

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО  
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

**ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

**На правах рукописи**

**УДК 665.63.67**

**АЛИЕВ ЭЛМУРОД БОТИРЖОНОВИЧ**

**ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ  
МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ ПАРОГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ НА  
ЭКСПРЕСЕНТАЛЬНОМ ЗАВОДЕ БЕКТЕМИР СПИРТ**

**ДИССЕРТАЦИЯ**

на соискание академической степени магистра по специальности  
5А320407 – Процессы и аппараты химической технологии

Научный руководитель:

проф. Маннонов У.В.

Работа рассмотрена и допущена к защите  
на заседании кафедры «Процессы и аппараты  
химической технологии»  
протокол № \_\_\_ «\_\_» \_\_\_\_\_ 2013 г

Зав. кафедры

доц. Нигмаджонов С.К.

Нач. отдела магистратуры ТХТИ

доц. Мухамедов К.Г.

**Ташкент – 2013**

## **Введение:**

Экономическое развитие суверенного Узбекистана, переход к рыночным отношениям требуют интенсификации производства, повышения его эффективности и ускорения научно – технического прогресса. Причем перспективы долгосрочного развития экономики определяются сегодня как в нашей стране, так и за рубежом такими направлениями, как создание научных основ и широкое использование технологических принципов и производств, сберегающих энергетические ресурсы, повешение единичных мощностей существующего оборудования при одновременном уменьшении его габаритов, создание новых высокоинтенсивных технологических процессов. При этом значительная роль в общем народнохозяйственном комплексе отводится химической и нефтехимической промышленности, составляющих 14 - 16% в общем объеме промышленного производства развитых государств.[1]

Актуальные в наше время требования постоянной экономии энергии и наблюдаемое в международном масштабе (особенно в странах СНГ и бывших странах народной демократии) простаивание производственных мощностей изменили основные оценки операций в химической и нефтехимической технологии. Если в 70 –е годы выдвигалось требование максимальной реагентов, то в 90 – е годы преобладает требование резкого сокращения энергетических расходов, повышения качества и степени чистоты.

При решении проблемы организации мероприятий , направленных на получение продуктов особой чистоты и снижение энергетических затрат, необходимо выбрать такой вариант, который обеспечивал бы минимизацию как капитальных, так и эксплуатационных расходов при его реализации.

Требования в области защиты окружающей среды также расширяют

круг задач, стоящих перед химиками – технологами и химиками – экспериментаторами при создании новых производств.

Перспективным методом интенсификации химических процессов, отвечающим вышеперечисленным требованиям, является организация совмещенных реакционно – разделительных (реакционно – ректификационных, реакционно – адсорбционных и реакционно – десорбционных) процессов (СРРП).

Перспективность совмещенных процессов обусловлена их преимуществами, которые складываются из следующих слагаемых: снижение капитальных затрат на проведение химико – технологического процесса за счет уменьшения числа единиц оборудования; снижения эксплуатационных расходов за счет снижения и энергетического объединения материальных потоков.

**1.Актуальность работы:** на данном этапе развития РРП приобретает особую значимость теоретическое и экспериментальное обоснование целесообразности применения СРРП для различных исходных процессов и типов реакторов, а также выявление закономерностей проведения совмещения процессов с целью получения возможностей прогнозирования поведения сложных химико – технологических систем (ХТС) для реконструкции существующих и строительства новых производств.

Реконструкция и ввод новых производств в химической и нефтехимической промышленности республики продиктованы:

- а) отсутствием резервов модернизации в силу специфики технологии, морального и физического износа оборудования;
- б) необходимостью обеспечения страны продукцией, ранее поставлявшейся из других стран;
- в) целесообразностью выпуска продуктов с гарантированным эффективным сбытом на внешнем рынке.(2)

Актуальность проблемы определяется и отсутствием обобщенной методики синтеза совмещенных ХТП, в связи с чем возникла необходимость разработки и использования соответствующей методологии проведения научно – исследовательских и опытно – конструкторских работ. Эта методология позволит с возможно малыми затратами времени и средств получить конечный результат требуемой надежности.

В связи с изложенным актуальность проведения теоретических исследований, обобщения практического опыта разработки и внедрения совмещенных химико – технологических процессов на современном этапе развития науки и технологии чрезвычайно высока.

Степень изученности. Спиртовое производство в нашей республике представляет собой одну из крупнейших отраслей промышленности. Основные объемы этилового спирта производятся из зерна, картофеля и свекловичной мелассы на непрерывно действующих установках большой мощности. Вместе с тем, спирт производится из отходов винодельческой, консервной промышленности и различных видов спиртосодержащего и сахаросодержащего сырья методом периодической ректификации на установках малой и средней мощности.

**2.Цель и задачи исследования.** Целью данной работы является повышение эффективности процесса ректификации сложных многокомпонентных смесей. Потребительский рынок характеризуется повешением требований к качеству пищевых продуктов. В частности, в производстве этилового спирта качество определяется содержанием примесей. Эта задача успешно решается на установках непрерывного действия. На периодически действующих установках существуют затруднения с получением высококачественного продукта. Использовать технические решения, применяющиеся в непрерывной ректификации, в полной мере не удастся. Определение технологического действия является сложной задачей в связи с изменением режима работы во времени в

зависимости от качества исходного сырья. Для решения этой задачи эффективны методы математического моделирования.

**3.Предметом исследования** – является математическая модель массообменного процесса ректификации и ее влияние на качество конечной продукции.

**4.Объектом исследования**–являются совмещенных химико – технологические процессы.

**5.Практическая значимость** – создана математическая модель совмещенных химико – технологических процессов и представлен алгоритм решения. Практическая значимость – на основе моделирования совмещенных производств, найдены режимы эксплуатации установок, которые могут быть применены как для действующих производств, найдены режимы эксплуатации установок, которые могут быть применены как для действующих процессов, так и для проектирования и прогнозирования вновь создаваемых.

**6.Вклад автора** – осуществление аналитических расчетов.

**7.Апробация работы.** Материалы, приведенные в работе докладывались и обсуждались на:

1. Республиканский межвузовский технической конференции молодых ученых, магистрантов и студентов бакалавриата. 2-том.; «Этил спиртиишлабчикаришдахомашёнипиширшусуллари» с.т №53 “Умидли кимёгарлар-2013” Тошкент-2013г.

2. Республиканский межвузовский технической конференции молодых ученых, магистрантов и студентов бакалавриата. 2-том.; «Флотационмашиналартехнологик жараён баёни» ст. №162 “Умидли кимёгарлар-2013” Тошкент-2013г.

## **ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ МАССА ОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ И ЭФФЕКТИВНОГО ОБОРУДОВАНИЯ ПРИМЕНЯЕМОГО**

## НА СОВРЕМЕННОМ ЭТАПЕ

### 1.1. Научные основы процессы ректификации применительно к многокомпонентным системам.

Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. Процесс осуществляется путем контакта потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в колонных аппаратах. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно легколетучий, или низкокипящий, компонент (НК), которым обогащаются пары, а из паров конденсируется преимущественно труднолетучий, или высококипящий компонент (ВК), переходящий в жидкость. Такой двухсторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить в конечном счете пары, представляющие собой почти чистый БОК. Эти пары после конденсации в отдельном аппарате образуют дистиллят (ректификат) и флегму - жидкость, возвращаемую для орошения колонны. Пары получают путем частичного испарения снизу колонны остатка, являющегося почти чистым ВК.

Как отмечалось, достаточно высокая степень разделения однородных жидких смесей на компоненты может быть достигнута путем ректификации. Сущность процессов, из которых складывается ректификация и получаемые при этом результаты можно проследить с помощью 1: —  $x$  —  $y$ -диаграммы (рис. 1.1.1).

Нагрев исходную смесь состава  $x_1$  (точка  $a$ ) до температуры кипения получим находящийся в равновесии с жидкостью пар (точка  $b$ ). Отбор и конденсация этого пара дают жидкость состава  $x_2$  обогащенную НК ( $x_2 > x_1$ ). Нагрев эту жидкость до температуры кипения,  $t_2$  получим пар (точка  $d$ ), конденсация которого дает жидкость с еще большим содержанием НК,  $x_3$ ,

и т. д. Проводя таким образом последовательно ряд процессов испарения жидкости и конденсации паров, можно получить в итоге жидкость (дистиллят), представляющую собой практически чистый НК

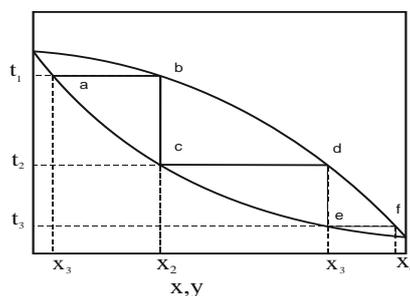


Рис. 1.1.1. Процесс разделения бинарной смеси путем ректификации.

Аналогично, исходя из паровой фазы, соответствующей составу жидкостей, путем проведения ряда последовательных процессов конденсации и испарения можно получить жидкость (остаток), состоящую почти целиком из ВК.

В простейшем виде процесс многократного испарения можно осуществить многоступенчатой установкой, в первой ступени которой испаряется исходная смесь. На вторую ступень поступает на испарение жидкость, оставшаяся после отделения паров в первой ступени, в третьей ступени испаряется жидкость, поступившая из второй ступени (после отбора из последней паров) и т. д. Аналогично может быть организован процесс многократной конденсации, при котором на каждую следующую ступень поступают для конденсации пары, оставшиеся после отделения от них оседа (конденсата) в предыдущей ступени.

При достаточно большом числе ступеней таким путем можно получить жидкую или паровую фазу с достаточно высокой концентрацией компонента, которым она обогащается. Однако выход этой фазы будет мал по отношению к количеству в исходной смеси.

Значительно более экономичное, полное и четкое разделение смесей элементов достигается в процессах ректификации, проводимых обычно в более компактных аппаратах — ректификационных колоннах.

При взаимодействии фаз происходит массо- и теплообмен, обусловленные стремлением системы к состоянию равновесия. В результате каждого контакта компоненты перераспределяются между фазами: пар несколько обогащается НК, а жидкость — ВК. Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси. Таким образом, отсутствие равновесия (и соответственно наличие разности температур фаз) при движении фаз с определенной относительной скоростью и многократном их контактировании являются необходимыми условиями проведения ректификации.

Для идеальных растворов характерно то, что сила взаимодействия между всеми молекулами (одноименными и разноименными) равна. При этом общая сила, с которой молекула удерживается в смеси, не зависит от состава смеси. Очевидно, что парциальное давление в этом случае должно зависеть лишь от числа молекул, достигающих в единицу времени поверхности жидкости со скоростью, необходимой для преодоления сил внутреннего притяжения молекул, т. е. при данной температуре давление соответствующего компонента возрастает пропорционально его содержанию в жидкой смеси (закон Рауля):

$$p_A = P_A x_A) \text{ и } p_B = P_B (1 - x_A)(1.1.1.)$$

Закон Рауля справедлив и для газов с температурой ниже критической (т.е. такой температуры, выше которой газ при увеличении давления не сжижается).

По степени растворимости компонентов смеси жидкости подразделяют на взаиморастворимые в любых соотношениях, частично растворимые и практически взаимонерастворимые. В свою очередь смеси взаиморастворимыми компонентами в любых соотношениях делятся на: идеальные растворы, которые подчиняются закону Рауля; так называемые нормальные растворы - жидкие смеси, частично отклоняющиеся от закона

Рауля, но не образующие смесей: с постоянной температурой кипения (азеотропов); неидеальные растворы - жидкости со значительными отклонениями от закона Рауля, в том числе смеси с постоянной температурой кипения (азеотропы). (Отметим, что полностью взаимонерастворимых жидкостей нет, обычно все жидкости хотя бы в незначительных количествах, взаиморастворяются друг в друге. Однако в этих случаях на практике для удобства принимают такие жидкости взаимонерастворимыми.)

Смесь двух жидкостей, взаиморастворимых в любых соотношениях, представляет собой систему, состоящую из двух фаз и двух компонентов, и по правилу фаз:

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2 \quad (1.1.2.)$$

имеет две степени свободы (из трех - давления  $P$ , температуры  $t$ , концентрации  $x$ ). Однако при анализе и расчете процессов перегонки жидкостей одну из переменных обычно закрепляют и строят диаграмму фаз в плоской системе координат. При этом возможны следующие варианты фазовых диаграмм:  $P - t$  ( $x = \text{const}$ ),  $P - x$  ( $t = \text{const}$ ),  $t - x$  ( $P = \text{const}$ ).

Для технических расчетов наиболее важной является диаграмма  $t - x, y$ , так как обычно процессы перегонки в промышленных аппаратах протекают при  $P = \text{const}$ , т. е. в изобарных условиях

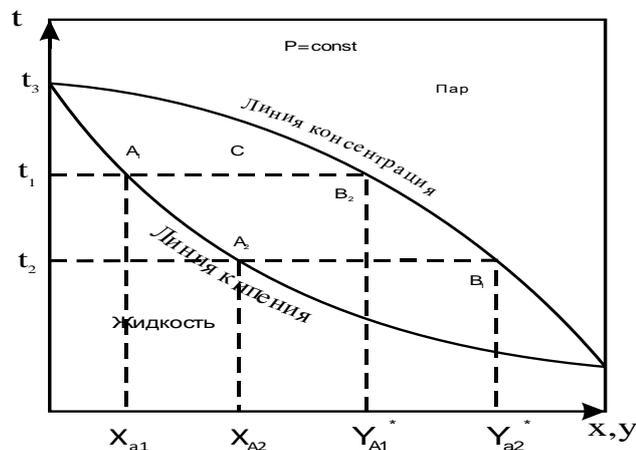


Рис. 1.1.2. Фазовая диаграмма  $t - x, y$

По закону Дальтона  $p_A = P y_A^*$  и тогда

$$y_A^* = p_A / P = (P_A / P) X_A, \quad (1.1.3)$$

но

$$P = P_A + P_B = P_A X_A + P_B (1 - X_A) = P_B + (P_A - P_B) X_A \quad (1.1.4)$$

тогда

$$X_A = (P - P_B) / (P_A - P_B) \quad (1.1.5)$$

По уравнению (1.1.5)) по известным  $P_A$  и  $P_B$  при заданной температуре  $t_1$ ,  $t_2$  и т.д. находят  $X_A$ ,  $X_B$  и т.д., а затем по уравнению (1.1.3.) - соответствующие значения  $y_{A1}^*$ ,  $y_{A2}^*$  и т.д по найденным точкам строят линии кипения жидкости (кривая  $t_{A2} A_1 t_B$ ) и конденсации паров (кривая  $t_A B_2 B_1 t_B$ ). Отметим, что уравнение (1.1.5.) устанавливает связь между концентрациями (по жидкости) и заданными давлениями (общим  $P$  и насыщенными паров  $P_A$  и  $P_B$ ). Отрезки  $A_1 B_1$ ,  $A_2 B_2$  и т. д., соединяющие точки равновесных составов жидкой и паровой фаз, являются изотермами.

Отметим, что точки, лежащие на кривой  $t_{A2} A_1 t_B$ , отвечают жидкой фазе, находящейся при температуре кипения. Очевидно, что любая точка, лежащая ниже этой кривой, характеризует систему, состоящую только из жидкой фазы. Аналогично, любая точка лежащая выше кривой  $t_A B_2 B_1 t_B$ , характеризует систему, температура которой выше температуры начала конденсации пара, т. е пары в этой точке являются перегретыми, и система состоит только из паровой фазы. Точки, находящиеся между кривыми кипения и конденсации (например, точка С на рис. 1.1.2.), характеризуют системы, температуры которых выше температуры кипения жидкости данного состава и ниже температуры конденсации паров этого же состава. Таким образом, эти точки отвечают равновесным парожидкостным системам.

$$y^*_A = ax_A/[1+x_A(a-1)], (1.1.6.)$$

где  $a = P_A/P_B$  - относительная летучесть компонента  $A$  (иногда  $a$  называют коэффициентом разделения).

Очевидно, что для смеси, состоящей из  $n$  компонентов, например,  $A, B, C, O$ , на основе законов Рауля и Дальтона имеем

$$y_A = (P_A/P)x_A; y_B = (P_B/P)x_B; y_C = (P_C/P)x_C; y_O = (P_O/P)x_O. \quad (1.1.7.)$$

Поскольку

$$P = P_A x_A + P_B x_B + P_C x_C + P_D x_D + \dots = \sum_{i=1}^{i=n} (P_i x_i) \quad (1.1.8.)$$

то для любого  $j$ -го компонента

$$y_j = P_j x_j / \sum_{i=1}^{i=n} (P_i x_i) \quad (1.1.9.)$$

Разделив числитель и знаменатель правой части уравнения (1.1.9) на величину  $P_A$ , получим

$$y_j = a_j x_j / \sum_{i=1}^{i=n} (P_i x_i) \quad (1.1.10.)$$

где  $a_A = P_A/P_B; a_B = P_B/P_A; a_C = P_C/P_D$  и т. д.

Взаимное положение кривых на фазовых диаграммах 1; —  $x$  — уиу —  $x$  как для идеальных, так и для реальных систем могут быть определены с помощью законов Коновалова. Законы Коновалова устанавливают связи между изменениями состава, давления или температуры в двухфазных системах, они лежат в основе теории перегонки и ректификации бинарных смесей.

Первый - закон Коновалова формулируется так: пар обогащается тем компонентом, при добавлении которого к жидкости повышается давление пара над ней или снижается ее температура кипения, или пар всегда более обогащен НК, чем соответствующая ему равновесная жидкая фаза. Первый закон Коновалова дополняется первым правилом Вревского, отражающим влияние температуры на равновесные составы фаз: при повышении температуры бинарной смеси в парах возрастает относительное содержание того компонента, парциальная молярная теплота испарения которого

больше.

Реальные жидкие смеси могут значительно отклоняться от закона Рауля. Если зависимость полного давления (или сумма парциальных давлений) паров от состава жидкой смеси проходит выше линий, характеризующих те же зависимости для идеальных смесей (рис. 1.1.3.) то такое отклонение называют положительным, если ниже - отрицательным отклонением от закона Рауля. Эти отклонения определяются изменением активности молекул в растворе, диссоциацией, гидратацией и др.

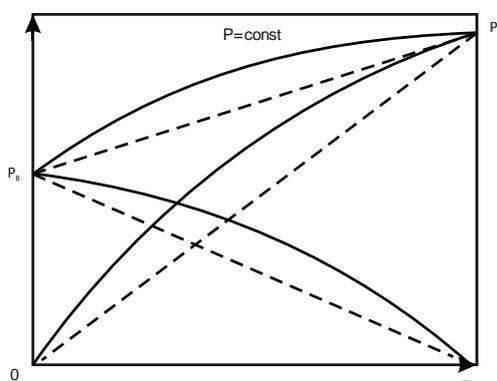
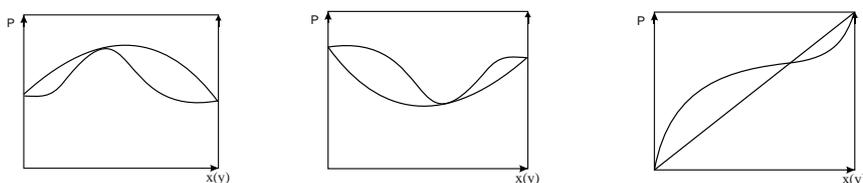


Рис. 1.1.3. Диаграмма  $p - x$  для смеси с положительным отклонением от закона Рауля (пунктиром показаны соответствующие линии для идеального раствора)

Для многих реальных смесей отклонение от закона Рауля настолько существенно, что приводит к качественно новому состоянию системы, а на фазовых диаграммах  $P - x$  и  $I - x$  появляются (рис. 1.1.4., б, в) относительный максимум или минимум. При этом кривые жидкости и пара соприкасаются друг с другом в экстремальных точках, в которых составы равновесных фаз одинаковы. Такие смеси, как известно, называют *азеотропными*, или *азеотропами*. Их основная особенность состоит в том, что при испарении такая смесь (азеотроп) не изменяет своего состава, поэтому для ее разделения требуются специальные методы (азеотропная и экстрактивная ректификация, изменение давления и др.).



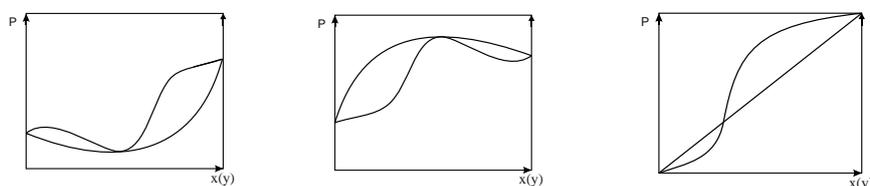


Рис. 1.1.4. Фазовые диаграммы равновесия жидкость-пар для идеальной (а) и реальных (б, в) систем

Эта особенность азеотропных смесей постулируется вторым законом Коновалова, который можно сформулировать следующим образом: если давление и температура сосуществования двух бинарных фаз имеют экстремум (максимум или минимум), то составы фаз одинаковы. Это справедливо для фаз любой природы. Для систем жидкость - пар второй закон Коновалова определяет основное свойство азеотропов.

Ректификация - это очистка спирта от вредных примесей и устранение характерного неприятного запаха, носителями которого являются сивушные масла. Спиртовой раствор, полученный из бражки, помимо этилового спирта, содержит целый ряд веществ, которые нужно удалить, так как они являются вредными и снижают качество напитков. Методы ректификации включают химическую очистку с помощью различных веществ, нейтрализующих примеси, а также отделение примесей путем многократного испарения и конденсации паров, что позволяет разделить состав на отдельные фракции и повысить их концентрацию.

Легкокипящие примеси - головные - выделяются на начальной стадии перегонки, затем отгоняется достаточно чистый спирт и, наконец, тяжелокипящие примеси - хвостовые. Для удаления вредных примесей, которыми являются головные и хвостовые продукты, при перегонке

последовательно отбирают ряд сортов - фракций. Объем первой фракции составляет 3-8 % от общего объема спирта в растворе. Этот спирт для пищевых целей не пригоден, его можно использовать только для технических нужд. Объем второй фракции, содержащий достаточно чистый спирт, составляет 75-85 %.

Этот спирт пригоден для пищевых целей. Последняя фракция (объем 2-6 %) содержит значительное количество сивушных масел. Эту часть собирают и перегоняют повторно с соблюдением всех необходимых условий. Ректификация путем перегонки может проводиться с использованием тех же приборов, что и простая перегонка. Однако для повышения концентрации и степени очистки применяют специальные аппараты. Ректификация (очистка) сырого спирта включает: первую химическую очистку, дробную перегонку и вторую химическую очистку.

При нагревании емкости (самогон), жидкость начинает кипеть. Образуются пары, которые начинают подниматься по ректификационной колонне вверх и попадают в дефлегматор. Дефлегматор охлаждается водой. Пар, достигнув холодной поверхности дефлегматора, начинает конденсироваться. Сконденсировавшийся пар - флегма, стекает по стенкам дефлегматора и далее по колонне вниз. Колонна заполнена контактными элементами насадкой. Поднимающийся вверх пар и стекающая вниз флегма начинают контактировать между собой на поверхности насадки, и происходит процесс теплообмена. В основу ректификации заложен непрерывный обмен между жидкостью и паром. При этом происходит многократная конденсация пара и испарение жидкости, на контактных элементах колонны. Жидкая фаза насыщается более высококипящим компонентом, а паровая фаза - более низкокипящим.

Процесс теплообмена происходит по всей высоте колонны между стекающей вниз флегмой образующейся в дефлегматоре, и поднимающимся вверх паром из куба. В результате теплообмена между флегмой и

паром в верхней части колонны накапливается самый легкокипящий компонент, что содержится в спиртосодержащей жидкости, часть которого затем отводится в конденсатор для конденсации и в виде дистиллята обирается в приемную емкость. Жидкость и пар в любой точке колонны находятся в состоянии фазового равновесия.

Таким образом, *ректификация - это многократная перегонка дистиллята, осуществляемая в противоточных тарелочных или насадочных колоннах с контактными элементами (насадка, тарелки)*.

Для успешного взаимодействия флегмы, стекающей вниз по колонне, и пара, движущегося вверх, можно использовать любые контактные элементы, увеличивающие площадь и эффективность их взаимодействия. В качестве контактных элементов в больших ректификационных колоннах обычно используются тарелки. Каждая такая тарелка, расположенная в колонне, называется физической тарелкой (ФТ). Ее назначение - обеспечить быстрое достижение состояния равновесия между жидкой и паровой фазами. Тарелки работают следующим образом. Пар в виде пузырьков с развитой поверхностью проходит через слой флегмы, находящейся на тарелке. В результате массообмен между фазами интенсифицируется. Однако, при проходе пара только через одну тарелку полное равновесие между фазами еще не достигается. Фактическое состояние паровой и жидкой фаз по отношению к их равновесному состоянию оценивается коэффициентом полезного действия тарелки. КПД классических тарелок составляет 50...60%, т.е. для достижения состояния равновесия фаз, соответствующего одной теоретической тарелке, потребуется около двух физических. Таким образом, для реализации в ректификационной колонне 40 ТТ потребуется установить порядка 80 физических тарелок классической конструкции. В ректификационных колоннах промышленного изготовления используются насадки типа «Зульиер» из гофрированной нержавеющей сетки или спирально-призматические в виде мелких пружинки из нержавеющей

проволами. Теплообмен на таких контактных элементах проходит непрерывно по всей высоте колонны.

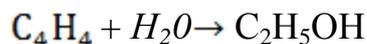
## 1.2 Современное состояние и научные основы производства спирта.

Получают этиловый спирт тремя способами: ферментативным (или биохимическим), химическим и синтетическим. В первом случае происходит сбраживание сахара под действием ферментов, дрожжей:



Во втором случае вырабатывают технический спирт из растительного сырья с высоким содержанием клетчатки негидролизуемыми ферментами дрожжевой клетки (древесных опилок, соломы, торфа, мха и т. п.) и из сульфитных щелоков (отходов целлюлозно-бумажного производства), содержащих до 1,5% сахара, химическим способом воздействуя на сырье минеральными кислотами.

В третьем случае получают технический синтетический спирт путем присоединения к этилену воды в присутствии катализатора:



Спирт этиловый ректификованный пищевой получают только из пищевого сырья. Основным сырьем для производства спирта является картофель, зерно, патока. Производство спирта этилового ректификованного состоит из следующих этапов:

- ◆ подготовительного — очистка сырья от примесей, приготовление солода;
- ◆ основного — разваривание крахмалистого сырья, осахаривание крахмала, сбраживание сахаренной массы, перегонка бражки и получение сырого спирта;
- ◆ завершающего — ректификация (повторная перегонка с целью очистки этилового спирта от примесей).

Лучшим видом растительного сырья для производства спирта является

картофеля, Для переработки на спирт применяют высокоурожайные технические сорта картофеля, обладающие высокой крахмалистостью, устойчивые при хранении.

Зерно применяется в качестве сырья и для получения солода — проросшего зерна, являющегося источником ферментов, которые расщепляют крахмал до сбраживаемых Сахаров. Как крахмалосодержащее сырье применяются различные зерновые культуры; качество зерна в этом случае не регламентируется. Меласса является отходом сахарного производства. Основной составной частью ее является сахароза, которая в условиях спиртового производства полностью сбраживается и превращается в спирт.

Вспомогательными материалами в производстве спирта являются кислоты — серная, соляная и ортофосфорная, соли — суперфосфат, серно - кислый амоний, диаммонийфос-фат; антисептики — формалин и хлорная известь. Крахмалосодержащее сырье сбраживают и получают бражку. Зрелую бражку направляют на перегонку. Перегонкой называется процесс разделения смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, кипящих при различной температуре. В спиртовом производстве перегонкой называется выделение из бражки этилового спирта вместе с летучими примесями. При простой перегонке, то есть кипячении смесей и конденсации выделяемых паров, может быть достигнута крепость дистиллята 55,4 % об. Для получения конденсата более высокой крепости необходимо провести повторную (многократную) перегонку. Для выделения спирта-сырца из бражки применяются колонны, оборудованные тарелками, на каждой из которых происходит вываривание бражки в противотоке с паром.

Спирт-сырец содержит ряд примесей, различающихся по температуре кипения. Эфиры, альдегиды, метиловый спирт имеют температуру кипения ниже, чем этиловый спирт, а сложные эфиры, высшие спирты — выше.

Примеси являются вторичными и побочными продуктами спиртового брожения. Большинство их оказывает вредное воздействие на организм человека, и поэтому остаточное количество и состав примесей влияют на качество спирта-ректификата и вырабатываемых из него ликерово-дочных изделий. При общем содержании примесей в спирте-сырце до 6 г/л в их составе идентифицировано более 50 соединений, которые могут быть отнесены к одной из четырех групп химических веществ: альдегидам и кетонам, эфирам, высшим спиртам (сивушные масла) и кислотам.

Получение спирта ректификата из спирта-сырца осуществляется на многоколонных установках. Каждая колонна имеет свой режим температуры и давления и осуществляет определенную функцию разделения водно-спиртовой смеси.

Брагоперегонная установка рис. 1.2.1. ( состоит из колонны, дефлегматора и холодильника. Колонна разделена горизонтальными перегородками (тарелками), сообщающимися между собой переливными стаканами. Колонна состоит из двух частей: нижней — бражной А, верхней — спиртовой Б. Работает установка следующим образом

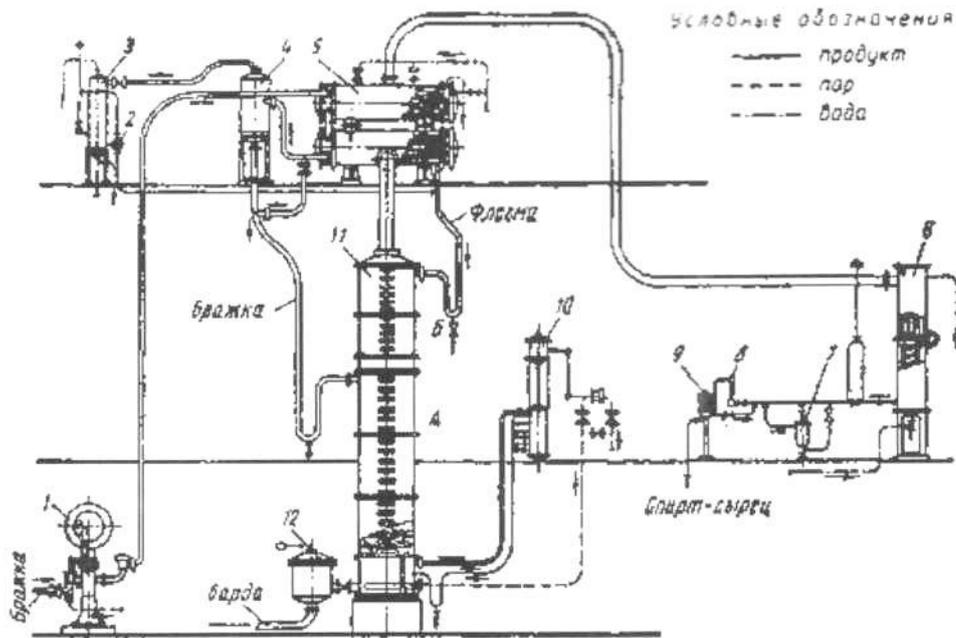


Рис. 1.2.1 Схема брагоперегонной установки:

1 — бражный насос; 2 — смотровой фонарь; 3 — конденсатор; 4 — бражный сепаратор; 5 — дефлегматор; 6 — холодильник; 7 — фильтр для спирта; 8 — ротаметр; 9 — контрольный фонарь; 10 — парорегулятор; 11 — колонна; 12 — регулятор барды.

Зрелая бражка насосом подается в дефлегматор 5, где подогревается до 70...75°C спиртовыми парами, поднимающимися из спиртовой колонны, и самотеком поступает на верхнюю тарелку бражной колонны. На каждой тарелке поддерживается слой бражки в 50...60 мм. В колонну снизу поступает пар, который подогревает бражку до кипения, образующиеся пары бражки поднимаются вверх. Стекая с тарелки на тарелку, бражка отдает спирт и, уходя из колонны 72, не содержит спирт и называется бардой. Для полной выпарки спирта температура в нижней части колонны поддерживается в интервале 103... 104 °С.

Водно-спиртовые пары поднимаются вверх в спиртовую колонну, на тарелках которой происходит их постепенное обогащение спиртом. Пары, уходящие с верхней тарелки спиртовой колонны, поступают в дефлегматор,

где частично конденсируются, нагревая бражку. Жидкость (флегма) возвращается в колонну, а пары поднимаются в сепаратор 4 и конденсатор 3, самые крепкие — в холодильник 6, где охлаждаются до температуры 15...20 С<sup>0</sup>, представляя собой спирт-сырец. Конденсат через смотровой фонарь 2 направляется снова в колонну 11. Холодильник и конденсатор охлаждаются водой. Спирт-сырец из холодильника, проходя через фильтр 7, контрольный фонарь 9, ротаметр 8, поступает в контрольный снаряд и далее — в баки спиртоприемного отделения.

Типовые брагоректификационные установки (БРУ), используемые для выделения этилового спирта из бражки, включают ряд технических решений, не позволяющих глубоко очистить конечный продукт от метилового, пропилового, изопрпилового, изобутилового, изоамилового спиртов, кротонового альдегида и некоторых других примесей.

Разработано и запатентовано несколько новых технологических схем брагоректификации, позволяющих значительно повысить органолептические и аналитические показатели ректификованного спирта. При этом производительность БРУ увеличивается на 10... 15%, а выход конечного продукта составляет 98...98,5 %. Указанные показатели достигаются за счет применения метода глубокой гидроселекции, предварительной очистки бражного дистиллята (до его подачи в элюрационную колонну), разгонки промежуточных фракций в системе брагоректификации с отбором концентрата головной фракции (0,4...0,6%), концентрата пропиловых спиртов (0,3...0,4%), использования новых колонн БРУ и других технологических приемов. Одна из таких схем представлена на рис

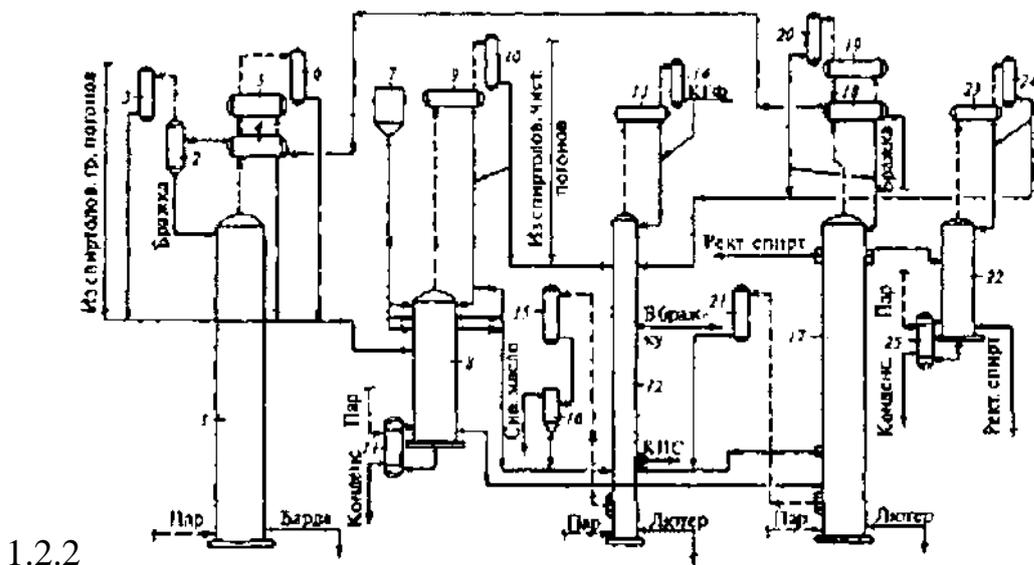


рис 1.2.2. Принципиальная схема БРУ глубокой очистки спирта

Установка включает бражную колонну 7 с бражным подогревателем 4, водяной секцией дефлегматора 5, конденсатором 6, сепаратором диоксида углерода 2, конденсатором сепаратора диоксида углерода 3 и спиртоловушкой грязных погонов (на не показана); эщюрационную колонну 8 с дефлегматором 9, конденсатором 10, кипятильником 77 и баком умягченной горячей воды для гидроселекции 7; спиртовую колонну 77 с дефлегматором, включающим бражную 18 и водяную 19 секции, конденсатором 20 и конденсатором паров сивушного масла 27; метанольную колонну 22 с дефлегматором 23, конденсатором 24 и кипятильником 25; разгонную колонну 12 с дефлегматором 13, конденсатором 14, конденсатором паров сивушного масла 15 и сивухопромывателем 16. Исходную бражку нагревают в бражных подогревателях 18 и 4 до 80...85 °С и подают в сепаратор 2, где из нее выделяют диоксид углерода, содержащий пары летучих веществ бражки. Диоксид углерода очищают конденсацией паров в конденсаторе 3 и выводят из брагоректификационной установки, а образовавшийся конденсат направляют совместно с жидкостью из спиртоловушки грязных погонов на питательную тарелку эщюрационной колонны 8. Отсепарированную бражку подают на верхнюю тарелку бражной

колонны 7, где из нее вываривают этиловый спирт и летучие примеси. Пар с верхней тарелки бражной колонны 1 направляют в бражную 4 и водяную 5 секции ее дефлегматора. Бражным диспеллятором из теплообменников 4, 5, 6 питают элюционную колонну 8, в верхнюю часть которой подают из бака 7 горячую воду в таком количестве, чтобы концентрация спирта в элюаторе составляла 16...22% об.

Это обеспечивает сильное увеличение коэффициентов испарения всех примесей этилового спирта. Компоненты сивушного масла и другие промежуточные примеси приобретают головной характер на всех тарелках гидроселекционной зоны колонны 8 и выводятся с фракцией, отбираемой из жидкой фазы тарелки над точкой ввода гидроселекционной воды и направляемой на нижнюю, питательную тарелку разгонной колонны 12. Фракция головных примесей отбирается из конденсатора 10, подается на верхнюю тарелку питания разгонной колонны 12.

Из куба колонны 8 выводят элюрат, который направляют на тарелку питания спиртовой колонны 17. В колонне осуществляют концентрирование элюрата и очистку спирта от сопутствующих примесей. Из паровой фазы нижних 5... 11-й тарелок колонны 17 отбирают фракцию сивушного масла и направляют в конденсатор 21.

Из конденсатора 20 выводят фракцию непастеризованного спирта и передают на верхнюю тарелку питания разгонной колонны 12. Из жидкой фазы верхних тарелок укрепляющей части колонны 7 отбирают ректифицированный спирт и направляют на тарелку питания метанольной колонны 22, которая предназначена для глубокой очистки спирта от метанола и головных примесей. Эти примеси отбирают с метанольной фракцией из конденсатора 24 и подают на верхнюю тарелку питания разгонной колонны 12. Разгонная колонна 12 имеет две питательные тарелки, на верхнюю из которых вводят фракции из конденсаторов 10, 20, 24 и спиртового чистых погон, вываривают из них метанол и головные примеси, концентрируют их в

концентрационной части колонны 12, едефлегматоре 13 и отбирают из конденсатора 14 в виде концентрата головной фракции (КГФ). На нижнюю, питательную тарелку колонны 12 подают фракцию сивушного масла из конденсатора 21, промывные воды из сивухопромывателя 16 и выделяют из них промежуточные примеси отбором сивушного масла из паровой фазы нижних 5... 11-й тарелок колонны 12 и концентрата пропиловых спиртов из жидкой фазы 18...20-й тарелок этой колонны. Из жидкой фазы тарелок средней зоны колонны 12 выводят фракцию этилового спирта, очищенного от головных примесей, и возвращают в бражку.

Очистка спирта-сырца от примесей с получением ректификованного спирта производится на ректификационных установках. Ректификация представляет собой многоступенчатую перегонку. Осуществляется она паром в колоннах, состоящих из многоколпачковых тарелок, которые по разделительной способности выборки более эффективны. На ректификационных установках получают ректификованный спирт, этиловый спирт (головную фракцию), содержащий основную часть эфиров и альдегидов, то есть легколетучие компоненты, и сивушное масло — смесь высших спиртов, которые кипят при более высокой температуре. В соответствии с ходом ректификации эти примеси называют головными, промежуточными и хвостовыми.

Головные примеси кипят при температуре ниже температуры кипения этилового спирта. Это альдегиды (муравьиный, уксусный и др.), эфиры (муравьиноэтиловый, уксуснометиловый, уксусноэтиловый и др.), метиловый спирт.

К хвостовым относятся примеси, кипящие при температуре выше температуры кипения этилового спирта. Это в основном сивушные масла, то есть высшие спирты: пропиловый, изопропиловый, бутиловый, изобутиловый, амиловый, изоамиловый и др. К хвостовым примесям относятся также фурфурол, ацетали и некоторые другие вещества.

Промежуточные примеси представляют собой наиболее трудноотделимые группы соединений. В зависимости от условий перегонки они также могут быть и головными, и хвостовыми. В эту группу примесей входят изомасляноэтиловый, изовалерианоэтиловый, уксусноизоамиловый, изо-валерианоизоамиловый эфиры и другие соединения.

В настоящее время основная масса ректификованного спирта вырабатывается на брагоректификационных установках непрерывного действия, которые состоят из браго-перегонной и ректификационной установок непрерывного действия (применяются трех-, четырех- и пятиколонные установки).

По своему назначению колонны называются:

- ◆ бражная — для выварки спирта и бражки;
- ◆ эмпюрационная — для выделения головной фракции;
- ◆ ректификационная — для очистки и выделения ректификованного спирта;
- ◆ сивушная — для концентрации и выделения высших спиртов (сивушного масла);
- ◆ колонна окончательной очистки — для получения ректификованного спирта высшего качества.

В зависимости от степени очистки этиловый ректификованный спирт подразделяют на:

- ◆ 1-го сорта (при производстве алкогольных напитков не используется)
- ◆ «Базис»
- ◆ «Экстра»
- ◆ «Люкс»
- ◆ «Альфа»

### 1.3 Физико-химические процессы производства этилового спирта.

Этиловый спирт (этанол, винный спирт) -  $C_2H_5OH$  - бесцветная жидкость с характерным запахом. Получается сбраживанием пищевого сырья, гидролизом растительных материалов и синтетически - гидратацией этилена. Очищается ректификацией.

Синтетический путь получения этанола достаточно сложен, а результатом является технический спирт-ректификат, содержащий большое количество не отделяемых ректификацией примесей. Этот путь широко применяется в промышленности.

Другой путь получения спирта более доступен и связан с технологией сбраживания простых сахаров дрожжами. Именно так получается обычное вино и именно поэтому первое имя этилового спирта - винный спирт.

Химическая формула этого превращения в очень упрощенном виде выглядит



Т.е. из одной молекулы сахара с помощью дрожжевых клеток образуется две молекулы этилового спирта, две молекулы углекислого газа и выделяется приличное количество тепла.

Для определения соотношения массовых превращений достаточно подставить в предыдущую химическую формулу молярные массы атомов: водорода  $H=1$ , углерода  $C=12$  и кислорода  $O=16$ :  $(12 \cdot 6 + 1 \cdot 12 + 16 \cdot 6) = 2 \cdot (12 \cdot 2 + 1 \cdot 5 + 16 \cdot 1) + 2 \cdot (12 + 16 \cdot 2)$ , или  $180 = 92 + 88$ ; и тогда можно сделать вывод, что из 180кг сахара получается 92кг спирта и 88кг углекислого газа. Таким образом, теоретический выход спирта из сахара составляет 0.511 кг/кг, а учитывая плотность этилового спирта ( $\rho = 0,8 \text{ кг/л}$ ), будет равен 0,64л/кг. Если спирт получают не из сахара, а из сахаросодержащего сырья (виноград, сахарная свекла, топинамбур и т.д.), тогда, зная сахаристость продукта, легкоопределить выход из него спирта. Так, например, если яблоки содержат

12% сахара, то теоретический выход спирта из сока этого сырья (выход сока из яблок составляет 70%) будет равен 54мл/кг:

1кг (яблоки) => 0.7 кг (сок) => 0.084кг (сахар) => 0.054л (спирт).

Чаще всего спирт получают из крахмалосодержащего сырья (картофель, зерно и т.д.). Тогда в технологической цепочке приготовления спирта появляется процесс осахаривания крахмала - превращение (гидролиз) крахмала сырья под воздействием определенных ферментов в сахар



а затем производится его сбраживание.

Как и в предыдущем случае можно рассчитать, что из 1кг крахмала теоретически получается 1,11кг сахара. Зная содержание крахмала в сырье можно легко определить выход спирта из того или иного продукта. Так, например, если в пшенице содержится 60% крахмала, то теоретический выход спирта из такого зерна составит 0,426л/кг .

1кг (пшеница) => 0,6 кг (крахмал) => 0,666кг (сахар) => 0,426л (спирт).

Практический выход спирта всегда на 10... 15% меньше теоретического.

Такие потери считаются нормальными и, главным образом, связаны с:

- недобродом, то есть с ситуацией, когда часть сахара остается в бражке и не превращается в спирт;
- неправильным брожением, то есть когда часть сахара превращается не в спирт, а в некоторые другие вещества примеси;
- прямыми потерями, когда часть спирта просто улетучивается вместе с углекислым газом в процессе брожения, или теряется при перегонке и ректификации.

## **ГЛАВА 2. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ЭТИЛОВОГО СПИРТА**

### **2.1 ИССЛЕДОВАНИЕ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ПРОМЫШЛЕННЫХ**

## **СОВМЕЩЕННЫХ РЕАКЦИОННО-РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ**

К настоящему времени основные закономерности протекания химических реакций в реакторах смешения и вытеснения достаточно хорошо изучены теоретически.

Однако, общие закономерности протекания прямых и обратимых химических реакций в условиях совмещения с процессом ректификации пока еще в мире полностью не исследованы в силу сложности математического описания этих процессов. Учитывая, что, в силу этого, аналитическое исследование протекания реакций в совмещенной установке не представляется возможным, единственным путем их изучения является постановка численных экспериментов по математической модели. [28]

С использованием рассмотренных в предыдущих главах теоретических подходов, математических описаний и алгоритмов моделирования совмещенных процессов, проведено экспериментальное исследование большого числа возможных химико-технологических процессов разделения совмещенных с химическим взаимодействием между компонентами смесей, причем с различными видами химических реакций, а также промышленных процессов ректификации многокомпонентных смесей совмещенных с реальными химическими реакциями.

В ряде случаев получены результаты, которые характеризуют общие свойства и закономерности совмещенных реакционно-ректификационных процессов.

На примерах некоторых из обследованных на численных экспериментах и реальных производствах рассмотрены этапы математического моделирования совмещенных процессов, выявлены и определены закономерности и даны обсуждения основных результатов.

### **Примеры численных экспериментов**

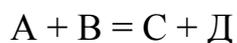
Ниже представлен ряд примеров моделирования совмещаемых

реакционно-ректификационных установок, иллюстрирующих возможности рассмотренных выше алгоритмов.

Особенностью задач численного изучения протекания химических реакций в условиях совмещения с процессом ректификации является существенная зависимость результатов от вида химической реакции, его обратимости, а также относительных летучестей разделяемых компонентов и их реакционной способности в жидкой и паровой фазах.

### Совмещение прямых химических реакций

В данном варианте численных экспериментов исследуется совмещение прямой химической реакции



с процессом разделения четырехкомпонентной смеси в простой колонне.

Характеристики моделируемой совмещаемой установки и режимные параметры, не изменявшиеся при постановке численных экспериментов, представлены в табл. 2.1.1

Таблица 2.1.1

N - число тарелок в установке	-20
NF - номер тарелки питания	- 10
K - число компонентов	-4
KF - количество питания	- 8 кг моль/час
KD - отбор дистиллята	- 4 кг моль/час
СИ - коэф.полезного действия тарелок	-0,5
PF - флегмовое число	-4

При этом относительные летучести ( $\alpha(1)$ ) смеси N 1 и N 2 и мольные доли (C(J))

компонентов соответственно равны:

Смесь N 1	Смесь N 2	Смесь N 3
-----------	-----------	-----------

$A \rightarrow a(1) = 1;$	$a(1)=1$	$C(1) = 0,25$
$B \rightarrow a(2) = 3;$	$a(2) = 6$	$C(2) = 0,25$
$C \rightarrow a(3) = 5;$	$a(3)= 25$	$C(3) = 0,25$
$D \rightarrow a(4) = 7;$	$a(4)= 120$	$C(4) = 0,25$

Константа скорости химической реакции  $k$  принята равной 5, а державающие способности различных элементов колонны:

куба - 8 литров; тарелок - 2 литра; дефлегматора - 5 литров.

Точность расчета во всех экспериментах задается равной  $\varepsilon=0,001$ .

Для данного варианта численных экспериментов, также предполагалось, что совмещенная установка оборудована полным конденсатором и парциальным кипятильником.

При этом рассматривались 4 режима (характеристики приведены в табл. 2.2).

Из таблицы 2.1.2 видно, что при совмещении химической реакции ректификацией 4-х компонентной смеси с близкокипящими реагентами (смесь N1) моделирующий алгоритм обеспечивает достаточно быструю сходимость решения, тогда как для смеси N2 с компонентами существенно отличающимися

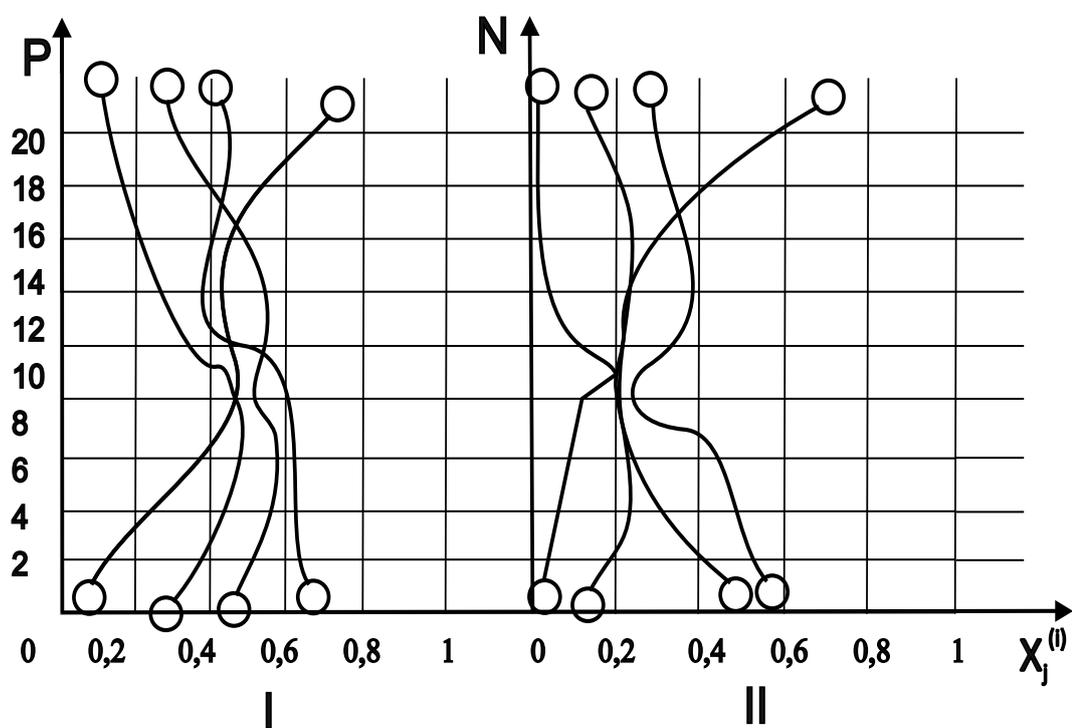
Таблица 2.1.2

Режим	Смесь N	Орошение кг моль/час	Пар кг моль/час	Скорость сходимости решения (итерации)
1	1	5	10	2
2	1	20	25	3
3	2	5	10	5
4	2	20	25	4

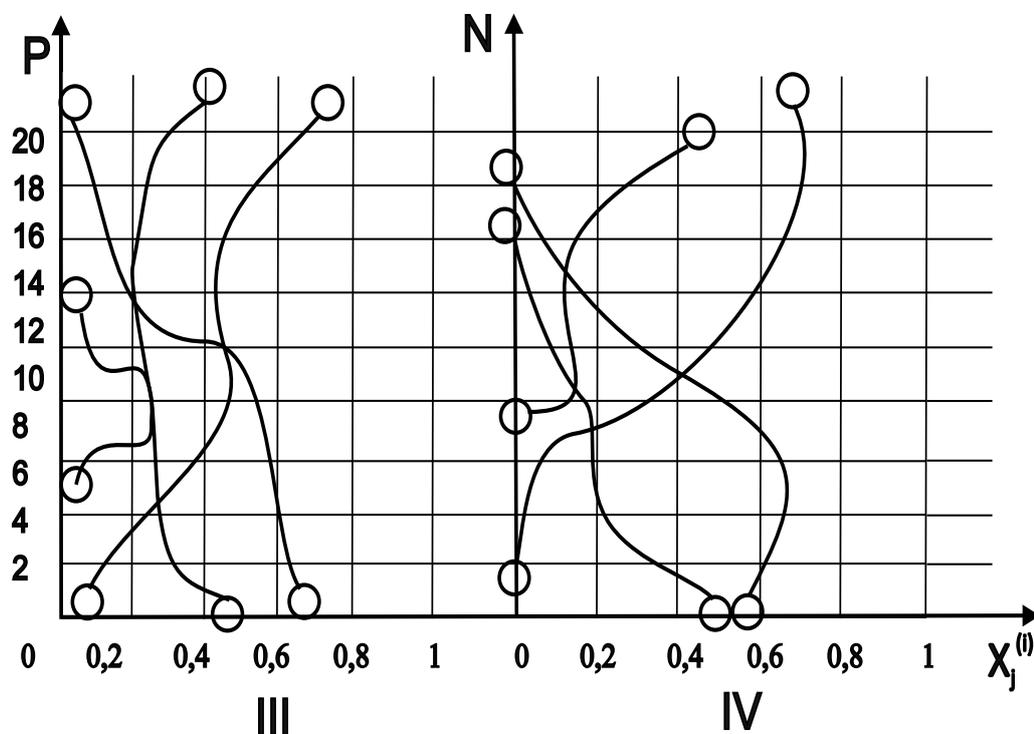
относительными летучестями проявляется склонность к раскачке решения и скорость сходимости замедляется. Для данных режимов, при точности расчета  $\varepsilon = 0,001$  в таблице 2.3 представлено изменение концентрации компонента N 3 в кубовом остатке для всех режимов разделения.

Таблица 2.1.3

Режим N Итерация	1	2	3	4
0	0,250000	0,250000	0,250000	0,250000
1	0,139560	0,092848	0,038721	0,029493
2	0,132340	0,084324	0,294363	0,198585
3	0,132339	0,082923	0,218545	0,216285
4	-	0,082915	0,220425	0,216159
5	-	-	0,220412	-



2.1.1. а Распределение концентраций компонентов в жидкой фазе по высоте колонны для режимов I и II



2.1.16. Распределение концентраций компонентов в жидкой фазе по высоте колонны для режимов III и IV.

На рис. 2.1.1а, 2.1.1б представлено распределение концентраций в жидкой фазе на тарелках колонны для рассчитанных режимов.

Для данного варианта совмещения проведена серия расчетов с различными значениями констант скорости химической реакции.

На рис. 2.1.2а, 2.1.2б представлены результаты этого эксперимента, из которых следует, что при возрастании скоростей химической реакции от нулевого значения до достаточно большой величины происходит существенная деформация профилей распределения концентраций по высоте установки.

В пределе при достаточно больших константах скоростей прямой

реакции концентрационные профили стремятся к предельным профилям, которые соответствуют выполнению условий химического равновесия на всех ступенях разделения.

Из рисунков видно, что для компонентов смеси, имеющих промежуточные значения летучестей, изменение распределения концентрации компонентов по высоте установки происходит наиболее резко. Третий компонент концентрируется в основном в дистилляте при относительно небольшом содержании в кубовом остатке при малых значениях констант скоростей химической реакции. С увеличением знака скорости химической реакции изменяются профили концентраций, причем идет обратный процесс увеличения содержания компонента в кубовом остатке и уменьшение его в дистилляте.

Весьма примечательный факт при исследовании кинетики химических реакций: компоненты с промежуточным значением относительных летучестей наиболее чувствительны к изменению численных значений констант скоростей химических реакций.

Компоненты же, имеющие крайние значения по летучести, деформацию профилей концентрации ощущают меньше и практически на рисунках изменяются в узких пределах.

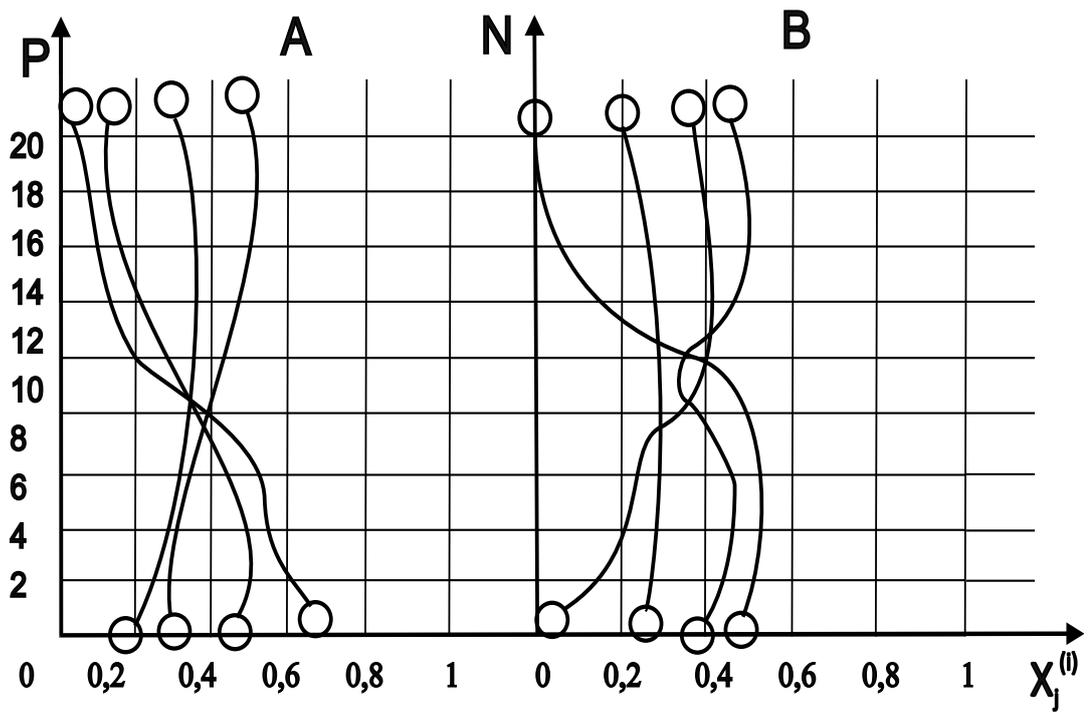


Рис. 2.1.2.а. Распределение концентраций компонентов по высоте колонны для различных значений констант скорости химической реакции (А—►  $k=0,5$ ; В—►  $k=5$ )

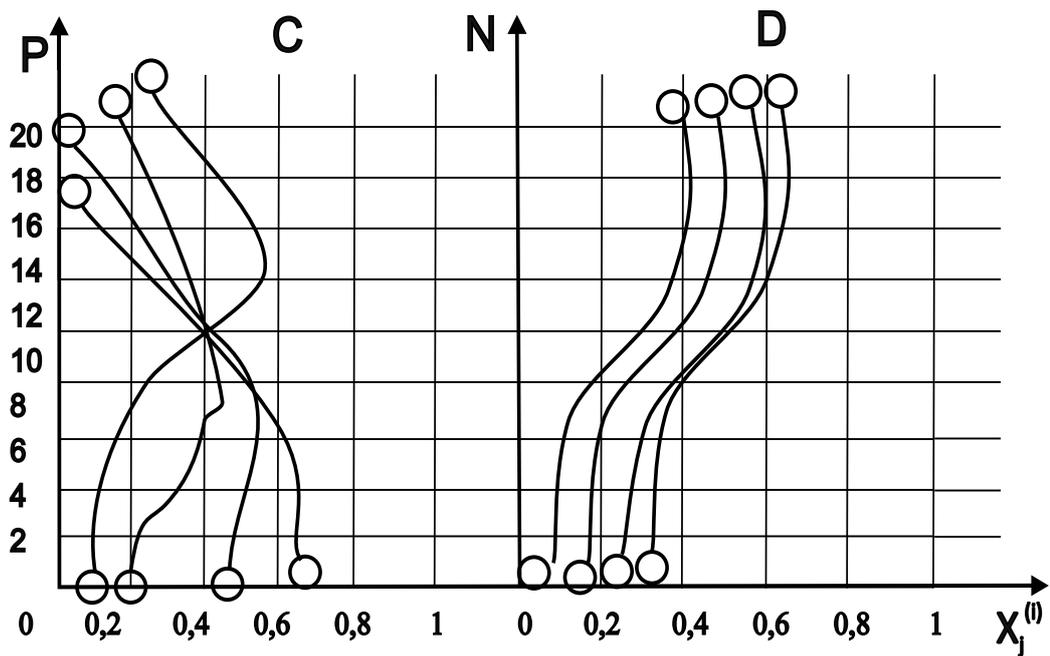


Рис. 2.12. б. Распределение концентраций компонентов по высоте колонны для различных значений констант скорости химической реакции (С—►  $k=10$ ; Д—►  $k=15$ )

Полученные закономерности по увеличению содержания компонентов

с определенными относительными летучестями в кубе установки при больших значениях скоростей химической реакции используются для определения места отбора продукта, а также возможно использование для организации технологических линий с наибольшим количеством извлечения и получения продуктов особой чистоты.

Серия численных экспериментов была посвящена исследованию вмещенной реакционно-ректификационной установки, работающей в режиме укрепляющей колонны, т. е. без кипяtilьника.

Питание подается в такую систему в паровой фазе снизу колонны а вся флегма отводится снизу как кубовый продукт.

Для исходных данных для смеси N 1 (режим N 5) с орошением равным 10 кг моль/час, при отсутствии пара получено решение за 4 итерации, для смеси N 2 (режим N 6) - за 9 итераций (табл.2.1.4)

Таблица 2.1.4

Режим N Итерация N	5 ( $X_3^{(0)}$ )	6 ( $X_2^{(c)}$ )
0	0,250000	0,250000
1	0,398034	0,304605
2	0,392869	0,101316
3	0,389114	0,246537
4	0,389007	0,098631
5	-	0,131864
6	-	0,091447
7	-	0,108932
8	-	0,091234
9	-	0,091389

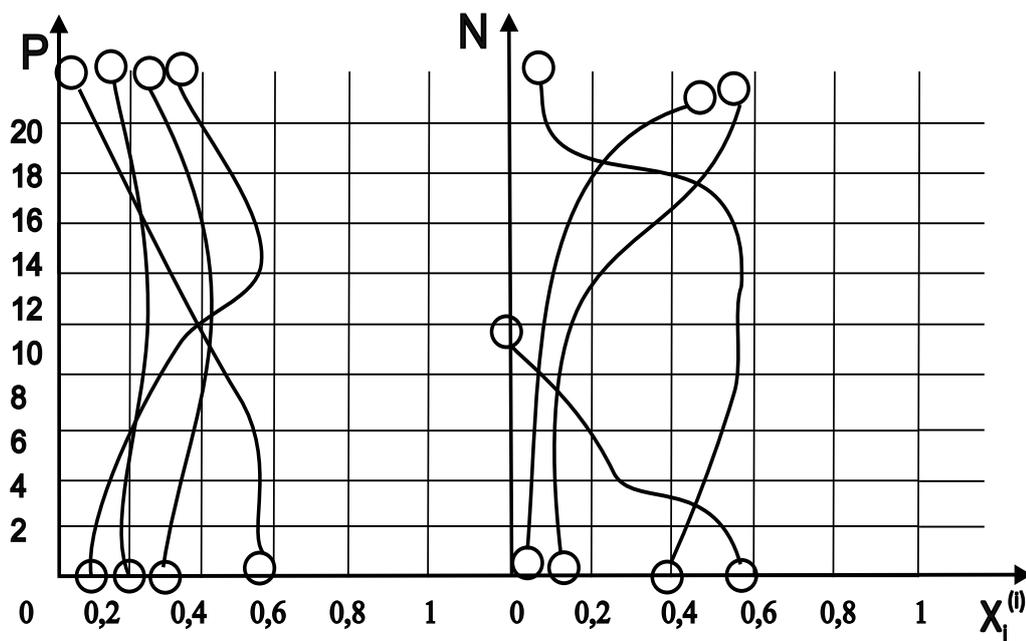


Рис. 2.1.3. Распределение концентраций компонентов на тарелках установки, работающей в режиме укрепляющей колонны (режимы №5 и №6).

Из особенностей данной серии численных экспериментов необходимо отметить тенденцию к некоторой раскачке в режиме N 6, т.е. для смеси, состоящей из компонентов широко отличающихся относительными летучестями.

Серия расчетов с подачей питания на верхнюю тарелку, т.е. в случае отсутствия конденсатора установки работающей в режиме отпарной колонны дала следующие результаты: для величины пара 10 кг моль/час при отсутствии орошения для смеси N 1 решение получено 1 итерации (режим N 7), а для смеси N 2 - за 8 итераций (режим И 8 )

В таблице 2.1.5 приведены расчетные значения изменения концентрации второго компонента смеси в кубовом остатке для режимов N 7 N 8.

Таблица 2.1.5

Режим N Итерация N	7 $N_2^{(0)}$	8 $(X_2^{(0)})$

0	0,250000	0,250000
1	0,346873	0,424631
2	0,369831	0,518674
3	0,354487	0,449813
4	0,354293	0,494729
5	-	0,474381
6	-	0,500183
7	-	0,490139
8	-	0,490847
9		

На рисунке 2. 4 приведены профили концентраций для режимов N7 и N 8.

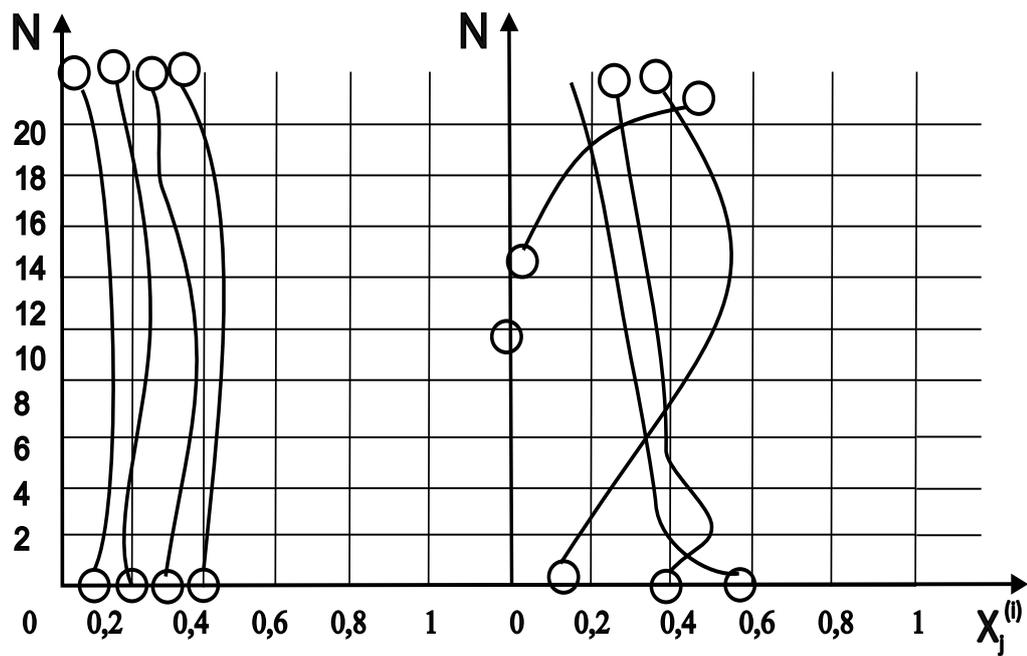


Рис. 2.1.4. Распределение концентраций компонентов на тарелках установки, работающей в режиме отпарной колонны (режимы №7 и №8).

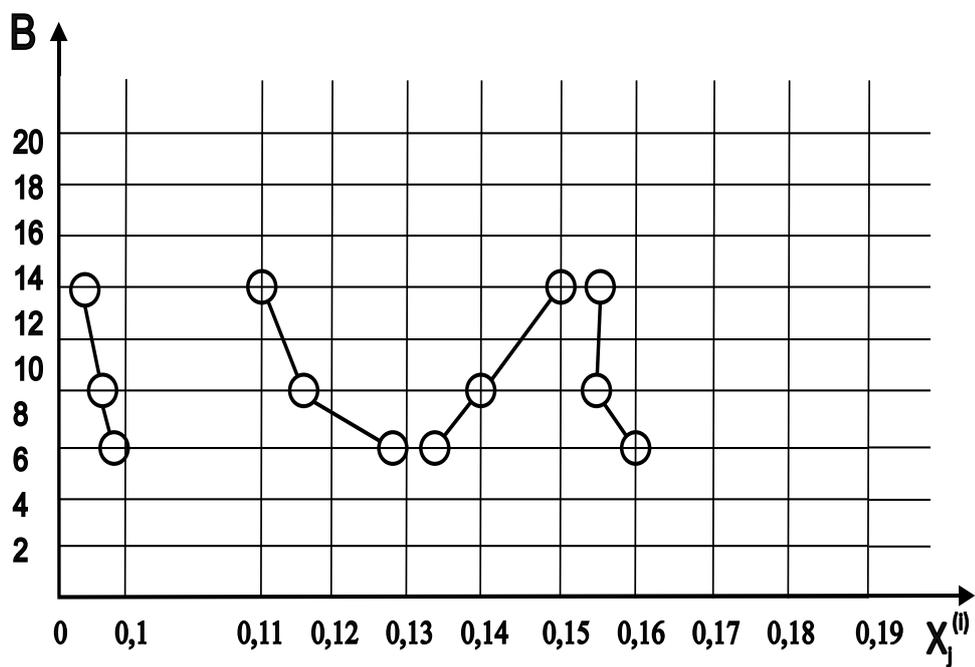


Рис. 2.1.5. Влияние места ввода питания на концентрацию компонента Э в кубе колонны - 1; в дистилляте - 2; в боковом отборе - 3; шах - 4.

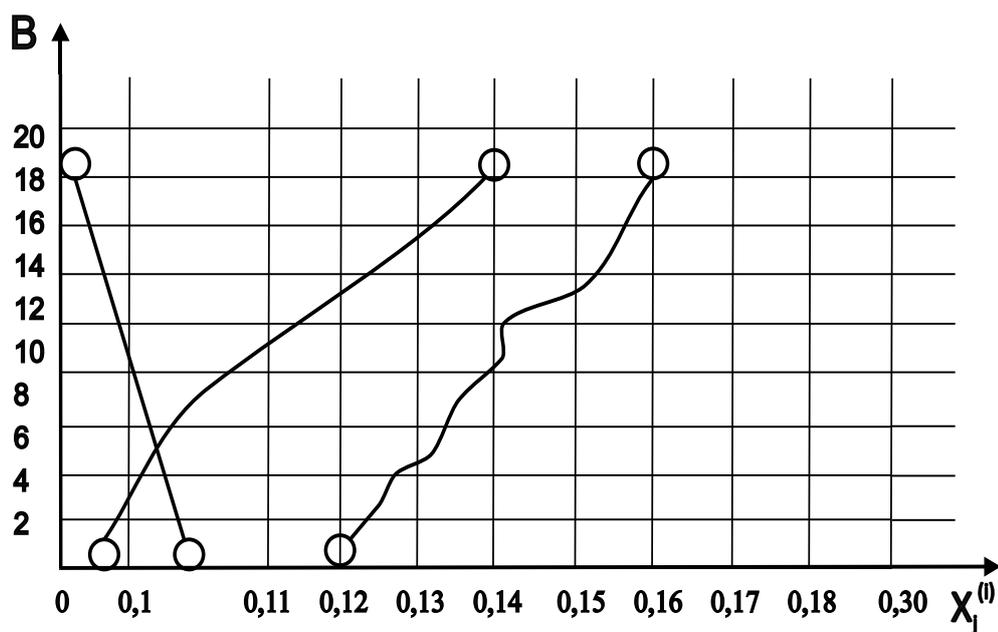


Рис. 2.1.6. Влияние величины отбора боковой фракции на концентрацию компонента D в кубеколонны - 1; дистилляте - 2; в боковом отборе - 3.

Исследование влияния на профили концентраций компонентов по высоте колонны изменения места ввода питания и места отбора фракций или компонентов показало, что изменения даже в достаточно широких пределах не влияют существенно на профили распределения концентраций, не только количественно, но и в качественном отношении. [30]

Интересно отметить, что в рассматриваемых режимах положение максимума концентрации наиболее тяжелого компонента в колонне довольно стабильно и в рассмотренном диапазоне изменения точки ввода питания постоянно соответствуют одной и той же тарелке, хотя абсолютное значение максимума при этом изменяется, уменьшаясь при повышении места ввода питания в установку. [29]

Еще одним важным результатом в данной серии расчетов явилось обнаружение эффекта концентрирования тяжелого компонента выше ввода питания.

Из рисунка 2.1.5 видно, что при производстве бокового отбора продукта выше места ввода питания, приводит к тому, что концентрация

тяжелого компонента в боковой фракции увеличивается по мере сближения точки бокового отбора с точкой максимума тяжелого компонента в установке.

Содержание тяжелого компонента в кубовом остатке при постановке данной серии расчетов уменьшается, что позволяет использовать данную закономерность в прикладных задачах с использованием реальных процессов.

Следующей серией экспериментов, представляющей большой интерес не только теоретиков-экспериментаторов, но и химиков-технологов явилось исследование влияния изменения величины боковых фракций на концентрацию компонентов в продуктах установки. Рассматривались случаи с постоянным отбором кубового остатка и величиной орошения при изменении величин отбора боковых фракций.

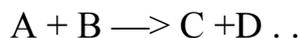
Из рисунка 2.1.6 видно, что увеличение величины отбора боковой фракции ведет к повышению концентраций в ней тяжелого компонента и, как следствие, снижению его концентрации в кубе. Выявленные особенности позволяют повысить количество извлекаемых компонентов с низкой летучестью и варьировать при этом значением флемового числа.

Как уже отмечалось выше, большой интерес для экспериментаторов представляют обратимые химические реакции, исследования их основных закономерностей протекания при совмещении с процессами ректификации. Выявление качественных закономерностей для обратимых химических реакций в условиях совмещения с процессом ректификации позволило обоснованно подойти к решению задач выбора оптимальных режимов эксплуатации ряда реальных объектов, освещению которых посвящены следующие подразделы данной главы, а также явилось основой при выработке рекомендаций по их эксплуатации. [29]

Во втором варианте комплекса численных экспериментов рассматривался случай, когда в обратимой химической реакции, с одной

стороны, реагируют два наиболее летучих компонента разделяемой смеси в то время как в обратной реакции участвуют два наименее летучих компонента. Также принято условие, что реакция протекает только в жидкой фазе.

Общая схема исследуемой реакции имеет следующий вид:



Нумерация компонентов, используемая при численных экспериментах, их относительные летучести, а также состав исходной смеси, подаваемой в РРУ, представлены в табл.2.1.6.

Таблица 2.1.5

Компонент	N0	a	$X_1$ (мольные доли)
A	1	12	0, 20
B	2	7	0, 60
C	3	3	0, 20
д	4	1	0, 00

Была поставлена аналогичная серия численных экспериментов, как и в первом, варианте.

Основные результаты данной серии численных экспериментов полностью совпали с реальным совмещенным реакционно-ректификационным процессом, детально рассмотренном в следующем подразделе с указанием особенностей и выявленных закономерностей.

## **2.2. Математическое описание материальных и тепловых балансов этапов разделения с учетом химического взаимодействия**

Анализ современных задач химии и химической технологии

показывает, что решение их практически невысмыслимо без методов кибернетики. В особенности, это касается создания научных основ переработки и комплексного использования природного сырья для получения редких металлов, минеральных удобрений, высоко- и особо чистых веществ, а также в вопросах защиты окружающей среды и создания мало- и безотходных производств.

Системы и методы разделения многокомпонентных смесей - сложные процессы, характеризующиеся большим числом зависимых и независимых переменных.

Математические модели совмещенных процессов получены на основе уравнений материальных и тепловых балансов, учитывающие химические превращения, а также уравнения фазового равновесия.

В данной работе, при построении математической модели совмещения химической реакции с ректификационными методами разделения, приняты следующие допущения:

- подача питания в колонну в жидкой фазе при температуре кипения;
- отсутствие уноса жидкости паром с тарелок колонны;
- работа куба в режиме парциального испарителя;
- отбор дистиллята в жидкой фазе и использование полного конденсатора колонны.

Разделительная способность тарелок учитывалась с помощью коэффициента полезного действия; величина КПД принята постоянной для всех ступеней разделения. [31]

Разработанная математическая модель ректификации многокомпонентных смесей между которыми происходит химическая реакция обеспечивает расчет реакционно-ректификационных аппаратов при разделении широко- и близкокипящих смесей различного состава.

Тарельчатые колонны и реакторы с мешалками качественно подобны, причем параметры, определяющие скорость диффузионных процессов,

различаются не так сильно.

Для того, чтобы химическая реакция могла оказывать влияние на коэффициент массопередачи в любом из этих типов оборудования, время полупревращения обычно должно быть наполовину меньше отношения коэффициента диффузии в жидкой фазе ( $\Theta$ ) к квадрату коэффициента массоотдачи без учета влияния химической реакции или около 0,01 - 0,001 с.

В общем виде для любой химико-технологической системы в том числе и для совмещаемых процессов можно записать материальный баланс для веществ [35]:

$$\left( \begin{array}{c} \text{Масса } M, \text{ поступающая} \\ \text{в систему} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{масса } M_1, \text{ выходящая} \\ \text{из системы} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{масса } M_2, \text{ произве-} \\ \text{денная реакцией.} \end{array} \right)$$

Такое выражение материального баланса должно быть записано для всех элементов сложной химико-технологической системы. Например в реакционно-ректификационной установке балансы должны быть составлены для дефлегматора кипятильника и всех тарелок.

В общем случае математическое описание ступеней разделения включает уравнение общего материального баланса каждого элемента сложной установки:

$$L_{i+1} + V_{i-1}L_i - V_i + F_i - W_i + R_{\Sigma}^{(i)} = 0$$

Где  $R_{\Sigma}^{(i)}$  суммарное мольное количество образовавшихся на 1-ой ступени компонентов за счет химической реакции.

Для многокомпонентных систем необходимо записать уравнения покомпонентных балансов для каждой ступени:

$$L_{i+1} \cdot X_j^{(i+1)} - L_i \cdot X_j^{(i)} + V_i \cdot Y_j^{(i)} + V_{i-1} \cdot Y_j^{(i-1)} + F_i \cdot X_{Fj}^{(i)} - W_i \cdot X_{Wj}^{(i)} + R_j^{(i)} =$$

0

Где  $R_j^{(i)}$  - скорость образования  $j$ -го компонента на  $i$ -ой ступени.

Кроме уравнений материальных балансов в состава математического

описания входят уравнения тепловых балансов для ступеней, которые записываются в следующем виде :

$$L_{i+1} \cdot h_{i+1} + V_{i-1} \cdot H_{i-1} - L_i \cdot h_i - V_i \cdot H_i + F_i \cdot h_{Fi} - W_i \cdot V_{i-1} + Q_{iE}^R = 0$$

Где  $Q_{iE}^R$  суммарный тепловой эффект химической реакции, выражаемый через тепловые эффекты отдельных стадий по формуле :

$$Q_{iE}^R = \sum_{l=1}^R r_e \cdot q_e$$

$h_i, H_i$  - энтальпии соответственно жидкой и паровой фаз смеси.

Одной из главных задач которые необходимо решить при математическом описании любых процессов разделения смесей в том числе и процессов разделения совмещенных с химическим взаимодействием является исследование и математическое описание условия равновесия в парожидкостных смесях.

Точность описания условий парожидкостного равновесия правильный учет влияния на равновесные составы температуры давления концентраций компонентов химического превращения компонентов и их тепловых эффектов решающим образом определяют достоверность математической модели возможность ее использования для исследования свойств моделируемого процесса и для прогнозирования его поведения в различных ситуациях.

В самом общем виде связи между концентрациями компонента в паровой и жидкой фазах находящихся в равновесии может быть представлена выражением:

$$\vec{y}_j = \frac{X_j Y_j P_j^{(0)}}{Y_j \cdot P}$$

где:  $P_j^{(0)}$  - давление паров чистого компонента,  $P$  - общее давление,  $\vec{Y}_j, \vec{x}_j$  - концентрации компонента в паровой и жидкой фазах соответственно,  $\gamma_j, Y_j$  - коэффициенты активности и летучести, в общем случае зависящие от температуры, давления и составов фаз.

Определение зависимости коэффициентов активности и летучести всех компонентов смеси от состава, температуры и давления - это основная задача, возникающая при описании условий парожидкостного равновесия.

Зависимость этих коэффициентов от указанных параметров может быть выбрана в произвольной форме с учетом того что параметры выбранной функциональной зависимости должны определяться на основании экспериментальных данных по равновесию. Характер выбранной зависимости при этом имеет значения. Важно только что бы она достаточно хорошо описывала равновесные соотношения во всем желаемом диапазоне изменения концентраций, давлений и температур. Для получения зависимостей коэффициентов активности и летучести от определяющих параметров необходимо использовать основные термодинамические закономерности в равновесных системах. Основной формой представления' экспериментальных данных являются значения коэффициентов активности компонентов, рассчитанные по измеренным значениям концентраций в бинарных и многокомпонентных смесях.

Коэффициенты активности компонентов в растворе в общем случае зависят от давления и температуры. Характер этой зависимости может быть определен соотношениями :

$$\ln \frac{Y_{j,P_1}}{Y_{j,P_2}} = \frac{1}{RT} (V_j - V_j^{(0)}) (P_1 - P_2) \quad (2.2.1)$$

$$\ln \frac{Y_{j,T_1}}{Y_{j,T_2}} = \frac{H_j - H_j^0}{R} \cdot \frac{T_1 - T_2}{T_1 \cdot T_2} = \frac{\Delta h_{pl}}{R} \cdot \frac{\Delta T_{1,2}}{T_1 \cdot T_2} \quad (2.2.2)$$

Где:  $V_j$  - парциальный молярный объем компонента в растворе :

$V_j^{(0)}$  - молярный объем чистого компонента:  $h_j$  - парциальная молярная энтальпия компонента в растворе:  $h_j^{(0)}$  - молярная энтальпия чистого компонента:  $\Delta h_{pj}$  - теплота растворения компонента.

Из ( 2.2.1 ) и ( 2.2.2 ) видно что в случае если молярные объемы и молярные энтальпии компонентов незначительно изменяются при их смешении, то соответственно будут слабо проявляться и зависимости коэффициентов активности от давления и температуры.

Учитывая, что процессы разделения чаще всего могут рассматриваться как изобарические, при обработке экспериментальных данных большее внимание уделяется выявлению характера зависимости коэффициента активности от температуры.

Различными соотношениями можно описать характер зависимости избыточной свободной энергии  $\Delta q^E$  состава смеси.

$$\frac{\Delta q^E}{RT} = \sum_j X_j \ln(\sum_j \Delta_{ji} X_i) \quad (2.2.3)$$

Из которого следует

$$\ln \gamma_j = 1 - \ln(\sum_j \Delta_{ji} X_i) - \sum_j \frac{\Delta_{ji} X_i}{\sum_j \Delta_{ji} X_i} \quad (2.2.4)$$

Где:

$$\Delta_{ji} = \frac{V_i^L}{V_j^L} \exp\left(\frac{\lambda_{ji} - \lambda_{jj}}{RT}\right) \quad (2.2.5)$$

$\lambda_{ji}$  и  $\lambda_{jj}$  — энергии взаимодействия между молекулами  $j$  - го компонента между  $j$  - го и  $i$  - го компонента соответственно;

$V_j^L$ ,  $V_i^L$  молярные объемы  $i$ -го и  $j$ -го компонентов соответственно в жидкой фазе. Уравнение (2.2.4) определяет коэффициент активности  $\gamma_j$  для  $j$ -го компонента в растворе, причем для расчета используются только свойства чистых компонентов ( $V_i^L$ ) и характеристики бинарного взаимодействия

компонентов ( $\lambda_{ji}$ ).

Главным в соотношениях является то, что в них входит температура ( 2.2.5) т.е. они учитывают зависимость коэффициентов активности от  $T$ , что особенно важно, как отмечалось, что при расчетах процессов разделения (например, ректификации ) принимаются условия, близкие к изобарическим.

Учет неидеальности паровой фазы обычно необходим при сравнительно высоких давлениях, когда в паровой фазе начинают заметно проявляться силы межмолекулярного взаимодействия.

Для низких давлений, порядка атмосферного и ниже, большинство паровых систем можно считать идеальными. Погрешность, вносимая в описание равновесия при таком допущении, обычно не превышает нескольких процентов, что большей частью вполне допустимо для выполнения инженерных расчетов.

В настоящей работе на основе приведенных соотношений, проведено исследование совмещенных процессов и в математические описания процессов добавлены соотношения, учитывающие химическое взаимодействие компонентов при проведении процессов разделения, а также соотношения, учитывающие тепловые эффекты химического взаимодействия.

Учет химической реакции на ступенях разделения сложной колонны проводится включением скоростей образования компонентов в уравнения материальных покомпонентных балансов на ступенях разделения [33-35].

При описании многостадийных реакций использовано понятие “скорости стадий химической реакции”, “скорость прямой химической реакции” и “скорость обратной химической реакции”, определяемые как скорости образования (расходования) компонентов в элементарной стадии, отнесенные к их стехиометрическим коэффициентам. При этом стехиометрическому коэффициенту присваивается знак “плюс” или “минус” в зависимости от того образуется или расходуется этот компонент на данной

элементарной стадии реакции. Если, например, рассматривается обратимая химическая реакция



то количество элементарных стадий химической реакции принимается равным двум, а матрица стехиометрических коэффициентов будет выглядеть так:

$$S_s [ M, M_R ] = \begin{bmatrix} -n & +n \\ -m & +m \\ +x & -x \end{bmatrix} \quad (2.2.7)$$

Скорости стадий химической реакции можно выразит в следующем виде:

$$R_j^{(i)} = k_j(T^{(i)}) \cdot \Phi_j(a_1, a_2, \dots, a_k)$$

Где:  $\Phi_j(a_1, a_2, \dots, a_k)$  - функция активностей реагирующих веществ,

вид которой об условен типом конкретной химической реакции:  $k_j(T^{(i)})$  - константа скорости реакции, зависящая От температуры, принята в виде зависимости Арениуса

$$k_j(T^{(i)}) = \frac{Ae^{-E_j}}{RT^{(i)}} \quad (2.2.9)$$

Где А и Е - соответственно предэкспоненциальный множитель и энергия активации реакции.

## 2.3 РЕШЕНИЯ ЗАДАЧ МОДЕЛИРОВАНИЯ СОВМЕЩЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Общий алгоритм моделирования совмещенной реакционно-разделительной установки включает в себя решение целого ряда частных задач в которых, вообще говоря, могут использоваться различные методы. Например, расчет констант равновесия может производиться или по

уравнениям для неидеальных систем. При использовании последних, в свою очередь, могут применяться различные соотношения для описания равновесия. Аналогичным образом обстоит дело и при расчете разделительной способности тарелок, когда в зависимости от используемых конструкций применяются те или иные гидродинамические модели.

При этом необходимо отметить, что эффективность и надежность общего алгоритма моделирования решающим образом зависит от того, насколько эффективны и надежны алгоритмы решения частных задач.

Создание систем автоматизированного проектирования химико-технологических процессов (ХТП) невозможно без разработки универсальных моделирующих алгоритмов для каждого процесса, входящего в состав сложной ХТС [32].

В настоящей работе, наряду с вопросами обработки отдельных элементов математического описания процессов химической реакции и разделения многокомпонентных смесей, значительное внимание уделялось вопросам создания эффективного и надежного алгоритма, природного, без каких-либо ограничений, для моделирования колонн ректификации с химическими реакциями любой сложности.

Математическая модель реакционно-разделительного процесса построена по блочному принципу математического моделирования [36] и включает различные модели, описывающие такие существенные стороны процесса ректификации и химической реакции в многокомпонентных смесях, как парожидкостное равновесие, кинетика массопередачи, гидродинамические условия взаимодействия потоков пара и жидкости на тарелках совмещенной установки.

В большинстве известных алгоритмов всегда выделяются два основных чередующихся этапов расчета- расчет составов и расчет величин потоков пара и жидкости. Раздельное выполнение этих этапов обусловлено тем, что при заданных величинах потоков уравнения, описывающие

распределения концентраций по ступеням разделения, в большей части становятся линейными, и наоборот, при заданных составах линейны уравнения для потоков, хотя некоторая нелинейность в системе вносится слагаемыми, учитывающими химическое взаимодействие и тепловые эффекты.

При этом определились следующие основные этапы расчета:

1. Расчет констант фазового равновесия, температур паровой и жидкой фаз на всех ступенях разделения и разделительной способности тарелок.
2. Расчет составов паровой и жидкой фаз по ступеням разделения.
3. Коррекция составов пара и жидкости? в потоках и на ступенях разделения.
4. Расчет величин потоков пара и жидкости с учетом скоростей химических реакций на тарелках совмещенной установки.

Для расчета констант фазового равновесия на итерациях общего алгоритма моделирования обычно используется уравнение:

$$F(T) = \sum_{j=1}^k X_j^{(i)} \cdot K(T^{(i)}, P^{(i)}, \vec{x}^{(i)}) - 1 = 0 \quad (2.3.1)$$

В настоящей работе использован метод-метод коррекции температур на итерации. При использовании этого метода новое значение температуры на  $(k+1)$  - ой итерации определяется через значение температуры на предшествующей итерации соотношением

$$T^{(k+1)} = T^{(k)} + K_{dt} \cdot \Delta T^{(k)} \quad (2.3.2)$$

Где температурная поправка  $\Delta T^{(k)}$  определяется выражением

$$\Delta T^{(k)} = T_f^{(k+1)} - T^{(k)} \quad (2.3.3)$$

В котором  $T_f^{(k+1)}$  рассчитывается с помощью константы равновесия так называемого фиктивного компонента. При этом фиктивный компонент определяется как компонент, летучесть которого является промежуточной между летучестями наименее летучего компонента разделяемой смеси и наиболее летучего компонента. При этом константа равновесия фиктивного

компонента выражается наиболее простым уравнением, описывающим ее зависимость от температуры, в качестве которого в настоящей работе принято уравнение Клайпейрона:

$$K_r = e^{A + \frac{B}{T}} \quad (2.3.4)$$

Для определения значения составов потоков паровой и жидкой фаз по ступеням разделения с учетом химической реакции, необходимо решить систему уравнений, описывающая данный процесс.

Особенностью таких систем является то, что два уравнения системы включают только по две неизвестных. Если исключить одно из этих уравнений, то оставшаяся система уравнений будет неопределенной и будет иметь множество решений. Причем линейная комбинация любых двух решений такой системы также будет являться ее решением.

Расчет составов по ступеням разделения ведется параллельно для двух значений концентраций определяемого компонента в кубе установки. Эти значения выбираются так, чтобы одно из них было меньше искомого, а другое больше.

Тем самым решение будет находиться между этими решениями. Расчет ведется от первой ступени - куба, до последней - дефлегматора.

Исключаемое уравнение представляет собой общий материальный баланс колонны по компоненту:

$$U_Z = V_{N+1} \cdot Z_{y_j}^{(N+1)} - W_F \cdot Z_{x_j}^{(F)} + L_o \cdot Z_{x_j}^{(O)} + R_j^{(i)} + W_B \cdot Z_{x_j}^{(B)} \quad (2.3.5)$$

Где:  $V_{N+1} \cdot Z_{y_j}^{(N+1)}$  - количество j-го компонента в потоке, уходящем с конденсатора;  $W_F \cdot Z_{x_j}^{(F)}$  - количество j-го компонента в питании, подаваемом в колонну;  $R_j^{(i)}$  - скорость образования j-го компонента в

колонне за счет химической реакции;  $W_B \cdot Z_{x_j}^{(B)}$  - количество  $j$ -го компонента в потоке бокового отбора.

Искомое решение далее определяется по формуле :

$$X_j^{(i)} = (1 + Z) \cdot \bar{x}_j^{(i)} - Z \cdot \bar{x}_j^{(i)} \quad (2.3.6)$$

Где  $\bar{x}_j^{(i)}, \bar{x}_j^{(i)}$  - составляющая решения соответственно с недостатком и избытком.

Аналогичное соотношение справедливо и для концентрации в паровой фазе :

$$y_j^{(i)} = (1 + Z) \cdot \bar{y}_j^{(i)} - Z \cdot \bar{y}_j^{(i)} \quad (2.3.7)$$

$$\bar{x}_j^{(i)} = 0 \quad (2.3.8)$$

И полному отбору из куба для решения с избытком

$$\bar{x}_j^{(i)} = \frac{W_F \cdot Z_{x_j}^{(F)} + R_j^{(i)} - W_B \cdot Z_{x_j}^{(B)}}{L_0} \quad (2.3.9)$$

Для каждой тарелки производится контроль полученных значений  $\bar{x}_j^{(i)}$  и  $\bar{x}_j^{(i)}$

При наличии химической реакции на ступенях разделения в уравнения, определяющие распределение концентраций по ступеням разделения, вводят скорости образования компонентов на ступенях.

Важной особенностью расчета составов по ступеням разделения при наличии химической реакции является возможность получения отрицательных значений концентраций на ступенях разделения, но они не имеет физического смысла.

В настоящей работе создан универсальный алгоритм моделирования для совмещенных реакционно-ректификационных установок.

Структура алгоритма и принятая система унифицированных переменных обеспечивают возможность практически неограниченного расширения состава входящих в него моделей, используемых для описания

парожидкостного равновесия и разделительной способности контактных устройств, различных по степени сложности химических реакций.

Исходная информация для моделирования ректификационных процессов, совмещенных с химическими реакциями, включает информацию о структуре установки, в которой проводится совмещенный процесс и ее режимных параметрах, исходные данные для расчета парожидкостного равновесия, разделительной способности контактных устройств, данные для энтальпийных расчетов, данные по стехиометрии химической реакции, а также задается точность расчета.

Данные о структуре установки включают общее число колонн в установке, число тарелок (или высота насадки) для каждой колонны, характеристики потоков в установке (откуда и куда поступают), место ввода питания (номер тарелки питания).

Данные о режимных параметрах совмещаемых процессов включают число компонентов разделяемой смеси: составы, величины и характеристики агрегатного состояния (жидкость или пар) для потоков питания: величины всех остальных потоков совмещенной реакционно-ректификационной установки, которые возможно будут уточняться в процессе моделирования, и характеристики их агрегатного состояния; характеристика работы кипятильника и конденсатора (указывается количество пара, получаемого в кипятильнике и величина орошения); распределение давления в колонне.

Данные для расчета парожидкостного равновесия могут задаваться в различной форме в зависимости от того, какой метод расчета равновесия используется в модели.

В программах моделирования, созданных в настоящей работе, в качестве способов описания равновесия приняты следующие.

1. Постоянные относительные летучести компонентов разделяемой смеси.
2. Константы равновесия-функции температуры и давления для всех

компонентов.

3. Константы равновесия, определяемые с учетом коэффициентов активности компонентов.

Данные по каждому способу задаются в соответствии с конкретным видом используемых для расчета зависимостей.

В целях формализации описания основных вычислительных схем алгоритма моделирования все переменные величины, значения которых задаются или вычисляются, разбиты на две группы - основные переменные и вспомогательные.

Общую часть исходной информации составляют основные переменные, которые не зависят от конкретных способов описания равновесия, разделительной способности и т.д., а также переменные, определяемые в процессе вычисления, значения которых характеризуют моделируемый режим разделения и совмещаемую химическую реакцию.

В качестве основных переменных приняты следующие:

- число компонентов смеси -  $K$
- число колонн в ректификационной установке -  $N$ ;
- число стадий химической реакции -  $N_R$ ;
- число тарелок в сложной колонне -  $N_T$  ;
- число потоков в ректификационной установке -  $P$ , в которое включаются все потоки питания, связующие потоки и потоки из установки;
- константы скоростей химических реакций;
- характеристики потока (порядковый номер, номер ступени разделения, с которого отбирается и на который поступает поток, агрегатное состояние потока (0-жидкость, 1-пар), концентрация компонентов в потоке; режимные параметры колонны (величина орошения, количество пара, получаемого в кипятильнике);
- распределение концентраций компонентов в жидкой и паровой фазах по ступенях разделения;

- распределение концентраций компонентов в питании;
- распределение  $C^0$  в жидкой и паровой фазах по всем ступеням разделения.

$K$  вспомогательным переменным относятся те переменные, значения которых не являются целью процесса моделирования или определяются конкретным способом расчета отдельных явлений в моделируемом процессе:

- значения констант равновесия компонентов для всех ступеней разделения;
- значения эффективностей ступеней разделения по всем компонентам;
- тепловые характеристики внешних потоков;

разность температуры кипения конденсата, подаваемого на орошение установки, и фактической температурой орошения;

переменные используемые для реализации алгоритма (например демпфирующие коэффициенты, параметры, обеспечивающие сходимость решения и т.п).

Достоинством универсальных программ созданных на основе этого алгоритма является то, что она построена по многовариантному принципу, допускающему возможность включение различных под программ, реализующих отдельные этапы расчета совмещенных реакционно-ректификационных процессов, такие как расчет парожидкостного равновесия, расчет составов потоков паровой и жидкой фаз по ступеням разделения различными способами учета химической реакции и т. д.

Программа состоит из широкого набора сегментов, необходимая совокупность которых выбирается исходя из целей и задач моделирования и задается перечнем сегментов при вводе исходной информации в ПЭВМ.

При этом все сегменты находятся в памяти компьютера и передача управления от сегмента к сегменту осуществляется автоматически и может быть выполнена как жестко установленной последовательностью, так и по различным условиям возникающим в процессе решения задачи.

В общей программной модели включен следующий основной набор

сегментов необходимый для реализации моделирования совмещенных процессов:

SSBEG(I)- сегменты ввода исходной информации и первичной обработки;

SSEQIL(J)- сегменты расчета констант фазового равновесия и температур паровой и жидкой фаз ;

SSREAC(K)- сегменты расчета скоростей образования компонентов с учетом удерживающих способностей по ступеням разделения;

SSFORK- сегмент расчета составов потоков паровой и жидкой фаз; SSEPSI(L)- сегменты контроля сходимости решения;

SSCORR-сегмент коррекции составов паровой и жидкой фаз в потоках и на ступенях разделения;

SSFLKC(M)- сегменты расчета потоков паровой и жидкой фаз с учетом химической реакции;

SSWRIT(N) - сегменты вывода промежуточных и конечных результатов на печать.

Каждая серия сегментов работает на общем поле памяти ЭВМ и обрабатывает только соответствующую часть информации. Каждая серия сегментов включает описания переменных и массивов. Кроме них в сегментах содержатся совокупности локальных описаний переменных и массивов необходимых для хранения результатов промежуточных вычислений в данной серии сегментов.

SSBEG(I)- предназначены для ввода исходной информации о моделируемом режиме совмещаемых процессов. В программной части этих сегментов реализуются операции ввода информации и предварительной ее обработки а также задание начальных приближений необходимых для математического описания совмещаемых процессов.

В этих сегментах задаются вид и стехиометрический коэффициент химического уравнения задаются начальные приближения для температуры; определяются и заносятся в соответствующие массивы величины потоков

пара и жидкости по ступеням разделения; задается начальное распределение концентраций по ступеням разделения.

После реализации этих операций диспетчер сегмента SSBEG(I) передает управление сегменту SSEQIL(J), выполнением которого начинается общий итерационный цикл моделирования процесса (рис.2.3.1)

Один из возможных вариантов программной части сегмента SSEQIL – определение давлений на каждой ступени, определение поправки по температуре и расчет новых значений констант равновесия на всех ступенях разделения по всем компонентам смеси.

Завершив расчеты скоростей стадий химической реакции на основе активностей компонентов и температур, соответствующих рассматриваемой итерации, переходим к расчету скорости образования компонентов для всех ступеней разделения с учетом удерживающих способностей ступеней разделения, т.е. количества жидкой фазы на каждой ступени.

Программный диспетчер сегмента SSREAC(K) передает управление сегменту SSFORK.

Последовательно для всех компонентов разделяемой смеси производится расчет для скоростей образования компонентов, рассчитанных на данной итерации программной частью SSREAC(K). В сегменте SSFORK, многократным обращением к сегменту SSREAC, уточняется расчетное значение скоростей образования компонентов, причем число обращений, или прокруток, задается в исходной информации.

Далее, при достижении положительности рассчитанных значений концентраций управления передается сегменту SSEPSI(L). в данной серии сегментов предусмотрено использование различных критериев контроля сходимости решения, и при постановке численных экспериментов экспериментатор имеет возможность в зависимости от различных скоростей времени и точности расчета “подобрать” необходимый для конкретного случая совмещения.

Затем управление передается серии сегментов SSWRIT(N). В сегменте SSCORP, реализуется итерационный алгоритм расчета корректирующих коэффициентов  $C_j$ . С использованием рассчитанных корректирующих коэффициентов находятся новые значения составов и далее, с использованием значений концентраций, и управление передается серии программных сегментов SSFLRC(M).

В SSFLRC(M) по найденным на текущей итерации значениям концентраций компонентов по ступеням разделения и температурам на этих ступенях рассчитываются энтальпии потоков пара и жидкости по всей установке.

Поскольку на количественную оценку потоков пара и жидкости, покидающих ступени, оказывают влияние суммарные превращения компонентов на ступенях разделения, то, рассчитав их, определяются потоки пара и жидкости на всех ступенях разделения из уравнений общих материальных балансов по ступеням разделения.

Для продолжения итерационного процесса решения общей системы уравнений математического описания моделируемой совмещенной системы диспетчер SSFLRC(M) передает управление SSFQIL(J).

Сегмент SSWRIT(N) построен программно по принципу библиотеки процедур и обеспечивает вывод результатов моделирования в желаемом виде.

Программно реализованы возможности вывода информации в виде таблиц концентраций паровой и жидкой фаз по ступеням разделения; таблиц констант равновесия; таблиц скоростей стадий химической реакции по ступеням разделения; таблиц распределения величин потоков пара и жидкости по ступеням разделения и температур на этих ступенях. Предусмотрена возможность использования процедуры построения графиков распределения концентраций компонентов смеси по ступеням разделения жидкой и паровой фаз.

### ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ.

#### 3.1 РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИИ КОЛОННЫ

*Материальный баланс.*

Обозначим массовый расход дистиллята через  $G_D$  кг/ч, кубового остатка через  $G_W$  кг/ч.

Из уравнения материального баланса:

$$G_D + G_W = 10000$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W$$

$$10000 \cdot 0,35 = G_D \cdot 0,98 + G_W \cdot 0,015$$

$$G_W = \frac{G_F (x_D - x_F)}{x_D - x_W} = \frac{2,77 (0,98 - 0,35)}{0,98 - 0,015}$$

Выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях

Питание

$$x_F = \frac{\frac{x}{M_{\delta}}}{\frac{x_F}{M_{\delta}} + \frac{100 - x_F}{M_T}} = \frac{\frac{35}{46}}{\frac{35}{46} + \frac{100 - 35}{18}} = 0,174$$

Дистиллята

$$x_D = \frac{\frac{x_D}{M_{\delta}}}{\frac{x_D}{M_{\delta}} + \frac{100 - x_D}{M_T}} = \frac{\frac{98}{46}}{\frac{98}{46} + \frac{100 - 98}{18}} = 0,95$$

Кубового остатка

$$x_W = \frac{\frac{x_W}{M_{\delta}}}{\frac{x_W}{M_{\delta}} + \frac{100 - x_W}{M_T}} = \frac{\frac{1,5}{46}}{\frac{1,5}{46} + \frac{100 - 1,5}{18}} = 0,00592$$

Относительный мольный расход питания :

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,95 - 0,00592}{0,17 - 0,00592} = 5,753$$

Равновесные молярные доли жидкости ( $x, \%$ ) и пара ( $y, \%$ ) и температуры кипения ( $t, ^\circ C$ ) двойной смеси этиловый спирт – вода (при 760 мм.рт. ст.):

x	0	5	10	20	30	40	50
y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4
t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80,0

x	60	70	80	90	100	Азеотропная смесь
y	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
t	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15

Определяем минимальное число флегмы :

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,95 - 0,508}{0,508 - 0,17} = 1,3076$$

где  $y_F^*=0,508$  мольная доля этилового спирта в паре, равновесным с жидкостью питания, определяем по диаграмме  $y^*-x$ .

Рабочее число флегмы :

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 = 1,3 \cdot 1,3076 + 0,3 = 1,99988$$

Уравнения рабочих линий :

а) верхней (укрепляющей) части колонны :

$$R = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1,99988}{1,99988+1}x + \frac{0,95}{1,99988+1} = \frac{1,99988}{2,99988}x + \frac{0,95}{2,99988}$$

$$y = 0,666653 x + 0,3166793$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны :

$$R = \frac{R + F}{R + 1} x - \frac{F - 1}{R + 1} x_w = \frac{1,99988 + 5,753}{1,99988 + 1} x - \frac{5,753 - 1}{1,99988 + 1} \cdot 0,00592 =$$

$$= \frac{7,75288}{2,99988} x - \frac{4,753}{2,99988} \cdot 0,00592$$

$$y = 2,58439 x - 0,009379$$

*Определение скорости пара и диаметра колонны.*

Средние концентрации жидкости :

а) в верхней части колонны :

$$x'_{cp} = \frac{(x_F + x_D)}{2} = \frac{(0,17 + 0,95)}{2} = 0,56$$

б) в нижней части колонны :

$$x''_{cp} = \frac{(x_F + x_W)}{2} = \frac{(0,17 + 0,00592)}{2} = 0,08796$$

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$y'_{cp} = 0,666653 x'_{cp} + 0,3166793 = 0,666653 \cdot 0,56 + 0,3166793 = 0,69$$

б) в нижней части колонны

$$y''_{cp} = 2,58439 x''_{cp} - 0,009379 = 2,58439 \cdot 0,08796 - 0,009379 = 0,21794$$

Средние температуры пара определяем по диаграмме  $t - x$ ,  $y$  :

а) при  $y'_{cp} = 0,69$   $t'_{cp} = 79,5^\circ C$ ,

б) при  $y''_{cp} = 0,21794$   $t''_{cp} = 94,2^\circ C$ .

Средние молярные массы и плотности пара :

а)  $M'_{cp} = 0,69 \cdot 46 + 18 \cdot 0,31 = 37,32$  КГ/МОЛЬ;

$$\rho'_{cp} = \frac{M'_{cp} \cdot T_0}{22,4 \cdot T'_{cp}} = \frac{37,32 \cdot 273}{22,4 \cdot 352,5} = 1,291 \text{ КГ/М}^3;$$

б)  $M''_{cp} = 0,21794 \cdot 46 + 18 \cdot 0,78206 = 24,102$  КГ/МОЛЬ;

$$\rho''_{cp} = \frac{M''_{cp} \cdot T_0}{22,4 \cdot T''_{cp}} = \frac{24,102 \cdot 273}{22,4 \cdot 367,2} = 0,800389 \text{ КГ/М}^3$$

Средняя плотность пара в колонне:

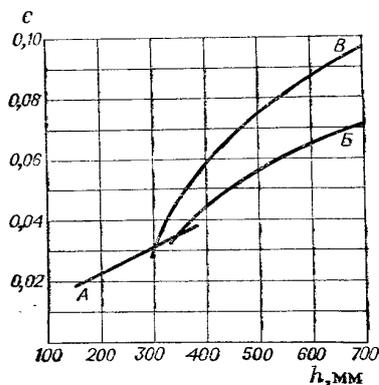
$$\rho_{II} = \frac{(\rho'_{cp} + \rho''_{cp})}{2} = \frac{(1,291 + 0,800389)}{2} = 1,04569 \text{ кг/м}^3$$

Температура в верху колонны при  $y_D=0,95$  равняется  $78,5^\circ\text{C}$ , а в кубе – испарителе при  $x_W=0,00592$  она равна  $98^\circ\text{C}$ .

Плотность этилового спирта при  $78,5^\circ\text{C}$   $\rho_{эм} = 799 \text{ кг/м}^3$ , а воды при  $98,2^\circ\text{C}$   $\rho_в = 959,4 \text{ кг/м}^3$ .

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне:

$$\rho_{жс} = \frac{(799 + 959,4)}{2} = 879,2 \text{ кг/м}^3$$



**Значение коэффициента C: А,В – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки**

Определяем скорость пара в колонне. По данным каталога – справочника «Колонные аппараты» принимаем расстояние между тарелками  $h=300\text{мм}$ . Для ситчатых тарелок по графику находим  $C=0,032$ .

Скорость пара в колонне:

$$\omega = C \sqrt{\frac{\rho_{жс}}{\rho_n}} = 0,032 \sqrt{\frac{879,2}{1,04569}} = 0,9278 \text{ м/с}$$

Объёмный расход проходящего через колонну пара при средней температуре в колонне

$$t_{cp} = \frac{(79,5 + 94,2)}{2} = 86,85 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$V = \frac{G_D (R + 1) \cdot 22,4 \cdot T_{ce} \cdot \rho_в}{M_D \cdot T_в \cdot 3600 \cdot p} = \frac{3471,48 \cdot (1,99988 + 1) \cdot 22,4 \cdot 359,85 \cdot 1,033}{44,6 \cdot 273 \cdot 3600 \cdot 1} = 1,97828 \text{ м}^3/\text{с}$$

где  $M_D$  – мольная масса дистиллята, равна

$$M_D = 0,95 \cdot 46 + 0,05 \cdot 18 = 44,6 \text{ КГ/КМОЛЬ}$$

Диаметр колонны :

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{1,97828}{0,785 \cdot 0,9278}} = 1,648 \text{ М}$$

По каталогу – справочнику «Колонные аппараты» берём  $D=1600\text{м}$ .

Тогда скорость пара в колонне будет :

$$\omega = \frac{V}{0,785 \cdot D^2} = \frac{1,97828}{0,785 \cdot (1,6)^2} = 0,9844 \text{ М/С}$$

*Гидравлический расчёт тарелок.*

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий  $d_o=4\text{мм}$ , высота сливной перегородки  $h_n=40\text{мм}$ . Свободное сечение тарелки (суммарная площадь отверстий) 8% от общей площади тарелки. Площадь, занимаемая двумя сегментными переливными стаканами, составляет 20% от общей площади тарелки.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и в нижней части колонны по уравнению:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{нж}}$$

а) Верхняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \frac{\xi \cdot \omega^2 \cdot \rho_n}{2} = \frac{1,82 \cdot (12,3051)^2 \cdot 1,291}{2} = 177,8868879 \text{ Па}$$

где  $\xi = 1,82$  - коэффициент сопротивления неорошаемых ситчатых тарелок со свободным сечением 7-10% ;  $\omega_o = \frac{0,9844}{0,08} = 12,3051 \text{ м/с}$  – скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_o} = \frac{4 \cdot 20,025 \cdot 10^{-3}}{0,04} = 20,025 \text{ Па}$$

где  $\sigma = 20,025 \times 10^{-3}$  Н/м – поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны  $79,5^{\circ}\text{C}$ ;  $d_o = 0,004$  м – диаметр отверстий тарелки.

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке:

$$\Delta p_{\text{п.ж.с.}} = 1,3 \cdot h_{\text{п.ж.с.}} \cdot \rho_{\text{п.ж.с.}} \cdot g \cdot k$$

Высота парожидкостного слоя:

$$h_{\text{п.ж.с.}} = h_n + \Delta h$$

Величину  $\Delta h$  - высоту слоя над сливной перегородкой рассчитываем:

$$\Delta h = \left( \frac{V_{\text{ж.с.}}}{1,85 \cdot \Pi \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}}$$

где  $V_{\text{ж.с.}}$  – объёмный расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $\Pi$  – периметр сливной перегородки, м;  $k = \frac{\rho_{\text{п.ж.с.}}}{\rho_{\text{ж.с.}}}$  - отношение плотности парожидкостного слоя к плотности жидкости, принимаемое приближённо равным 0,5.

Объёмный расход жидкости в верхней части колонны :

$$V_{\text{ж.с.}} = \frac{G_D \cdot R \cdot M_{\text{ср}}}{M_D \cdot \rho_{\text{ж.с.}}} = \frac{3471,48 \cdot 1,99988 \cdot 33,68}{44,6 \cdot 879,2 \cdot 3600} = 0,0016564 \quad \text{м}^3/\text{с}$$

где  $M_{\text{ср}} = 0,56 \cdot 46 + 0,44 \cdot 18 = 33,68$  - средняя молярная масса жидкости, кг/кмоль.

Периметр сливной перегородки  $\Pi$  находим, решая систему уравнений :

$$\begin{cases} \left( \frac{\Pi}{2} \right)^2 + (R - b)^2 = R^2 \\ 0,1 \cdot \pi \cdot R^2 = \frac{2}{3} \cdot \Pi \cdot b \end{cases}$$

где  $R = 0,8$  м – радиус тарелки;  $\frac{2}{3} \cdot \Pi \cdot b$  - приближённое значение площади сегмента.

Решение даёт :  $\Pi = 1,28$  м ;  $b = 0,257$  м. Находим  $\Delta h$  :

$$\Delta h = \left( \frac{0,0016564}{1,85 \cdot 1,28 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,0125 \quad \text{м}$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке :

$$h_{плж} = h_n + \Delta h = 0,04 + 0,0125 = 0,0525 \text{ м}$$

Сопротивление парожидкостного слоя :

$$\Delta p_{плж} = 1,3 \cdot h_{плж} \cdot k \cdot \rho_{ж} \cdot g = 1,3 \cdot 0,0525 \cdot 0,5 \cdot 879,2 \cdot 9,81 = 294,326 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны:

$$\Delta p' = \Delta p_{сyx} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{плж} = 123,446 + 20,025 + 294,326 = 437,797 \text{ Па}$$

б) Нижняя часть колонны :

$$\Delta p_{сyx} = \frac{1,82 \cdot (12,3051)^2 \cdot 0,800389}{2} = 110,285 \text{ Па}$$

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 18,6 \cdot 10^{-3}}{0,004} = 18,6 \text{ Па}$$

( $18,6 \times 10^{-3}$  Н/м – поверхностное натяжение жидкости при  $t_{cp} = 94,2^{\circ} \text{C}$ );

$$V_{ж} = \left( \frac{G_D \cdot R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F} \right) \cdot \frac{M_{cp}}{\rho_{ж}} = \left( \frac{3471,48 \cdot 1,99988}{44,6} + \frac{10000}{22,872} \right) \cdot \frac{18,16576}{3600 \times 879,2} = 0,003402 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$(M_F = 0,174 \cdot 46 + 0,826 \cdot 18 = 22,872 \text{ кг/кмоль};$$

$$M_{cp} = 0,00592 \cdot 46 + 0,99408 \cdot 18 = 18,16576 \text{ кг/кмоль})$$

$$\Delta h = \left( \frac{0,003402}{1,85 \cdot 1,28 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,020211 \text{ м}$$

$$h_{плж} = 0,04 + 0,020211 = 0,060211 \text{ м}$$

$$\Delta p_{плж} = 1,3 \cdot 0,060211 \cdot 0,5 \cdot 879,2 \cdot 9,81 = 337,556 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны :

$$\Delta p'' = 110,285 + 18,6 + 337,556 = 446,441 \text{ Па}$$

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками  $h = 0,3 \text{ м}$  необходимое для нормальной работы тарелок условие

$$h > 1,8 \frac{\Delta p}{\rho_{ж} \cdot g}$$

Для тарелок нижней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление  $\Delta p$  больше, чем у тарелок верхней части:

$$\frac{1,8 \Delta p''}{\rho_{ж} g} = \frac{1,8 \cdot 446,441}{879,2 \cdot 9,81} = 0,09317 \quad \text{м}$$

Проверим равномерность работы тарелок – рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях  $\omega_{o,мин}$ , достаточную для того, что ситчатая тарелка работала всеми отверстиями:

$$\omega_{o,мин} = 0,67 \sqrt{\frac{g \rho_{ж} h_{плж}}{\varphi_{п}}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 879,2 \cdot 0,060211}{1,82 \cdot 0,80038}} = 12,2874 \text{ м/с.}$$

Рассчитанная скорость  $\omega_{o,мин} = 12,2874$  м/с; следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

*Определение числа тарелок и высоты колонны.*

а) Наносим на диаграмму  $y$  – рабочие линии верхней и нижней колонны и находим число ступеней изменения концентрации  $n_T$ . В верхней части колонны  $n'_T \approx 10$ , в нижней части  $n''_T \approx 4$ , всего 14 ступеней.

Число тарелок рассчитываем по уравнению:

$$n = n_T / \eta.$$

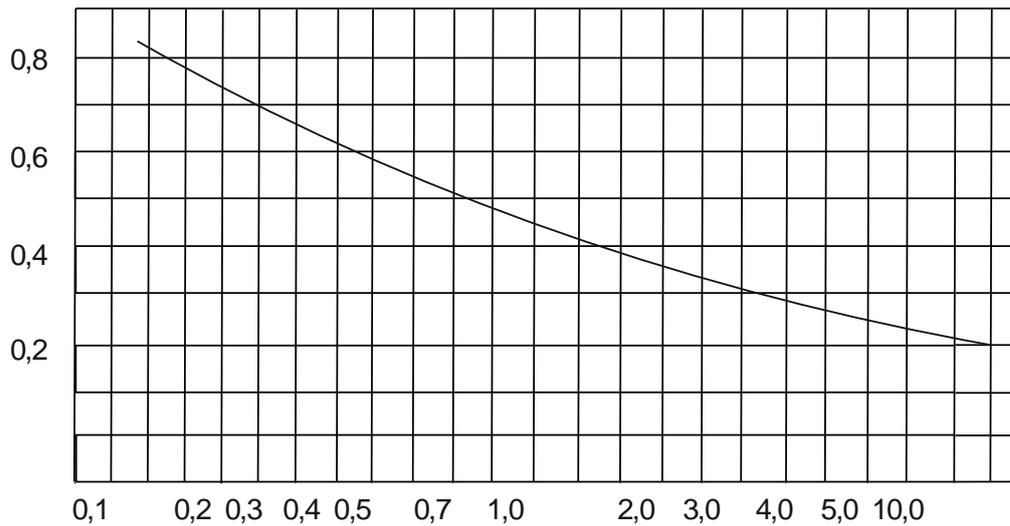
Для определения среднего к. п. д. тарелок  $\eta$  находим коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов  $\alpha = P_o / P_T$  и динамический коэффициент вязкости исходной смеси  $\mu$  при средней температуре в колонне, равной  $86,85^\circ\text{C}$ .

При этой температуре, давление насыщенного пара этилового спирта  $P_{эт.сп.} = 1065$  мм рт. ст., воды  $P_o = 469,8$  мм рт. ст., откуда  $\alpha = 1065 / 469,8 = 2,2669$ .

Динамический коэффициент вязкости этилового спирта при  $86,85^\circ\text{C}$  равен  $0,552$  сП, воды  $0,331$  сП. Принимаем динамический коэффициент вязкости исходной смеси  $\mu = 0,441$  сП =  $0,441 \cdot 10^{-3}$  Па · с.

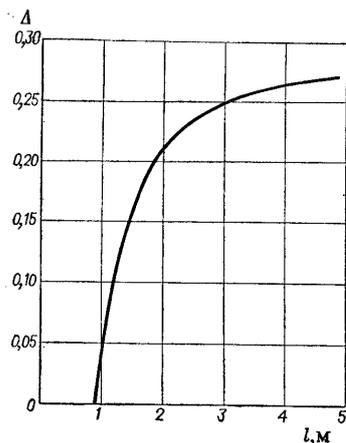
Тогда

$$\eta_{\alpha\mu} = 2,2669 \cdot 0,441 = 0,99970.$$



**Диаграмма для приближённого определения  
среднего к.п.д. тарелок.**

По графику находим  $\eta = 0,48$  . Длина пути жидкости на тарелке



$$l = D - 2b = 1,6 - 2 \cdot 0,257 = 1,086 \text{ М}$$

**Зависимость поправки  $\Delta$  от длины  
пути жидкости на тарелке  $l$ .**

По графику находим значение поправки на длину пути  $\Delta = 0,059$  .

Средний к. п. д. тарелок по уравнению:

$$\eta_l = \eta(1 + \Delta) = 0,48 (1 + 0,059) = 0,508$$

Для сравнения рассчитаем средний к. п. д. тарелки  $\eta_o$  по критериальной формуле, полученной путем статетической обработки многочисленных опытных данных для колпачковых и ситчатых тарелок

$$\eta_o = 0,068 K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115} .$$

В этой формуле безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{\text{Re}_{\Pi} \text{Pr}'_{\text{жк}}}{S_{CB}} \frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \rho_{\Pi}}{S_{CB} \mu_{\Pi}} \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} \frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \rho_{\Pi}}{S_{CB} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}};$$

$$K_2 = \frac{\text{Re}_{\Pi} \text{Pr}'_{\text{жк}}}{We} \frac{v_{\Pi}}{v_{\text{ж}}} = \frac{\omega h_{\Pi} \sigma}{v_{\Pi} \rho_{\text{ж}} \omega^2} \frac{v_{\text{ж}} v_{\Pi}}{h_{\Pi} D_{\text{ж}} v_{\text{ж}}} = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}},$$

где  $\omega$  - скорость пара в колонне, м/с;  $S_{CB}$  - относительная площадь свободного сечения тарелки;  $h_{\Pi}$  - высота сливной перегородки, м;  $\rho_{\Pi}$  и  $\rho_{\text{ж}}$  - плотности пара и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{\text{ж}}$  - коэффициент диффузии легколетучего компонента в исходной смеси, определяемый по формуле, м<sup>2</sup>/с;  $\sigma$  - поверхностное натяжение жидкости питания, Н/м.

Физико-химические константы отнесены к средней температуре в колонне.

Предварительно рассчитаем коэффициент диффузии  $D_{\text{ж}}$ :

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta \mu)^{0,5} T}{\mu_{\text{ж}} v^{0,6}}$$

В моём случае:  $\beta = 1$ ;  $\mu_{\text{ж}} = 0,441$  сП =  $0,441 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

$M = M_F = 22,872$  кг/кмоль;  $v = 58$ ;  $T = 86,85 + 273 = 359,85$  К.

Коэффициенты диффузии:

$$D_{\text{ж}} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot 22,872^{0,5} \cdot 359,85}{0,441 \cdot 58^{0,6}} = 2,5264 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}.$$

Безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{\omega h_{\Pi} \rho_{\Pi}}{S_{CB} \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} = \frac{0,9844 \cdot 0,04 \cdot 1,04569}{0,08 \cdot 879,2 \cdot 2,5 \cdot 10^{-9}} = 2,34 \cdot 10^5;$$

$$K_2 = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}} = \frac{40,3025 \cdot 10^{-3}}{0,9844 \cdot 879,2 \cdot 2,5 \cdot 10^{-9}} = 0,931 \cdot 10^4.$$

Средний к. п. д. тарелки:

$$\eta_o = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115} = 0,068 (2,34 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,931 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,669.$$

Число тарелок:

в верхней части колонны

$$n' = n'_T / \eta_l = 10 / 0,508 = 20;$$

в нижней части колонны

$$n' = n_T'' / \eta_l = 4 / 0,508 = 8 .$$

Общее число тарелок  $n=28$ , с запасом  $n=32$ , из них в верхней части колонны 20 и нижней части 12 тарелок.

Высота тарельчатой части колонны:

$$H_T = (n - 1)h = (32 - 1) \cdot 0,3 = 9,3 \text{ м}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелок:

$$\Delta p = \Delta p' n_B + \Delta p'' n_H = 437,797 \cdot 20 + 446,441 \cdot 12 = 14113,232 \text{ Па} \approx 0,139 \text{ кгс / см}^2 .$$

*Тепловой расчёт установки.*

Расчёт теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре – конденсаторе, находим по уравнению:

$$Q_D = G_D (1 + R) r_D = \frac{3471,48}{3600} \times (1 + 1,99988) \times 921,660 \times 10^3 = 2666163,563 \text{ Вт}$$

Здесь

$$r_D = \bar{x}_D r_{\bar{g}} + (1 - \bar{x}_D) r_T = 0,95 \cdot 848,493 \cdot 10^3 + (1 - 0,95) \cdot 2311,843 \cdot 10^3 = 921,660 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

где  $r_{\bar{g}}$  и  $r_T$  - удельные теплоты конденсации этилового спирта и воды при  $78,5^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты, получаемой в кубе – испарителе от греющего пара, находим по уравнению:

$$\begin{aligned} Q_R &= Q_D + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{nom} = \\ &= 1,03 \cdot (2666163,563 + 0,9643 \cdot 0,81 \cdot 4190 \cdot 78,5 + 1,81 \cdot 1 \cdot 4190 \cdot 98 - 2,777 \cdot 0,9 \cdot 4190 \cdot 84) = \\ &= 2870241,25 \text{ Вт} \end{aligned}$$

Здесь тепловые потери  $Q_{nom}$  приняты в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоёмкости взяты соответственно при  $t_D = 78,5^\circ\text{C}$ ,  $t_W = 98^\circ\text{C}$  и  $t_F = 84^\circ\text{C}$ ; температура кипения исходной смеси  $t_F = 84^\circ\text{C}$  по диаграммам.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси:

$$Q = 1,05 G_F c_F (t_F - t_{нач}) = 1,05 \cdot 2,777 \cdot 0,752 \cdot 4190 \cdot (84 - 18) = 606374,56 \text{ Вт}$$

Здесь тепловые потери приняты в размере 5%, удельная теплоёмкость исходной смеси  $c_F = (0,5 \cdot 0,835 + 0,5 \cdot 0,675) \cdot 4190$  Дж/кг · К, взята при средней температуре  $\frac{(84 + 18)}{2} = 51$  °С

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята:

$$Q = G_D c_D (t_D - t_{кон}) = 0,9646 \cdot 0,75 \cdot 4190 \cdot (78,5 - 25) = 162172,17 \text{ Вт}$$

где удельная теплоёмкость дистиллята  $c_D = 0,75 \cdot 4190$  Дж/(кг·К) взята при средней температуре  $\frac{(78,5 + 25)}{2} = 52$  °С.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка:

$$Q = G_W c_W (t_W - t_{кон}) = 1,81 \cdot 0,98 \cdot 4190 \cdot (98 - 25) = 542552,5 \text{ Вт}$$

где удельная теплоёмкость кубового остатка  $c_W = 0,98 \cdot 4190$  Дж/(кг·К) взята при средней температуре  $\frac{(98 + 25)}{2} = 62$  °С.

Расход греющего пара, имеющего давление  $p_{абс} = 2,5 \text{ кгс/см}^2$  и влажность 5% :

а) в кубе – испарителе

$$G_{г.п} = \frac{Q_{к}}{r_{г.п} x} = \frac{2870241,25}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 1,41 \text{ кг/с}$$

где  $r_{г.п} = 2141 \cdot 10^3$  Дж/кг – удельная теплота конденсации греющего пара;

б) в подогревателе исходной смеси

$$G_{г.п} = \frac{606374,56}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,2981 \text{ кг/с}$$

Всего:  $1,41 + 0,2981 = 1,7$  кг/с

Расход охлаждающей воды при нагреве её на 20°С:

а) в дефлегматоре

$$V_B = \frac{Q_D}{c_B (t_{кон} - t_{нач}) \rho_B} = \frac{2870241,25}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,03425 \text{ м}^3/\text{с}$$

б) в водяном холодильнике дистиллята

$$V_B = \frac{162172 \cdot 17}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,001935 \text{ м}^3/\text{с}$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка

$$V_B = \frac{542552 \cdot 2}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,006474 \text{ м}^3/\text{с}$$

Всего: 0,04265 м<sup>3</sup>/с

*Механический расчёт.*

*Расчёт толщины обечайек.*

Аппарат работает под давлением  $p=0,25$  МПа, при следующих данных : материал обечайки – сталь *10X18H9TЛ*, проницаемость  $\pi \leq 0,1$  мм/год, запас на коррозию  $C_K=1$  мм; среда – этиловый спирт – вода 0,25 МПа и температуре 86,85°С. Внутренний диаметр обечайки  $D_B=1,6$  м, сварной шов стыковой двухсторонний ( $\varphi_{ш} = 0,95$ ). Допускаемое напряжение для стали марки *10X18H9TЛ* при 86,85°С :  $\sigma_{д} = 139$  МН/м<sup>2</sup>.

Толщина обечайки с учётом запаса на коррозию и округления равна:

$$\delta = \frac{D \cdot p}{2 \cdot \sigma_{д} \cdot \varphi} + C_K + C_{окр} = \frac{1,6 \cdot 0,25}{2 \cdot 139 \cdot 0,95} + 0,001 + C_{окр} = 0,003 \text{ м}$$

Избыточное давление в обечайке определяем из формулы:

$$p_{д} = \frac{2 \cdot \sigma_{д} \cdot \varphi_{ш} \cdot (\delta - C_K)}{D_e + (\delta - C_K)} = \frac{2 \cdot 139 \cdot 0,95 \cdot (3 - 1) \cdot 10^{-3}}{1,6 + (3 - 1)10^{-3}} = 0,327 \text{ МПа}$$

*Расчёт толщины днища и крышки*

**Размеры эллиптических отбортованных днищ и крышек с внутренними базовыми диаметрами :**

D, мм	s <sub>д</sub> , мм	H <sub>д</sub> , мм	h <sub>ц</sub> , мм	F <sub>д</sub> , м <sup>2</sup>	V <sub>д</sub> , м <sup>3</sup>
1600	6	400	25	2,90	0,5840

где s<sub>д</sub> – толщина стенки выпуклого или сферического днища;

H<sub>д</sub> – высота выпуклой или конической части днища;

h<sub>ц</sub> – высота цилиндрической части отбортованных и конических днищ и переходов;

F<sub>д</sub> – площадь внутренней поверхности днища;

$V_D$  – вместимость днища.

### Расчёт фланцевых соединений

Условный диаметр:

$$D_y = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10000}{3,14 \cdot 2}} \approx 80 \text{ мм}$$

### Основные размеры патрубков, стандартных стальных фланцевых тонкостенных штуцеров :

$D_y$ , мм	$d_T$ , мм	$p_y$ , МПа	$s_T$ , мм	$H_T$ , мм
80	89	до 0,6	4	155;215;300

### Фланцы для аппаратов стальные плоские приварные :

$D$ , мм	$p_y$ , МПа	$D_{\phi}$ , мм	$D_6$ , мм	$D_1$ , мм	$D_2$ , мм	$D_3$ , мм
1600	0,3	1730	1690	1648	1660	1645

$h$ , мм	$a$ , мм	$a_1$ , мм	$s$ , мм	$d$ , мм	Число отверстий $z$
35	17,5	14	10	23	60

### Фланцы для труб и трубной арматуры стальные плоские приварные с соединительными выступом:

$p_y$ , МПа	$D_y$ , мм	$D_{\phi}$ , мм	$D_6$ , мм	$D_1$ , мм	$D_2$ , мм	$D_4$ , мм
$\leq 0,25$	80	185	150	128	116	91

$D_5$ , мм	$h$ , мм	$h_1$ , мм	$h_2$ , мм	$d$ , мм	Число отверстий $z$
93	11	14	14	18	4

где  $D_{\phi}$  – наружный диаметр фланца;

$D_6$  – диаметр окружности центров болтов, шпилек;

$s_T$  – толщина стенки обечайки в трубном пространстве;

$H_T$  – расстояние между тарелками;

$D_y$  – номинальный диаметр;

$p_y$  – номинальное давление.

*Расчёт опор аппарата*

**Диаметр опоры колонны:**

D	D <sub>1</sub> , мм	D <sub>2</sub> , мм	D <sub>б</sub> , мм
1600	1870	1500	1785

**Основные размеры цилиндрической опоры:**

Приведённая нагрузка, МН Q <sub>max</sub>	Приведённая нагрузка, МН Q <sub>min</sub>	D, мм	s <sub>1</sub>
1,6	до 0,80	1600	10

s <sub>2</sub>	s <sub>3</sub>	d <sub>2</sub>	d <sub>б</sub>	Число болтов z <sub>б</sub>
25	25	42	M36	16

*Расчёт насоса*

Насос для перекачивания исходной смеси, в колонну работающий под избыточным давлением 0,25МПа. Расход смеси  $3,4 \cdot 10^{-2}$  м<sup>3</sup>/с. Геометрическая высота подъёма воды 8,0 м. Длина трубопровода на линии всасывания 10 м, на линии нагнетания 40 м. На линии нагнетания имеются два отвода под углом 120° и 10 отводов под углом 90° с радиусом поворота, равным 6 диаметрам трубы, и 2 нормальных вентиля. На всасывающем участке трубопровода установлено 2 прямооточных вентиля, имеется 4 отвода под углом 90° с радиусом поворота, равным 6 диаметрам трубы.

а) Выбор трубопровода.

Для всасывающего и нагнетательного трубопровода примем одинаковую скорость течения смеси, равную 2,0 м/с. Тогда диаметр по формуле равен

$$d = \sqrt{4Q / \pi w} = \sqrt{4 \cdot 3,4 \cdot 10^{-2} / 3,14 \cdot 2} = 0,14 \text{ м}$$

Примем, что трубопровод стальной, коррозия не значительна.

б) Определение потерь на трение и местные сопротивления. Находим критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{2 \cdot 0,14 \cdot 879}{0,44 \cdot 10^{-3}} = 558095$$

т.е режим турбулентный. Абсолютную шероховатость трубопровода принимаем  $\Delta = 2 \cdot 10^{-4}$  м. Тогда

$$e = \Delta / d = 2 \cdot 10^{-4} / 0,14 = 0,00142$$

Далее получим:

$$\frac{1}{e} = 704,225; \quad 560 \cdot \frac{1}{e} = 394366,19; \quad 10 \cdot \frac{1}{e} = 7042,25;$$

$$7042,25 < Re < 558095$$

Таким образом, в трубопроводе имеет место смешанное трение, и расчет  $\lambda$  следует проводить по формуле :

$$\lambda = 0,11 \cdot \left( e + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} = 0,11 \left( 0,00142 + \frac{68}{558095} \right)^{0,25} = 0,021$$

Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений отдельно для всасывающей и нагнетательной линий.

Для всасывающей линии:

1) Вход в трубу (принимаем с острыми краями):  $\xi_1 = 0,5$ .

2) Прямоточные вентили: для  $d=0,1$  м  $\xi = 0,5$ , для  $d=0,14$  м

$\xi = 0,43$

Умножая на поправочный коэффициент  $k = 0,925$ , получаем  $\xi_2 = 0,397$ .

3) Отводы: коэффициент  $A = 1$ , коэффициент  $B = 0,09$ ;  $\xi_3 = 0,09$ .

Сумма коэффициентов местных сопротивлений во всасывающей линии

$$\sum \xi = \xi_1 + 2\xi_2 + 4\xi_3 = 0,5 + 2 \cdot 0,397 + 4 \cdot 0,09 = 1,65$$

Потерянный напор во всасывающей линии находим по формуле :

$$h_{п.вс} = \left( \lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \xi_{м.с} \right) \cdot \frac{w^2}{2g} = \left( 0,021 \cdot \frac{10}{0,14} + 1,65 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,64 \text{ м}$$

Для нагнетательной линии:

1) Отводы под углом  $120^\circ$ :  $A = 1,17$ ,  $B = 0,09$ ,  $\xi_1 = 0,105$ .

2) Отводы под углом  $90^\circ$ :  $\xi_2 = 0,09$   $A=1$   $B=0,09$

3) Нормальные вентили: для  $d = 0,14$  м  $\xi = 4,34$

4) Выход из трубы:  $\xi_4 = 1$ .

Сумма коэффициентов местных сопротивлений в нагнетательной линии

$$\sum \xi = 2\xi_1 + 10\xi_2 + 2\xi_3 + \xi_4 = 2 \cdot 0,105 + 10 \cdot 0,09 + 2 \cdot 4,34 + 1 = 10,79$$

Потерянный напор в нагнетательной линии:

$$h_{п.НАГ} = \left( 0,025 \frac{40}{0,14} + 10,79 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 3,656 \text{ М}$$

Общие потери напора:

$$h_{п} = h_{п.ВС} + h_{п.НАГ} = 0,64 + 3,656 = 4,296 \text{ М}$$

в) Выбор насоса.

Находим напор насоса по формуле :

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + H_r + h_{п} = \frac{0,25 - 0,1}{879 \cdot 9,81} + 8 + 4,296 = 12,3 \text{ М ВОД.СТОЛБА}$$

Подобранный напор при заданной производительности обеспечивается центробежными насосами. Учитывая, что центробежные насосы широко распространены в промышленности ввиду достаточно повышенного к. п. д., компактности и удобства комбинирования с электродвигателями, выбираем для последующего рассмотрения именно эти насосы.

Полезную мощность насоса определим по формуле :

$$N_{п} = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H = 879 \cdot 9,81 \cdot 0,003 \cdot 12,3 = 0,318 \text{ кВт}$$

Принимаем  $\eta_{пер} = 1$  и  $\eta_{н} = 0,6$  (для центробежного насоса средней производительности), найдем по формуле мощность на валу двигателя:

$$N = N_{п} / (\eta_{н} \cdot \eta_{пер}) = 0,318 / 0,6 \cdot 1 = 0,53 \text{ кВт}$$

По таблице устанавливаем, что заданным подаче и напору больше всего соответствует центробежный насос марки X 20/18, для которого в опти-

мальных условиях работы  $Q = 5,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{с}$ ,  $H = 13,8 \text{ м}$ ,  $\eta_n = 0,6$ . Насос обеспечен электродвигателем АО2-31-2 номинальной мощностью  $N_n = 3 \text{ кВт}$ ,  $\eta_{дв} = 0,82$ . Частота вращения вала  $n = 48,3 \text{ с}^{-1}$

г) Определение предельной высоты всасывания.

По формуле рассчитаем запас напора на кавитацию:

$$h_3 = 0,3(Q \cdot n^2)^{2/3} = 0,3(0,0055 \cdot 48,3^2)^{2/3} = 1,6 \text{ м}$$

### **3.2 Ректификация в производстве этилового спирта из гидролизной бражки**

Технология производства гидролизного этилового спирта (этанол) включает в себя сложные системы из нескольких ректификационных колонн, количество которых определяется в зависимости от требуемого качества продукта и заданного уровня производственных затрат [38].

Типовая технологическая схема выделения этилового технического ректифицированного спирта из гидролизной бражки приведена на рисунке 3.2.1

Математические модели проверялись и корректировались на основе экспериментальных данных, полученных на Янгиюльском биохимическом заводе [39-40].

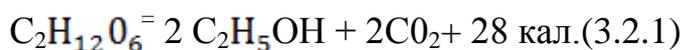
В задачу исследования входило определение оптимальных режимов эксплуатации системы ректификации гидролизного спирта в спиртовой колонне с учетом химических и тепловых процессов, происходящих в ХТС, обеспечивающего требуемое качество и увеличение выхода конечных продуктов, а также выработка рекомендации по проведению оптимальной реконструкции и технического перевооружения действующих цехов, перепрофилированию завода на выпуск пищевого спирта из зерна.

#### **Характеристика объекта исследования**

Основным видом сырья, применяемым для получения этилового

спирта являются мягкие отходы лесопиления деревообрабатывающих комбинатов. При недостатке мягких отходов лесопиления для получения этилового спирта использовалось хлопковая шелуха, рисовая лузга и костра кенафа. Гидролиз сырья, т.е. превращение сложных углеводов в простые углеводы - моносахара, протекает в гидролизных аппаратах в слабокислой среде при высокой температуре. Перед началом гидролиза загруженное сырьепрогревается острым паром и производится глубокая сдувка. Сдувочные пары содержащие инертные газы, летучие кислоты, метанол, фурфурол и другие примеси через сдувочный бачок сбрасываются в атмосферу, часть сконденсировавшись, в канализацию [41].

Сбраживание гексозных сахаров на спирт происходит в основном в бродильном отделении. В результате жизнедеятельности дрожжевой клетки происходит распад молекулы гексозного сахара до этилового спирта и углекислоты с выделением тепла [37].



В составе гидролизной бражки, поступающей на разделение, предполагается наличие более пятидесяти компонентов. При проведении разделения компонентов ректификацией, естественно образование различных примесей образующихся за счет различных факторов, в том числе и за счет химического взаимодействия между компонентами И взаимопревращения, которые при построении ранее известных математических моделей в расчет не принимались и, соответственно, вносили достаточно весомые искажения в реальную картину происходящих сложных физико-химических процессов. Как следствие, неоптимальное управление процессом гидролиза древесины и регулирование постоянного количества радифицирующих веществ, непосредственно влияло на количество образующегося в результате брожения этилового спирта.,

Брагоперегонное отделение служит для разделения спирта от бражки, для укрепления спирта до 95-96 % и для отделения от спирта различных

примесей (эфиров, кислот, альдегидов, метанола, сивушных масел).

Спиртовый конденсат бражки представляет собой сложную многокомпонентную смесь, содержащую 25 основных компонентов, принадлежащих также к различным классам органических соединений. Исчерпанная жидкость - барда, содержащая порядка 0,01 % объема этилового спирта, направляется в дрожжевой цех, а спиртовый конденсат в качестве питания на эспурационную колонну, где спирт освобождается главным образом от низкокипящих примесей, т.е. эфиров и альдегидов, коэффициенты относительной летучести которых максимальны при низкой крепости спирто-водных растворов.

Для интенсификации отделения легкокипящих компонентов, производится гидроселекция спирта на верхней тарелке колонны горячей водой в объемах 15-20 % от объема конденсата. Однако, как показали результаты численных экспериментов и экспериментальные данные, полного освобождения эспурата от эфиروальдегидной фракции [39], с использованием известных математических моделей и оптимизации систем ректификационных колонн, достичь практически невозможно.

Полученный таким образом эспурат, содержащий 16-18 % об. этанола направляется на питающую тарелку ректификационной спиртовой колонны. Здесь происходит укрепление\* бпирта и освобождение его от высококипящих примесей, таких как алифатические спирты (сивушное масло), кислот и фурфурола.

Из куба колонны отбирается лютер - исчерпанная жидкость, содержащая не более 0,01 % об. этанола.

Спирт-сырец, отбираемый с верхних тарелок колонны, должен одержать 96,2 - 96,5 % об., который далее направляется в метанольную колонну для освобождения от метанола ( до 0,8 % об.), высших алифатических спиртов (до 0,003 % об.).

Товарный этиловый спирт отбирается из кубовой емкости колонны,

имеет относительно низкое качество из-за повышенного содержания примесей, что позволяет использовать его только в технических целях на предприятиях, не представляющих повышенных требований к качеству спирта.

Именно поэтому проводились исследования по повышению качества выпускаемой продукции и выработки рекомендаций по перепрофилированию завода на производство пищевого спирта.

Спиртовая колонна согласно типовому технологическому регламенту производства ректификационного спирта медная, диаметром 1250 миллиметра, производительностью 1500 дал. спирта в сутки, характеризуется следующими эксплуатационными данными:

- число тарелок N - 66 (20 - исчерпывающие, 46 - укрепляющие);
- тарелка питания КР - 18;
- боковой отбор Ш - 23-27-е тарелки(сивушное масло).

Исчерпанная жидкость - лютер, содержащая не более 0.01 % об. этанола, отбирается из кубовой части колонны. Спирт-сырец, отбиваемый с 65-ой должен содержать 96,2 - 96,5 % об.

### **Математическая модель**

Для расчета разделения на тарелках колонны в рассматриваемом случае использовались уравнения общего материального баланса установки и покомпонентных балансов по ступеням разделения (IV, 1), (IV,2), а также уравнения тепловых балансов для ступеней (IV,3) -(IV,5). В качестве гидродинамической модели движения жидкости по тарелке использовалась ячеечная модель потока.

Существенное влияние на разделительную способность тарелок оказывают гидродинамические условия взаимодействия потоков пара и жидкости, что проявляется двояким образом. С одной стороны - от скоростей

потоков пара и жидкости зависит состояние межфазной поверхности парожидкостного контакта, что прямо влияет на скорость массопередачи. С другой - общий к. п. д. тарелки зависит от характера движения потоков в ее массообменном пространстве, т.е. от структуры взаимодействующих потоков пара и жидкости.

Для дифференцирования влияния гидродинамических условий на к. п. д. тарелки

$$(3.2.2)$$

определяемого как степень приближения к равновесию состава уходящего с бесконечно малого участка поверхности массообменного пространства. Величина локального к.п.д. в общем случае может быть различной в различных точках тарелки, что, в свою очередь определяется локальными скоростями и составами потоков пара и жидкости.

Для расчета локального к.п.д. в работе предложено использовать эмпирические соотношения, определяющие локальные числа единиц переноса для жидкой и паровой фаз:

$$N_y = \left( \frac{p_v D_v}{\mu_v} \right)^{0,5} \left( 0,81 + 4,61 h_w - 6,87 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{V_s}{S_t} \sqrt{p_v} + 0,04 \frac{L_s}{d_{cp}} \right)$$

$$N_x = 32,7 (D_L)^{0,5} (1,8 + 6,24 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{V_s}{S_t} \sqrt{p_v}) t_L \quad (3.2.3)$$

Помимо уравнений, описывающих разделительную способность секций колонны, в полную систему уравнений математического описания сложной ректификационной установки входят описания теплообменных устройств, в рассматриваемом случае это кипятильник и конденсатор. Математическое описание этих элементов принято в работе на основе гораздо более приближенных моделей, поскольку удельный вес разделительной способности этих элементов относительно мал по сравнению с общей разделительной способностью установки.

### 3.3. Разделение смесей спиртов вторичных ресурсов ректификации на индивидуальные компоненты

Для этилового спирта при понижении давления и температуры содержание воды в азеотропе снижается и, по данным ряда авторов [ 104] при 27...29 °С и давлении 70... 100 мм.рт.ст. равно нулю. Для оценки изменения состава спиртов C<sub>2</sub>-C<sub>5</sub> изучено влияние давления от 60 до 760 мм.рт.ст. в условиях фракционной ректификации. Эти данные приведены в *табл. 3.2.*

Как видно из *табл.3.2.*, при увеличении молекулярной массы спирта C<sub>3</sub> до C<sub>5</sub> доля воды в азеотропе с уменьшением давления растет, причем этот рост более ощутим для спиртов нормального строения.

Температура кипения и состав азеотропов спиртов при различном давлении

Таблица 3.2.

Спирты	Температура 0С-1; квинтетрация воды, %масс.-2					
	Давление, мм.рт.ст.					
	760	400	200	100	60	
этиловый	1	78,3	63,2	48,0	33,0	
	2	4,4	4,2	3,8	1,6-2,0	
изопропиловый	1	80,2	64,2	48,0	35,0	
	2	12,0	12,2	12,2	12,7	14,2
н-пропиловый	1	87,4	71	54,6	41,0	
	2	28,5	28,6	29,6	30,6	32,2
	2	11,8			12,0	14,2
изобутиловый	1	89,8	73,6	57,6	43,6	
	2	33,0	34,6	36,0	39,0	40,6
	2	42,6	46,2	47,5	50,6	52,0
изоамиловый	1	95,2			51,2	
	2	49,7	52,6	55,5	59,6	62,6
	2	54,5	61,6	66,0	71,0	74,6

При 40, 60, 80 и 100 °С для спиртов определены коэффициенты относительной летучести  $\alpha$ , зависимость которых от температуры представлена на *рис 3.2.*

На *рис. 3.3.* представлена зависимость  $\alpha$  для пары спирт-вода от

температуры, где кривые 1-3 взяты из [140]. При понижении температуры до 30 °С коэффициент  $\alpha$  меньше, чем на этиленгликоле, где достигается степень осушки спирта 99,8%.

Использованный метод моделирования с применением ГЖХ указывает предел при проведении вакуумной ректификации этилового спирта ( $P_{\text{ост}} \approx 100$  мм.рт.ст.) на уровне 0.8-1.0 %масс. по воде.

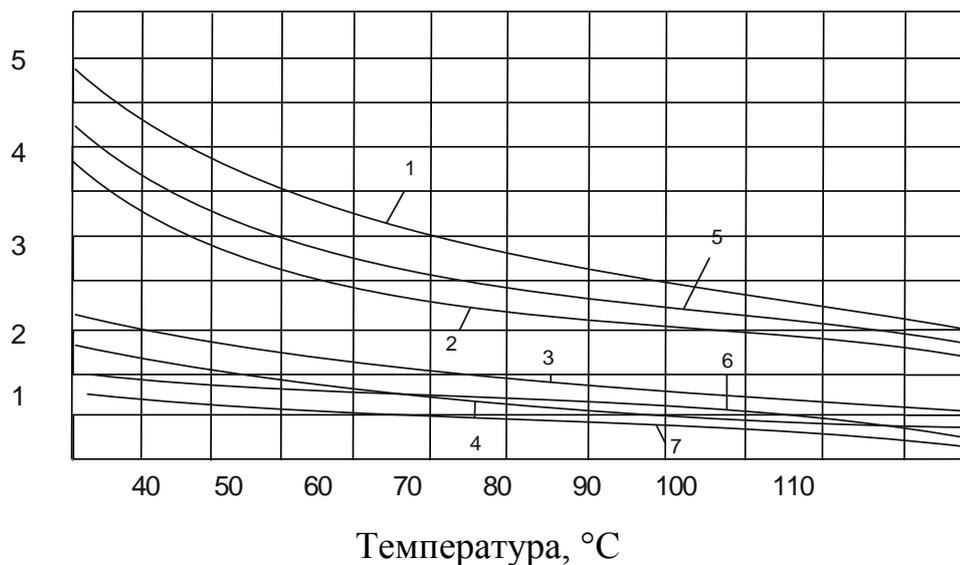
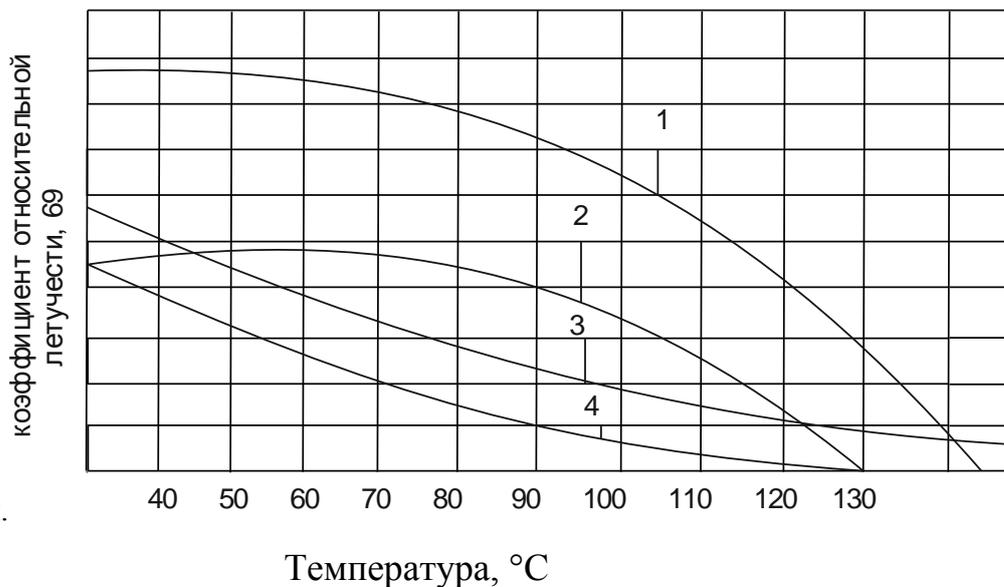


Рис.3.3. Зависимость коэффициента летучести  $\alpha$  пар спирты-вода от температуры при бесконечном разбавлении в хроматографической колонке с ПЭГ 2000. Спирты: 1- метиловый, 2-этиловый, 3-н-пропиловый, 6-изобутиловый, 7-



изоамиловый.

Рис.3.3. Зависимость коэффициента относительной летучести  $\alpha$  пары этиловый спирт-вода от температуры и природы неподвижной фазы: 1-этштивдликоль

Метод обезвоживания этилового спирта вакуумной ректификацией принят к опытно-промышленным испытаниям в действующем производстве обезвоженного этилового спирта на Самаркандском спиртоводочном заводе ОАО «Зарафшон».

Ректификация этилового спирта с моно- или триэтиленгликолями под вакуумом снижает влагу до 0,3-0,4% масс. Изменяя природу гликоля и давление, влага в изопропиловом спирте снижена до 4-6, в н-пропиловом лишь до 23-25% масс., что согласуется с методом ГЖХ, где соответствующий коэффициент  $\alpha \rightarrow 1,0$ .

### **3.4. Гибкая технология разделения спиртов сивушного масла на индивидуальные компоненты**

На основе изученных методов, с учетом их взаимозаменяемости разработана гибкая технология разделения спиртов СМ периодическим способом и последовательность которого схематично представлены на *рис 3.4.*, где предусмотрена переработка промежуточных продуктов ректификации. Где фракционной ректификацией отбирается этиловый спирт. Сказывается влияние давления на эффективности разделения изомерных амиловых спиртов. Так при атмосферном давлении удалось сконцентрировать L-C<sub>5</sub> спирт лишь до 80%, а при 100 мм.рт.ст. до 99% масс.

#### **Выводы :**

#### **Основные результаты исследования**

В результате проведенных экспериментальных и расчетных исследований установлена подтверждена принципиальная возможность решения задачи масштабного перехода для тарельчатых колонн ректификации многокомпонентных смесей на основе математической модели, учитывающей кинетику массопередачи, химические и тепловые

процессы, происходящие в многокомпонентных смесях.

Показано, что используемая математическая модель дает наилучшее приближение к экспериментальным профилям концентраций компонентов на опытной колонне.

Проведенное математическое моделирование установки ректификации этилового спирта позволило наметить ряд рекомендаций, реализация которых повышает разделительную способность колонны и способствует улучшению качества целевого продукта - **этиловор**»-мирта. К числу таких рекомендаций относится:

1. Увеличение флегмового числа до 6,5-7 против существующего 5 - 5,5.
2. Перенос подачи питания с тарелки N0.18 на тарелку N0.22.
3. Перенос места бокового отбора (сивушного масла) с тарелки N0 . 24 на тарелку N0. 23.

Практические результаты проведенного исследования, касающиеся выбора оптимальных флегмовых чисел и выбора наиболее целесообразных схем управления, выданы в качестве рекомендаций заинтересованным предприятиям для внедрения.

Практическая реализация этих рекомендаций по оценкам специалистов Янгиюльского биохимического завода даст экономический эффект порядка ' тыс. сумов/в год.

Из теоретических результатов проведенного исследования представляет интерес обнаруженное различие коэффициента полезного действия тарелок для различных компонентов и его изменение по высоте колонны. Полученные результаты свидетельствуют о важности учета влияния продольного перемешивания в потоке жидкости на тарелках колонны, влияющее на скорости химического взаимодействия компонентов МКС при моделировании колонн ректификации даже в случае разделения близки кипящих смесей.

В результате полученных данных можно отметить следующие основные положения:

1. Проведенное математическое моделирование промышленных совмещенных реакционно-ректификационных процессов дало возможность проверить предложенную математическую модель, которая, как показали результаты численных экспериментов удовлетворительно описывает режимы эксплуатации сложных систем/.
2. Результаты экспериментов показали, что учет химических и тепловых процессов, происходящих МКС и совместное проведение реакционных и разделительных процессов в одном аппарате значительно интенсифицирует тепло- и массообменные процессы и позволяют значительно увеличить выход конечных продуктов, а также поднять их качество.
3. На основе проведенного моделирования совмещенных реакционно-ректификационных установок ряда промышленных производств, найдены режимы эксплуатации установок, при которых обеспечивается заданное количество и качество конечных продуктов. Для установок найдены оптимальные точки ввода питания и бакового отбора.
4. Существенным результатом исследований, помимо других, явилось обнаружение максимального концентрирования продукта, отбираемого в составе бокового отбора на тарелке, расположенной выше тарелки питания.
5. Проведенные исследования промышленных процессов дают основания считать, что предложенный в настоящей работе методы расчета тепло- и массообменных совмещенных реакционно-ректификационных процессов могут быть использованы как для действующих процессов, так и для проектирования и прогнозирования свойств вновь создаваемых.
6. Разработанные математические модели могут служить основой для накопления и обобщения экспериментальных данных по разделительной способности тепло- и массообменного оборудования, которые

необходимы для построения автоматизированных систем проектирования новых промышленных реакционно-разделительных установок.

### СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Каримов И. А. «Мировой финансово – экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана» Ташкент; Узбекистан. 2009г.
2. Каримов И. А. «Узбекистан пороге XXI века: угрозы безопасности, условия и гарантии прогресса » Ташкент; Узбекистан. 1997г.
3. Касатки. А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касатки. – М.; Госхимиздат, 1961. – 830с.
4. Плановский. А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. И.
5. Рамм, С. З. Каган. – М. ;Госхимиздат, 1962. 846с.
6. 15. Серафимов, Л. А. Анализ процесса ректификации с помощью уравнения масса опереносав многокомпонентных смесях / Л. А. Серафимов, А. В. Тимошенко // Теор. Основы хим. технологии. – 2005. – Т. 39, №4. – с. 407 – 414.
7. Петлюк Ф. Б., Серафимов Л. А., Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет, М., 1983
8. Цыганков П. М. Руководство по ректификации спирта. Москва; «Пищепромиздат», 2001 год. 450 стр.

9. Под редакцией доктора технических наук профессора В. А Смирнова .  
Технология спирта. Москва; «легкая и пищевая промышленность». 1981  
год. 416 стр.
10. Цыганков П. М., Цыганков М. П. Руководство по ректификации спирта.  
Москва; «Прищепромиздат», 2001 год. 450 стр.
11. Александров И. А. Массопередача при ректификации и абсорбции  
многокомпонентных смесей / Александров И. А.; Л.; Химия, 1975. – 320с.
12. Анисимов И. В. Математическое моделирование и оптимизация  
ректификационных установок / И. В. Анисимов, В. И. Бодров, В. Б.  
Пкровский; М.; Химия, 1975. 216 с.
13. Анисимов И. В. Оптимизация статических режимов процесса  
ректификации по критерию «доходов» / И. В. Анисимов // ТОХТ, 1969. -  
№4. – С. 599-606.
14. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии  
/ Н. И. Гельперин; М.; Химия, 1981. 812 с.
15. Демиденко Н. Д. Оптимальное управления процессами разделения в  
ректификационных колоннах / Н. Д. Демиденко, Ю. А. Терещенко //  
Информатика и процессы управления; Межвузовский сборник научных  
трудов. Карсноярск; ГУ НИИ ИПУ, 2002. – С.99-106.
16. Холланд Ч. Д. Многокомпонентная ректификация М.; Химия, 1969 -347с.
17. Боголовский В. Е., Плановский А. Н. Исследование процесса  
ректификации многокомпонентных смесей в тарельчатой колонне. //  
Химия и технология топлов и масел, 1963, №4, с. 11-16.
18. Чекалов А. Н., Плановский А. Н. О кинетике массопередачи при  
ректификации многокомпонентных спиртовых смесей. // Химическая  
промышленность, 1966, №12, с. 43 – 45.
19. Технология спирта / В. А. Мариченко, В. А. Смирнов, Б. А. Устинников и  
др.; Под ред. В. А. Смирнова. – М.; Легкая и пищевая промышленность,  
1981 – 416 с.

20. Бачурин П. Я., Устинников Б. А. Оборудование для производства спирта и спиртпродуктов. М.; Агропромиздат, 1985. – 343с.
21. Мандельштейн М. Л., Тринчук Г. С. Автоматизация спиртного производства. М.; ЦНИИТЭИпищепром. 1981. – Обзор, инф. – Серия 12. – Вып. 4. – 19с.
22. Яровенко В. Л., Ровинский Л. А. Моделирование и оптимизация микробиологических процессов спиртового производства. М.; Пищевая промышленность, 1978. – 248 с.
23. Аксельрод Л. А., Мандельштейн М. Л., Роткоп А. Л. Программное обеспечение АСУ ТП спиртного производства. М.; ЦНИИТЭИПищепром, Обзорная информация, серия 24, вып. 9., 1986. – 24с.
24. Фридт А.А., Бассей А. М., Данелян К. А. Анализ переходных режимов ректификации спиртовых смесей // Изв. Вузов. Пищ. Технология. 2000, №2-3. – с.67.
25. Татанаеви. И. В., Шпирт М. Я., // РЖ Химия германия. – М., 1967, гл. IV. – с.103 – 124.
26. Бояринов А. И., Маннонов У. В., Калинин В. Н. Математическое моделирование совмещенного реакционно-ректификационного процесса на микро-ЭВМ // В кн.; Работы в области массообменных процессов за период 1981 – 1983 гг. по координационному плану головного подразделения (абсорбция, ректификация, экстракция). – Северодонецк (Украина), 1983. – с.44-46.
27. Лейцин В. А. Образования летучих германо-водородных соединений в процессах цементации и возможные методы улавливания германия из газовой фазы // В кн.; Цветные металлы. –М. – 1969. –с.44-49.
- 28.51. Маннонов У. В., Садыков У.А., Бояринов А. И. Исследование некоторых свойств колонны ректификации многокомпонентной смеси // Вестн АН КазССР. – 1983. – с. 63-68.

29. Праузниц Д.М., Эккорт К.А., Орай Р.В., о Коннели Дж. П. Машинный расчет парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей // М.; Химия. – 1971
30. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. – М.; Химия, - 1984, с.462.
31. Ветохин В.Н., Бояринов А.И., Кафаров В.В. Техническая и экономическая информация. – М.; Ниитехим. – 1966. – И 5. – с. 5-11.
32. Бояринов А. И., Калинин В.Н., Кондаков Н.С., Маннонов У.В. Исследование и управление ХТС с помощью микро-ЭВМ ДЗ-28 // ВкН.; Вопросы кибернетики, вып. 124. – Ташкент. –с. 2-7.
33. Калинин В.Н., Маннонов У.В. Исследование микро-ЭВМ ДЗ-28 для обучения химиков – технологов основам построения автоматизированных систем исследования и проектирования ХТС// Тр. МХТИ им. Д.И Менделеев Проблемы автоматизированного проектирования и автоматизации эксперимента. – М. МХТИ, 1983, вып. 127. –с.24-31.
34. Николаев А.П. – Оптимальное проектирование и эксплуатация брагоректификационных установок. – Москва; Пищепромиздат, 1975. С.144.
35. Серафимов Л.Т. Технология разделения азеотропных смесей; гл. XXI, 1968. –с.151.
36. Мухитдинов Д.П. Оптимизация систем ректификационных колонн в спиртовых производствах; Автореф. канд. Тех. Наук, Москва, 1978. – с.21.
37. Шакамалов М.К., Маннонов У.В. Экономические аспекты математическое моделирование совмещенных реакционно - ректификационных процессов // В кН.; Сб. научн. Трудов Республ. Научно-практ. Конф. Молодых ученых и одаренных студентов, Ташкент; 1997. – с.132-134.
38. Маннонов У.В. Проектирование промышленных совмещенных реакционно – ректификационных процессов (на примере получения диоксида германия) / Узбекский хим. журн., Ташкент, 1997. –с.

39. В.А. Анистратенко. Прямоточные контактные устройства брагоректификационных установок. Москва «Легкая и пищевая; промышленность», 1983 год, с. 158.
40. Г.Д. Кавецкий, Б.Е. Васильев. Процессы аппараты пещевой технологии, Москва; «Колос», 1999 год, с.552.
41. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.; Альянс, 2006.
42. Гельперин Н. И. Основные процессы аппараты химической технологии. – М.; Химия, 1995. – т. 1-2. – 768 с. <http://nppkvant.ru/info/109>
43. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. Под ред. В.Г. Айнштейна. – М.; Химия, 2000. – с.307.
44. Поникаров И.И., Перелыгин О.А., Доронин В.Н., Гайнуллин М.Г. Машины и аппараты химических производств; - М.; машиностроение, 1989. – с.368.
45. Юсупбеков Н.Р, Нурмухамедов Х.С., Зокиров С.Г., Исматуллаев П.Р., Маннонов У.В. Каме ва озик-овкат саноатларини асосий жараен курилмаларини хисоблаш ва лойихалаш. – Т.; Жахон, 2000.
46. Соколов Р.С. Химическая технология. – М.; Владос. 2000. –т.1-2.