91
іpentan	0,38	0,47	0,59	42,46	00,61	00,01

Рис. 6.5. Подготовка данных и определение составов продуктов

**Расчет ректификационной колонны**

1	2	3	4	5	6	7	8	9
---	---	---	---	---	---	---	---	---

Выход дистиллята 46,2 кмоль/час, остатка 108,6 кмоль/час  
 Температура верха колонны 40,8 °С, низа 54,1 °С  
 Давление верха колонны 0,597 МПа, низа 0,602 МПа

Невязка по составам на тарелке питания 0,01%  
 Невязка по материальному балансу 0,01%

**Расчет ректификационной колонны**

1	2	3	4	5	6	7	8	9
---	---	---	---	---	---	---	---	---

Признак типа ректификации

- Ректификация при атмосферном давлении
- Вакуумная ректификация с малым вспениваем
- Вакуумная ректификация с большим вспениваем

Концентрационная секция | Отгонная секция

Тип тарелок

- колпачковые
- S-образные
- решетчатые
- клапанные
- ситчатые

Шаг, м

**Расчет ректификационной колонны**

1	2	3	4	5	6	7	8	9
---	---	---	---	---	---	---	---	---

Средний КПД тарелок в КС 81%, в ОС 80%  
 Действительное число тарелок в КС 46 шт, в ОС 34 шт.

Различие в рассчитанных диаметрах КС и ОС менее 10%, рекомендуется принять колонну постоянного сечения.

Принятый диаметр КС, м  Принятый диаметр ОС, м

Рис. 6.6. Результаты расчета колонны равновесным способом

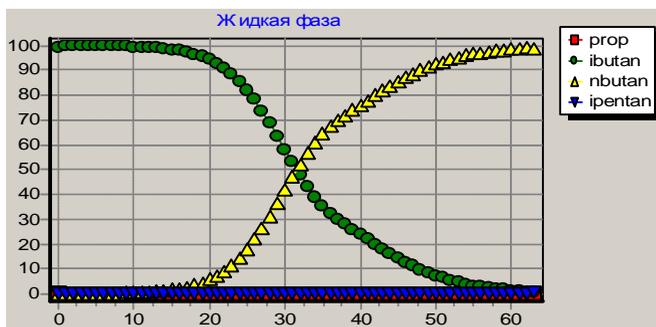


Рис. 6.7. Состав жидкой фазы на тарелках колонны

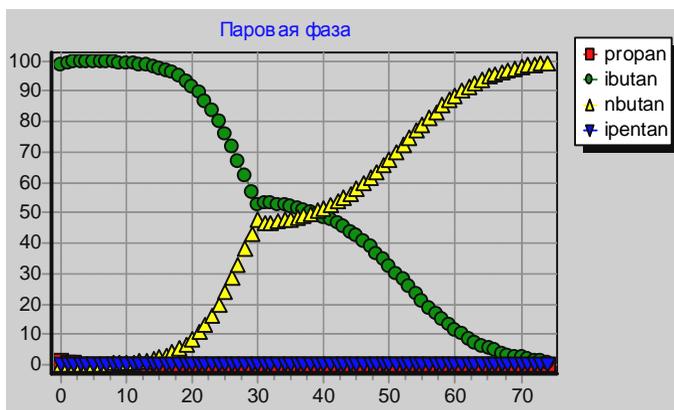


Рис. 6.8. Состав паровой фазы на тарелках колонны

В качестве исходных стартовых условий для равновесной модели использованы технологические параметры колонны, найденные по «классической» модели. Для стабилизации режима работы колонны несколько увеличено число теоретических тарелок в ее секциях.

Анализ моделирования по двум моделям показывает близость результатов, как по режимным параметрам, так и по составу продуктов разделения. Невязка по составам на тарелке питания при расчетах сверху и снизу колонны составляет: для «классической» модели  $\sim 3,1\%$ , для равновесной –  $0,01\%$ . Для достижения такой высокой сходимости в равновесной модели требуется свыше 6,5 тысяч приближений и всего лишь 12–15 с.

Проведенное моделирование многокомпонентной ректификации убеждает в целесообразности использования обоих методик для оптимизации проекта колонного аппарата.

## **Моделирование колонны ректификации нефтепродуктов**

*Классическая модель.* Для расчетов процесса разделения непрерывнокипящих систем типа нефтепродуктов адаптирована описанная выше модель ректификации многокомпонентных смесей [5, 6].

Внешними условиями решения модели здесь также являются количество и состав разделяемой смеси, состав получаемых продуктов.

Входными параметрами модели служат базовые физико-химические характеристики условных компонентов разделяемого исходного нефтепродукта: молярные массы  $M$ , кг/кмоль; температуры кипения  $t_k$ , °С; псевдокритические параметры ( $T_{кр}$ , К;  $P_{кр}$ , МПа;  $\rho_{кр}$ , кг/м<sup>3</sup>); факторы ацентричности  $\omega$ ; коэффициенты уравнения идеально-газовой теплоемкости условных компонентов.

Выходными параметрами модели являются: режимные параметры процесса, составы продуктовых потоков колонны ( $y_i$  и  $x_i$  – молярные доли условных компонентов в дистилляте и остатке соответственно;  $i = \overline{1, n}$ ;  $n$  – число условных компонентов), данные материального и теплового балансов, результаты расчета числа тарелок, потарелочного состава и гидравлический расчет тарелок, конструктивные основные размеры колонны ректификации, некоторые другие показатели.

В качестве объекта моделирования процесса ректификации использована колонна К-2 блока вторичной перегонки бензинов [7], разделяющая фракцию НК-85 Самотлорской нефти на две: НК-62 и 62-85.

В используемой модели характеристики узких фракций (7...10 °С) предварительно должны быть рассчитаны рассмотренными выше методами на основе данных разгонки исходного сырья (см. главу 4).

Коэффициенты уравнения идеально-газовой теплоемкости приняты по данным Приложения А как для углеводородов с близкой температурой кипения.

Блок исходных данных сформирован на основе анализа работы промышленной ректификационной колонны. Разделяемая система (табл. 6.17) представлена шестикомпонентной смесью узких фрак-

ций (условных компонентов), состав которых рассчитан по данным разгонки [8], а производительность и режимные параметры колонны приняты по данным [7].

Таблица 6.17

Исходные данные к моделированию

Условный компонент	Расход		Содержание	
	кг/ч	кмоль/ч	массовые доли	мольные доли
Интервал отбора компонента, °С				
28–35	11642,4	145,5	0,1848	0,1983
35–45	11295,9	137,8	0,1793	0,1877
45–55	11302,2	133,0	0,1794	0,1812
55–62	8215,2	94,4	0,1304	0,1287
62–75	13696,2	150,8	0,2174	0,2056
75–85	6848,1	72,2	0,1087	0,0984
Сумма	63000,0	733,8	1,00	1,00

Результаты моделирования приводятся в табл. 6.18–6.21 и на рис. 6.9 для одного из типов колонн более подробно (клапанные тарелки), а сводная таблица (см. табл. 6.22) содержит выборочные показатели расчетов.

Сопоставление полученных данных с практическими [7] (число тарелок 40...60, избыточное давление 2...2,5 кг/см<sup>2</sup>, температура верха 90...95 °С) показывает хорошее их согласование.

Как следует из анализа результатов расчетов, предпочтение следует отдать колонне с клапанными тарелками.

Таблица 6.18

Режимные параметры колонны  
(начальная температура хладагента  $t_n = 30$  °С)

Наименование узла	Давление P, МПа	Температура t, °С	Фазовое состояние
Емкость орошения	0,2930	50,00	ж
Верх колонны	0,3430	91,41	пар
Секция питания	0,3500	101,18	пар +ж
Низ колонны	0,3529	121,15	ж

Таблица 6.19  
Составы верхнего и нижнего продуктов колонны

Условный компонент	Дистиллят		Остаток	
	Состав, мольн. доли, $y_i$	Кол-во, кмоль/ч	Состав, мольн. доли, $x_i$	Кол-во, кмоль/ч
28-35	0,2800	145,5	0,0000	0,0
35-45	0,2651	137,8	0,0000	0,0
45-55	0,2555	132,8	0,0008	0,2
55-62	0,1713	89,0	0,0254	5,4
62-75	0,0280	14,6	0,6365	136,3
75-85	0,0001	0,0	0,3373	72,2
Сумма	1,0000	519,7	1,0000	214,1

Таблица 6.20

Число тарелок

Наименование показателя	Концентрационная секция	Отгонная секция
Тип тарелок	клапанные	клапанные
Расстояние $N_T$ , м	0,70	0,70
К. п. д. средний	0,461	0,713
Число тарелок:		
теоретических $N_{Tt}$	16	16
действительных $N_{Td}$	35	23

Таблица 6.21

Сводные данные моделирования

Тип тарелок	$D_{к, м}$	$N_{Td}$	К.п.д.	$H_T, м$	$H_{к, м}$	$Y_{H, \%}$	$\Delta P, Па$
Колпачковые	3,8	62	0,443/0,658	0,7	52,2	5,4/3,2	262/168
Клапанные	3,8	58	0,461/0,713	0,7	49,3	3,6/0,9	197/127
С S-образными элементами	3,8	65	0,422/0,601	0,7	54,3	1,5/0,8	369/235
Ситчатые	3,6	72	0,372/0,581	1,2	94,4	4,0/0,7	195/125
Решетчатые	3	51	0,587/0,736	1,0	60,4	0,1/0,0	65/77

*Примечания:* для к.п.д. в числителе – среднее значение для концентрационной секции, в знаменателе – для отгонной секции;  $Y_H$  – величина уноса жидкости с тарелки;  $\Delta P$  – гидравлическое сопротивление тарелки

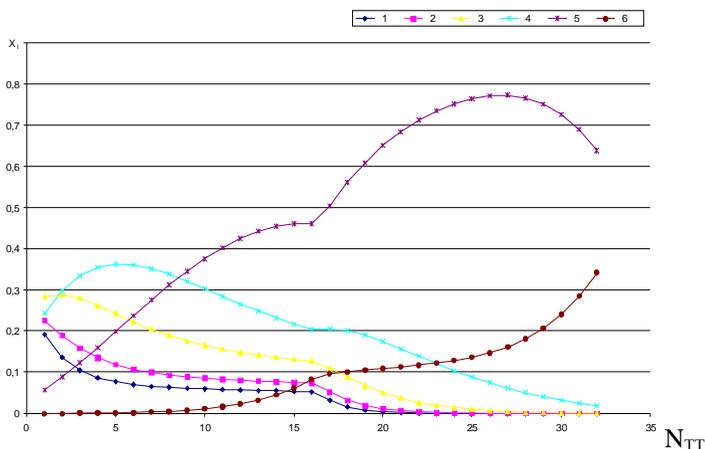


Рис. 6.9. Схема распределения составов жидкой фазы  $x_i$  по теоретическим тарелкам (счет сверху колонны; номера точек соответствуют порядку условных компонентов)

Для колонны с клапанными тарелками проведен численный эксперимент по изучению влияния чистоты (четкости) разделения ключевых компонентов 4 и 5 между дистиллятом и остатком на число действительных тарелок  $N_{ТД}$  и высоту колонны  $H_K$ , результаты которого приведены в табл. 6.22. При этом под чистотой разделения понималось содержание узких фракций 55–62 (т. е.  $x_4$ ) в остатке (62–85) и 62–75 (т. е.  $y_5$ ) в дистилляте (НК-62).

Таблица 6.22  
Зависимость числа тарелок (клапанные тарелки,  $D_K=3,8$  м) от чистоты разделения по ключевым компонентам

Чистота разделения $y_5 / x_4$	<u>0,92</u>	<u>1,87</u>	<u>2,26</u>	<u>2,8</u>	<u>3,79</u>	<u>4,68</u>
$N_{ТД}$	87	69	63	58	51	45
$H_T$ , м	0,8	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
$H_K$ , м	78,3	57,1	53,5	49,3	44,3	40,0

*Примечание:* в числителе – для концентрационной секции  $y_5$ , %, в знаменателе – для отгонной секции  $x_4$ , %

Из данных табл. 6.22 следует, что качество разделения фракции НК-85 в промышленных условиях находится на уровне 2,5–5 % (по ключевым условным компонентам).

На основании полученных результатов моделирования сделан вывод о возможности использования данной модели для решения обширного круга задач ректификации нефтепродуктов.

*Равновесная модель.* Исследование вторичной перегонки бензиновых фракций проведено для ректификационной колонны К-2 блока вторичной перегонки бензинов, как и в случае «классической» модели. Для последующего анализа основные параметры, определяющие разделительную способность колонны, приняты с учетом результатов расчета по предыдущему пункту, то есть рассматривалась задача поверочного расчета ректификационной колонны. На основе полученных результатов приняты следующие исходные данные (см. рис. 6.10).

**Расчет ректификационной колонны**

1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9

Параметры сырья

Давление, МПа: 0,35

Температура, °C: 100

Доля отгона, %: 75

Мольный расход, кмоль/ч: 733,8

Массовый расход, кг/час: 200

Задание разделения

Ключевой НКК / доля в остатке (%): 55-62 / 2,54

Ключевой ВКК / доля в дистилляте (%): 62-75 / 2,8

Среднее ГС тарелок:

В КС, Па: 197    В ОС, Па: 127

Загрузить описание сырья из файла    << Назад    Далее >>

Вещество	XL, %	XM, %	L, кг/ч	M, км/ч	XR, %	YD, %
28-35	19,83	18,48	19,83	1586,40		
35-45	18,77	17,93	18,77	1539,14		
45-55	18,12	17,94	18,12	1540,20		
55-62	12,87	13,04	12,87	1119,69		
62-75	20,56	21,74	20,56	1866,85		
75-85	9,85	10,88	9,85	933,78		

Рис. 6.10. Принятые исходные данные к моделированию ректификации

По приведенным выше данным в рассматриваемой модели производится расчет составов верхнего и нижнего продуктов колонны. При этом возможен выбор варианта метода поиска решения (рис. 6.11).

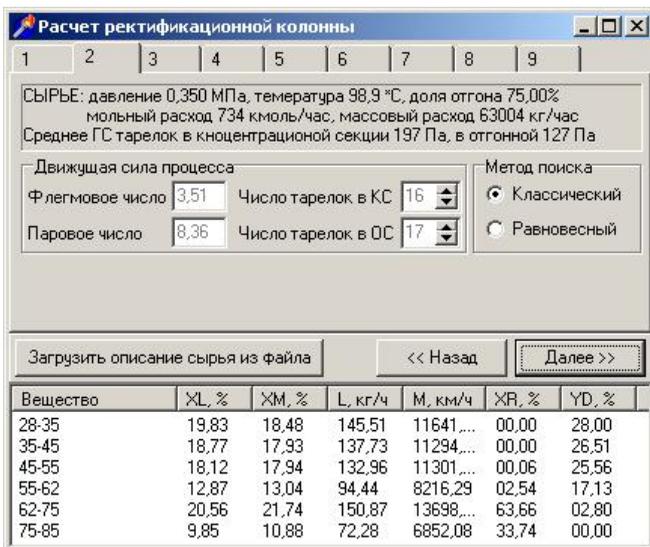


Рис. 6.11. Выбор классического метода расчета

Результаты моделирования для классического подхода приведены на рис. 6.12–6.14.

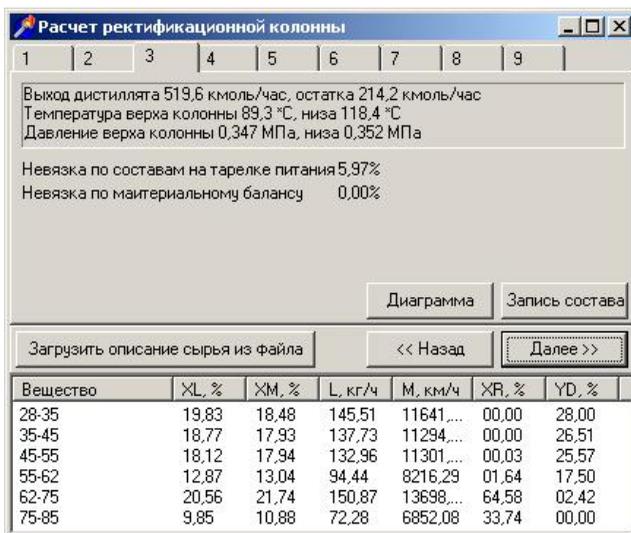


Рис. 6.12. Результаты расчета ректификационной колонны по классическому варианту

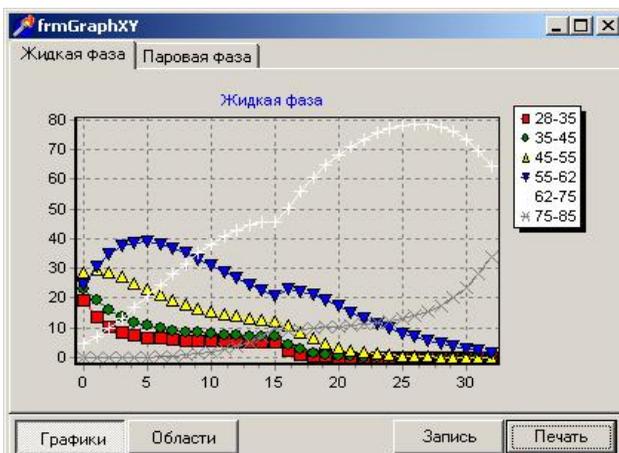


Рис. 6.13. Схема распределения составов жидкой фазы по теоретическим тарелкам

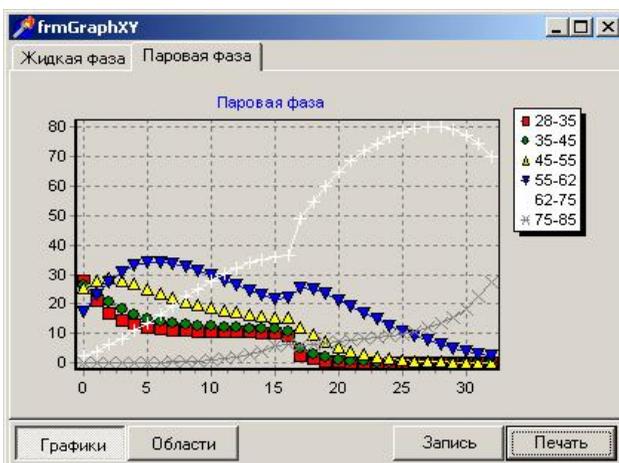


Рис. 6.14. Схема распределения составов паровой фазы по теоретическим тарелкам

В случае решения по равновесной модели составы дистиллята и остатка уточняются с принятием четырех параметров: флегмового и парового чисел и числа тарелок в концентрационной и отгонной секциях колонны (рис. 6.15).

**Расчет ректификационной колонны**

1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9

СЫРЬЕ: давление 0,350 МПа, температура 98,9 °С, доля отгона 75,00%  
 мольный расход 734 кмоль/час, массовый расход 63004 кг/час  
 Среднее ГС тарелок в концентрированной секции 197 Па, в отгонной 127 Па

Движущая сила процесса

Флегмовое число 2 Число тарелок в КС 16  
 Паровое число 4,5 Число тарелок в ОС 16

Метод поиска  
 Классический  
 Равновесный

Загрузить описание сырья из файла << Назад Далее >>

Вещество	XL, %	XM, %	L, кг/ч	M, км/ч	XR, %	YD, %
28-35	19,83	18,48	145,51	11641,...	00,00	28,00
35-45	18,77	17,93	137,73	11294,...	00,00	26,51
45-55	18,12	17,94	132,96	11301,...	00,06	25,56
55-62	12,87	13,04	94,44	8216,29	02,54	17,13
62-75	20,56	21,74	150,87	13698,...	63,66	02,80
75-85	9,85	10,88	72,28	6852,08	33,74	00,00

Рис. 6.15. Выбор равновесного метода и задание параметров движущей силы процесса

Результаты моделирования для равновесного подхода приведены на рис. 6.16–6.18.

**Расчет ректификационной колонны**

1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9

Выход дистиллята 513,7 кмоль/час, остатка 220,1 кмоль/час  
 Температура верха колонны 89,4 °С, низа 117,3 °С  
 Давление верха колонны 0,347 МПа, низа 0,352 МПа

Невязка по составам на тарелке питания 0,01%  
 Невязка по материальному балансу 0,01%

Диаграмма Запись состава

Загрузить описание сырья из файла << Назад Далее >>

Вещество	XL, %	XM, %	L, кг/ч	M, км/ч	XR, %	YD, %
28-35	19,83	18,48	145,51	11641,...	00,00	28,33
35-45	18,77	17,93	137,73	11294,...	00,01	26,81
45-55	18,12	17,94	132,96	11301,...	00,53	25,66
55-62	12,87	13,04	94,44	8216,29	07,98	14,97
62-75	20,56	21,74	150,87	13698,...	58,69	04,21
75-85	9,85	10,88	72,28	6852,08	32,79	00,02

Рис. 6.16. Результаты расчета по равновесной модели

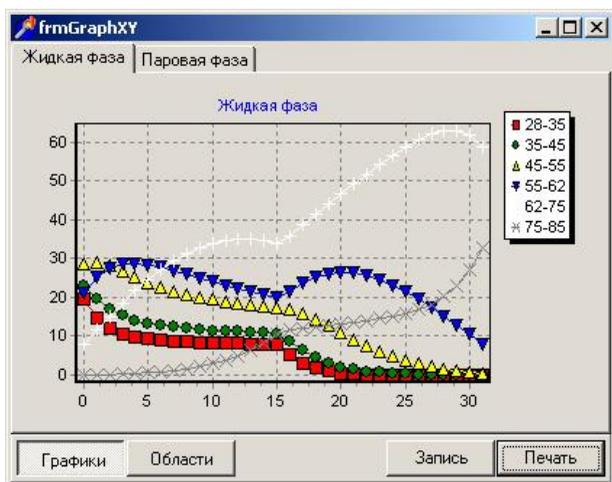


Рис. 6.17. Схема распределения составов жидкой фазы по теоретическим тарелкам

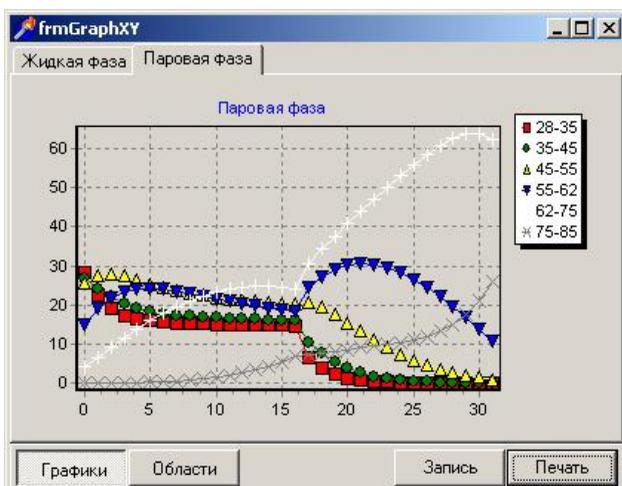


Рис. 6.18. Схема распределения составов паровой фазы по теоретическим тарелкам

Анализ полученной информации позволяет судить о том, что составы продуктов колонны, рассчитанные по классической модели в двух вариантах, дают несоответствие менее чем в 0,02 %, но при

этом невязка по составам на тарелке питания составляет 5,91 %. В случае поиска решения равновесным способом расхождение с результатами традиционного подхода составит менее 3 %, а невязка по составам – 0,01 %.

Таким образом, применение равновесной методики расчета ректификационной колонны, которая базируется на выходных данных классической модели, позволяет получить более точные результаты.

## **Конструирование и прочностные расчеты массообменных колонн**

Целью *конструирования* является подробная разработка конструкции массообменной колонны с учетом ее соответствия технологическому процессу. Принципы конструирования тарельчатых колонных аппаратов для ректификации, абсорбции и жидкостной экстракции являются общими, хорошо разработаны и подробно освещены в учебной и справочной литературе [9–13].

В большинстве случаев химическое оборудование, включая массообменные колонны, работает в условиях агрессивных сред, повышенных температур и давлений, при переработке взрывоопасных и ядовитых сред. Поэтому при создании проектов такого оборудования необходимо решать проблемы охраны окружающей среды, применения различных материалов, обеспечения надежности и безопасности аппаратов.

При конструировании массообменных колонн должны выполняться требования ряда нормативно-технических документов (систем стандартов, правил и др.):

- Единой системы конструкторской документации (ЕСКД);
- Единой системы технологической документации (ЕСТД);
- Единой системы защиты от коррозии и старения материалов и изделий (ЕСЗКС);
- Системы стандартов по безопасности труда (ССБТ);
- Группы стандартов «Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчетов на прочность»;
- Правил Ростехнадзора и других нормативно-технических документов.
- Разработка конструкции массообменной колонны облегчается тем, что большая часть ее сборочных единиц и деталей являются стандартными или нормализованными изделиями, в том числе:

- контактные тарелки;
- опоры вертикальных сосудов и аппаратов;
- днища;
- люки и штуцера;
- обслуживающие площадки, лестницы и другие металлоконструкции;
- детали крепления и пр.

Существует большое число различных типов ректификационных колонн. В случаях, когда нагрузки по пару и жидкости значительно изменяются по высоте колонны, ее целесообразно выполнять из частей разного диаметра с приварными днищами, и использовать тарелки с различным числом потоков или различной конструкции.

Результаты технологического расчета ректификационной колонны с использованием представленных моделей (см., например, Приложение В) дают возможность составить принципиальную конструкцию аппарата (рис. 6.19).

Колонна представляет собой вертикальный цилиндрический емкостной аппарат, который включает концентрационную, питательную и отгонную секции. Корпус 1 колонны состоит из цилиндрических обечаек, соединенных коническим переходом, а по торцам снабжен приварными эллиптическими днищами. Диаметр концентрационной секции – 2400 мм, отгонной – 2200 мм (пример из [14]).

В качестве опорной части аппарата предусмотрена цилиндрикоконическая опора 8. Такая опора с кольцевым опорным поясом придает аппарату большую устойчивость и снижает удельное давление на опорные поверхности. В опорной части имеются два лаза 13 и отверстия для вывода трубопроводов остатка. В верхней части опоры имеются вентиляционные отверстия диаметром до 100 мм для выхода паров, скапливающихся при недостаточной герметичности коммуникаций вывода остатка.

Для ввода сырья в секцию питания колонна снабжена штуцером 5 ( $D_y = 80$  мм). Для подачи на верх концентрационной секции жидкого орошения (флегмы), а в отгонную – горячего (парового) орошения в колонне предусмотрены соответствующие штуцера 3 ( $D_y = 80$  мм) и 10 ( $D_y = 500$  мм). Для отбора целевого нижнего продукта предусмотрен штуцер 9 ( $D_y = 250$  мм), для отбора остатка к испарителю – штуцер 7 ( $D_y = 50$  мм). Отвод паров дистиллята из ректификационной колонны осуществляется через штуцер 2 ( $D_y = 500$  мм). Штуцера 6 и 12 ( $D_y = 80$  мм) являются резервными.

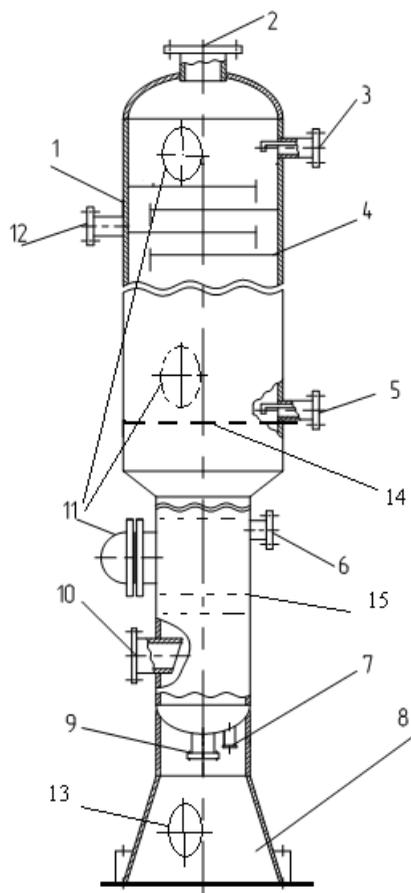


Рис. 6.19. Принципиальная конструкция ректификационной колонны:  
 1 – корпус; 2 – штуцер выхода паров дистиллята; 3 – штуцер ввода жидкого орошения; 4, 15 – контактные тарелки; 5 – штуцер ввода сырья; 6, 12 – резервные штуцера; 7, 9 – штуцера вывода кубового остатка; 8 – опора; 10 – штуцер ввода парового орошения, 11 – люки; 13 – лаз; 14 – распределительная тарелка

Для обеспечения эффективного контактирования паровой и жидкой фаз колонна снабжена в концентрационной секции 15 ситчатыми тарелками 4 типа ТС-Р с диаметром отверстий 4 мм и шагом 8 мм. Тарелки снабжены переливными планками, позволяю-

щими регулировать высоту жидкости на тарелке. В отгонной секции размещено 12 решетчатых провальных тарелок 15 типа TP с толщиной полотна 4 мм, шириной щелей 6 мм и шагом между ними 20 мм. Верхняя тринадцатая тарелка 14 секции выполняет роль распределительной решетки ( $D = 2400$  мм) и размещена внизу концентрационной.

Доступ к тарелкам обеспечивают люки 11 ( $D_y = 500$  мм) из расчета – один люк на 5–6 тарелок колонны.

Расчетная высота колонны составляет  $H = 24,87$  м, а фактическая – несколько больше и должна быть уточнена при составлении чертежа общего вида с учетом размещения люков и вылета штуцера на верхнем днище.

Завершает конструирование массообменного аппарата его материальное оформление. Вид и конкретную марку материала для изготовления аппарата и его составных частей назначают с учетом условий работы ( $P$ ,  $T$ , среда) и технологических возможностей изготовления, опираясь на рекомендации [9, 11–13].

*Расчет на прочность* является следующим этапом создания технического проекта массообменной колонны. При расчете вертикальных аппаратов на прочность решают следующие задачи:

- определяют толщины стенок корпуса, днищ, крышек, штуцеров;
- определяют размер максимального одиночного отверстия на корпусе, не подлежащего укреплению;
- рассчитывают укрепления всех отверстий большего диаметра;
- рассчитывают фланцевые соединения;
- проводят расчет на действие ветровых и сейсмических сил, собственного веса колонны с трубопроводами, теплоизоляцией, площадками и др.

При расчете на ветровые нагрузки аппарат рассматривают в трех состояниях:

- при рабочих условиях;
- при испытании;
- после монтажа.

Расчет включает:

- выбор размеров опорной поверхности фундаментного кольца и проверку фундамента на напряжения сжатия;
- определение толщины фундаментного кольца и других элементов опоры;

- расчет аппарата на устойчивость против опрокидывания;
- расчет прочности сварного шва, соединяющего опору с колонной;
- проверку устойчивости формы опоры;
- проверку устойчивости формы корпуса в нижней части.

Создаваемые модели прочностных расчетов в основном следуют [9, 11–13] и требованиям группы стандартов «Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчетов на прочность». Как показал опыт, хорошие результаты дает применение интегрированной системы MathCAD [15, 16].

Такие программы позволяют использовать в расчетах необходимые справочные данные в виде графиков или таблиц (после преобразования их в массивы-матрицы) для автоматического выбора требуемых значений или создания интерполяционных функций. Результаты ряда вычислений могут быть представлены в графической форме, что повышает их наглядность. В отличие от других математических систем MathCAD обладает свойствами текстового редактора и позволяет оформлять результаты расчетов как проектные документы.

Фрагменты программы прочностного расчета массообменной колонны (на примере абсорбера) в системе MathCAD [16] в части блока исходных данных, определения допускаемых напряжений материала и расчета толщины стенки корпуса приведены ниже.

*Исходные данные:*

Диаметр аппарата внутренний:  $D=2400$  мм

Рабочая температура в аппарате:  $T=40$  С°

Давление в аппарате:  $P=3.6$  МПа

Материал аппарата: сталь 12ХМ

Предел текучести материала:  $\sigma_T=240$  МПа

Предел временной прочности материала:  $\sigma_B=450$  МПа

Предел длительной прочности материала:  $\sigma_D=410$  МПа

Коэффициент прочности сварного шва:  $\varphi=.9$

Высота аппарата:  $x = 45\ 000$  мм

Номер района на карте районирования по скоростным напорам ветра:  $No = 1$

Объем аппарата:  $V = 204$  м<sup>3</sup>

Аэродинамический коэффициент аппарата:  $c:=.7$   
 Модуль продольной упругости стенки аппарата:  $E:=200 \text{ МПа}$   
 Коэффициент упругого неравномерного сжатия грунта:  $C_{\phi}:=100 \text{ МН/м}^3$   
 Сейсмичность района в баллах:  $z:=7$   
 Плотность абсорбента:  $\rho:=965 \text{ кг/м}^3$   
 Диаметр аппарата с теплоизоляцией:  $D_{\text{из}}:= D \cdot 1.01$   
 Число фундаментных болтов:  $n_{\phi}:=6$   
 Скорость коррозии:  $V_{\text{к}}:=.1 \text{ мм в год}$   
 Срок службы:  $K:=10 \text{ лет}$

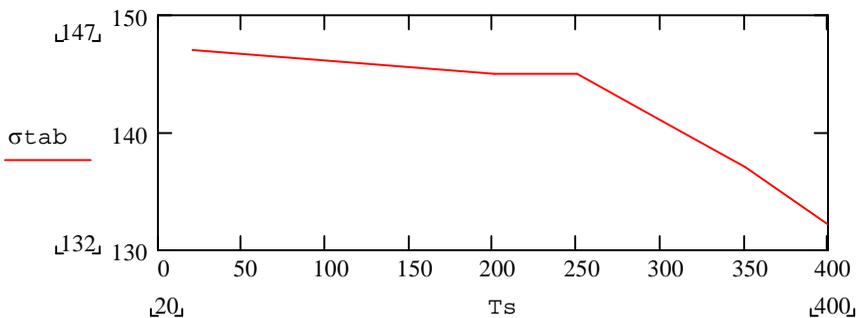


Рис. 6.20. Зависимость нормативных допускаемых напряжений от температуры для стали 12XM

*Толщина стенки аппарата по кольцевым напряжениям:*

При рабочих условиях

$$S1 := \frac{P_r \cdot D}{2 \cdot \sigma_{\text{доп}} \cdot \phi - P_r}$$

$$S1 = 37.206 \text{ мм}$$

При условиях гидроиспытания

$$S2 := \frac{P_i \cdot D}{2 \cdot \sigma_{\text{и}} \cdot \phi - P_i}$$

$$S2 = 34.14 \text{ мм}$$

Определение наибольшей толщины

$$S_{0r} := \begin{cases} S1 & \text{if } S1 > S2 \\ S2 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$S: = S_{0r} + C$$

Округление до ближайшего большего целого числа

$$S: = \text{ceil}(S)$$

$$S = 39 \text{ мм}$$

Конструирование, материальное оформление и прочностные расчеты позволяют разработать *чертеж общего вида* массообменной колонны. Для этих целей могут быть использованы возможности современных ЭВМ и графические редакторы программного обеспечения. Среди имеющихся программ наиболее известны AutoCAD, T-FlexCAD, «Компас» и др., которые позволяют создавать 2D-чертежи и 3D-модели аппарата и его отдельных узлов.

Пример чертежа общего вида ректификационной колонны (Лист 1) приведен в Приложении Г.

В соответствии с установленными стандартами (ЕСКД) стадийностью разработки конструкторской документации на объект к работам этого этапа относится завершение разработки проектных конструкторских документов. Сюда входят: техническое предложение, эскизный проект, технический проект. Выполненные этапы технологического расчета, конструирования и прочностного расчета массообменной колонны позволяют завершить разработку ее *технического проекта* с целью выявления окончательных технических решений, дающих полное представление о конструкции и устройстве колонны как будущего изделия.

В состав технического проекта входят:

- ведомость проекта;
- расчеты на прочность;
- чертеж общего вида;
- перечень составных частей колонны;
- техническое описание;
- инструкции по монтажу и эксплуатации на месте применения;
- другие документы.

Оформление документов, входящих в состав технического проекта, регламентируют стандарты ЕСКД.

Создание технического проекта массообменной колонны завершает проектную стадию разработки и дает основания для заказа ее изготовления на заводе химического машиностроения.

## Литература

1. Свидченко А. И., Денинберг Р. Э., Сафронов В. А. Обновленная программа ректификации бинарных смесей // Материалы I-й ежегодной научно-практической конференции Северо-Кавказского федерального университета «Университетская наука – региону». – Ставрополь – 2013. Доступно: СКФУ, 2013. – [www.nti.ncstu.ru.pdf.konf.2013.pdf](http://www.nti.ncstu.ru/pdf/konf.2013.pdf).
2. Стригин В. С., Свидченко А. И. Исследование процесса ректификации смеси вода–уксусная кислота // Материалы VI региональной научно-технической конференции. Естественный и точные науки. Ч. 1. – Ставрополь, СевКавГТУ, 2002. – С. 14–15.
3. Свидченко А. И., Стригин В. С. Адаптация модели ректификации к задачам управления // СКНЦВШ: Научная мысль Кавказа. Приложение. 2002. Спецвыпуск 2. – С. 129–130.
4. Чуракаев А. М. Переработка нефтяных газов. – М.: Недра, 1983. – 279 с.
5. Свидченко А. И. Моделирование ректификации нефтепродуктов // Тезисы докладов международной конференции. – Астрахань: АГТУ, 2000. – С. 94–95.
6. Комарова О. В., Стригин В. С. Исследование вторичной перегонки бензиновых фракций // Материалы студенческой научно-практической конференции. – Невинномысск: НТИ СевКавГТУ, 2004. – С. 18–20.
7. Рудин М. Г., Драбкин А. Е. Краткий справочник нефтепереработчика. – Л.: Химия, 1980. – 328 с.
8. Рудин М. Г. Карманный справочник нефтепереработчика. – Л.: Химия, 1989. – 464 с.
9. Вихман Г. Л., Круглов С. А. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Машиностроение, 1978. – 328 с.
10. Тютюнников А. Б., Товажнянский Л. Л., Гоглинская А. П. Основы расчета и конструирования массообменных колонн. – Киев: Выща шк., 1989. – 223 с.
11. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи / М. Ф. Михалёв, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко, В. В. Зобнин. – Л.: Машиностроение, 1984. – 301 с.

12. Смирнов Г. Г., Толчинский А. Р., Кондратьева Т. Ф. Конструирование безопасных аппаратов для химических и нефтехимических производств: справочник. – Л.: Машиностроение, 1988. – 303 с.

13. Гимонин А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник. – Калуга: изд. Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 1. – 852 с.; т.2. – 1028 с.; т. 3. – 968 с.

14. Свидченко А. И., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: Сев-КавГТУ, 2002. – 85 с.

15. Применение МАТНСАД для проектирования химического оборудования / А. А. Аушев, Д. Е. Бобелев, И. В. Бовкун, А. В. Шагров, А. И. Свидченко // Материалы ХХІХ научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1998 г. Т. 3. Филиалы. – Ставрополь: СтГТУ, 1999. – С. 145–146.

16. Аушев А. А., Воробьева А. Л. Автоматизация прочностных расчетов химического оборудования // Материалы ХХІХ научно-технической конференции по результатам НИР профессорско-преподавательского состава, аспирантов и студентов за 1998 г. Т. 3. Филиалы. – Ставрополь: СтГТУ, 1999. – С. 144–145.

# ГЛАВА 7

## СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ ПРОЕКТИРОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

### Новые подходы к моделированию ректификации

Обсуждавшиеся выше трудности моделирования процесса многокомпонентной ректификации (см. главу 5), связанные с расчетом по схеме «от концов колонны к секции питания», поставили задачу создания нового унифицированного алгоритма расчета, как для бинарных, так и для многокомпонентных смесей.

В основу новой методики расчета колонн ректификации по схеме «от секции питания к концам колонны» положены нетрадиционные решения для секции питания.

В задачу расчета секции питания при ректификации входит определение количеств и составов всех потоков, проходящих секцию [1, 2]. Схема к такому расчету при подаче паро-жидкого сырья приведена на рис. 5.2.

Для расчета должны быть известны: рабочие параметры процесса, расход, состав и доля отгона сырья ( $e$ ), количества и составы продуктовых потоков, флегмовое число ( $r_p$ ), которые определяются предварительно.

Количества сырьевых потоков рассчитываются по формулам:

$$V_C = L \cdot e; \quad (7.1)$$

$$g_C = L - V_C. \quad (7.2)$$

Количества остальных потоков находятся из системы уравнений материальных балансов для питательной, концентрационной и отгонной секций.

Для замыкания системы уравнений обычно используется допущение о постоянстве количества флегмы по высоте концентрационной секции, т. е.:

$$g_k = g = D \cdot r_p. \quad (7.3)$$

Тогда

$$g_m = g_k + g_C; \quad (7.4)$$

$$V_m = D + g_k; \quad (7.5)$$

$$V_k = V_m - V_C. \quad (7.6)$$

Составы потоков питательной секции при бинарной ректификации могут быть найдены из совокупности уравнений материальных балансов по НКК:

$$\begin{aligned} V_m y_m &= V_k y_k + V_C u_C; \\ V_m y_m &= D y_D + g_k x_k; \\ g_m x_m &= g_k x_k + g_C x_C; \\ g_m x_m &= R x_R + V_k y_k. \end{aligned} \quad (7.7)$$

Однако уравнения системы (7.7) являются незамкнутыми и для решения необходимы дополнительные условия.

В соответствии с числом степеней свободы проектирования рассматриваемого процесса ( $m = 1$  для бинарной ректификации [1]), можно выбирать одну из сопряженных концентраций  $x_k$  или  $y_k$ . При этом между концентрациями потоков в питательной секции должны соблюдаться соотношения:

$$x_k > x_m > x_C; y_k < y_m < u_C. \quad (7.8)$$

Для замыкания системы уравнений (7.7) нами в «классической» модели бинарной ректификации [3] использован выбор  $x_k$  по условию  $x_k = (1,05 \dots 1,20) \cdot x_C$ .

Таким образом, определение составов потоков в питательной секции колонны не является однозначным, поскольку связано с субъективным выбором подходящего решения при соблюдении соотношений (7.8).

В новой методике расчета секции питания [4] предложен унифицированный подход к решению обсуждаемой задачи.

Приравнивая правые части первого и второго уравнений системы (7.7), выразим значение  $y_k$ :

$$y_k = \frac{g_k}{V_k} \cdot x_k + \frac{D y_D - V_C u_C}{V_k}. \quad (7.9)$$

Данное уравнение показывает однозначную зависимость между сопряженными значениями  $y_k$  и  $x_k$ , и приближенно соответствует прямой линии 5 на рис. 7.1 (оперативная линия питательной секции). Там же проведена линия сырья 3, отражающая зависимость между составами фаз (при значениях  $0 < e < 1$ ) в виде:

$$y_C = \frac{x_L}{e} - \frac{1-e}{e} \cdot x_C. \quad (7.10)$$

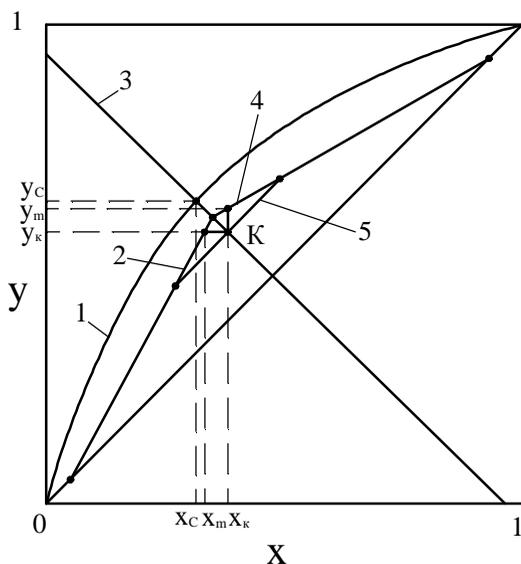


Рис. 7.1. Схема к расчету составов питательной секции ректификационной колонны для разделения бинарной смеси: 1 – линия равновесия фаз; 2, 4 – линии орошений отгонной и концентрационной секций; 3 – линия сырья; 5 – оперативная линия питательной секции

Учитывая свободу выбора одного из составов  $y_k$  или  $x_k$ , можно принять их сочетание, соответствующее точке К, лежащей на линии сырья при ее пересечении с оперативной линией 5. Тогда совместно решая уравнения (7.9) и (7.10) относительно  $x_k$ , получим однозначное решение:

$$x_k = \frac{V_k x_L - (Dy_D - V_C y_C)e}{g_k e + V_k (1 - e)}. \quad (7.11)$$

С учетом этого сопряженное значение  $y_k$  определяют по формуле (7.9), а расчеты составов остальных потоков секции проводятся на основе уравнений материальных балансов по НКК:

$$x_m = \frac{g_k \cdot x_k + g_C \cdot x_C}{g_m}; \quad (7.12)$$

$$y_m = \frac{D \cdot y_D + g_k \cdot x_k}{V_m}. \quad (7.13)$$

Проверка применимости данного метода для расчета составов питательной секции проведена в рамках примера ректификации бинарной смеси «вода – уксусная кислота» [3], а ее результаты представлены в табл. 7.1.

Таблица 7.1

Результаты расчета составов питательной секции при ректификации бинарной смеси «вода – уксусная кислота»

Метод расчета	$x_k$	$y_k$	$x_m$	$y_m$
По [3]	0,3612	0,4581	0,3565	0,4627
По формулам (7.7, 7.11–7.13)	0,3603	0,4572	0,3558	0,4620

Анализ полученных данных показывает, что условия (7.8) соблюдаются, числовые значения найденных концентраций потоков хорошо согласуются с результатами [3]. Это позволяет рекомендовать предложенную методику расчета составов питательной секции ректификационной колонны при разделении бинарных смесей к практическому использованию.

### Модель расчета колонны для бинарной ректификации

С учетом вышеизложенного алгоритм моделирования простой ректификационной колонны будет иметь следующие этапы.

#### 1. Формирование массива исходных данных.

В качестве исходных данных для расчета процесса ректификации используются приведенные в табл. 7.2 величины.

Таблица 7.2

Исходные данные для расчета

Расход сырья мольный (массовый) – $L$ , кмоль/ч ( $L^*$ , кг/ч);		
Мольная (массовая) концентрация НКК <sup>*</sup> в сырье – $x_1$ ( $x_1^*$ );		
Свойства компонентов:	НКК <sup>*</sup>	ВКК <sup>*</sup>
Мольная масса, кг/кмоль	$M_1$	$M_2$
Температура кипения, °С	$t_{к1}$	$t_{к2}$
Критическая температура, К	$T_{кр1}$	$T_{кр2}$

Критическое давление, МПа	$P_{кр1}$	$P_{кр2}$
Критическая плотность, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{кр1}$	$\rho_{кр2}$
Фактор ацентричности	$\omega_1$	$\omega_2$
Параметры потенциала межмолекулярного взаимодействия Леннарда–Джонса <sup>**</sup> )	$\sigma_1$ ( $\epsilon / k_B$ ) <sub>1</sub>	$\sigma_2$ ( $\epsilon / k_B$ ) <sub>2</sub>
Дипольный момент молекулы компонента, Дебай <sup>**</sup> )	$\mu_{p1}$	$\mu_{p2}$
Коэффициенты уравнения идеальной газовой теплоемкости $C_p^o = (A + B T + C T^2 + D T^3)$ , кДж/(кмоль·К)	$A_1, B_1, C_1, D_1$	$A_2, B_2, C_2, D_2$

\* НКК – низкокипящий компонент; ВКК – высококипящий компонент;  
 \*\* – только при использовании метода № 3 для к.п.д. тарелок (см. главу 4)

Массив физико-химических характеристик компонентов является достаточным для расчета всех необходимых свойств паровых и жидких потоков колонны по методикам, описанным в главе 2.

## 2. Расчет материального баланса.

Материальный баланс колонны используют для расчета выходов процесса ректификации, т. е. количеств дистиллята  $D$  и остатка  $R$  в кмоль/ч. Концентрации НКК в дистилляте и остатке предварительно задают.

Количество дистиллята

Количество остатка

$$D = \frac{x_L - x_R}{y_D - x_R} \cdot L; \quad R = L - D, \quad (7.14)$$

где  $y_D = 0,90...0,98$  – рекомендуемая мольная концентрация НКК в верхнем продукте колонны, доли;  $x_R = 0,015...0,020$  – рекомендуемая мольная концентрация НКК в нижнем продукте колонны, доли.

## 3. Предварительный расчет секции питания.

На этом этапе определяют параметры процесса, долю отгона сырья, количества и составы сырьевых потоков в секции питания.

Внутренние материальные потоки в колонне являются оптимальными, когда доля отгона сырья  $e$  близка к доле отбора  $\epsilon$ , т. е.  $e \approx \epsilon = D/L$ .

Давление в секции питания  $P_L$  принимают более высоким, чем давление в емкости орошения  $P_O$  (на величину гидравлических по-

терь в тарелках концентрационной секции, трубопроводе и дефлегматоре или конденсаторе-холодильнике,  $\approx 0,1 \dots 0,15$  МПа). Последнее должно обеспечивать жидкое состояние дистиллята при температуре в емкости  $t_0$ .

Температуру в секции питания  $t_L$  рассчитывают методом постепенных приближений по следующему алгоритму:

– Задаются значением  $t_L$  в интервале  $\{t_{k1}-50 \dots t_{k2}+50\}$ . Далее рассчитывают константы фазового распределения (равновесия) компонентов  $k_1$  и  $k_2$  при  $P_L$  и  $t_L$ .

– Из уравнения материального баланса процесса однократного испарения определяют концентрации НКК и ВКК в жидкой фазе остатка:

$$\text{НКК: } x_C = \frac{x_L}{1 + e \cdot (k_1 - 1)}; \quad \text{ВКК: } \overline{1-x_C} = \frac{1-x_L}{1 + e \cdot (k_2 - 1)}. \quad (7.15)$$

– Контролируют правильность выбора температуры  $t_L$  по условию:

$$x_C + \overline{1-x_C} = 1. \quad (7.16)$$

– При несоблюдении равенства задаются новым значением  $t_L$  и выполняют следующее приближение.

Состав равновесной паровой фазы сырья после его однократного испарения в питательной секции рассчитывают по уравнению равновесия паровой и жидкой фаз. При этом вычисления ограничивают (здесь и далее) определением концентрации НКК –  $y_C$ :

$$y_C = k_1 \cdot x_C. \quad (7.17)$$

Количества сырьевых потоков пара  $V_C$  и жидкости  $g_C$  рассчитывают по формулам:

$$V_C = L \cdot e; \quad g_C = L - V_C. \quad (7.18)$$

#### 4. Расчет флегмового и парового чисел.

Флегмовое число  $r = g / D$  определяют в два этапа. Предварительно определяют минимальное флегмовое число, соответствующее минимальной разделительной способности тарелок по формуле:

$$r_{\min} = \frac{y_D - y_C}{y_C - x_C}. \quad (7.19)$$

Рабочее флегмовое число, соответствующее оптимальной разделительной способности тарелок, рассчитывают по формуле [1]:

$$r_{po} = 1,35 \cdot r_{min} + 0,35. \quad (7.20)$$

Опыт работы промышленных колонн показывает [2], что они работают с некоторым избытком флегмы. Поэтому целесообразно несколько увеличить рабочее флегмовое число, т. е.:

$$r_p = (1,2 \dots 1,3) \cdot r_{po}. \quad (7.21)$$

Рабочее паровое число  $S_p = V_R/R$  ( $V_R$  – количество парового орошения, подаваемого под нижнюю тарелку колонны) рассчитывают в зависимости от  $r_p$  из уравнения материального баланса питательной секции:

$$S_p = [D \cdot r_p + (1 - e) \cdot L - R]/R. \quad (7.22)$$

### 5. Основной расчет секции питания.

В задачу основного расчета секции питания входит определение количеств и составов всех потоков, проходящих секцию. Характеристики сырьевых потоков определены ранее (п. 2).

Количество остальных потоков находят из системы уравнений материальных балансов для питательной, концентрационной и отгонной секций.

Для замыкания системы уравнений используют общепринятое допущение о постоянстве количества флегмы по высоте концентрационной секции, т. е.:

$$g_k = g = D \cdot r_p, \quad (7.23)$$

где  $g$  – количество жидкого орошения, подаваемого на верхнюю тарелку колонны;  $g_k$  – количество флегмы, поступающей из концентрационной секции в секцию питания.

Тогда:

– количество флегмы, поступающей на тарелку питания, равно:

$$g_m = g_k + g_c; \quad (7.24)$$

– количество паров, поступающих в концентрационную секцию, равно:

$$V_m = D + g_k; \quad (7.25)$$

– количество паров, поднимающихся с тарелки питания, равно:

$$V_k = V_m - V_c. \quad (7.26)$$

Составы потоков питательной секции могут быть найдены из совокупности уравнений материальных балансов по НКК. Для замыкания системы уравнений рекомендуется использовать решение для состава флегмы  $x_k$ , поступающей из концентрационной секции в секцию питания, предложенное нами в [4]:

$$x_K = \frac{V_K x_L - (Dy_D - V_C y_C)e}{g_K e + V_K (1 - e)}. \quad (7.27)$$

Сопряженное значение состава пара, поднимающегося с питательной тарелки  $y_K$ , определяют по формуле:

$$y_K = \frac{g_K}{V_K} \cdot x_K + \frac{Dy_D - V_C y_C}{V_K}. \quad (7.28)$$

Расчеты составов остальных потоков секции питания проводят на основе уравнений материальных балансов по НКК:

– состав флегмы, поступающей на тарелку питания  $x_m$ , равен:

$$x_m = \frac{g_K \cdot x_K + g_C \cdot x_C}{g_m}; \quad (7.29)$$

– состав паров, поступающих из секции питания в концентрационную секцию  $y_m$ , равен:

$$y_m = \frac{D \cdot y_D + g_K \cdot x_K}{V_m}. \quad (7.30)$$

## 6. Расчет числа теоретических тарелок и места ввода питания

Число теоретических тарелок, соответствующее рабочему флегмовому числу, рассчитывают по формуле [1, 2]:

$$N_T = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7, \quad (7.31)$$

где  $N_{\min}$  – минимальное число теоретических тарелок, соответствующее режиму «полного» орошения колонны.

$N_{\min}$  определяют по методу Фенске для варианта колонны, работающей с парциальным кипятивильником:

$$N_{\min} = \frac{\lg \left[ \frac{y_D (1 - x_R)}{x_R (1 - y_D)} \right]}{\lg \alpha} - 1, \quad (7.32)$$

где  $\alpha$  – коэффициент относительной летучести для колонны, определяемый при параметрах секции питания по формуле:

$$\alpha = \frac{k_1}{k_2}. \quad (7.33)$$

Распределение числа теоретических тарелок  $N_T$  между секциями (место ввода питания) находят методом приближений. В первом приближении считают, что число тарелок в концентрационной сек-

ции  $N_K^0$  равно половине числа теоретических тарелок с округлением в большую сторону, т. е.:  $N_K^0 = N_T / 2$ .

Затем определяют давление на верху колонны  $P_D$  по формуле:

$$P_D = P_L - \Delta P_{ГС} \cdot N_K^0, \quad (7.34)$$

где  $\Delta P_{ГС} = 0,002$  МПа – ориентировочная величина гидравлического сопротивления теоретической тарелки.

Величина  $P_D$  подлежит уточнению по результатам гидравлического расчёта тарелок.

Температуру на верху колонны  $t_D$  определяют методом приближений в интервале  $\{t_{к1} - 50 \dots t_L\}$ . Правильность выбранного значения  $t_D$  проверяют по уравнению состояния изотермы паровой фазы в виде:

$$\frac{y_D}{k_1} + \frac{1 - y_D}{k_2} = 1. \quad (7.35)$$

Далее определяют среднее значение коэффициента относительной летучести  $\alpha_K$  для концентрационной секции при ее средних температуре и давлении, рассчитываемых по формулам:

$$t_{КСР} = 0,5 \cdot (t_L + t_D); P_{КСР} = 0,5 \cdot (P_L + P_D). \quad (7.36)$$

Минимальное число тарелок в концентрационной секции равно:

$$N_{K \min} = \frac{\lg \left[ \frac{y_D(1 - x_K)}{x_K(1 - y_D)} \right]}{\lg \alpha_K}. \quad (7.37)$$

Уточненное число теоретических тарелок, приходящихся на концентрационную секцию, рассчитывают с округлением в большую сторону по формуле:

$$N_K = N_T \cdot N_{ОТН} / (N_{ОТН} + 1), \quad (7.38)$$

где вспомогательная величина  $N_{ОТН}$  равна:

$$N_{ОТН} = \frac{N_{K \min}}{N_{\min} - N_{K \min}}. \quad (7.39)$$

Если рассчитанное значение  $N_K$  не совпадает с принятой ранее величиной  $N_K^0$ , то в следующем приближении принимают  $N_K^0 = N_K$  и проводят расчёт нового значения  $N_K$ .

Число теоретических тарелок в отгонной секции определяют по формуле:

$$N_O = N_T - N_K. \quad (7.40)$$

## 7. Потарелочный расчет концентрационной секции

Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции, а также фактического состава дистиллята.

Для определения температуры на тарелках рассчитывают шаг по температуре по формуле:

$$\Delta t_K = (t_L - t_D) / (N_K + 0,5). \quad (7.41)$$

Шаг по давлению принимают равным ориентировочному гидравлическому сопротивлению теоретической тарелки  $\Delta P_K = 0,002$  МПа.

Таким образом, для первой тарелки ( $j=1$ ):

$$t_j = t_L - \Delta t_K / 2; P_j = P_L - \Delta P_K. \quad (7.42)$$

Для каждой последующей тарелки ( $j+1$ ) температуру и давление определяют в зависимости от параметров на предыдущей тарелке ( $j$ ) по соотношениям (счет тарелок ведется от секции питания вверх):

$$t_{j+1} = t_j - \Delta t_K; P_{j+1} = P_j - \Delta P_K. \quad (7.43)$$

Равновесные составы фаз на тарелке  $j$  связаны между собой соотношением:

$$y_j = \frac{\alpha_j \cdot x_j}{1 + x_j \cdot (\alpha_j - 1)}, \quad (7.44)$$

где  $x_j$  и  $y_j$  – концентрации НКК на  $j$ -ой тарелке в равновесных жидкой и паровой фазах, мольные доли;  $\alpha_j$  – коэффициент относительной летучести, который рассчитывают при температуре и давлении на  $j$ -ой тарелке.

Концентрацию НКК в жидкой фазе, поступающей на  $j$ -ю тарелку с  $j+1$  тарелки  $x_{j+1}$ , рассчитывают по формуле:

$$x_{j+1} = \frac{(1 + r_p) \cdot y_j - y_D}{r_p}. \quad (7.45)$$

Принимая в качестве состава жидкости на первой (нижней) тарелке состав флегмы  $x_K$ , проводят потарелочный расчет составов пара и жидкости для всех  $N_K$  тарелок концентрационной секции. Расчет завершают определением состава пара, соответствующего составу дистиллята, в котором концентрация НКК, т. е.  $y_{N_K} \geq y_D$ . Если число шагов для получения состава дистиллята отличается от числа тарелок в секции, то корректируют величину  $N_K$ , уточняют

параметры верха колонны и потарелочный расчет секции повторяют. Фактический состав дистиллята равен:  $y_D = y_{N_K}$ .

### 8. Потарелочный расчет отгонной секции.

Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции, а также фактического состава остатка.

Давление внизу колонны  $P_R$  определяют по формуле:

$$P_R = P_L + \Delta P_{ГС} \cdot N_O, \quad (7.46)$$

где  $\Delta P_{ГС} = 0,002$  МПа – ориентировочная величина гидравлического сопротивления теоретической тарелки.

Величина  $P_R$  подлежит уточнению по результатам гидравлического расчёта тарелок.

Температуру внизу колонны  $t_R$  находят в интервале  $\{t_L \dots t_{K2} + 50\}^\circ\text{C}$ . Правильность выбранного значения  $t_R$  проверяют по уравнению состояния изотермы жидкой фазы в виде:

$$k_1 \cdot x_R + k_2 \cdot (1 - x_R) = 1. \quad (7.47)$$

Шаг по температуре в секции рассчитывается по формуле:

$$\Delta t_O = (t_R - t_L) / (N_O + 0,5). \quad (7.48)$$

Шаг по давлению принимается таким же, как и в концентрационной секции  $\Delta P_O = 0,002$  МПа.

Таким образом, для первой тарелки ( $j=1$ ):

$$t_j = t_L + \Delta t_O / 2; P_j = P_L. \quad (7.49)$$

Для каждой последующей тарелки ( $j+1$ ) температуру и давление определяют в зависимости от параметров на предыдущей тарелке ( $j$ ) (счет тарелок ведется от секции питания вниз) по соотношениям:

$$t_{j+1} = t_j + \Delta t_O; P_{j+1} = P_j + \Delta P_O. \quad (7.50)$$

Равновесные составы фаз на тарелке  $j$  связаны между собой соотношением:

$$x_j = \frac{y_j}{\alpha_j - y_j(\alpha_j - 1)}, \quad (7.51)$$

где  $x_j$  и  $y_j$  – концентрации НКК на  $j$ -ой тарелке в равновесных жидкой и паровой фазах, мольные доли;  $\alpha_j$  – рассчитывают при температуре и давлении на  $j$ -ой тарелке.

Концентрацию НКК в паровой фазе, поступающей на  $j$ -ю тарелку с  $j+1$  тарелки  $y_{j+1}$ , рассчитывают по формуле:

$$y_{j+1} = \frac{(1+S_p) \cdot x_j + x_R}{2+S_p}. \quad (7.52)$$

Принимая в качестве состава пара на первой (верхней) тарелке состав пара  $y_K$ , проводят потарелочный расчет составов жидкости и пара для всех  $N_0$  тарелок отгонной секции. Расчет завершают определением состава жидкости, соответствующей составу остатка, в котором концентрация НКК, т. е.  $x_{N_0} \leq x_R$ . Если число шагов для получения состава остатка отличается от числа тарелок в секции, то корректируют величину  $N_0$ , уточняют параметры низа колонны и потарелочный расчет секции повторяют. Фактический состав остатка равен:  $x_R = x_{N_0}$ .

При необходимости уточняют первоначальные расходы дистиллята  $D$  и остатка  $R$  и последующие расчеты.

### 9. Расчет диаметра колонны

Предварительно принимают нормализованный тип тарелок. Предполагается, что жидкостная нагрузка на сливное устройство  $L_V \leq 35 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ . Тогда диаметр колонны определяют по формуле (в м):

$$D_K = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{СЕК}}}{\pi \cdot w_{\text{доп}}}}, \quad (7.53)$$

где  $V_{\text{СЕК}}$  – объёмный расход паров в расчётном сечении,  $\text{м}^3/\text{с}$  (расчет см. главу 5);  $\pi = 3,14$ ;  $w_{\text{доп}}$  – допустимая скорость паров,  $\text{м}/\text{с}$ .

Величину  $w_{\text{доп}}$  определяют по формуле (в  $\text{м}/\text{с}$ ):

$$w_{\text{доп}} = 8,5 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \quad (7.54)$$

где  $C$  – коэффициент, учитывающий условия ректификации (определяют по методике, описанной в главе 4);  $\rho_x, \rho_y$  – плотности жидкости и пара в расчетном сечении колонны,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (расчет см. главу 2).

После расчёта  $D_K$  уточняют расход жидкости в сливном устройстве (характеристики тарелок принимают по данным стандартов, см. главу 3). Если условие  $L_V \leq 35$  выполняется, то расчёт диаметра колонны считают завершённым.

Если условие не выполняется, то диаметр колонны рассчитывают по формуле:

$$D_K = \frac{\frac{L^*}{2 \cdot \rho_x} + \sqrt{(K_O \cdot C + 35) \cdot \frac{G^*}{\sqrt{\rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y)}}}}{K_O \cdot C + 35}, \quad (7.55)$$

где  $L^*$ ,  $G^*$  – расходы жидкости и пара в расчётном сечении, кг/ч (расчет см. главу 5);  $K_O$  – коэффициент, зависящий от типа тарелок ( $K_O = 0,35$  – для клапанных тарелок;  $K_O = 0,25$  – для прочих типов тарелок).

Принятый диаметр колонны согласуют со стандартным значением.

### 10. Расчет действительного числа тарелок

Действительное число тарелок подсчитывают отдельно для концентрационной и отгонной секций по формулам:

$$N_{КД} = N_K / \eta_K; N_{ОД} = N_O / \eta_O, \quad (7.56)$$

где  $\eta_K$  и  $\eta_O$  – средние к.п.д. тарелок для концентрационной и отгонной секций, доли (определяют по одной из методик, описанных в главе 4).

В каждой из секций колонны рекомендуется определять к.п.д. для верхней и нижней тарелок, а затем усреднять как арифметическое среднее.

### 11. Гидравлический расчет тарелок

Рекомендуется использовать методику, описанную в главе 5. Расчету подвергают верхнюю и нижнюю тарелки концентрационной и отгонной секций. Среднее значение сопротивления тарелок для каждой из секций находят как арифметическое среднее сопротивлений ее верхней и нижней тарелок (в МПа):

$$\Delta P_{К(О)} = \frac{\Delta P_{К(О)В} + \Delta P_{К(О)Н}}{2} \cdot 10^{-6}, \quad (7.57)$$

где индексы: «к (о)» – соответствуют концентрационной и отгонной секциям колонны; «в, н» – соответствуют верхней и нижней тарелкам секций.

Для тарелок *колпачковых, клапанных, с S-образными элементами, ситчатых* общее гидравлическое сопротивление тарелки рассчитывают по формуле (в Па):

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж} + \Delta P_{\sigma}, \quad (7.58)$$

где  $\Delta P_c$  – сопротивление сухой тарелки, Па;  $\Delta P_{ж}$  – сопротивление слоя жидкости на тарелке, Па;  $\Delta P_{\sigma}$  – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па.

Общее гидравлическое сопротивление *решетчатой* тарелки рассчитывают по формуле (в Па):

$$\Delta P = \frac{\xi_c \cdot \rho_y \cdot w_y^2}{2 \cdot f_0^2 \cdot (1 - f_{\text{ож}})^3 \cdot (1 - \beta)} \cdot [1 - f_{\text{ож}} \cdot (1 - \beta)] + \frac{2 \cdot \sigma}{b \cdot (1 - \beta)}, \quad (7.59)$$

где  $\xi_c$  – коэффициент сопротивления тарелки;  $\rho_y$  – плотность пара, кг/м<sup>3</sup>;  $w_y$  – скорость паров в свободном сечении колонны, м/с;  $f_0$  – относительное свободное сечение тарелки, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;  $f_{\text{ож}}$  – доля площади отверстий, занятых стекающей жидкостью, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м;  $\beta$  – коэффициент, зависящий от соотношения давлений в зонах пара и стекающей жидкости;  $b$  – ширина щели в тарелке, м.

Составляющие вышеприведенных формул рассчитывают по методике, описанной в главе 5.

## 12. Оптимизация расчетов

Выполненный расчёт гидравлического сопротивления тарелок позволяет уточнить режимные параметры колонны.

Общее гидравлическое сопротивление тарелок в концентрационной и отгонной секциях подсчитывают по формулам (в МПа):

$$\Delta P_1 = \Delta P_K \cdot N_{\text{КД}}; \Delta P_2 = \Delta P_O \cdot N_{\text{ОД}}. \quad (7.60)$$

Фактические давления вверху и внизу колонны равны:

$$P_D^* = P_L - \Delta P_1; P_R^* = P_D + \Delta P_2. \quad (7.61)$$

Если разница между уточнёнными величинами давления  $P_D^*$  или  $P_R^*$  и ранее принятыми  $P_D$  и  $P_R$  значительна (например, более, чем 1,5...2 %), то следует скорректировать их.

В следующем приближении необходимо возвратиться к потарелочному расчёту секций колонны (п. п. 7, 8 алгоритма) и уточнить все последующие вычисления процесса ректификации. Значение перепада давления на теоретической тарелке следует уточнить с учетом проведенного гидравлического расчета тарелок.

## 13. Расчет параметров емкости орошения

Давление в ёмкости орошения  $P_O$  должно обеспечивать жидкое состояние дистиллята при температуре в емкости  $t_O$ . Из-за гидравлического сопротивления трубопроводов и конденсатора-холодильника  $P_O$  меньше, чем давление верха колонны на величину  $\Delta P_x$ , выбираемую ориентировочно из интервала {0,03 ... 0,1} МПа. Тогда давление в ёмкости орошения составит:

$$P_O = P_D - \Delta P_x. \quad (7.62)$$

Далее выбирают вид хладагента для конденсации паров и охлаждения дистиллята и задают его начальную температура  $t_H$  по данным, приведенным ниже.

Хладагент	$t_H, ^\circ\text{C}$	Хладагент	$t_H, ^\circ\text{C}$
воздух	30 ... 40	вода	20 ... 30
захоленная вода	5 ... 20	рассол	-30 ... 5

Конечная температура дистиллята после конденсатора-холодильника  $t_0$  должна превышать  $t_H$  на величину  $\Delta t$ , выбираемую в интервале  $\{10 \dots 25\}^\circ\text{C}$ .

Тогда конечная температура дистиллята составит:

$$t_0 = t_H + \Delta t. \quad (7.63)$$

Правильность подбора температуры контролируют по условию:

$$k_1 \cdot x_D + k_2 \cdot (1 - x_D) \geq 1, \quad (7.64)$$

где  $x_D$  – концентрация НКК в жидком дистилляте в ёмкости орошения (принимается по составу паров дистиллята, т. е.  $x_D \equiv y_D$ ).

Константы фазового равновесия компонентов определяют при  $P_0, t_0$ .

Если условия жидкого состояния в емкости орошения не выполняются, то следует изменить хладагент или увеличить давление в секции питания колонны и вернуться к началу расчета процесса (к п. 2 алгоритма).

#### 14. Расчет диаметров основных штуцеров

Диаметры основных штуцеров колонны вычисляют по формуле (в м):

$$d_{шт} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_C}{\pi \cdot w_{шт}}}, \quad (7.65)$$

где  $V_C$  – расход потока среды через соответствующий штуцер,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $w_{шт}$  – рекомендуемая скорость потока в штуцере, м/с.

Найденные диаметры штуцеров согласуют со стандартными значениями.

#### 15. Расчет высоты колонны

Полную высоту колонны вычисляют по формуле (в м):

$$H_k = H_{оп} + H_{куб} + H_1 + H_{отг} + H_{пит} + H_{кон} + H_2 + H_{дн}, \quad (7.66)$$

где  $H_{оп}$  – высота опорной части мантии (от опорного кольца до нижнего днища), принимаемая равной 2 ... 4 м;  $H_{куб}$  – высота кубовой части, м;  $H_1$  – высота от уровня жидкости в кубе до нижней тарелки, принимаемая равной 1 ... 1,5 м, но не менее  $0,3 \cdot H_{куб}$ ;  $H_{отг}$  – высота, занимаемая тарелками отгонной секции, м;  $H_{пит}$  – высота секции питания, принимаемая равной 1...1,5 м;  $H_{кон}$  – высота, занимаемая тарелками концентрационной секции, м;  $H_2$  – высота от верхней тарелки, до верхнего днища, принимаемая равной 1,5...2 м;  $H_{дн}$  – высота верхнего днища, м.

Высоты отгонной и концентрационной секций определяют по формуле:

$$H_{отг(кон)} = (N_{од(кд)} - 1) \cdot H_T. \quad (7.67)$$

Высоту днища определяют по формулам (в м):

$$\text{эллиптического: } H_{дн} = 0,3 \cdot D_K; \text{ полушарового: } H_{дн} = 0,5 \cdot D_K. \quad (7.68)$$

Полушаровое днище применяют при давлениях  $P_L > 1$  МПа или при  $D_K > 4$  м. В остальных случаях используют эллиптическое днище.

Высоту кубовой части (минимально необходимую) рассчитывают по формуле:

$$H_{куб} = \frac{4 \cdot (R + V_R) \cdot M_x \cdot \tau_{куб}}{60 \cdot \pi \cdot \rho_x \cdot D_K^2}, \quad (7.69)$$

где  $\tau_{куб}$  – время на запас остатка в кубовой части, принимаемое равным 3...5 мин;  $M_x$  – мольная масса кубовой жидкости, кг/кмоль;  $\rho_x$  – плотность кубовой жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Если в результате расчета получено  $H_{куб} < H_{дн}$ , то следует принять  $H_{куб} = H_{дн}$ . При разном диаметре верхнего и нижнего днищ высота последнего определяется также, как и верхнего.

Если в колонне используется расстояние между тарелками  $H_T < 0,5$  м, то в местах установки люков его увеличивают (до 600 мм) и корректируют общую высоту аппарата.

## 16. Расчет теплового баланса

Расчет теплового баланса проводят для определения тепловых нагрузок конденсатора-холодильника и кипятильника. Рассчитывают также фактические рабочие флегмовое  $g_1$  и паровое  $S_1$  числа наверху и внизу колонны.

Тепловую нагрузку конденсатора-холодильника подсчитывают по формуле:

$$Q_D = \frac{(H_D - h_D) \cdot g}{3600}, \text{ кВт.} \quad (7.70)$$

Приведенная энтальпия дистиллята равна:

$$H_D^* = H_D + \frac{3600 \cdot Q_D}{D}, \text{ кДж/моль.} \quad (7.71)$$

Количество тепла, вносимого в колонну, равно:

$$Q_{\text{прих}} \equiv Q_{\text{расх}} = \frac{(D + g) \cdot H_D + (R + V_R) \cdot h_R}{1 - \frac{dq}{100}}, \text{ кДж/ч.} \quad (7.72)$$

Тепловую нагрузку кипятыльника подсчитывают по формуле:

$$Q_R = \frac{Q_{\text{прих}} - L \cdot H_L - g \cdot h_D}{3600}, \text{ кВт.} \quad (7.73)$$

Приведенная энтальпия остатка равна:

$$h_R^* = h_R - \frac{3600 \cdot Q_R}{R}, \text{ кДж/моль.} \quad (7.74)$$

Потери тепла в окружающую среду равны:

$$Q_{\text{пот}} = \frac{dq \cdot Q_{\text{прих}}}{360000}, \text{ кВт.} \quad (7.75)$$

Флегмовое число наверху колонны рассчитывают по формуле:

$$r_1 = \frac{g_1}{D}, \text{ где } g_1 = \frac{V_m \cdot H_m - g_k \cdot h_k - D \cdot H_D}{H_D - h_{D1}}. \quad (7.76)$$

Паровое число внизу колонны рассчитывают по формуле:

$$S_1 = \frac{V_{R1}}{R}, \text{ где } V_{R1} = \frac{3600 \cdot Q_R - (h_{R1} - h_R) \cdot R}{H_{R1} - h_R}. \quad (7.77)$$

В вышеприведенных формулах:  $H_D$ ,  $h_D$ ,  $h_R$  – энтальпии паров и жидкости дистиллята и остатка колонны, кДж/кмоль;  $H_L$  – энтальпия исходного сырья, кДж/кмоль;  $H_m$ ,  $h_k$  – энтальпии паров и жидкости, поступающих в секцию питания, кДж/кмоль;  $H_{R1}$ ,  $h_{D1}$  – энтальпии парового и жидкого орошений, кДж/кмоль;  $h_{R1}$  – энтальпия жидкости остатка при температуре кипятыльника, кДж/кмоль;  $dq$  – потери тепла в окружающую среду в долях от  $Q_{\text{прих}}$  (0,01...0,02).

Найденные величины  $r_1$  и  $S_1$  сравнивают с принятыми ранее  $r_p$  и  $S_p$ . При значительных расхождениях ( $r_1 \ll r_p$  и  $S_1 \ll S_p$ ) следует

внести коррективы в предыдущий расчет, начиная с п. 5, увеличив значения  $g_p$ ,  $g$  и  $S_p$  или температуру парового орошения.

Правильность расчетов теплового баланса колонны контролируют по уравнениям:

$$\begin{aligned} \text{Приход тепла} &= \text{Расходу тепла;} \\ L \cdot H_L + Q_R + g \cdot h_D &= (D + g) \cdot H_D + (R + V_R) \cdot h_R + Q_{\text{пот}}; \quad (7.78) \\ L \cdot H_L &= D \cdot H_D^* + R \cdot h_R^* . \end{aligned}$$

#### 17. Формирование массива результатов расчета.

Результаты расчетов процесса ректификации рекомендуется оформить в виде ряда итоговых таблиц, дающих достаточно полное представление об основных показателях процесса и размерах колонны, позволяющих составить ее чертеж общего вида, в том числе:

исходные данные;	потарелочный расчет составов, Р и t;
физико-химические свойства компонентов;	гидравлический расчет тарелок;
режимные параметры колонны;	энтальпии потоков;
состав продуктов ректификации;	тепловой расчет колонны;
материальный баланс секции питания;	диаметры штуцеров основных потоков;
число тарелок;	высота колонны

### **Модель колонны для многокомпонентной ректификации**

При многокомпонентной ректификации «классический» алгоритм расчета включает следующие этапы (см. рис. 5.1, 5.6):

- при заданных параметрах секции питания  $P_L$  и  $t_L$  определяют долю отгона сырья  $e$ , составы и количества сырьевых потоков в ней  $x_{Ci}$ ,  $u_{Ci}$ ,  $g_C$  и  $V_C$  (см. рис. 5.2, 5.6);
- далее находят предварительные составы и количества продуктов разделения, флегмовое и паровое числа, число теоретических тарелок и место ввода питания;
- затем проводят потарелочный расчет концентрационной и отгонной секций от концов колонны к ее середине (секции питания);

– на следующем этапе, возвращаются к питательной секции и определяют неизвестные количества и составы потоков, проходящих секцию:  $g_k, g_m, V_k, V_m, x_{ki}, x_{mi}, y_{ki}, y_{mi}$ ;

– полученные результаты для секции питания используют далее в сложной итерационной процедуре уточнения составов продуктов разделения;

– заключительный этап расчета связан с определением размеров колонны, ее гидравлическим расчетом, тепловым балансом.

На основе представленного выше решения для питательной секции колонны при бинарной ректификации нами разработан более удобный унифицированный алгоритм расчета многокомпонентной ректификации [5], не требующий итерационных процедур уточнения составов продуктов разделения по  $\Theta$ -методу или другому методу. При этом реализуют первые два этапа, указанные выше, а затем выполняют расчет секции питания по методу для бинарной ректификации, пропуская потарелочный расчет верхней и нижней секций колонны и процедуру уточнения составов продуктов разделения.

В соответствии с разработанной моделью для расчета составов потоков  $n$ -компонентной смеси в питательной секции колонны необходимо последовательно представить исходную сырьевую смесь в виде ряда бинарных систем  $j(\overline{1, n-1})$ , состоящих их условных низкокипящего и высококипящего компонентов (НКК и ВКК, см. табл. 7.3).

Таблица 7.3

Принципы составления условных НКК и ВКК  $j$ -смесей

№ исходной сырьевой смеси $j$	условный НКК	условный ВКК
1	компонент 1	сумма компонентов $2+3+\dots+n$
2	сумма компонентов $1+2$	сумма компонентов $3+4+\dots+n$
...	...	...
$n-1$	сумма компонентов $1+2+\dots+(n-1)$	компонент $n$

Для каждой из таких бинарных систем  $j$  последовательно рассчитываются концентрации условных НКК в потоке жидкости в секцию питания из концентрационной секции  $x_k(j)$  по формуле, полученной совместным решением уравнений оперативной линии секции питания и линии сырьев:

$$x_k(j) = \frac{V_k x_L(j) - [Dy_D(j) - V_C y_C(j)]e}{g_k e + V_k(1-e)}, \quad (7.79)$$

где  $V_k$ ,  $D$ ,  $V_C$ ,  $g_k$  – расходы потоков в колонне;  $e$  – доля отгона сырья;  $x_L(j)$ ,  $y_C(j)$ ,  $y_D(j)$  – концентрации условных НКК в последовательности  $j$  бинарных систем для соответствующих потоков, составленных по принципу таблицы 7.3.

Перечисленные в правой части формулы (7.79) величины выступают в качестве исходных данных и к рассматриваемому этапу расчета колонны известны.

Переход от найденных значений  $x_k(j)$  к обычному составу многокомпонентной смеси  $x_{ki}$  ( $i = \overline{1, n}$ ) осуществляется по формулам:

$$\begin{aligned} x_{k1} &= x_k(j=1); \\ x_{k2} &= x_k(j=2) - x_k(j=1); \\ x_{k3} &= x_k(j=3) - x_k(j=2); \\ &\dots\dots\dots \\ x_{kn} &= 1 - x_k(j=n-1). \end{aligned} \quad (7.80)$$

Составы остальных потоков в секции питания определяются из традиционных уравнений материальных балансов для компонента  $i$ :

$$y_{ki} = \frac{g_k \cdot x_{ki} + Dy_{Di} - V_C y_{Ci}}{V_k}; \quad (7.81)$$

$$x_{mi} = \frac{g_K \cdot x_{Ki} + g_C \cdot x_{Ci}}{g_m}; \quad (7.82)$$

$$y_{mi} = \frac{D \cdot y_{Di} + g_k \cdot x_{ki}}{V_m}, \quad (7.83)$$

где  $g_C$ ,  $g_m$ ,  $V_m$  – расходы потоков в колонне, найденные на предыдущих этапах расчета.

Полученные данные позволяют выполнить потарелочный расчет концентрационной и отгонной секций от середины к концам колонны в отличие от «классического» подхода и найти действительные

составы продуктов разделения. Последующие расчеты процесса ведут по общепринятой схеме.

Проверка применимости данного метода для расчета составов питательной секции [5] проведена в рамках примера ректификации смеси «пропан – изобутан – н-бутан – изопентан», а ее результаты представлены в табл. 7.4.

Таблица 7.4

Результаты расчета составов питательной секции  
при ректификации смеси  
«пропан–изобутан–н-бутан–изопентан»

Метод расчета	$x_{ki}$	$y_{ki}$	$y_{mi} \downarrow$	$y_{mi} \uparrow$
По «классической» модели	0,0005	0,0311	0,0015	0,0295
	0,2152	0,2470	0,2691	0,2540
	0,7835	0,7215	0,7286	0,7160
	0,0008	0,0005	0,0007	0,0005
По новому алгоритму	0,0042	0,0046	0,0049	
	0,2837	0,3319	0,3328	
	0,7083	0,6598	0,6587	
	0,0038	0,0037	0,0036	

↓ – при расчете сверху; ↑ – при расчете снизу

Анализ полученных данных показывает в целом сопоставимые результаты с расчетами по «классической» модели. Это позволило рекомендовать новый унифицированный алгоритм расчета ректификации при разделении многокомпонентных смесей к практическому использованию.

С учетом изложенного алгоритм моделирования многокомпонентной ректификационной колонны в основном следует «классической» модели (см. главу 5) и включает следующие этапы.

1. Формирование массива исходных данных.

В качестве исходных данных для расчета процесса многокомпонентной ректификации используются: расход сырья, его состав и физико-химические свойства всех компонентов.

2. Предварительный расчет секции питания.

На этом этапе определяют параметры процесса, долю отгона сырья, количества и составы сырьевых потоков в секции питания.

Если имеется свобода выбора доли отгона сырья  $e$ , то ее принимают близкой к доле отбора:  $e \approx \varepsilon = D/L$ .

Давление в секции питания  $P_L$  принимают более высоким, чем давление в емкости орошения  $P_O$  (на величину гидравлических потерь в тарелках концентрационной секции, трубопроводе и дефлегматоре или конденсаторе-холодильнике,  $\approx 0,1 \dots 0,15$  МПа).

Температуру в секции питания ( $t_L$ ) находят методом подбора из интервала  $\{t_{к1} \dots t_{кn} + 100\}$ . При этом состав жидкой фазы сырьевого остатка  $x_{ci}$  рассчитывается по формуле (5.3), а правильность подбора  $t_L$  проверяется по условию (5.4).

После нахождения  $t_L$  определяют количество сырьевых потоков и состав паровой фазы сырья.

Количества сырьевых потоков определяются по формулам (в кмоль / ч):

$$V_C = L \cdot e; g_C = L - V_C. \quad (7.84)$$

Состав равновесной паровой фазы сырья после его однократного испарения рассчитывается по уравнению равновесия паровой и жидкой фаз:

$$y_{ci} = k_i \cdot x_{ci}. \quad (7.85)$$

Все расчеты констант фазового равновесия проводятся при параметрах секции питания  $P_L$  и  $t_L$ .

3. Определение предварительных составов и количеств продуктов колонны.

Составы и количества продуктовых потоков колонны рассчитывают по методу А.С. Багатурова или В.П. Майкова (см. главу 5).

4. Расчет флегмового и парового чисел, числа теоретических тарелок.

Флегмовое и паровое числа, число теоретических тарелок определяют также как и в «классической» модели (см. главу 5).

5. Определение места ввода питания.

Определение места ввода питания следует «классической» модели (см. главу 5).

6. Основной расчет секции питания.

В задачу основного расчета секции питания входит определение количеств и составов всех потоков, проходящих секцию. Характеристики сырьевых потоков определены ранее (п. 2).

Количества остальных потоков находят из системы уравнений материальных балансов для питательной, концентрационной и отгонной секций.

Для замыкания системы уравнений используют допущение о постоянстве количества флегмы по высоте концентрационной секции, т. е.:

$$g_k = g = D \cdot r_p, \quad (7.86)$$

где  $g$  – количество жидкого орошения, подаваемого на верхнюю тарелку колонны;  $g_k$  – количество флегмы, поступающей из концентрационной секции в секцию питания.

Тогда:

– количество флегмы, поступающей на тарелку питания, равно:

$$g_m = g_k + g_c; \quad (7.87)$$

– количество паров, поступающих в концентрационную секцию, равно:

$$V_m = D + g_k; \quad (7.88)$$

– количество паров, поднимающихся с тарелки питания, равно:

$$V_k = V_m - V_c. \quad (7.89)$$

Составы потоков питательной секции могут быть найдены из совокупности уравнений материальных балансов по  $i$ -му компоненту ( $i = \overline{1, n}$ ). Для замыкания системы уравнений рекомендуется использовать решение для состава флегмы  $x_{ki}$ , поступающей из концентрационной секции в секцию питания, предложенное нами в [5] и представленное выше.

Расчеты составов жидкой фазы (флегмы), поступающей в секцию питания из концентрационной для последовательности условных бинарных систем  $x_k(j)$  при  $j = \overline{1, n-1}$  проводится по формуле (7.79). Переход от найденных составов к составу многокомпонентной смеси  $x_{ki}$  при  $i = \overline{1, n}$  проводится по формулам (7.80). Составы остальных потоков в секции питания определяются по формулам (7.81–7.83).

7. Потарелочный расчёт концентрационной секции.

Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции, а также фактического состава дистиллята.

Для определения температуры на тарелках рассчитывают шаг по температуре по формуле:

$$\Delta t_k = (t_L - t_D) / (N_k - 0,5). \quad (7.90)$$

Шаг по давлению принимается равным ориентировочному гидравлическому сопротивлению теоретической тарелки  $\Delta P_K = 0,002$  МПа.

Таким образом, температура и давление на последующей тарелке (j+1) определяются в зависимости от параметров на предыдущей тарелке (j) по соотношениям (счет тарелок ведется от секции питания вверх):

$$t_{j+1} = t_j - \Delta t_K; \quad (7.91)$$

$$P_{j+1} = P_j - \Delta P_K. \quad (7.92)$$

Равновесные составы фаз на тарелке j связаны между собой уравнением:

$$y_{i,j} = \frac{\alpha_{i,j} \cdot x_{i,j}}{\sum (\alpha_{i,j} \cdot x_{i,j})}, \quad (7.93)$$

где  $x_{i,j}$  и  $y_{i,j}$  – концентрации компонента i на j-ой тарелке в равновесных жидкой и паровой фазах, мольные доли;  $\alpha_{i,j}$  – рассчитывается при температуре и давлении на j-ой тарелке.

Концентрация компонента i в жидкой фазе, уходящей с j+1 тарелки  $x_{i,j+1}$  рассчитывается по формуле:

$$x_{i,j+1} = \frac{(1 + r_p) \cdot y_{i,j} - y_{Di}}{r_p}. \quad (7.94)$$

Принимая в качестве состава жидкости на первой (нижней) тарелке состав флегмы  $x_{ki}$ , проводят потарелочный расчет составов пара и жидкости для всех  $N_K$  тарелок концентрационной секции. Расчет завершают определением состава пара, соответствующего составу дистиллята, в котором концентрация ключевого компонента  $\ell$ , т. е.  $y_{\ell,j} \equiv y_{\ell,N_K} \leq y_{D\ell}$ . Если число шагов для получения состава дистиллята отличается от числа тарелок в секции, то корректируют величину  $N_K$ , уточняют параметры верха колонны и потарелочный расчет секции повторяют.

8. Потарелочный расчет отгонной секции.

Задачей расчета является определение температур, давлений и составов паровой и жидкой фаз для каждой теоретической тарелки секции, а также фактического состава остатка.

Давление низа колонны  $P_R$  определяют по формуле:

$$P_R = P_L + \Delta P_{TC} \cdot N_O. \quad (7.95)$$

где  $\Delta P_{ГС} = 0,002$  МПа – принятая ориентировочная величина гидравлического сопротивления теоретической тарелки. Величина  $P_R$  подлежит уточнению по результатам гидравлического расчёта тарелок.

Температура низа колонны  $t_R$  находится в интервале  $\{t_L \dots t_{кп} + 100\}$ °С. Правильность выбранного значения  $t_R$  проверяется по уравнению состояния изотермы жидкой фазы в виде:

$$\sum k_i \cdot x_{Ri} = 1. \quad (7.96)$$

Шаг по температуре в секции рассчитывается по формуле:

$$\Delta t_O = (t_R - t_L) / (N_O - 0,5).$$

Шаг по давлению принимается таким же, как и в концентрационной секции  $\Delta P_O = 0,002$  МПа.

Таким образом, температура и давление на последующей тарелке (j+1) (счет тарелок ведется от секции питания вниз) определяются в зависимости от параметров на предыдущей тарелке (j), как и для концентрационной секции, т. е.:

$$t_{j+1} = t_j + \Delta t_O; \quad (7.97)$$

$$P_{j+1} = P_j + \Delta P_O. \quad (7.98)$$

Равновесные составы фаз на тарелке j связаны между собой соотношением:

$$x_{i,j} = \frac{y_{i,j} / \alpha_{i,j}}{\sum (y_{i,j} / \alpha_{i,j})}. \quad (7.99)$$

Концентрация компонента i в паровой фазе, поступающей с j+1 тарелки  $y_{i,j+1}$  рассчитывается по формуле:

$$y_{i,j+1} = \frac{(1 + S_p) \cdot x_{i,j} + x_{Ri}}{2 + S_p}. \quad (7.100)$$

Принимая в качестве состава пара на первой (верхней, питательной) тарелке состав пара  $y_{ki}$ , проводят потарелочный расчет составов жидкости и пара для всех  $N_O$  тарелок отгонной секции. Расчет завершают определением состава жидкости, соответствующего составу остатка, в котором концентрация ключевого компонента k, т. е.  $x_{k,j} \equiv x_{k,N_O} \leq x_{Rk}$ . Если число шагов для получения состава остатка отличается от числа тарелок в секции, то корректируют величину  $N_O$ , уточняют параметры низа колонны и потарелочный расчет секции повторяют.

#### 9. Уточнение количеств дистиллята и остатка.

В результате потарелочного расчёта концентрационной и отгонной секций, проведенного от питательной секции колонны к ее концам, найдены действительные составы паров дистиллята и жидкости остатка. При этом уточнено и необходимое число теоретических тарелок по секциям.

Сопоставление найденных составов продуктовых потоков с предварительными значениями позволяет принять решение о необходимости повторных расчетов.

Уточненные количества дистиллята и остатка определяют по формулам (5.3 и 5.4). Далее уточняют паровое число, составы потоков в секции питания и проводят потарелочный расчет секций. Число тарелок в секциях при этом не изменяют.

#### 10. Последующие этапы модели.

Последующие этапы расчета, связанные с определением размеров колонны, ее гидравлическим расчетом, тепловым балансом, емкостью орошения следуют «классической» модели.

## Литература

1. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440 с.
2. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов и др. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.
3. Свидченко А. И., Проскурнин А. Л. Ректификация бинарных смесей. Методика расчетная: учебное пособие. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2002. – 85 с.
4. Свидченко А. И. Уточненный расчет секции питания простой ректификационной колонны // Материалы XI региональной научно-технической конференции «Вузовская наука – Северо-Кавказскому региону». – Ставрополь: СевКавГТУ, 2007. – Т. 1. – С. 166–167.
5. Свидченко А. И., Свидченко Е. А. Уточненный алгоритм расчета многокомпонентной ректификации // Материалы XXXVII научно-технической конференции по итогам работы профессорско-преподавательского состава СевКавГТУ за 2007 г. – Ставрополь: СевКавГТУ, 2008. – Т. 1. – С. 24–26.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Проведенный краткий обзор и анализ методов расчета ректификации жидких смесей позволил отметить отсутствие «универсальных» алгоритмов моделирования этого процесса и необходимость дальнейшего их совершенствования. Последующие рассмотрения были направлены на создание автоматизированных методов расчета колонн ректификации для разделения относительно ограниченного класса рабочих веществ (углеводородов и нефтепродуктов и смесей, близких к «идеальным»), позволяющих сформировать блок исходных данных для конструирования, прочностного расчета колонных аппаратов массообмена и создания технического проекта таких изделий.

Для решения этих задач были разработаны подсистемы теплофизического, конструкционного и технологического сопровождения математических моделей ректификации, практически не требующие дополнительной справочной информации из других источников.

Проведенная подготовительная работа позволила выполнить расчетно-теоретическое исследование и анализ разработанных и реализованных на ЭВМ «классических» моделей ректификации бинарных и многокомпонентных смесей, а также предложить нетрадиционный подход к моделированию процесса ректификации, отличающийся от «классического» варианта.

На основе полученной информации сделано заключение о том, что используемая до сих пор «классическая» методика расчета ректификационной колонны достаточно точна и не исчерпала своих возможностей. Применение «равновесной» модели целесообразно для проведения расчетов повышенной точности, а также для прогнозирования технологических режимов колонны при управлении ее работой.

Проведенные исследования позволили создать на основе «классических» моделей процесса ректификации новый подход к расчету: «от секции питания к концам колонны». Разработанные алгоритмы рекомендуются для проектирования полной ректификационной тарельчатой колонны с одним вводом сырья, разделяющей исходную смесь из нескольких веществ на два продукта заданного состава. Проведена оценка адекватности усовершенствованных моделей.

Разработанные модели ректификации жидких смесей рекомендованы для использования в проектных организациях, при обучении студентов химико-технологического профиля и выполнении ими курсовых и дипломных проектов и работ. Изложенный в книге опыт может быть полезен для дальнейших исследований процесса ректификации.

Среди перспективных направлений исследования ректификации следует отметить такие, как:

- колонны с произвольным числом вводов питания и боковых отборов (глава 1);
- колонны для разделения смесей, отличающихся от «идеальных»;
- колонны с оптимальными внешними потоками для энергосбережения процесса (Захаров М. К., Козлова А. С. Анализ энергосбережения при ректификации идеальных бинарных смесей // Вестник МИТХТ. 2007. Т. 2. № 6. С. 54–60).

Авторы работы надеются, что их труд окажет существенную помощь при исследованиях и проектировании массообменных колонн для ректификации жидких смесей в химических производствах.

# ПРИЛОЖЕНИЯ

## Приложение А Данные о свойствах рабочих веществ химической технологии

Таблица А.1

№	Формула	Наименование	M	t <sub>кип</sub> , °C	T <sub>кр</sub> , K	P <sub>кр</sub> , МПа	ρ <sub>кр</sub> , кг/м <sup>3</sup>	ω
1	H <sub>2</sub> O	вода	18,02	100	647,4	22,05	325	0,344
2	NH <sub>3</sub>	аммиак	17,03	-33,43	405,6	11,28	215	0,250
3	CHCl <sub>3</sub>	хлороформ	119,38	61,73	536,4	5,47	500	0,216
4	CS <sub>2</sub>	углерода дисульфид	76,13	46,3	552,0	7,90	448	0,115
5	CCl <sub>4</sub>	углерода тетрахлорид	153,82	76,54	556,4	4,56	558	0,194
6	CH <sub>4</sub> O	метанол	32,04	64,70	512,6	8,10	272	0,559
7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	этанол	46,07	78,29	516,2	6,38	276	0,635
8	1C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	1-пропанол	60,09	97,20	536,7	5,17	275	0,624
9	2C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	2-пропанол	60,09	82,26	508,3	4,76	273	0,770
10	1C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	1-бутанол	74,12	117,66	562,9	4,42	270	0,590
11	1C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	1-пентанол	88,15	137,85	586,0	3,85	270	0,580
12	1C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	1-гексанол	102,18	157,08	610,0	4,05	263	0,560
13	1C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> O	1-гептанол	116,21	176,25	633,0	3,04	273	0,560
14	1C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> O	1-октанол	130,23	195,20	658,0	3,44	262	0,530
15	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	ацетон	58,08	56,29	508,1	4,70	278	0,309
16	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	метилэтилкетон	72,11	79,64	535,6	4,15	270	0,329
17	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O	метилпропилкетон	86,13	102,31	564,0	3,89	286	0,348
18	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	муравьиная кислота	46,03	100,60	580	4,66	364	0,277
19	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	уксусная к-та	60,05	117,90	594,4	5,79	351	0,454
20	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	пропионовая к-та	74,08	140,83	612,0	5,37	320	0,563
21	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	масляная к-та	88,14	163,27	628,0	5,27	302	0,67

22	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	бензол	78,11	80,10	562,1	4,89	302	0,212
23	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	толуол	92,11	110,63	591,7	4,11	292	0,257
24	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	этилбензол	106,17	136,19	617,1	3,61	284	0,301
25	C <sub>9</sub> H <sub>12</sub>	пропилбензол	120,20	159,22	638,3	3,29	273	0,344
26	C <sub>9</sub> H <sub>12</sub>	кумол	120,20	152,39	631,0	3,21	280	0,335
27	C <sub>10</sub> H <sub>14</sub>	бутилбензол	134,22	183,27	660,5	2,89	270	0,392
28	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	диметилловый эфир	46,07	-24,84	400	5,37	271	0,192
29	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	метилэтиловый эфир	60,09	7,35	437,8	4,40	272	0,236
30	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	диэтиловый эфир	74,12	34,55	466,7	3,64	265	0,281
31	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	циклопропан	42,08	-32,80	397,8	5,49	250	0,264
32	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	циклобутан	56,11	12,51	459,9	4,98	260	0,209
33	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	циклопентан	70,14	49,26	511,6	4,51	270	0,192
34	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	циклогексан	84,16	80,74	553,4	4,07	273	0,213
35	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	метилциклопентан	84,16	71,81	532,7	3,79	264	0,239
36	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	циклогептан	98,19	118,79	589,0	3,72	280	0,336
37	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	метилциклогексан	98,19	100,93	572,1	3,48	267	0,233
38	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	этилциклопентан	98,19	103,47	569,5	3,39	262	0,283
39	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	циклооктан	112,22	151,14	618,0	3,44	250	0,438
40	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	этилциклогексан	112,22	131,78	609,0	3,03	250	0,243
41	C <sub>9</sub> H <sub>18</sub>	пропилциклогексан	126,24	156,72	639,0	2,81	265	0,258
42	C <sub>10</sub> H <sub>20</sub>	бутилциклогексан	140,27	180,95	667,0	3,15	263	0,362
43	CH <sub>4</sub>	метан	16,04	-161,49	190,6	4,60	162	0,008
44	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	этан	30,07	-88,63	305,4	4,88	203	0,098
45	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	пропан	44,09	-42,07	369,8	4,25	217	0,152
46	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	бутан	58,12	-0,50	425,2	3,80	228	0,193
47	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	изобутан	58,12	-11,73	408,1	3,65	221	0,176
48	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	пентан	72,15	36,07	469,6	3,37	237	0,251
49	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	изопентан	72,15	27,85	460,4	3,38	236	0,227
50	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	неопентан	72,15	9,50	433,8	3,20	238	0,197
51	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	гексан	86,18	68,74	507,4	2,97	233	0,296
52	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	гептан	100,20	98,43	540,2	2,74	232	0,351

53	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	октан	114,22	125,66	568,8	2,48	232	0,394
54	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	нонан	128,26	150,80	594,6	2,31	234	0,444
55	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	декан	142,29	174,12	617,6	2,11	236	0,490
56	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	ундекан	156,31	195,89	638,8	1,97	238	0,535
57	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	додекан	170,33	216,28	658,3	1,82	239	0,562
58	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	тридекан	184,36	235,43	657,8	1,72	240	0,623
59	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	тетрадекан	198,40	253,52	694,0	1,62	240	0,679
60	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	пентадекан	212,42	270,61	707,0	1,52	240	0,706
61	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	гексадекан	226,45	286,79	717,0	1,42	240	0,742
62	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	гептадекан	240,48	302,15	733,0	1,32	250	0,770
63	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	октадекан	254,50	316,71	745,0	1,21	250	0,790
64	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	нонадекан	268,53	330,60	756,0	1,11	240	0,827
65	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	эйкозан	282,56	343,80	767,0	1,10	250	0,907
66	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	этилен	28,05	-103,71	282,4	5,04	218	0,065
67	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	пропилен	42,08	-47,70	365,0	4,62	233	0,148
68	1C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1-бутен	56,10	-6,26	419,6	4,02	234	0,187
69	1C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	1-пентен	70,14	29,97	464,7	4,05	230	0,245
70	1C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	1-гексен	84,16	63,49	504,0	3,17	230	0,285
71	1C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	1-гептен	98,19	93,64	537,2	2,84	220	0,358
72	1C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	1-октен	112,22	121,28	566,6	2,62	224	0,386
73	1C <sub>9</sub> H <sub>18</sub>	1-нонен	126,24	146,87	592,0	2,34	220	0,430
74	1C <sub>10</sub> H <sub>20</sub>	1-децен	140,27	170,57	615,0	2,21	210	0,491
75	1C <sub>11</sub> H <sub>22</sub>	1-ундецен	154,29	192,67	637,0	2,00	247	0,518
76	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	ацетилен	26,04	-84,00	308,0	6,14	232	0,184
77	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	пропин	40,06	-23,22	402,4	5,62	245	0,218
78	1C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	1-бутин	54,09	8,09	463,7	4,71	245	0,050
79	1C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	1-пентин	68,12	40,18	493,4	4,05	245	0,164
80	1C <sub>6</sub> H <sub>10</sub>	1-гексин	82,15	71,33	536,0	3,54	246	0,188
81	1C <sub>7</sub> H <sub>12</sub>	1-гептин	96,17	99,74	562,0	3,24	246	0,271
82	1C <sub>8</sub> H <sub>14</sub>	1-октин	110,20	126,21	594,0	2,89	246	0,272
83	1C <sub>9</sub> H <sub>16</sub>	1-нонин	124,23	150,7	619,0	2,68	246	0,325
84	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	аллен	40,06	-34,5	393,0	5,47	247	0,313
85	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	дивинил	54,09	-4,41	425,0	4,33	245	0,195
86	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	изопрен	68,12	34,07	484,0	3,85	247	0,164

Таблица А.2

№	Формула	Коэффициенты для уравнения Антуана <sup>*)</sup>			Коэффициенты уравнения теплоемкости $C_p$ <sup>**)</sup>			
		A	B	C	A	B	C	D
1	H <sub>2</sub> O	18,3036	3816,14	-46,13	7,701	4,595E-4	2,521E-6	-0,859E-9
2	NH <sub>3</sub>	16,9481	2132,50	-32,98	6,524	5,692E-3	4,078E-6	-2,830E-9
3	CHCl <sub>3</sub>	15,9732	2696,79	-46,15	5,733	4,552E-2	-4,397E-5	1,590E-8
4	CS <sub>2</sub>	15,9848	2690,85	-31,62	6,555	1,941E-2	-1,831E-5	6,384E-9
5	CCl <sub>4</sub>	15,8742	2808,19	-45,99	9,725	4,893E-2	-5,421E-5	2,112E-8
6	CH <sub>4</sub> O	18,5875	3626,55	-34,29	5,052	1,694E-2	6,179E-6	-6,811E-9
7	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	18,9119	3803,98	-41,68	2,153	5,113E-2	-2,004E-5	0,328E-9
8	1C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	17,5439	3166,38	-80,15	0,590	7,942E-2	-4,431E-5	1,026E-8
9	2C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	18,6929	3640,20	-53,54	7,745	4,502E-2	1,530E-5	-2,212E-8
10	1C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	17,2160	3137,02	-94,43	0,780	9,984E-2	-5,354E-5	1,119E-8
11	1C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	16,5270	3026,89	-105,0	0,924	1,205E-1	-6,304E-5	1,223E-8
12	1C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O	18,0994	4055,45	-76,49	1,149	1,407E-1	-7,189E-5	1,296E-8
13	1C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> O	15,3068	2626,42	-146,6	1,172	1,619E-1	-8,232E-5	1,444E-8
14	1C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> O	15,7428	3017,81	-137,1	1,474	1,817E-1	-9,069E-5	1,496E-8
15	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	16,6513	2940,46	-35,93	1,505	6,224E-2	-2,992E-5	4,867E-9
16	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	16,5986	3150,42	-36,65	2,614	8,501E-2	-4,538E-5	9,362E-9
17	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O	16,0031	2934,87	-62,25	0,247	1,147E-1	-6,731E-5	1,591E-8
18	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	16,9882	3599,58	-26,09	2,798	3,243E-2	-2,009E-5	4,817E-9
19	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	16,8080	3405,57	-56,34	1,156	6,087E-2	-4,187E-5	1,182E-8
20	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	17,3789	3723,42	-67,48	1,354	8,811E-2	-6,842E-5	2,359E-8
21	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	17,9240	4130,93	-70,55	2,804	9,881E-2	-5,804E-5	1,321E-8
22	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	15,9008	2788,51	-52,36	-8,101	1,133E-1	-7,206E-5	1,703E-8
23	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	16,0137	3096,52	-53,67	-5,817	1,224E-1	-6,605E-5	1,173E-8
24	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	16,0195	3279,47	-59,95	-10,29	1,689E-1	-1,149E-4	3,107E-8
25	C <sub>9</sub> H <sub>12</sub>	16,0062	3433,84	-66,01	-7,473	1,788E-1	-1,099E-4	2,582E-8
26	C <sub>9</sub> H <sub>12</sub>	15,9722	3363,60	-63,37	-9,402	1,873E-1	-1,215E-4	3,084E-8
27	C <sub>10</sub> H <sub>14</sub>	16,0793	3633,40	-71,77	-5,491	1,895E-1	-1,050E-4	2,047E-8
28	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	16,8467	2361,44	-17,10	4,064	4,277E-2	-1,250E-5	-0,458E-9
29	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	13,5435	1161,63	-112,4	4,459	6,414E-2	-2,447E-5	2,138E-9
30	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	16,0828	2511,29	-41,94	5,117	8,022E-2	-2,473E-5	-2,240E-9
31	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	15,8599	1971,04	-26,65	-8,417	9,108E-5	-6,682E-5	2,158E-8
32	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	15,9254	2359,09	-31,78	-12,003	1,200E-1	-8,498E-5	2,501E-8
33	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	15,8574	2588,48	-41,79	-12,808	1,296E-1	-7,238E-5	1,549E-8

34	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	15,7527	2766,63	-50,50	-13,027	1,460E-1	-6,027E-5	3,156E-9
35	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	15,8023	2731,00	-47,11	-11,968	1,524E-1	-8,699E-5	1,914E-8
36	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	15,7818	3035,05	-56,80	-18,197	1,879E-1	-1,004E-4	1,806E-8
37	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	15,7105	2925,04	-51,75	-14,789	1,873E-1	-1,060E-4	2,237E-8
38	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	15,8581	2990,13	-51,47	-13,211	1,794E-1	-1,05E-4	2,398E-8
39	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	15,7997	3310,38	-63,15	-14,916	1,718E-1	-1,637E-5	-5,23E-8
40	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	15,8125	3183,25	-58,15	-15,260	2,124E-4	-1,220E-4	2,634E-8
41	C <sub>9</sub> H <sub>18</sub>	15,8567	3363,62	-65,21	-14,932	2,362E-1	-1,384E-4	3,084E-8
42	C <sub>10</sub> H <sub>20</sub>	15,9116	3542,57	-72,32	-15,037	2,582E-1	-1,506E-4	3,344E-8
43	CH <sub>4</sub>	15,2243	897,84	-7,16	4,598	1,245E-2	2,86E-6	-2,703E-9
44	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15,6637	1511,42	-17,16	1,292	4,254E-2	-1,657E-5	2,081E-9
45	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	15,7260	1872,46	-25,16	-1,009	7,315E-2	-3,789E-5	7,678E-9
46	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	15,6782	2154,90	-34,42	2,266	7,913E-2	-2,647E-5	-0,647E-9
47	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	15,5381	2032,73	-33,15	-0,332	9,189E-2	-4,409E-5	6,915E-9
48	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	15,8333	2477,07	-39,94	-0,866	1,164E-1	-6,163E-5	1,267E-8
49	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	15,6338	2348,67	-40,05	-2,275	1,21E-1	-6,519E-5	1,367E-8
50	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	15,2069	2034,15	-45,47	-3,963	1,326E-1	-7,897E-5	1,823E-8
51	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	15,8366	2697,55	-48,78	-1,054	1,39E-1	-7,449E-5	1,551E-8
52	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	15,8737	2911,32	-56,51	-1,229	1,615E-1	-8,720E-5	1,829E-8
53	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	15,9426	3120,29	-63,63	-1,456	1,842E-1	-1,002E-4	2,115E-8
54	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	15,9671	3291,45	-71,33	0,751	1,618E-1	-4,606E-5	-7,12E-9
55	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	16,0114	3456,80	-78,67	-1,890	2,295E-1	-1,263E-4	2,701E-8
56	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	16,0541	3514,07	-85,45	-2,005	2,517E-1	-1,385E-4	2,954E-8
57	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	16,1134	3774,56	-91,31	-2,228	2,744E-1	-1,516E-4	3,246E-8
58	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	16,1355	3892,91	-98,93	-2,499	2,974E-1	-1,651E-4	3,358E-8
59	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	16,1480	4008,52	-105,4	-2,623	3,195E-1	-1,773E-4	3,817E-8
60	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	16,1724	4121,51	-111,8	-2,846	3,422E-1	-1,904E-4	4,108E-8
61	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	16,1841	4214,91	-118,7	-3,109	3,652E-1	-2,039E-4	4,418E-8
62	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	16,1510	4294,55	-124,0	-3,336	3,879E-1	-2,169E-4	4,710E-8
63	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	16,1232	4361,79	-129,9	-3,456	4,101E-1	-2,291E-4	4,964E-8
64	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	16,1533	4450,44	-135,0	-3,700	4,329E-1	-2,424E-4	5,267E-8
65	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	16,4685	4680,46	-141,1	-5,346	4,632E-1	-2,667E-4	6,039E-8
66	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	15,5368	1347,01	-18,15	0,909	3,74E-2	-1,994E-5	4,192E-9
67	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	15,7027	1807,53	-26,15	0,886	5,602E-2	-2,771E-5	5,266E-9
68	1C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	15,7564	2132,42	-33,15	-0,715	8,436E-2	-4,754E-5	1,066E-8
69	1C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	15,7646	2405,96	-39,63	-0,032	1,034E-1	-5,534E-5	1,118E-8
70	1C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	15,8089	2654,81	-47,30	-0,417	1,268E-1	-6,933E-5	1,446E-8
71	1C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	15,8894	2895,51	-53,97	-0,789	1,504E-1	-8,388E-5	1,817E-8

72	1C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	15,9630	3116,52	-60,39	-0,979	1,729E-1	-9,641E-5	2,072E-8
73	1C <sub>9</sub> H <sub>18</sub>	16,0118	3305,03	-67,61	-0,888	1,940E-1	-1,077E-4	2,318E-8
74	1C <sub>10</sub> H <sub>20</sub>	16,0129	3448,18	-76,09	-1,114	2,168E-1	-1,208E-4	2,616E-8
75	1C <sub>11</sub> H <sub>22</sub>	16,0412	3597,72	-83,41	-1,334	2,395E-1	-1,338E-4	2,905E-8
76	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	16,3481	1637,14	-19,77	6,406	1,810E-2	-1,196E-5	3,373E-9
77	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	15,6227	1850,66	-44,07	3,513	4,453E-2	-2,803E-5	7,701E-9
78	1C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	16,0605	2271,42	-40,30	2,997	6,553E-2	-3,690E-5	8,240E-9
79	1C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	16,0429	2515,62	-45,97	4,315	8,386E-2	-4,570E-5	9,787E-9
80	1C <sub>6</sub> H <sub>10</sub>	15,4427	2638,16	-45,00	1,0602	1,232E-1	-9,058E-5	3,312E-8
81	1C <sub>7</sub> H <sub>12</sub>	15,9723	3052,13	-46,00	0,5136	1,481E-1	-1,082E-4	3,911E-8
82	1C <sub>8</sub> H <sub>14</sub>	15,8707	3227,89	-50,00	-0,1175	1,730E-1	-1,248E-4	4,364E-8
83	1C <sub>9</sub> H <sub>16</sub>	15,8613	3358,05	-60,00	-0,2623	1,956E-1	-1,387E-4	4,479E-8
84	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	13,1563	1054,72	-77,08	2,366	4,723E-2	-2,822E-5	6,645E-9
85	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	15,7727	2142,66	-34,30	-0,403	8,165E-2	-5,589E-5	1,513E-8
86	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub>	15,8548	2467,40	-39,64	-0,815	1,095E-1	-7,971E-5	2,389E-8

\* Значения P – в мм рт. ст.;

$$P = \exp[A-B/(T+C)];$$

\*\* Значения C<sub>p</sub><sup>o</sup> – в кал/(моль·К);

$$C_p^o = (A + BT + CT^2 + DT^3)$$

## Приложение Б

### Таблица Б.1

**Относительное свободное сечение  
решетчатых тарелок  $f_0$ ,  $m^2 / m^2$**

D <sub>к</sub> , м	δ/b мм	Шаг между щелями t, мм											
		8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36
ТСР													
0,4	2,5/4	0,18	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	0,06	–	–	–
	2,5/6	–	0,23	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06	0,05	–
0,5	2,5/4	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	0,07	0,06	–	–	–
	2,5/6	–	0,24	0,19	0,15	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08	0,07	0,06	–
0,6	2,5/4	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,08	0,07	–	–	–
	2,5/6	–	0,25	0,20	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	–
0,8	2,5/4	0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	–	–	–
	2,5/6	–	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	–
ТР													
1	2/4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	–	–	–
	4/6	–	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07
1,2	2/4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	0,08	–	–	–
	4/6	–	0,32	0,24	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08
1,4	2/4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,10	0,09	0,08	–	–	–
	4/6	–	0,32	0,26	0,23	0,20	0,17	0,16	0,15	0,14	0,11	0,10	0,09
1,6	2/4	0,26	0,20	0,17	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	–	–	–
	4/6	–	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09
1,8	2/4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,32	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09
2	2/4	0,26	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,10	0,09	0,08	–	–	–
	4/6	–	0,31	0,26	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09
2,2	2/4	0,27	0,20	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,32	0,26	0,22	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,10	0,09
2,4	2/4	0,27	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,31	0,27	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,10	0,09
2,6	2/4	0,27	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,31	0,27	0,24	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,10	0,09
2,8	2/4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,36	0,28	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09
3	2/4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–	–	–
	4/6	–	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,10	0,09

**Приложение В**  
**Результаты моделирования ректификации смеси**  
**пропан–изо-бутан–н-бутан–изо-пентан**  
**(классическая модель)**

Исходные данные

Компонент	Расход		Содержание	
	кг/ч	кмоль/ч	масс.дол.	мольн.дол.
propan	29,7	0,7	0,0033	0,0043
ibutan	2683,8	46,2	0,2982	0,2982
nbutan	6244,2	107,4	0,6938	0,6937
ipentan	42,3	0,6	0,0047	0,0038
Сумма	9000,0	154,9	1,00	1,00

Физико-химические свойства компонентов

N	M(i)	TK(i)	TKR(i)	PKR(i)	ROKR(i)	W(i)
1	44,09	-42,07	369,80	4,25	217,0	0,152
2	58,12	-11,73	408,10	3,65	221,0	0,176
3	58,12	-0,50	425,20	3,80	228,0	0,193
4	72,15	27,85	460,40	3,38	236,0	0,227

В таблице приняты обозначения свойств компонентов:  $M$  – мольная масса, кг/кмоль;  $TK$  – температура кипения, °C;  $TKR$  – критическая температура, К;  $PKR$  – критическое давление, МПа;  $ROKR$  – критическая плотность, кг/м<sup>3</sup>;  $W$  – фактор ацентричности

Физико-химические свойства компонентов

N	AC(i)	BC(i)	CC(i)	DC(i)
1	-1,0090	7,315E-02	-3,789E-05	7,688E-09
2	-0,3320	9,198E-02	-4,409E-05	6,915E-09
3	2,2660	7,913E-02	-2,647E-05	-6,470E-10
4	-2,2750	1,210E-01	-6,519E-05	1,367E-08

В таблице приняты обозначения свойств компонентов:  $AC$ ,  $BC$ ,  $CC$ ,  $DC$  – коэффициенты уравнения идеально-газовой теплоемкости

Режимные параметры колонны  
Начальная температура хладагента  $t_{н} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Наименование узла	Давление P МПа	Температура $t^{\circ}\text{C}$	Фазовое состояние
Емкость орошения	0,5500	35,00	жидкость
Верх колонны	0,5900	43,37	пар
Секция питания	0,6000	52,78	пар + жидкость
Низ колонны	0,6190	58,01	жидкость

Составы верхнего и нижнего продуктов колонны

Компонент	Дистиллят		Остаток	
	состав мольн.дол.	кол-во кмоль/ч	состав мольн.дол.	кол-во кмоль/ч
propan	0,0146	0,7	0,0000	0,0
ibutan	0,9704	44,9	0,0122	1,3
nbutan	0,0150	0,7	0,9825	106,7
ipentan	0,0000	0,0	0,0054	0,6
Сумма	1,0000	46,2	1,0000	108,6

Материальный баланс секции питания  
 $P_L = .6\text{ МПа}$   $T_L = 52.78338\text{ }^{\circ}\text{C}$   $e = .3$

Компонент	Сырье		Паровая фаза		Жидкая фаза	
	состав мол.дол.	расход кмоль/ч	состав мол.дол.	расход кмоль/ч	состав мол.дол.	расход кмоль/ч
propan	0,0043	0,7	0,0082	0,4	0,0027	0,3
ibutan	0,2982	46,2	0,3445	16,0	0,2783	30,2
nbutan	0,6937	107,4	0,6456	30,0	0,7143	77,4
ipentan	0,0038	0,6	0,0017	0,1	0,0047	0,5
Сумма	1,0000	154,9	1,0000	46,5	1,0000	108,4

Число тарелок. Условия ректификации – при атмосферном и повышенном давлениях

Наименование показателя	Концентрационная секция	Отгонная секция
Тип тарелок	колпачковые Р-любое, режимы- нестабильные	колпачковые Р-любое, режимы- нестабильные
Расстояние между тарелками Нт, м	0,60	0,60
Коэффициент полезного действия средний – ЭТА	0,670	0,718
Число тарелок :		
теоретических Нтт	30	19
действительных Нтд	45	27

Примечания: 1. Роль одной теоретической тарелки выполняет кипятильник

Тарелка 1			Тарелка 2		
Т <sub>вт</sub> = 43,36792 °С			Т <sub>вт</sub> = 43,68708 °С		
Р <sub>вт</sub> = ,5900118 МПа			Р <sub>вт</sub> = ,5903448 МПа		
X <sub>вт</sub> (i)	Y <sub>вт</sub> (i)	alfa(i)	X <sub>вт</sub> (i)	Y <sub>вт</sub> (i)	alfa(i)
1	0,00579	0,01457	2,52	0,00253	0,00642
2	0,97323	0,97039	1,00	0,96901	0,97303
3	0,02098	0,01504	0,72	0,02845	0,02056
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 3			Тарелка 4		
Т <sub>вт</sub> = 44,00625 °С			Т <sub>вт</sub> = 44,32542 °С		
Р <sub>вт</sub> = ,5906777 МПа			Р <sub>вт</sub> = ,5910107 МПа		
X <sub>вт</sub> (i)	Y <sub>вт</sub> (i)	alfa(i)	X <sub>вт</sub> (i)	Y <sub>вт</sub> (i)	alfa(i)
1	0,00134	0,00339	2,52	0,00089	0,00228
2	0,96079	0,96911	1,00	0,94942	0,96148
3	0,03787	0,02750	0,72	0,04969	0,03624
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 5			Тарелка 6		
Tbt = 44,64459 °C			Tbt = 44,96376 °C		
Pbt = ,5913436 МПа			Pbt = ,5916766 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00073	0,00187	2,51	0,00067	0,00172
2	0,93486	0,95092	1,00	0,91675	0,93740
3	0,06441	0,04721	0,72	0,08258	0,06088
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 7			Тарелка 8		
Tbt = 45,28292 °C			Tbt = 45,60209 °C		
Pbt = ,5920095 МПа			Pbt = ,5923425 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00064	0,00166	2,51	0,00063	0,00164
2	0,89461	0,92058	1,00	0,86797	0,90002
3	0,10475	0,07776	0,72	0,13140	0,09834
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 9			Тарелка 10		
Tbt = 45,92126 °C			Tbt = 46,24043 °C		
Pbt = ,5926754 МПа			Pbt = ,5930084 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00062	0,00163	2,51	0,00061	0,00162
2	0,83649	0,87528	1,00	0,80003	0,84605
3	0,16289	0,12309	0,72	0,19936	0,15233
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 11			Тарелка 12		
Tbt = 46,5596 °C			Tbt = 46,87877 °C		
Pbt = ,5933414 МПа			Pbt = ,5936743 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00060	0,00161	2,50	0,00059	0,00160
2	0,75879	0,81220	1,00	0,71333	0,77390
3	0,24061	0,18619	0,72	0,28608	0,22450
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 13			Тарелка 14		
Tbt = 47,19793 °C			Tbt = 47,5171 °C		
Fbt = ,5940073 МПа			Fbt = ,5943402 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00058	0,00159	2,50	0,00057	0,00158
2	0,66464	0,73168	1,00	0,61406	0,68647
3	0,33478	0,26673	0,72	0,38537	0,31195
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 15			Тарелка 16		
Tbt = 47,83627 °C			Tbt = 48,15544 °C		
Fbt = ,5946732 МПа			Fbt = ,5950061 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00055	0,00157	2,49	0,00054	0,00155
2	0,56316	0,63951	1,00	0,51354	0,59224
3	0,43628	0,35892	0,72	0,48592	0,40620
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 17			Тарелка 18		
Tbt = 48,47461 °C			Tbt = 48,79377 °C		
Fbt = ,5953391 МПа			Fbt = ,595672 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00053	0,00154	2,49	0,00052	0,00153
2	0,46663	0,54616	1,00	0,42357	0,50261
3	0,53284	0,45229	0,73	0,57591	0,49586
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 19			Тарелка 20		
Tbt = 49,11294 °C			Tbt = 49,43211 °C		
Fbt = ,5960005 МПа			Fbt = ,5963379 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00051	0,00152	2,48	0,00050	0,00152
2	0,38509	0,46262	1,00	0,35151	0,42689
3	0,61440	0,53585	0,73	0,64799	0,57160
4	0,00000	0,00000	0,29	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 21			Тарелка 22		
Tbt = 49,75128 °C			Tbt = 50,07045 °C		
Pbt = ,5966709 MПа			Pbt = ,5970038 MПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00050	0,00151	2,48	0,00049	0,00150
2	0,32283	0,39571	1,00	0,29876	0,36907
3	0,67668	0,60278	0,73	0,70074	0,62942
4	0,00000	0,00000	0,30	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 23			Тарелка 24		
Tbt = 50,38961 °C			Tbt = 50,70878 °C		
Pbt = ,5973368 MПа			Pbt = ,5976697 MПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00049	0,00150	2,47	0,00048	0,00149
2	0,27888	0,34673	1,00	0,26267	0,32827
3	0,72063	0,65177	0,73	0,73684	0,67024
4	0,00000	0,00000	0,30	0,00000	0,00000
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 25			Тарелка 26		
Tbt = 51,02795 °C			Tbt = 51,34712 °C		
Pbt = ,5980027 MПа			Pbt = ,5983356 MПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00048	0,00149	2,47	0,00048	0,00149
2	0,24960	0,31322	1,00	0,23915	0,30108
3	0,74991	0,68529	0,73	0,76035	0,69743
4	0,00001	0,00000	0,30	0,00002	0,00001
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 27			Тарелка 28		
Tbt = 51,66629 °C			Tbt = 51,98545 °C		
Pbt = ,5986686 MПа			Pbt = ,5990015 MПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00048	0,00149	2,47	0,00048	0,00148
2	0,23086	0,29137	1,00	0,22434	0,28368
3	0,76860	0,70712	0,73	0,77505	0,71478
4	0,00006	0,00002	0,30	0,00014	0,00005
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 29			Тарелка 30		
Tbt = 52,30462 °C			Tbt = 52,62379 °C		
Pbt = ,5993345 МПа			Pbt = ,5996674 МПа		
Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)	Xbt(i)	Ybt(i)	alfa(i)
1	0,00048	0,00148	2,46	0,00048	0,00148
2	0,21921	0,27762	1,00	0,21518	0,27286
3	0,77997	0,72077	0,73	0,78351	0,72534
4	0,00034	0,00013	0,30	0,00083	0,00032
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Отгонная секция N<sub>0</sub> = 19

Тарелка 1			Тарелка 2		
Tnt = 58,00938 °C			Tnt = 57,7269 °C		
Pnt = ,619 МПа			Pnt = ,618 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00000	2,43	0,00000	0,00000
2	0,01215	0,01649	1,00	0,01583	0,02142
3	0,98245	0,98125	0,74	0,98143	0,97743
4	0,00540	0,00226	0,31	0,00274	0,00114
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 3			Тарелка 4		
Tnt = 57,44441 °C			Tnt = 57,16193 °C		
Pnt = ,617 МПа			Pnt = ,6160001 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00000	2,43	0,00000	0,00000
2	0,02000	0,02703	1,00	0,02476	0,03341
3	0,97820	0,97222	0,74	0,97379	0,96599
4	0,00179	0,00075	0,31	0,00146	0,00060
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 5			Тарелка 6		
Tnt = 56,87944 °C			Tnt = 56,59695 °C		
Pnt = ,6150001 МПа			Pnt = ,6140001 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00000	2,43	0,00000	0,00000
2	0,03015	0,04062	1,00	0,03626	0,04877
3	0,96851	0,95882	0,73	0,96244	0,95070
4	0,00134	0,00055	0,31	0,00130	0,00052
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 7			Тарелка 8		
Tnt = 56,21447 °C			Tnt = 56,02198 °C		
Pnt = ,6130001 МПа			Pnt = ,6120001 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00000	2,44	0,00000	0,00000
2	0,04216	0,05792	1,00	0,05091	0,06817
3	0,95556	0,94155	0,73	0,94782	0,93131
4	0,00128	0,00053	0,31	0,00127	0,00052
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 9			Тарелка 10		
Tnt = 55,7495 °C			Tnt = 55,46701 °C		
Pnt = ,6110001 МПа			Pnt = ,6100001 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00000	2,44	0,00000	0,00000
2	0,05959	0,07957	1,00	0,06924	0,09218
3	0,93914	0,91991	0,73	0,92949	0,90730
4	0,00127	0,00052	0,31	0,00126	0,00051
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 11			Тарелка 12		
Tnt = 55,18452 °C			Tnt = 54,90204 °C		
Pnt = ,6090001 МПа			Pnt = ,6080002 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00000	0,00001	2,44	0,00001	0,00003
2	0,07992	0,10603	1,00	0,09166	0,12114
3	0,91881	0,89245	0,73	0,90708	0,87832
4	0,00126	0,00051	0,30	0,00126	0,00051
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Тарелка 13			Тарелка 14		
Tnt = 54,61955 °C			Tnt = 54,33707 °C		
Pnt = ,6070002 МПа			Pnt = ,6060002 МПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)
1	0,00003	0,00009	2,45	0,00007	0,00023
2	0,10445	0,13747	1,00	0,11828	0,15496
3	0,89427	0,86194	0,73	0,88040	0,84431
4	0,00125	0,00050	0,30	0,00125	0,00050
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000

Табелка 15			Табелка 16			
Tnt = 54,05458 °C			Tnt = 52,77209 °C			
Pnt = ,6050002 MПа			Pnt = ,6040002 MПа			
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	
1	0,00020	0,00063	2,45	0,00053	0,00169	2,45
2	0,13309	0,17348	1,00	0,14877	0,19278	1,00
3	0,86546	0,82540	0,73	0,84945	0,80504	0,73
4	0,00125	0,00049	0,30	0,00124	0,00049	0,30
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000	

Табелка 17			Табелка 18			
Tnt = 53,48961 °C			Tnt = 52,20712 °C			
Pnt = ,6030002 MПа			Pnt = ,6020002 MПа			
Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	Xnt(i)	Ynt(i)	alfa(i)	
1	0,00143	0,00452	2,45	0,00383	0,01197	2,45
2	0,16512	0,21241	1,00	0,18174	0,23130	1,00
3	0,83221	0,78259	0,73	0,81320	0,75626	0,73
4	0,00124	0,00048	0,30	0,00123	0,00047	0,30
S	1,0000	1,0000		1,0000	1,0000	

Табелка 19		
Tnt = 52,92464 °C		
Pnt = ,6010002 MПа		
Xnt(i)	Ynt(i)	
1	0,01014	0,03111
2	0,19774	0,24696
3	0,79090	0,72147
4	0,00123	0,00046
S	1,0000	1,0000

## Результаты гидравлического расчета

Наименование показателя	Концентрационная секция	Отгонная секция
Диаметр колонны, м	1,8	1,8
Исполнение тарелок	ТСК-Р	ТСК-Р
Периметр слива П, м	1,361	1,361
Доля свободного сечения $F_0$ , %	11,23	11,23
Рабочее сеч, $F_p$ , м <sup>2</sup>	1,97	1,97
Величина перепада давления $DP$ , МПа	0,000218	0,000191
Величина уноса жидкости $Y_n$ , кг/кг	0,059	0,053
Высота пены $h_{пн}$ , м	0,430	0,430
Высота зоны сепарации $h_c$ , м	0,422	0,420

*Примечания:* Величины  $DP$ ,  $Y_n$ ,  $h_{пн}$ ,  $h_c$  (и  $P$  для двухпоточных тарелок) усреднены по секциям

### Энтальпии внутренних и внешних потоков колонны

Характеристика потока	Энтальпия, кДж/кмоль
$P_0$ , $T_0$ , XD жидк.	$h_D = 4709$
PD, TD, XD жидк.	$h_{D1} = 5933$
PL, TL, Xc жидк.	$h_c = 7374$
PL, TL, Xk жидк.	$h_k = 7373$
PR, TR, XR жидк.	$h_R = 8191$
PR, TR+5, XR жидк.	$h_{R1} = 8983$
PD, TD, YD пар	$h_D = 24171$
PL, TL, Yc пар	$h_c = 26229$
PL, TL, Ym пар	$h_m = 26433$
PR, TR+5, YR пар	$h_{R1} = 27234$
PL, TL, Yc, Xc п+ж	$h_L = 13030$

### Показатели теплового расчета колонны

Наименование показателя	Значение
Тепловая нагрузка холодильника кВт	QD = 3249
Тепловая нагрузка кипятильника кВт	QR = 4673
Приведенная энтальпия дистиллята кДж/кмоль	HD* = 277221
Энтальпия исходного сырья кДж/кмоль	HL = 13030
Приведенная энтальпия остатка кДж/кмоль	hr* = -146659
Флегмовое число наверху кмоль/кмоль	
– из теплового баланса	rr1 = 13,712
– из мат. баланса	rp = 13,00
Паровое число внизу кмоль/кмоль	
– из теплового баланса	ss1 = 8,09
– из мат. баланса	sp = 5,53
Потери тепла в окружающую среду кВт	Qпот = 60,20

### Таблица штуцеров основных потоков

Наименование штуцера	Фазовое состояние	Dy, мм	Фактическая скорость, м/с
Ввода сырья	п/ж	80	0,94
Вывода дистиллята	п	200	21,53
Ввода холодного орошения	ж	150	1,04
Ввода горячего орошения	п	200	20,34
Вывода остатка	ж	250	0,44

### Высотные размеры колонны

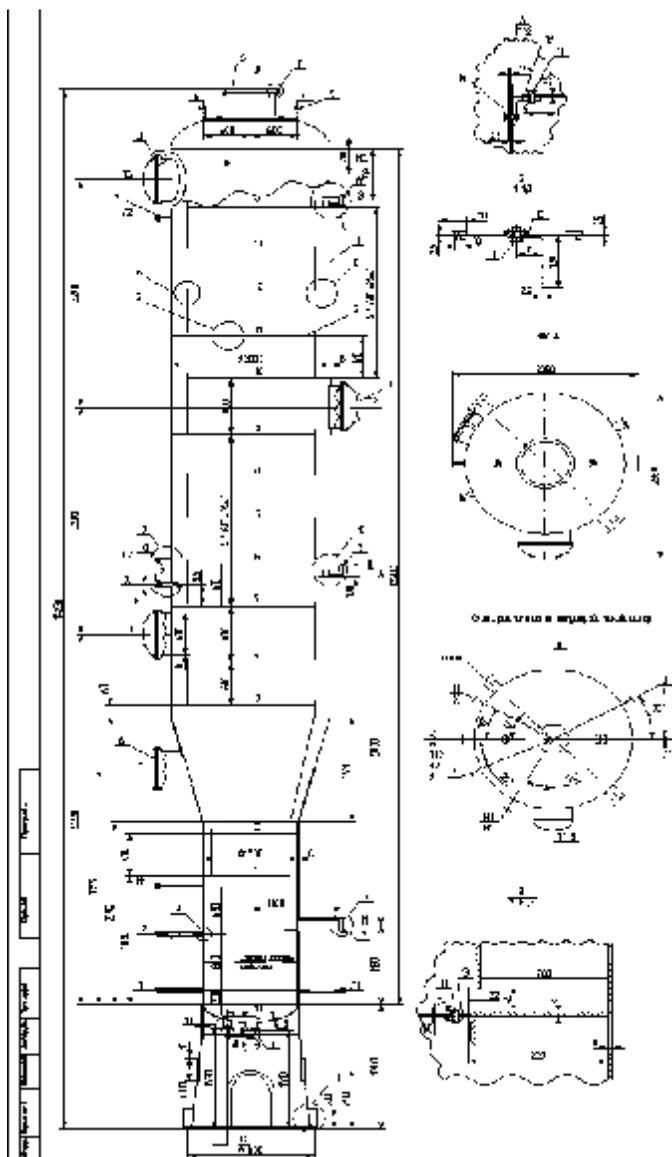
Наименование	Обозначение	Величина, м
Опора	Ноп	3,00
Куб	Нкуб	2,55
От куба до нижней тарелки	Н1	2,00
Отгонная секция	Нотг	15,60
Питательная секция	Нпит	1,50
Концентрационная секция	Нкон	26,40
От верхней тарелки до днища	Н2	2,00
Днище	Ндн	0,44
Общая высота	Нк	53,49

Высотные размеры колонны рассчитаны без учета установки люков

Приложение Г

**Пример чертежа общего вида  
ректификационной колонны**

Лист 1



## Продолжение Листа 1 (сопроводительная информация)

Обозначение	Наименование	Кол-во	Проход условный Dy	Давление условное Py
Ж	Выход паров	1	600	1,0
З	Вход флегмы	1	100	1,0
И	Вход паров из кипятильника	1	150	1,0
К	Выход жидкости из куба	1	150	1,0
Л <sub>1-2</sub>	Для термомпары	2	25	1,0
М <sub>1-2</sub>	Для измерения давления	2	25	1,0
Н	Вход исходной смеси	1	500	1,0
П <sub>1-3</sub>	Для отбора проб	3	50	1,0
Р	Для камеры уровнемера	1	50	1,0
С	Выход кубового остатка	1	100	1,0
Т <sub>1-3</sub>	Люк	3	600	1,0
У	Для предохранительного клапана	1	50	1,0
Ф,Х	Технологический	2	50	1,0
Ц	Вывод бокового погона	1	100	1,0

### Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для отгонки легких фракций в производстве уксусной кислоты.
2. Номинальная емкость 31,4 м<sup>3</sup>.
3. Производительность 26,6 кг/с.
4. Давление в колонне 0,25 МПа.
5. Температура среды в кубе до 137°С.
6. Среда в аппарате – токсичная коррозионная.
7. Тип тарелок – ситчато-клапанные.
8. Число тарелок – 14.

### Технические требования

1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
  - а) Ростехнадзора;
  - б) ГОСТ 12.2003-74\* «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
  - в) ОСТ 26-291-94\* «Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия».

2. Материал корпуса и деталей, соприкасающихся с рабочей средой 12X18H10T ГОСТ 5632-72\*., остальные сборочные единицы и детали – из стали ВСт3 сп3 ГОСТ 380-71\*.

Материал опоры 09Г2С ГОСТ 5520-79\*.

Материал прокладок – паронит ПОН-1 ГОСТ 481-80\*.

3. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,6 МПа.

4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-77\* «Сварка в химическом машиностроении».

5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенопросвечиванием.

6. Действительное расположение штуцеров, люков и др. см. по схеме.

7. Не указанный вылет штуцеров 150 мм.

					00.00.000 ВО				
					КОЛОННА РЕКТИФИКА- ЦИОННАЯ. ЧЕРТЕЖ ОБЩЕГО ВИДА	Литер		Масса	Масшт.
Изм.	Лист	№ док.	Подпись	Дата					1:20
Разработал									
Проверил									
Т. контроль						Лист 1		Листов 2	
Н. контроль									
Утвердил									

## ОГЛАВЛЕНИЕ

<b>Предисловие</b> .....	3
<b>Введение</b> .....	5
<b>ГЛАВА 1. Анализ методов расчета ректификационных колонн для разделения жидких смесей</b>	
Исходные предпосылки моделирования ректификационных колонн .....	7
Модели ректификационных колонн .....	9
Литература .....	16
<b>ГЛАВА 2. Подсистема теплофизического сопровождения математических моделей ректификации</b>	
Обоснование методов расчета свойств рабочих веществ ...	17
Методы расчета свойств смесей индивидуальных веществ ...	20
Методы расчета свойств нефтепродуктов .....	29
Литература .....	39
<b>ГЛАВА 3. Подсистема конструкционного сопровождения математических моделей ректификации</b> .....	42
Литература .....	49
<b>ГЛАВА 4. Подсистема технологического сопровождения математических моделей ректификации</b> .....	51
Литература .....	60
<b>ГЛАВА 5. Разработка математических моделей проектирования ректификационных колонн</b>	
Построение модели бинарной ректификации .....	62
Построение модели многокомпонентной ректификации ...	73
Определение предварительных составов и количеств продуктов колонны .....	77
Математическое описание нетрадиционных подходов к моделированию ректификации .....	112
Литература .....	121

<b>ГЛАВА 6. Моделирование ректификационных колонн химических производств</b>	
Моделирование колонн бинарной ректификации .....	125
Моделирование колонны многокомпонентной ректификации .....	138
Моделирование колонны ректификации нефтепродуктов ..	142
Конструирование и прочностные расчеты массообменных колонн .....	151
Литература .....	158
<b>ГЛАВА 7. Совершенствование математических моделей проектирования ректификационных колонн</b>	
Новые подходы к моделированию ректификации .....	160
Модель расчета колонны для бинарной ректификации .....	163
Модель колонны для многокомпонентной ректификации ..	177
Литература .....	185
<b>Заключение</b> .....	186
<b>Приложения</b> .....	188

*Научное издание*

Свидченко Александр Иванович  
Свидченко Евгения Александровна  
Стригин Владимир Сергеевич

ИССЛЕДОВАНИЕ И РАЗРАБОТКА  
МЕТОДОВ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИОННЫХ  
КОЛОНН ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Монография

Редактор, технический редактор А. Р. Хасанова  
Компьютерная верстка Ю. Г. Ибрагимова

---

Формат 60x84 1/16	Усл.печ.л. 12,26	Подписано в печать 16.06.14
Бумага офсетная	Тираж 500 экз.	Уч.-изд.л. 11,08
		Заказ 75

---

Отпечатано в Издательско-полиграфическом комплексе  
Северо-Кавказского федерального университета  
г. Ставрополь, пр-т Кулакова, 2