

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ИНСТИТУТ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ
И СТРОИТЕЛЬСТВУ КОКСО-ХИМИЧЕСКИХ УСТАНОВОК
„К О К С О С Т Р О Й“

К. Ш. РОБИНЗОН

634.986

Р. 58

29

ОСНОВНЫЕ НАЧАЛА ДРОБНОЙ ПЕРЕГОНКИ

ПЕРЕВОД С АНГЛИЙСКОГО
ИНЖЕНЕРА
П. И. КОТЛЯРОВА

ПОД РЕДАКЦИЕЙ
ПРОФ.
И. А. КРАСУСКОГО

39859

УС
ГОР.

ХАРЬКОВ
1930

630.863 ч

р-581

ОГЛАВЛЕНИЕ.

Главы.	Стран.
Введение. Что такое „дробная перегонка“	1
I. Правило фаз	2
Определение фаз. Типы фаз. Кривая точек кипения смеси бензол-толуол. Определение понятия компонент. Определение переменных (вариантов). Степень свободы. Система: вода. Система: вода и соль.	
II. Однокомпонентные системы	4
Кривые давления пара. Изменение температуры при постоянном давлении. Неустойчивое состояние	
III. Двухкомпонентные системы	6
Пространственная модель двухкомпонентных систем. Частично смешивающиеся жидкости. Фенол и вода. Полное смешивание. Состав жидкости. Кривые температур и состава. Равновесие при дробной перегонке. Общие методы фракционирования. Последовательная дистилляция. Многократная дистилляция. Непрерывная дробная перегонка. Фракционная колонна. Дробная конденсация. Классы бинарных смесей. Максимальная точка кипения. Минимальная точка кипения.	
IV. Более сложные системы	14
Трехкомпонентные системы. Система: эфир-алкоголь-вода. Тройные смеси с постоянной температурой кипения. Частично смешивающиеся компоненты.	
V. Газовые законы	18
Закон Бойля. Закон Гей-Люссака. Абсолютный нуль. Уравнение совершенного газа. Молекулярный объем. Точность газовых законов. Закон Дальтона. Состав воздуха. Вычисление весового процента. Вычисление молекулярного процента.	
VI. Растворы	21
Уравнение Клапейрона. Приближение уравнения Клапейрона. Бензол. Эмпирическое уравнение давления пара. Закон Рауля. Давление пара сахарного раствора. Пределы закона Рауля. Закон Генри. Парциальное давление аммиака над водным раствором. Химические соединения. Пределы закона Генри. Эмпирические уравнения.	
VII. Концентрированные растворы	26
Кривые давления пара для смеси бензол-толуол. Дистилляция смеси бензол-толуол. Правило фаз имеет только качественное значение. Кривая состава пара. Расчеты дистилляции. Вычисление кривой точки кипения по формуле Клапейрона.	
VIII. Простая дистилляция	32
Уравнение дистилляции. Уксусная кислота – вода.	
IX. Фракционирование	35
Анализ Лунса. Термический коэффициент полезного действия. Изоляция колонны.	
X. Степень фракционирования	38
Метод Лунса. Иллюстрация метода Лунса. Аппаратура непрерывного действия. Аппаратура периодического действия.	
XI. Периодическая дистилляция	47
Преимущества перемежающейся перегонки. Куб. Колонна. Колонна с насадкой. Кольца Рашига. Падение давления в колоннах. Тарельча-	

Главы.	Стран.
тые колонны. Ситчатые тарелки. Тарелки с колпачками. Переливные трубы. Коэффициент полезного действия колонн. Максимум скорости. Конденсатор. Множественные конденсаторы. Проблемы работы конденсаторов. Воздух в конденсаторах.	
XII. Конструкция периодической аппаратуры.	58
Разгонка „легкого каменноугольного масла“. Производительность. Размеры куба. Поверхность нагрева куба. Методы работы. Чистка куба. Скорость нагрева загрузки. Способ дистилляции. Фракция сероуглерода. Общее количество флегмы. Режим работы. Изоляция. Скорость теплопередачи. Влияние длины и диаметра парового змеевика на коэффициент теплопередачи в кипящей воде. Размер змеевика в кубе. Разность температур. Арматура.	
XIII. Фракционная колонна	66
Величина колпачков. Падение давления в колонне. Контакт между паром и жидкостью. Переливная труба. Расстояние между тарелками. Число тарелок. Диаметр колонны. Высота колонны. Паровые трубы.	
XIV. Конденсатор	71
Факторы, влияющие на конструкцию конденсатора. Теплота, удаляемая в конденсаторе. Теплота, удаляемая при охлаждении дистиллята. Неконденсирующиеся газы. Температура пара. Температура выходящего газа. Охлаждающая вода. Скорость пара. Скорость охлаждающей воды. Коэффициент теплопередачи. Коэффициент пленки со стороны воды. Удаление неконденсирующихся газов. Свойства пара. Свойства охлаждающей воды. Логарифмическая средняя разность температур. Поверхность конденсации. Поверхность охлаждения.	
XV. Арматура	79
Клапаны с указателями. Анализаторы или переливные коробки. Местоположение регулирующих аппаратов. Специальные конструкции.	
XVI. Непрерывная дистилляция	81
Условия для непрерывной дистилляции. Постоянная скорость питания. Непрерывное снабжение паром. Непрерывная подача воды. Результаты непрерывной дистилляции. Главные части установки непрерывного действия. Подогревание загрузки. Фракционная колонна. Конденсатор. Прямой пар. Испарительная колонна. Конструкция ректификационной колонны. Диаграмма непрерывно действующей установки. Установка для трехкомпонентной смеси. Безводные растворы. Многокомпонентные системы. Арматура. Контроль подачи загрузки. Анализаторы. Анализатор для отработанной жидкости. Преимущества и недостатки непрерывной дистилляции.	
XVII. Аммиак	92
Источники примесей аммиака. Схема непрерывной аммиачной установки. Удаление сероводорода и углекислоты. Обработка известью. Удаление масел. Скрубберы. Удаление воды.	
XVIII. Насыщенное бензолом моечное масло	96
Получение легкого масла. Кривая точек кипения смеси бензола и масла. Диаграмма температура-состав. Установка для обработки масла под вакуумом. Расход пара в вакуумной установке.	
XIX. Метиловый спирт	101
Примеси древесного спирта. Постоянно кипящая смесь метилового спирта и ацетона. Метил-ацетон. Схема установки.	
XX. Винный спирт	104
Источники получения этилового спирта. Спиртовая колонна Сырой спирт. Нейтрализация. Периодические установки. Состав фракций. Непрерывная установка.	
Приложения	113
Указатель	173
Опечатки	177

ВВЕДЕНИЕ.

Что такое „Дробная перегонка“.

Выражением „дробная перегонка“ обозначают процесс разделения на составные части смеси из двух или более летучих веществ, проведенный возможно полно при помощи соответствующего применения тепла, заставляя смесь испаряться, конденсируя затем образующиеся пары и отбирая фракции, кипящие при разных температурах; последние снова подвергают испарению, разделяя их пары на однородные фракции, и соединяя вместе погоны, кипящие при одинаковых температурах. Это повторяют до тех пор, пока будет достигнута желаемая степень разделения.

Цель книги. С таким процессом приходится иногда встречаться в химических лабораториях; однако это очень кропотливая и длительная операция, которая представляет главную ценность в качестве задачи для студента, имеющей целью ознакомление его с характерными особенностями летучих веществ. Дробную перегонку возможно выполнить при помощи определенных механических приспособлений, которые значительно сокращают этот труд и время и позволяют проводить разгонку не только одинаковую с той, какая получается при этом более хлопотливом процессе, но и значительно превосходящую ее по качеству и чистоте продукта. Цель этой книги указать, как наиболее выгодно использовать указанные приспособления при решении задач дистилляции.

Происхождение дробной перегонки. Как вообще вся старинная промышленность, дробная перегонка является искусством, зародившимся в прошлые века, и которое, подобно всем искусствам, развивалось по мере накопления эмпирических знаний. Вероятно, его рост шел вместе с развитием дистилляции спиртных напитков, и до сих пор для обывателя понятие „перегонный куб“ ассоциируется с ромом, водкой и другими напитками, получающимися путем перегонки. Фракции, которая была крупным производителем водки, принадлежит честь развития современных фракционных аппаратов.

Физическая химия и дробная перегонка. Дробная перегонка прошла через те же затруднения, которыми сопровождалось зарождение и других искусств индустриального характера. Эмпирические знания способны довести промышленность до определенного уровня, на котором и останавливаются дальнейшие успехи ее. В таких случаях

на помощь искусству приходит наука, способствующая дальнейшему его усовершенствованию.

Наукой, поднявшей дробную перегонку от степени искусства до уровня научного знания, является физическая химия. С ее помощью изучение задач фракционировки становится относительно простым делом, в виду чего физическая химия и положена в основу предмета, разбираемого в этой книге.

ГЛАВА I.

ПРАВИЛО ФАЗ.

Существует закон термодинамики, известный под именем правила фаз, на основании которого можно точно предсказать условия, при каких могут существовать все равновесные системы. Этот закон вначале был формулирован Гиббсом и с тех пор был применен к большому числу равновесных систем. Правило настолько просто и применение его дает такую возможность проникновения в сущность условий, при которых система может находиться в равновесии, что изучение дробной перегонки в освещении этого закона имеет очень большие преимущества.

Определение фаз. Все системы рассматриваются, как состоящие из одной или нескольких частей, каждая из которых отделяется от других определенными физическими границами. Например, в системе, состоящей из льда, воды и водяного пара, имеется резкая физическая граница между льдом и водой, резкая граница между льдом и водяным паром, а также между жидкостью и паром. О такой системе говорят, что она состоит из трех частей или фаз. Лед может быть раздроблен на множество мелких кусков, разделенных друг от друга жидкостью, тем не менее будет существовать только одна твердая фаза. С другой стороны, если очень медленно охладить кусок железа, содержащего 0,85 процентов углерода, отполировать его поверхность, протравить и исследовать под микроскопом, то поверхность металла окажется состоящей из параллельных темных и светлых линий. Светлые линии представляют соединение железа с углеродом, так называемый цементит, а темные — чистое железо. Поэтому говорят, что этот гомогенный для невооруженного глаза металл, состоит из двух твердых фаз.

Типы фаз. Однако фаза, будучи физически гомогенной, может состоять из многих разнородных веществ. Водный раствор смеси соли и сахара представляет только одну фазу, хотя здесь имеются три различных вещества. Но если к воде прибавить избыток соли и сахара, чтоб раствор уже не мог растворить его, и часть соли и сахара осталась бы не растворенной, то система имела бы четыре фазы: твердая соль, твердый сахар, раствор и водяной пар над рас-

твором. Точно также существующий в системе пар всегда рассматривается как одна фаза, так как никакие физические средства не дают возможности различить в нем отдельных компонентов.

Правило фаз имеет только качественное значение. Очевидно, что число фаз в системе не зависит от относительных количеств соответствующих фаз, и потому, при рассмотрении условий равновесия, правило фаз не затрагивает количественных отношений между фазами.

Определение понятия компонент. Система может состоять из одного или нескольких чистых компонентов, и максимальное число фаз, могущих существовать в равновесной системе, зависит от числа компонентов. Поэтому важно установить, что такое компонент. Компонентами системы называют малейшие количества химически чистых веществ, из которых возможно построить полную систему. Например, система лед, вода и водяной пар состоит из одного компонента чистого вещества H_2O , хотя можно построить систему из двух элементов: водорода и кислорода. Точно также система — твердая соль, твердый сахар, насыщенный раствор и пар состоит из трех компонентов: соль, сахар и вода.

Определение переменных (вариантов). Условия, при которых система может находиться в равновесии по отношению к различным ее фазам, подвергаются известным изменениям. Система может находиться при разных температурах; может варьировать давление в системе; может изменяться концентрация растворов и паров; возможны изменения удельного веса и показателя преломления раствора. Однако не все эти изменения могут быть произведены независимо одно от другого, и обычно различают независимые и зависимые варианты или переменные, причем число возможных для данной системы независимых переменных называется степенью свободы ее.

Согласно определению, варианты системы представляют некоторые физические характеристики или условия всей системы или отдельной фазы, независимые от числа фаз, а степень свободы — это число переменных (вариантов), которое можно изменить, не вызывая исчезновения старой фазы или появления новой.

Степень свободы. В настоящей книге в качестве переменных мы ограничимся температурой, давлением и концентрацией компонентов; степень же свободы, которую может иметь данная система, представляет то число переменных, которые должны быть произвольно фиксированы, чтобы система стала вполне определенной,

Если обозначить через C число компонентов системы, через V — степеней свободы или переменных и через P — число фаз, то для правила фаз получается следующее соотношение:

$$P + V = C + 2.$$

Система: Вода. В системе лед, жидкая вода и водяной пар имеем три фазы и один компонент. Поэтому здесь не может быть степеней

свободы. Другими словами, пока существуют три фазы, ни температура, ни давление не могут быть изменены. Но если удалить одну фазу, например лед, то появляется одна степень свободы и становится возможным изменить либо температуру, либо давление, но не оба сразу. Если температуру системы сделать постоянной, то автоматически становится постоянным давление; поэтому говорят, что при всякой данной температуре вода имеет определенное давление пара.

Система: Вода и соль. Но если к указанной системе добавим соль, то получим систему из двух компонентов, и сумма фаз и степеней свободы будет равна четырем. Если система имеет три фазы: твердая соль, раствор и пар, то возможна только одна степень свободы. Фиксируем по произволу температуру, тогда система становится инвариантной (не имеющей степеней свободы), так как ни давление, ни концентрация раствора не могут быть изменены. Тогда говорят, что при данной температуре соль имеет определенную растворимость в воде, и давление пара над таким насыщенным раствором имеет вполне определенное значение. Однако, если бы соли было добавлено недостаточно, чтобы образовать при данной температуре насыщенный раствор, то получились бы только две фазы, раствор и пар, и тогда возможно было бы фиксировать произвольно и другую переменную, либо концентрацию раствора, либо давление пара. Так например, установлено, что при 100°С раствор 1 части глюкозы в 20 частях воды имеет давление пара 750 мм. ртутного столба.

ГЛАВА II.

ОДНОКОМПОНЕНТНЫЕ СИСТЕМЫ.

Кривые давления пара. Сумма числа фаз и степеней свободы однокомпонентной системы равняется трем. Поэтому в системе вода и водяной пар можно, фиксируя температуру, получить соответствующее давление пара. Если это выполнять в широких пределах температуры и при этом определять соответствующие давления, то результаты, изображенные графически, будут иметь вид, указанный на фиг. 1, которая представляет хорошо известную кривую давления водяного пара.

Так как в системе лед — водяной пар имеются две фазы, как и в предыдущем случае, то мы можем, фиксируя температуру, сделать систему постоянной и таким образом получить давление пара и кривую давления пара.

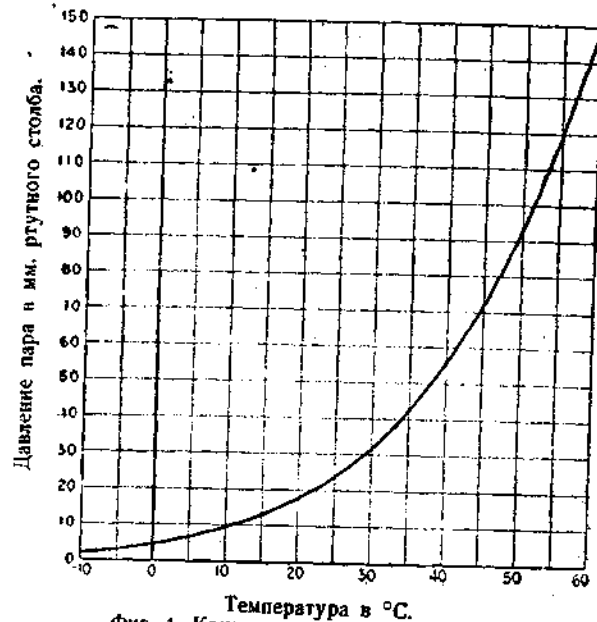
Она может быть изображена графически согласно предыдущему.

Равным образом система лед — жидкая вода является одновариантной системой, и если в ней постоянно, например, давление, то ему будет соответствовать определенная температура, при которой лед

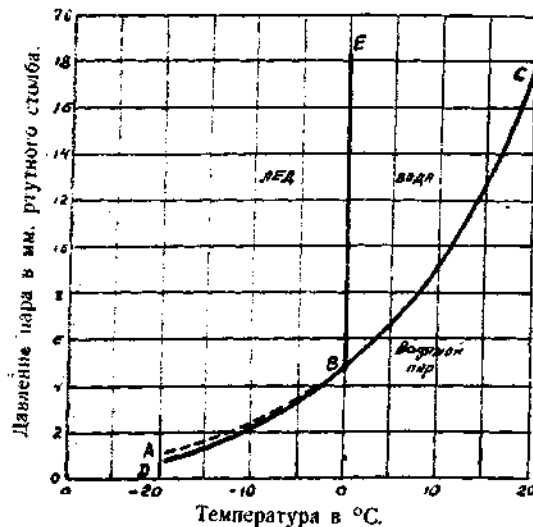
будет превращаться в воду или наоборот. Графическое изображение этих данных даст кривую равновесия между льдом и жидкой водой.

Изобразим эти три кривые графически, как на фигуре 2, где ABC представляет кривую давления пара для жидкой воды, DB — кривая давления пара для льда и EB — равновесная кривая для льда и воды. В точке В лед, жидкость и пар находятся в равновесии, а следовательно и температура и давление постоянны, соответствуя примерно 0°С и 4,60 м/м.

Площадь DBE представляет устойчивое состояние для льда и в пределах этой площади как температура, так и давление могут изменяться, если отсутствуют вода и пар.



Фиг. 1. Кривая давления водяного пара



Фиг. 2. Диаграмма давления пара. Система: лед, вода, водяной пар.

Площадь EBC представляет пространство, в пределах которого в устойчивом состоянии находится жидкая вода, и где могут изменяться температура и давление, если не имеется ни льда, ни пара.

Пространство ниже линии DB и BC представляет область перегретого водяного пара, который имеет свойство газа, причем и температура и давление могут изменяться.

Линия АВ является равновесной линией между переохлажденной водой и паром. Однако при этой температуре вода находится в неустойчивом состоянии, и если внести в нее кристаллик льда, она тотчас же затвердевает.

перетереть в порошок. Однако при этой температуре вода находится в неустойчивом состоянии, и если внести в нее кристаллик льда, она тотчас же затвердевает.

Изменение температуры при постоянном давлении. Если в системе: вода — станем изменять температуру от -20°C до $+20^{\circ}\text{C}$ при постоянном давлении, положим 8 м/м., то в начале система будет целиком состоять из льда. С повышением температуры не произойдет никаких изменений до тех пор, пока температура системы достигнет значений, соответствующих пересечению линии давления 8 м/м. с кривой BE, при которых лед начнет таять. При этом температура будет оставаться постоянной, пока растает весь лед, после чего она снова начнет повышаться до пересечения линии BC. Здесь жидкость станет испаряться, а температура останется постоянной до превращения всей жидкости в пар. При дальнейшем нагревании температура будет повышаться и вся система будет состоять из перегретого водяного пара.

Неустойчивое состояние. Линия АВ — переохлажденной воды — лежит выше кривой давления пара льда DB; это значит, что давление пара неустойчивой ниже 0° жидкости больше, давления пара льда. Из этого очевидно, что для льда невозможно одновременное существование жидкости и пара ниже 0° , так как пар из жидкости, будучи пересыщенным по отношению ко льду, конденсировался бы на нем, и таким образом путем медленного испарения и конденсации вся жидкость превратилась бы в лед.

В общем факты, указанные в отношении системы: вода — приложимы к другим однокомпонентным системам. Но так как при рассмотрении вопросов дробной дистилляции однокомпонентные системы не представляют интереса, то мы перейдем к разбору систем из двух компонентов.

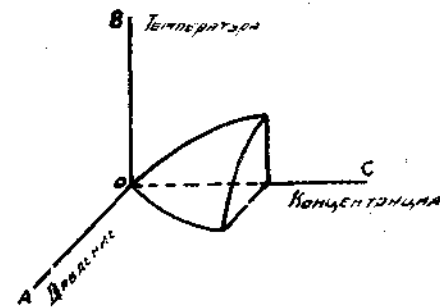
ГЛАВА III.

ДВУХКОМПОНЕНТНЫЕ СИСТЕМЫ.

Пространственная модель двухкомпонентных систем. В системах из двух компонентов сумма числа фаз и степеней свободы равна четырем. Поэтому при существовании только одной фазы будем иметь три степени свободы и, кроме температуры и давления, должен быть принят в соображение также состав фазы.

Так как можно изменять любую из переменных, то графическое изображение будет представлять пространственную модель, определяемую тремя координатами — температура, давление и концентрация, — как указано на фигуре 3, где линия ОВ представляет температуру, ОА — давление и ОС — концентрацию. Всякая точка, лежащая в плоскости АОВ или в любой, ей параллельной, будет иметь один и тот же состав. Любая точка в каждой плоскости, параллельной АОС будет иметь одинаковую температуру, тогда как плоскость SOB и ей параллельные представляют плоскости постоянного давления.

Однако пользование пространственной моделью неудобно и обычно принято, выбирая одну из переменных, напр. давление, за постоянную, пользоваться диаграммой двух измерений, которая в данном случае будет представлять обыкновенную диаграмму: температура-состав.

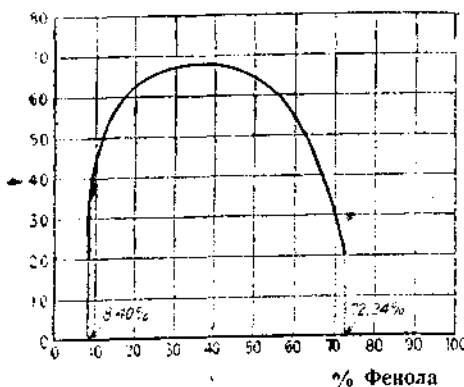


Фиг. 3. Пространственная модель для двухкомпонентной системы.

При изучении дробной дистилляции обыкновенно приходится иметь дело с жидкостями и парами, твердая же фаза не представляет значения. Существуют две простые системы из жидкости и пара, состоящие из двух компонентов: во-первых — раствор и пар и во-вторых — две жидкости и пар. В первом случае имеются две фазы, и потому система двухвариантна; во втором — три фазы и система следовательно одновариантна.

Частично смешивающиеся жидкости. Одновариантная система из двух жидких фаз и одной паровой получается в том случае, когда две жидкости только отчасти растворимы одна в другой. Относительная растворимость каждого из двух компонентов в другом может варьировать почти от нуля до полного смешения. Затем степень растворимости одного компонента в другом изменяется с температурой и нередко одновариантные системы превращаются в двухвариантные вследствие того, что с повышением температуры компоненты полностью растворяются друг в друге.

Фенол и вода. Хороший пример последнего случая представляют фенол и вода. При 20°C вода будет содержать 8,4% фенола. С повышением температуры до 50°C растворимость увеличится до 12,08% (*). Фенол в свою очередь будет растворять воду и при 20°C количество растворенной воды будет составлять 27,76%. тогда как при 50°C оно достигнет 37,17%. Если нанести растворимости на диаграмму, подобно фиг. 4, то окажется, что кривые растворимости в действительности представляют одну кривую, проходящую через максимум в точке, соответствующей составу в 35,9% фенола при t° около $68,8^{\circ}\text{C}$.



Фиг. 4. Кривая растворимости смеси фенол-вода.

Если к воде будем добавлять фенол, удерживая температуру на 20° , то вначале он растворится полностью, но когда концентрация

*) Ротмунд.

достигнет 8,4% — дальнейшее добавление фенола поведет к образованию второго слоя, который будет иметь состав 72,24%. После этого дальнейшее добавление фенола не будет уже оказывать никакого влияния на концентрации фаз, изменяя лишь относительные количества их при постоянном процентном составе, до тех пор, пока будет прибавлено столько фенола, что вся система будет содержать фенол и воду в отношении 72,24 к 27,76, когда всякое дальнейшее добавление фенола будет вести к исчезновению 8,4% фазы и система снова превратится в систему из одной жидкой и одной паровой фазы. С точки зрения правила фаз, пока существует только одна жидкая фаза, можно по произволу принять за постоянные две из переменных, напр. температуру и состав, но с появлением второй жидкой фазы количество степеней свободы уменьшается до одной, и если постоянной примем температуру, как в выше приведенном примере, то вместе с тем определится состав каждой из обеих жидких фаз. Выше критической температуры, при которой обе жидкие фазы имеют одинаковый состав, компоненты могут смешиваться во всех пропорциях и возможно по произволу изменять по две переменных — температуру, состав или давление пара.

Полное смешивание. Очевидно, что системы из двух компонентов, частично растворяющихся один в другом при обыкновенной температуре, представляют частные случаи полного смешивания и в пределах растворимости они обнаруживают те же свойства, что и совершенно смешивающиеся системы.

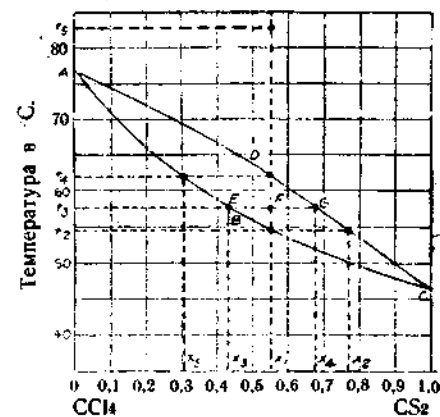
Состав жидкости. В главе „Однокомпонентные системы“ было указано, что если система состоит из двух фаз — жидкость и пар, то постоянной температуре будет соответствовать определенное давление пара, значения которого, нанесенные на диаграмму, дадут кривую давлений пара этой жидкости; точно также если в системе из двух компонентов состав жидкости не меняется, то постоянной температуре будет соответствовать определенное давление пара при одной жидкой и одной парообразной фазе. Если же оба компонента летучи, то, принимая за постоянные температуру и состав жидкости, получим также определенный состав паровой фазы.

Кривые температур и состава. Фиксируя в двухкомпонентной системе давление пара, можно построить диаграмму, связывающую температуру с составом. Фиг. 5 представляет кривые температур и состава для смеси четыреххлористого углерода и сероуглерода при давлении пара 760 м.м. Каждой точке кривой ABC отвечает состав X смеси CCl_4 и CS_2 , которая кипит при давлении 760 м.м. и данной температуре t , где t — градусы термометра Цельсия, а X — молекулярный процент CS_2 . Применением „молярного“ или „молекулярного процента“ чрезвычайно облегчается вычисление давления пара. Под этим подразумевается число граммолекул одного компонента какой-нибудь смеси, в которой сумма граммолекул всех компонентов равняется 100. Кривая ADC представляет состав пара, находящегося

в равновесии с жидкостью при данной температуре. Так, например, жидкость состава X_1 будет иметь давление пара 760 м.м. при температуре t_2 , а находящийся с ней в равновесии пар будет иметь состав X_2 .

Исходя из смеси состава X_1 и температуры t_1 , будем иметь только одну фазу — жидкую смесь CCl_4 и CS_2 . С повышением температуры не произойдет никаких изменений, кроме расширения жидкости до тех пор, пока вертикальная линия при X_1 , пересечет кривую ABC, когда появится паровая фаза состава X_2 . Так как теперь имеются две фазы и давление постоянно, то может быть только одна переменная, температура, и от нее будет зависеть состав фазы. Пусть затем температура повысится и до некоторой точки t_3 , тогда и составы жидкости и пара, не являясь более независимыми переменными, должны соответственно измениться, что и происходит по кривым ABC и ADC соответственно, при чем жидкость имеет состав X_3 , а находящийся с ней в равновесии пар — X_4 . При этом нужно помнить, что в течение процесса количество CCl_4 и CS_2 в системе осталось без перемены и поэтому изменения в составе жидкости и пара сопряжены с соответственными изменениями относительных количеств каждой фазы, общий же состав системы остается тот же самый, X_1 . Кроме того, относительное количество жидкой и паровой фазы при температуре t_3 выражается отрезками FG и EF. При дальнейшем повышении температуры количество жидкой фазы будет уменьшаться до тех пор, пока температура не достигнет точки, соответствующей пересечению вертикали X_1 с кривой ADC, что произойдет при температуре t_4 , когда пар будет иметь состав первоначальной жидкости и жидкая фаза исчезнет. При более высокой температуре существует только одна паровая фаза, и система снова становится тривариантной, так что при постоянном давлении возможно изменять и температуру и состав пара. Это — область перегретого пара.

Если указанный процесс вести в обратном направлении, то изменения могут быть прослежены таким же путем. Начнем с перегретого пара состава X_1 и температуры t_4 ; конденсация его может произойти тогда, когда вертикаль X_1 пересечет кривую ADC, причем будет выделяться жидкость состава X_2 . При дальнейшем охлаждении будет изменяться состав как жидкости, так и пара по линиям ADC и ABC соответственно, пока жидкость не примет состав X_1 , причем весь пар исчезнет.



Фиг. 5. Кривая температуры кипения смеси CCl_4 — CS_2

Равновесие при дробной перегонке. Нужно заметить, что в приведенных выше процессах нагревания и охлаждения жидкая и паровая фаза поддерживались в равновесии. Следовательно, жидкость и пар могут находиться в равновесии только между температурами t_2 и t_4 , и состав жидкой фазы может изменяться только в пределах X_1 и X_3 . Поэтому очевидно, что если при помощи дробной перегонки требуется совершенно разделить два компонента CCl_4 и CS_2 на чистые вещества,—необходимо либо поставить систему в условия неустойчивого равновесия, либо изменить самую систему.

Общие методы фракционирования. Существуют два метода для производства фракционирования: последовательная перегонка сконденсированных дистиллятов и дробная конденсация; оба метода построены на отделении жидкости от пара при равновесном состоянии фаз.

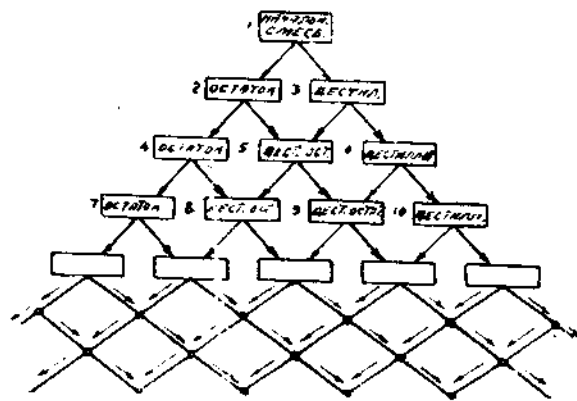
Последовательная дестилляция. Первый метод—последовательная перегонка сконденсированных дистиллятов—лучше всего может быть разъяснен при помощи фигуры 5. Исходя из большого количества жидкости, состава X_3 , которая кипит при давлении 760 мм. и температуре t_4 , отведем из аппарата некоторое количество пара, состава X_1 , который конденсируясь даст жидкость состава X_1 . Эту новую жидкость опять подвергнем дестилляции, причем первая порция дистиллята будет иметь состав X_2 . Продолжая этот процесс, будем получать последовательно дистилляты, состав которых может быть определен по ряду ступеней, обозначенных на кривых точками, которые в конце концов приближаются к точке С—чистому CS_2 , как пределу.

Выделение некоторого количества пара состава X_1 , из жидкости, состава X_3 , изменит состав ее в сторону чистого CCl_4 . Таким образом,

при продолжении дестилляции жидкости состав ее будет приближаться к чистому CCl_4 , как пределу, и последние порции дестиллируемой жидкости должны бы иметь именно такой состав.

Следовательно, путем последовательного ряда перегонки возможно всякую смесь из CS_2 и CCl_4 разделить на практически чистые CS_2 и CCl_4 .

Такая систематическая де-



Фиг. 6. Схема дробной перегонки.

стилляция схематически представлена на фиг. 6., где начальная смесь (1) разделена на дистиллят (3) и остаток (2).

Затем (3) и (2) перегоняются порознь, давая остаток и дистиллят; дистиллят от (2) и остаток от (3) соединяются вместе, образуя жид-

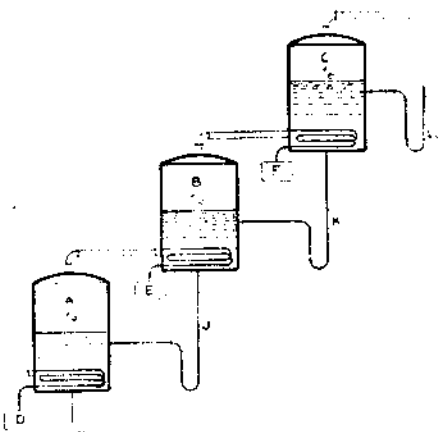
кость (5), которая снова перегоняется, равно как (4) и (6) и т. д. Этот процесс продолжают до тех пор, пока практически получится полное разделение. Подобный процесс иногда переводят в лаборатории, но он чрезвычайно кропотлив; тот же самый результат можно получить другим гораздо более удобным путем.

Множественная дестилляция. Представим себе аппарат, изображенный на фиг. 7, состоящий из серии перегонных кубов А, В, С и т. д.; каждый куб снабжен нагревательным змеевиком и необходимой коммуникацией для паров и жидкостей. Предположим, что куб А содержит жидкую смесь из CS_2 и CCl_4 состава X_3 , как на фиг. 5, котел В—жидкость состава X_1 ; котель С—состава X_2 , и т. д.; жидкость в А кипит при t_4 , в В—при t_2 , и в С—при t_6 . Так как пар, выделяющийся из А, имеет температуру t_4 , которая выше температуры кипения t_2 в В, то пар из А, проведенный в нагревательный змеевик куба В, будет отдавать свое тепло содержимому В, нагревая его до кипения, сам же будет конденсироваться. Пар из В, проведенный в нагревательный змеевик С, точно также будет нагревать до кипения жидкость в С, попрежнему конденсируясь сам. Конденсирующиеся в змеевиках пары могут быть отведены в приемники D, E, F и т. д.

Но так как, согласно фиг. 5, состав жидкости в В одинаковый с составом пара, отходящего из куба А, то вместо того, чтобы сконденсировавшийся в змеевике В пар отводить в приемник—Е, его можно примешивать к содержимому куба В. Затем, так как пар, отходящий из А, должен быть смешан с жидкостью, находящейся в В, и так как между ними должен произойти теплообмен, то гораздо проще продувать пар непосредственно в жидкость, обходясь таким образом без змеевиков.

Так как при дестилляции жидкости в кубе В она отделяет пар, который богаче содержанием CS_2 , чем она сама, то концентрация жидкости становится беднее CS_2 , несмотря на присоединение к ней пара из А. Поэтому, если ее непрерывно отводить через трубку I в котел А, то стремление жидкости сделаться беднее CS_2 будет понижено и в то же время будет обогащаться содержимое куба А. Точно также жидкость из С непрерывно спускают обратно в куб В.

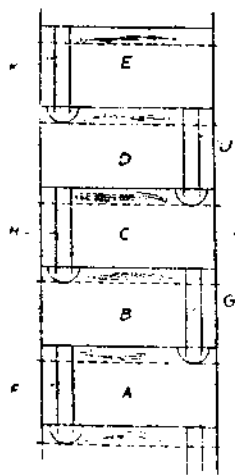
Непрерывная дробная перегонка. Следовательно, если создать постоянный приток пара к котлу А, то помощью приведенного процесса можно осуществить непрерывную дробную перегонку. Кроме того, так как изменение состава жидкости в каждом кубе соответ-



Фиг. 7. Схема множественной дестилляции.

стует какой либо одной ступени из серии их, обозначенных точками на кривых диаграммы фиг. 5, то при наличии такого же числа кубов, сколько требуется ступеней, чтобы пройти от практически чистого CCl_4 до практически чистого CS_2 , — подобный аппарат в состоянии осуществить непрерывное разделение смеси на практически чистые компоненты при затрате лишь небольшого труда.

Фракционная колонна. Указанный принцип является основой, на которой построена фракционная колонна перегонного аппарата. Частично простая колонна показана на фигуре 8. В колонне имеются перфорированные площадки, разделяющие ее на секции А, В, С и т. д. Каждая из этих секций играет ту же роль, что куб в предыдущем аппарате. Пар жидкости на площадке А проходит сквозь мелкие отверстия в площадке В и, вступая в контакт с более холодной жидкостью на площадке В, конденсируется, отдавая при этом свое тепло жидкости и нагревая ее до кипения. Избыток жидкости на площадке В через трубу F переливается обратно на нижнюю площадку.



Фиг. 8. Схема фракционной колонны.

Аналогия между фракционной колонной и серией кубов была бы полной, если бы пар, выделенный жидкостью на площадке, имел бы равновесный состав, определяемый кривыми фиг. 5. Но к несчастью, ни одна конструкция не в состоянии воспрепятствовать некоторому количеству пара с нижней площадки пройти через жидкость на следующей площадке, не вступая с ней в равновесие. Таким образом пар над каждой площадкой представляет смесь пара жидкости этой площадки и пара с нижней площадки и вследствие этого он будет содержать меньше летучего компонента, чем в том случае, если бы было достигнуто полное равновесие. Отношение фактического состава пара над площадкой, при бесконечной пропорции флегмы, — что будет объяснено во второй части, — к равновесному его составу является мерой эффективности площадки, как фракционного аппарата.

Многочисленные видоизменения фракционных колонн будут рассмотрены в особой главе, посвященной этому предмету.

Дробная конденсация. Вторым методом, с помощью которого может быть осуществлена фракционировка, является дробная конденсация.

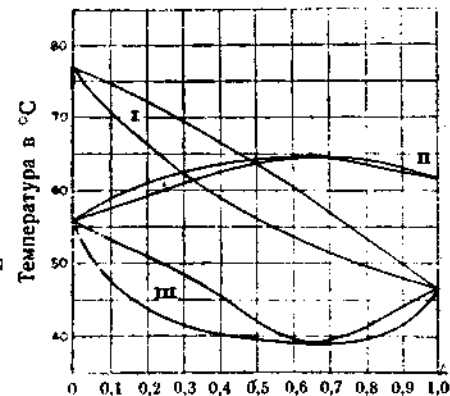
Обращаясь снова к фиг. 5, предположим, что мы имеем смесь паров CS_2 и CCl_4 состава X_1 при температуре t_1 . Мы говорили, что при охлаждении конденсация начнется в тот момент, когда вертикальная линия X_1 достигнет кривой пара ADC, и что получающаяся жидкость будет иметь состав X_2 . Если в момент образования жидкости ее тотчас же удалять от соприкосновения с паром, то ввиду

того, что она беднее более летучим компонентом CS_2 , чем пар, последний постепенно будет все более обогащаться CS_2 до тех пор, пока конечные порции пара будут при конденсации состоять из чистого CS_2 . Таким образом возможно выделить наиболее летучий компонент из смеси, подвергая ее испарению, затем постепенно конденсируя пар и удаляя конденсат немедленно после его образования. Однако ясно, что подобный процесс был бы чрезвычайно непродуктивным, так как нужно было бы испарить и сконденсировать всю жидкость для того, чтобы в последних порциях пара получить практически чистый компонент. Фактически для получения продуктивной фракционировки, дробную конденсацию комбинируют с последовательным испарением и с видоизменением последнего, известным под именем скрубберной промывки.

Классы бинарных смесей. Бинарные смеси летучих жидкостей, смешивающихся во всех пропорциях, разделяются на три главные класса. Эти три класса иллюстрируются фиг. 9, на которой кривая I представляет кривую жидкость — пар для смеси четыреххлористый углерод — сероуглерод при 760 мм. Смесей этого типа могут быть разделены на свои компоненты посредством дробной перегонки.

Максимальная точка кипения. Кривая, обозначенная цифрой II, представляет кривую точек кипения для смеси ацетона и хлороформа. Эта кривая проходит через максимум приблизительно при составе 65 мол. проц. хлороформа и при температуре $64,6^\circ C$, которая выше температуры кипения каждого чистого компонента; кривые жидкости и пара касаются друг друга в точке максимума. Очевидно, что жидкость, нагретая до точки кипения при концентрации, соответствующей этому максимуму, станет выделять пар такого же состава, как сама жидкость, и потому оба компонента не могут быть разделены дробной перегонкой.

Если через максимальную точку кипения провести вертикальную линию, то диаграмма разделится на две части и отрезки кривой в каждой части представят простую кривую типа I. Поэтому можно сказать, что в такой системе из двух компонентов, где имеется максимальная точка кипения, любая смесь этих компонентов может быть разделена путем дробной перегонки на один чистый компонент и смесь, с постоянной точкой кипения; но таким путем невозможно из подобной смеси выделить оба компонента. Затем, при дробной перегонке такой смеси, дистиллят будет богаче чистым компонентом, так



Фиг. 9. Типы бинарных смесей.

как он кипит при более низкой температуре, а остаток будет богаче смесью с постоянной точкой кипения.

Минимальная точка кипения. Смеси, представляемые кривой III, являются типом смесей с минимальной точкой кипения. Подобные смеси ведут себя совершенно так же, как смеси с максимальной точкой кипения, с той лишь разницей, что при перегонке дистиллят богаче смесью с постоянной точкой кипения, тогда как остаток богаче чистым компонентом. Наиболее известным примером таких смесей является смесь этилового спирта и воды, которая впоследствии будет рассмотрена детально. Так как в подобных системах имеются две фазы, жидкость и пар, и если остается постоянным условие, что обе фазы сохраняют один и тот же состав, что имеет место в смесях с постоянной точкой кипения, то тогда может быть только одна степень свободы, и если сделать постоянным давление, то система становится инвариантной, а изменение состава постоянно кипящей смеси делается невозможным. Но изменение давления позволяет произвести соответственное изменение состава смеси; добавление к жидкости иного компонента, напр., соли, также ведет к изменению состава. Этот последний метод нашел общее применение в производстве для указанной цели и будет нами рассмотрен впоследствии.

ГЛАВА IV.

БОЛЕЕ СЛОЖНЫЕ СИСТЕМЫ.

До сих пор предметом нашего рассмотрения были системы из двух компонентов, однако фракционная дистилляция ни в коем случае не может быть ограничена исключительно такими системами, так как большая часть промышленных смесей содержит большее или меньшее количество примесей, и зачастую отделение от них продуктов возлагается на дробную перегонку.

Тем не менее нередко бывает, что смеси, подлежащие разделению, состоят в главной массе из двух компонентов, а остальные присутствуют лишь в незначительных количествах. В подобных случаях принято рассматривать системы предварительно как двухкомпонентные и затем видоизменять конструкцию применительно к остальным компонентам. Однако во многих случаях этого сделать нельзя, и тогда система с самого начала должна рассматриваться, как состоящая из многих компонентов.

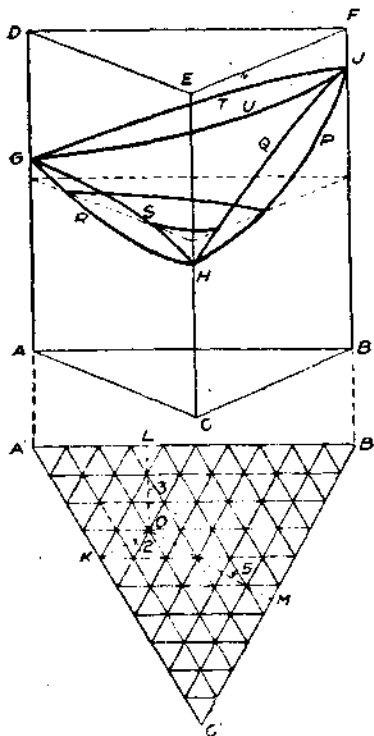
Трехкомпонентные системы. В системах из трех компонентов сумма числа фаз и степеней свободы равна пяти. Чтобы подобная система стала инвариантной, необходимо наличие пяти фаз. Но в системах, состоящих из жидкостей и паров, редко присутствуют более, чем 2 жидких и одна парообразная фаза, и потому такие системы имеют две степени свободы. Например, этиловый эфир и вода ча-

стично растворимы друг в друге и, будучи смешаны в пропорции, превышающей пределы растворимости, образуют две жидкие фазы: одна—раствор воды в эфире и другая—раствор эфира в воде. Такая система из двух компонентов с двумя жидкими фазами и одной парообразной имеет одну степень свободы, и потому если выберем постоянную температуру, то система становится неизменной, и состав жидкостей и пара, а также давление пара системы будут постоянны. Но если к системе добавить несколько этилового спирта, то она становится трехкомпонентной, и тогда возможно, в дополнение к температуре, делать постоянной другую переменную; напр. давление пара. Или, другими словами, мы можем также менять температуру, при которой подобная смесь кипит под атмосферным давлением, т. е. температуру, при которой давление пара становится равным барометрическому. Разумеется, если температура и давление постоянны, то и состав жидкой и парообразной фазы становится постоянным.

Система: Эфир—алкоголь—вода. В системе эфир—алкоголь—вода при добавлении алкоголя к воде и эфиру растворимость эфира в воде и воды в эфире увеличиваются. Если добавить достаточно спирта, то получается такая смесь, в которой эфирная и водяная фаза содержат одно и то же количество воды, эфира и спирта, и дальнейшее увеличение содержания алкоголя приведет к образованию системы из одной жидкой фазы, в которой эфир, вода и спирт будут совершенно растворены друг в друге. При этом условии имеются три степени свободы, и можно сделать постоянными, напр., температуру, давление и состав жидкости. Вследствие этого состав парообразной фазы, находящейся в равновесии с жидкой фазой также будет постоянным. Трехкомпонентную систему трудно изобразить графически. Один из методов графического изображения показан на фигуре 10, которая представляет призму, построенную на равностороннем треугольнике ABC. Стороны треугольника разделены на 10 или 100 равных частей, представляющих молярный процент компонентов. Так, линия CB представляет смесь чистых компонентов C и B и каждая точка линии соответствует их молярному проценту. Также каждая точка линии AC представляет смесь компонентов A и C, а точка линии AB—компонентов A и B. Этот треугольник обладает таким свойством, что если длина перпендикуляра, опущенного из какой-либо вершины на противоположную сторону, равняется единице, то и сумма перпендикуляров, опущенных из каждой точки внутри треугольника на три противоположные стороны, также будет равна единице. А так как деления сторон соответствуют дробным долям молекул*), то длина перпендикуляра, опущенного из любой точки на соответствующую сторону представит дробную часть молекулы того компонента, вершина которого лежит против стороны,

*) Дробная моля (mol-fraction) представляет количество компонента на молекулу смеси.

на которую опущен перпендикуляр. Например, перпендикуляр ОК, опущенный из точки О на сторону АС, имеет длину равную 0,2. Следовательно, дробная часть молекулы компонента В равняется 0,2. Точно также дробная доля молекулы С равняется 0,3 и А—0,5, составляя в сумме 1,0. Таким образом всякая смесь из А, В и С может быть определена надлежащей локализацией ее состава на этом треугольнике.

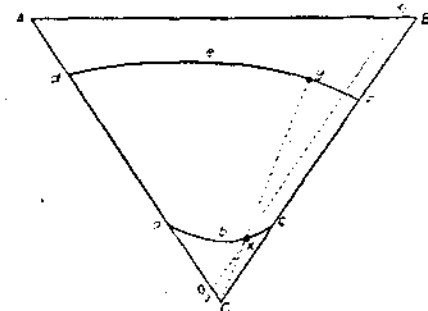


Фиг. 10. Диаграмма трехкомпонентной системы.

Если на такой пространственной модели вертикальное измерение призмы представляет температуру, то можно иллюстрировать изменения температуры и состава, но не давления. Точно так же, как в двухкомпонентной системе, диаграмма температура—состав отвечала постоянному давлению, так и в данном случае вся пространственная модель соответствует постоянному давлению. Чистый компонент В под атмосферным давлением кипит при температуре, соответствующей точке J. Чистый С—при температуре, соответствующей Н и чистый А—при температуре Р. Плоскость SEFB призмы при этом представляет в точности такую же диаграмму температура—состав, какая применяется для двухкомпонентных систем, и на ней по предыдущему может быть нанесена кривая кипения смеси С и В вместе с равновесной кривой давления пара, как соответственно показано кривыми НРJ и НQJ. Таким же образом могут быть нанесены на плоскости

ADEC кривые кипения и давления пара для смеси А и С, и на плоскости ADFB—кривые для смеси А и В. Мы видим, что три кривые кипения НРJ, GRH и GVJ образуют границы поверхности. Эта поверхность представляет температуры кипения смесей А, В и С, состав которых определяется, как указано выше. Точно также линии давления пара НQJ, GSH и GTJ образуют другую поверхность, которая представляет давление пара в равновесии с жидкой смесью. Горизонтальная плоскость представляет плоскость постоянной температуры; пересекая поверхности кипения жидкости и давления пара, такая плоскость образует линию, указывающую состав паровой фазы, находящейся в равновесии с жидкой смесью, которая кипит при этой температуре. Такое пересечение плоскости постоянной температуры с жидкостной и паровой поверхностью показано на фигуре 11, где линия „abc“ представляет пересечение жидкостной поверхности,

а линия def—паровой. Так как налицо имеется две фазы, жидкая и парообразная, а давление и температура постоянны, то существует одна степень свободы. Если теперь сделать постоянным состав жидкости в отношении одного компонента, положим 10 мольпроцентов А, то линия gh, представляющая дробную долю молекулы А в 0,1, пересечет линию жидкости abc в некоторой точке X. Жидкость такого состава будет кипеть при постоянных температуре и давлении. Пар, находящийся в равновесии с жидкостью X, будет иметь некоторый постоянный состав У, который может находиться или не находиться на продолжении линии, соединяющей С и Х.



Фиг. 11. Пространственная модель трехкомпонентных систем при постоянной температуре.

Тройные смеси с постоянной температурой кипения. Система, иллюстрируемая фигурой 10, представляет такую систему, в которой нет смесей с постоянной температурой кипения, и разделение их может быть выполнено помощью дробной перегонки. Однако довольно обычно, что одна пара из трех будет иметь смесь с постоянной точкой кипения, а часто две пары из трех будет иметь такие смеси. В последнем случае получаются трехкомпонентные смеси с постоянной точкой кипения. Это представляется весьма обыкновенным явлением в тех случаях, когда один из компонентов лишь частично растворим в остальных; напр., смесь бензол—этиловый спирт—вода. Эта система имеет смесь, которая кипит при постоянной температуре, лежащей значительно ниже точки кипения каждого из компонентов в чистом виде, и которая содержит воду в большем количестве, чем кипящая при постоянной температуре смесь спирта и воды.

Этой системой пользуются при приготовлении абсолютного алкоголя.

Частично смешивающиеся компоненты. Иногда при наличии частично растворяющегося компонента и бинарной смеси с постоянной точкой кипения все-таки не получается С. В. М. (constant boiling mixtures) (смеси с постоянной точкой кипения) из трех компонентов. Напр., изоамиловый алкоголь только частично растворяется в воде, а этиловый спирт образует с водой СВМ; однако СВМ из трех компонентов при этом не образуется, так как СВМ спирт и вода имеет более низкую температуру кипения, чем смесь изоамиловый алкоголь—вода в присутствии спирта. Это позволяет отделять изоамиловый алкоголь от смеси этилового спирта с водой, что иллюстрируется на примере получения сивушного масла при ректификации спирта брожения.

328

ГЛАВА V.

ГАЗОВЫЕ ЗАКОНЫ.

Принципы, положенные в основу дробной перегонки, представляют по преимуществу элементарные законы физики и термодинамики. Однако многие из так называемых физических законов чрезвычайно ограничены в их приложении и не могут быть применены ко всему ряду условий, имеющих место в дистилляции. Зачастую законы бывают вполне справедливы только для несуществующих совершенных газов и совершенных растворов, и лишь приближенно справедливы для действительных газов и растворов, большая или меньшая степень приближения которых к совершенным газам и растворам определяется их отношением к газовым законам. В технике огромное число более или менее неопределенных факторов, входящих в каждую проблему, делают чрезвычайно трудным точное ее решение, и обычно приходится довольствоваться приближенным решением. При таких условиях законы совершенных газов и растворов часто дают результаты, достаточно точные для технических целей. Обыкновенно бывает возможно выработать эмпирическое уравнение, которое вполне точно в пределах данных значений определяет отношения действительных газов и растворов, и эти эмпирические уравнения зачастую приносят большую пользу при расчетах дистилляции. Но они неудобны тем, что не имеют теоретической связи с другими уравнениями и не могут быть экстраполированы. Поэтому гораздо надежней везде, где только можно, пользоваться законами для совершенных газов и, по возможности, реже применять эмпирические уравнения.

Закон Бойля Первым из теоретических законов, имеющих значение для дистилляции, является закон Бойля, который гласит, что при постоянной температуре объем данного газа обратно пропорционален давлению или $PV = \text{constant}$.

Так, удваивая давление на данное количество газа при постоянной температуре, получим уменьшение на половину его объема.

Закон Гей-Люссака. Но если повысить температуру данного количества газа, то произойдет либо расширение газа, либо увеличение давления, причем было найдено, что поднятие температуры с 0°С на 1°С при постоянном давлении влечет увеличение объема газа на 1/273; обратно—давление увеличится на 1/273 давления при 0°С, если производить нагревание при постоянном объеме. Это действие температуры известно под именем закона Гей-Люссака.

Абсолютный нуль. Так как при охлаждении газа его объем уменьшается на 1/273 объема при 0°С на каждый градус, то когда газ будет охлажден до —273°С, или точнее до —273,1°С, его объем будет равен нулю. Поэтому температура —270°С известна под именем абсолютного нуля. Однако это произошло бы только в случае совершен-

ного газа; действительные же газы переходят в жидкое состояние прежде, чем будет достигнуто —273°С.

Уравнение совершенного газа. Законы Бойля и Гей-Люссака могут быть объединены, причем получается уравнение

$$PV = NRT,$$

где P—давление газа, V—его объем, N—число граммолекул или молей имеющегося газа, T—температура, при которой находится газ, отсчитываемая от абсолютного нуля, и R—некоторая постоянная, известная под именем газовой константы, значение которой изменяется соответственно единицам, выбранным для P, V и T. Так, если T—в градусах абсолютного столбчатого термометра, P—в атмосферах и V—в литрах, то R будет иметь величину 0,082.

Молекулярный объем. Объем, занимаемый одной граммолекулой газа при 0°С и давлении 1 атм., может быть определен следующим образом:

$$1 \times V = 1 \cdot 0,08207 \cdot 273 \\ V = 22,41 \text{ литра.}$$

Величина 22,4 литра—объем 1 граммолекулы газа при 0°С и давлении одной атмосферы—очень легко запоминается и находит весьма частое применение.

Как мы говорили выше, ни один газ не следует точно равенству $PV = NRT$. Чем дальше газ от своей критической температуры и чем ниже давление, тем он ближе по свойствам к совершенному газу. Так называемые постоянные газы, как кислород, водород, азот и т. д. при обыкновенной температуре и давлении почти точно следуют уравнению $PV = NRT$. Но даже и они обнаруживают значительные отклонения при увеличении давления и при приближении температуры к точке сжижения. Вследствие этого было выработано другое уравнение, более точно выражающее отношения этих газов и которое более известно под именем формулы Ван-дер-Ваальса

$$(P + a/V^2) (V - b) = RT.$$

Это то же уравнение $PV = NRT$, в котором N=1, а в значения P и V внесены поправки—действие внутреннего давления молекул и фактический объем самих молекул газа. Это уравнение справедливо для большинства газов до крайних пределов давления и в некоторых случаях также для сжижающихся газов, но им очень трудно пользоваться, и в технике оно применяется редко.

Точность газовых законов. Чтобы показать приложимость уравнения $PV = NRT$, вычислена следующая таблица для 1 фунта пара:

Температура в градусах Фаренгейта	Давление в фунт. на кв. дм.	Удельный объем в кв. ф.		Разность	Состояние пара
		Действит.	Вычислен.		
212 (118°С)	14,70	26,81	27,21	0,40	Насыщенный Перегретый
250 (138°С)	15,00	27,84	28,18	0,34	
400 (222°С)	15,00	33,96	34,13	0,17	
600 (333°С)	15,00	41,98	42,09	0,11	

Таким образом,—очевидно, что для насыщенного пара указанное уравнение дает отклонение до 2 процентов в то время, как для перегретого пара точность его возрастает по мере увеличения перегрева. Так как при большинстве дистилляционных работ ошибка в 2% для объема пара не имеет серьезного значения, то применение этого уравнения может быть допущено.

Закон Дальтона. При смешении газов было найдено, что каждый газ проявляет точно такое же давление, какое он обнаружил бы в том случае, если бы один занимал такой же объем, находясь в таком же количестве, и что общее давление смеси газов в точности равняется сумме отдельных давлений газов, которые каждый из них проявил бы, занимая в отдельности то же пространство. Давление отдельного газа называется парциальным давлением, а вышеприведенный закон известен под именем Дальтонова закона парциального давления.

Так как равенство $PV = NRT$ достаточно верно для всех газов и паров, то объем одной молекулы каждого газа должен быть один и тот же при одних и тех же температуре и давлении. Поэтому на основании закона Дальтона очевидно, что парциальное давление газа в газовой смеси должно быть пропорционально отношению числа молекул данного газа к общему числу молекул всей газовой смеси. Это отношение называется дробной моля (mol-fraction) (x) и правило может быть выражено равенством:

$$p = Px$$

где p — парциальное давление газа в газовой смеси, содержащей x молей газа на молекулу смеси, а P — общее давление смеси. Отсюда следует, что объемный процент газа в смеси равен 100 x .

Состав воздуха. Воздух содержит 20,9 объемных процентов кислорода, 78,1% азота и 1,0% аргона. Поэтому, когда воздух находится под давлением 760 м.м., парциальное давление кислорода будет

$$\frac{20,9}{100} \cdot 760 = 159 \text{ м.м.}$$

Часто бывает нужно объемные проценты газа перевести в весовые и обратно. Применяющийся для этого способ поясняется следующим примером:

Вычисление весового процента. Вычислим весовые количества кислорода, азота и аргона в воздухе:

Молекулярный вес кислорода	32,00
„ „ азота	28,02
„ „ аргона	39,88

Если взять 100 молей воздуха, то

вес кислорода будет $20,9 \times 32,00$	668,8
„ азота „ $78,1 \times 28,02$	2189,0
„ аргона „ $1,0 \times 39,88$	39,88

Сумма . 2898,00

Весовой процент кислорода $\frac{668,8}{2898} \cdot 100 = 23,1\%$
„ „ азота $\frac{2189}{2898} \cdot 100 = 75,5\%$
„ „ аргона $\frac{39,88}{2898} \cdot 100 = 1,38\%$

Вычисление молекулярного процента. Обратное вычисление,—перевод весовых процентов в молекулярные или объемные проценты,—делается следующим образом: Какой молекулярный процент ацетона и этилового спирта в паре, содержащем равные их части по весу?

Молекулярный вес спирта = 46,06
„ „ ацетона = 58,07

Если взято 100 частей смеси, то число молекул каждого в парах будет:

$$\frac{50}{46,06} = 1,110 \text{ молей спирта}$$

$$\frac{50}{58,07} = 0,860 \text{ „ ацетона}$$

Сумма 1,970

Молекулярный процент спирта $\frac{1,110}{1,970} \cdot 100 = 56,3\%$
„ „ ацетона $\frac{0,860}{1,970} \cdot 100 = 43,7\%$

ГЛАВА VI.

РАСТВОРЫ.

Уравнение Клапейрона. Мы говорили, что если чистая жидкость находится в соприкосновении со своим паром, то каждой данной температуре соответствует давление пара жидкости. Изменение давления пара в зависимости от температуры точно выражено уравнением Клапейрона, которое может быть выведено термодинамическим путем

$$\frac{dp}{dT} = \frac{L}{(V - V_0)T}$$

Здесь $\frac{dp}{dT}$ представляет изменение давления с температурой, L — скрытая теплота испарения одного моля жидкости, V — объем одной граммолекулы пара, V_0 — объем одного моля жидкости и T — абсолютная температура, при которой происходит испарение.

Теплота испарения изменяется с температурой, но не быстро, и в малых температурных пределах L можно считать постоянным. Также $PV = NRT$ можно считать справедливым для малых температур-

ных пределов, и так как V_0 обычно весьма мало по сравнению с V , то $V - V_0$ практически равно V .

Приближение уравнения Клапейрона. Пользуясь этим приближением, мы можем написать уравнение Клапейрона так:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{L}{RT^2};$$

интегрируя между данными пределами, получим

$$\lg \frac{p_2}{p_1} = \frac{L}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right),$$

где \lg представляет Неперов логарифм или $\lg = \lg_{10} \cdot 2,303$.

Бензол. Примером для применения этого уравнения может служить бензол (C_6H_6), который кипит при $80,36^\circ C$ под давлением 760 мм., и скрытая теплота испарения которого равна $7,250$ калорий на грам-молекулу. Если L измерено в калориях, то и R должно быть выражено в соответствующих единицах и равняется $1,9885$ ($1,99$) кал.

$$\lg \frac{p_2}{760} = \frac{7,250}{1,99} \left(\frac{1}{273,1 + 80,36} - \frac{1}{T_2} \right)$$

Таблица, содержащая величины скрытой теплоты парообразования наиболее обычных летучих жидкостей, приведена в приложении (табл. V).

Выражая L в виде функции температуры $L = a + bT + cT^2 + \dots$ и т. д., можно с большим приближением получить кривую истинного давления пара.

Приближенное уравнение Клапейрона тогда становится:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{a + bT + cT^2 + \dots}{RT^2} \quad \frac{a}{RT^2} + \frac{b}{RT} + \frac{c}{R}$$

которое после интегрирования получает такой вид:

$$\lg p = -\frac{a}{RT} + \frac{b}{R} \lg T + \frac{c}{R} T + \text{constant.}$$

Эмпирическое уравнение давления пара. Но так как отношение между L и T подробно изучено лишь для немногих жидкостей и так как точные кривые давления пара имеют значение почти для всех их, то это последнее уравнение имеет очень ограниченное приложение. Обыкновенно оно применяется для водяного пара, напр. уравнение Марка:

$$\lg_{10} p = 10,515354 - \frac{4,873 \cdot 71}{T} - 0,00405096T + 0,000001392964T^2,$$

где p и T выражены соответственно в фунтах на кв. дм. и в абсолютных градусах Фаренгейта*). Нужно помнить, что это уравнение

*) Абсолютный нуль в градусах Фаренгейта = $-459,6^\circ F$. Перев.

целиком относится к типу эмпирических, так как основано на эмпирическом отношении между L и T .

Закон Рауля. Введение в летучую жидкость растворимого вещества понижает давление пара жидкости, если растворимое вещество нелетуче, или понижает парциальное давление растворителя в случае летучего растворимого. Было найдено, что понижение давления пара пропорционально дробной моля растворенного вещества и может быть выражено равенством

$$p = p_0 x_0,$$

где p — парциальное давление пара растворителя, p_0 — давление пара чистого растворителя и x_0 — дробная моля растворителя в смеси. Это правило известно под именем закона Рауля. Он мог быть предсказан качественно на основании правила фаз, так как с добавлением к чистой жидкости другого вещества образуется двухкомпонентная система и следовательно, чтобы сделать давление пара постоянным, необходимо, чтобы был постоянным состав жидкости (или пара), а также и температура.

Давление пара сахарного раствора. Для примера вычислим давление пара 10% раствора тростникового сахара в воде при $100^\circ C$.

Молекулярный вес воды = 18

„ „ сахара = 342

$$\frac{0,10}{342} = 0,000292; \quad \frac{0,99}{18} = 0,055; \quad \text{сумма} = 0,055292.$$

$$\text{Дробная моля сахара} = \frac{0,000292}{0,055292} = 0,00528$$

$$\text{„ „ воды} = 1 - 0,00528 = 0,99472.$$

Давление пара чистой воды при $100^\circ C = 760$ м/м. Следовательно, давление пара 10% раствора сахара будет $0,99433 \times 760 = 756$ м/м. Этот пример, когда в летучей жидкости растворено нелетучее вещество, имеет аналогию со случаем растворения в летучем растворителе летучего вещества, с тою лишь разницей, что во внимание должно быть принято парциальное давление растворителя, а не общее давление всей смеси. Например, чтобы вычислить парциальное давление бензола над смесью, содержащей 5% по весу толуола в бензоле при $80^\circ C$, можно применить подобный же метод. Молекулярный вес бензола 78,1, молекулярный вес толуола — 92,1. В 100 весовых частях смеси будет $\frac{5}{92,1} = 0,0543$ моля толуола и $\frac{95}{78,1} = 1,216$ молей бензола.

Общее число молекул в 100 частях смеси — 1,270.

$$\text{Дробная моля толуола} = \frac{0,0543}{1,270} = 0,0427.$$

$$\text{„ бензола} = 0,9573.$$

Давление пара чистого бензола при 80°C равняется 753,3 м/м. Следовательно, парциальное давление бензола над смесью будет

$$753,6 \cdot 0,9573 = 721,5 \text{ м/м.}$$

Пределы закона Рауля. Применение закона Рауля для вычисления парциального давления растворителя ограничивается приложением к разбавленным растворам, содержащим обыкновенно меньше 5% растворенного вещества. Однако в некоторых случаях, как например в случае смеси бензола и толуола, закон Рауля применяется к гораздо более высоким концентрациям, тогда как в других случаях, таких как смесь спирта и воды, он совершенно не оправдывается. Кроме того, если растворенный материал является электролитом, как кислота, щелочь или соль, который в растворе подвергается ионизации, то понижение давления пара увеличивается в зависимости от степени ионизации растворенного вещества. Например, раствор уксусной кислоты в воде проводит электрический ток, указывая этим, что уксусная кислота до известной степени ионизирована. Опыты показывают, что разбавленная уксусная кислота, крепостью приблизительно $\frac{1}{10}$ граммолекулы, т. е. 6 гр. в 1000 гр. воды, ионизирована примерно до 1,34% при 25°C. Следовательно, понижение давления пара воды в растворе такой концентрации будет на 1,34% выше против того понижения, которое было бы вычислено по молекулярной концентрации уксусной кислоты, в предположении, что она не ионизирована. Так эквивалентное число молей уксусной кислоты в этом растворе будет 1,0134. $\frac{1}{10}$ молей на 55,5 молей воды. Так как давление пара чистой воды при 25°C равно 23,55 мм., то понижение давления пара будет:

$$\frac{23,55 \cdot 0,10134}{55,5 + 0,10134} = 0,0429.$$

Следовательно, парциальное давление водяного пара над этим раствором будет $23,55 - 0,0429 = 23,51$ мм.

Закон Генри. Существует другое правило для растворов, известное под именем закона Генри, которое гласит, что если в смеси растворено летучее вещество, то парциальное давление его над раствором пропорционально дробной доле растворимого вещества в смеси или

$$p = ax,$$

где p — парциальное давление растворенного вещества, x — дробная доля растворенного вещества в смеси и a — некоторая постоянная. Очевидно, что если постоянная „ a “ имеет тоже значение, что и давление пара чистого растворимого при той же температуре, то уравнение будет служить выражением закона Рауля, который следовательно является частным случаем закона Генри. Однако смеси из двух летучих веществ обыкновенно отступают от закона Рауля при целом ряде составов.

Поэтому константа „ a “ обыкновенно отличается от p_0 — давления пара чистого вещества. Например, в случае бензола и толуола „ a “ практически равно p_0 и парциальное давление растворенного вещества, находящегося в меньшем количестве, может быть вычислено на основании закона Рауля с достаточной точностью. Так, в приведенном выше случае для 5% по весу раствора толуола в бензоле, было отмечено, что дробная доля толуола равнялась 0,0427. Следовательно, если мы помножим на это число давление пара чистого толуола при этой температуре, то получим парциальное давление толуола над этой смесью. Так как давление пара чистого толуола при 80° — равно 291 мм., то парциальное давление пара жидкости, представляющее сумму парциальных давлений двух компонентов, будет равняться сумме парциальных давлений бензола и толуола или 735,9 мм.

Парциальное давление аммиака над водным раствором. Однако в большинстве случаев постоянная „ a “ не равняется p_0 , и поэтому необходимо для каждой данной температуры определять ее величину экспериментальным путем. Это было сделано для большого числа смесей. Например, парциальное давление аммиака, NH_3 , над его водным раствором, содержащим одну граммолекулу, или 17 грамм в 1000 грамм воды при 25° равняется 13,47 мм.

В выражении: $p = ax$, $p = 13,47$ мм.

$$x = \frac{1}{1000 : 18} = 0,018.$$

Следовательно, величина постоянной $a = \frac{13,47}{0,018} = 748$.

Пользуясь этим значением „ a “, можно вычислить на основании закона Генри парциальное давление аммиака над его 0,5 молекулярным раствором при той же температуре:

$$p_0 = 748 \cdot \frac{0,5}{1000 : 18} = 6,74.$$

Экспериментально определенная величина для этой крепости равна 6,65. Точно также парциальное давление аммиака над 0,25 молекулярным раствором получается 3,37 мм., тогда как экспериментально определяется 3,32 мм.

Химические соединения. Приведенные числа указывают на пригодность закона Генри и применимость его к очень разбавленным растворам аммиака. Однако нужно заметить, что аммиак соединяется с водой, образуя гидрат аммония по реакции $\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} = \text{NH}_4\text{OH}$. На основании этого уравнения следует ожидать, что чем разбавленнее раствор аммиака, тем большее количество его будет находиться в растворе в виде NH_4OH , а не NH_3 . Другими словами, если летучее вещество образует с растворителем химическое соединение, то давление пара его будет меньше вычисленного по закону Генри, и рас-

хождение будет тем больше, чем сильнее разбавлен раствор. Поэтому для таких смесей законом Генри можно пользоваться только для узких пределов разведения.

Пределы закона Генри. Если летучие вещества не соединяются химически, как в случае смеси бензола и толуола, то закон Генри будет приложим почти точно в довольно широких пределах концентрации. В общем, однако, пределы его точности имеют верхнюю границу где-то между 5 и 10 процентами растворенного вещества.

Эмпирические уравнения. Итак мы видим, что законы Рауля и Генри применимы либо для очень малых, либо для очень больших концентраций летучих веществ. Для промежуточных же концентраций не существует законов, которые были бы применимы к ним, и выход должен быть найден в данных, полученных экспериментальным путем. В некоторых случаях возможно вывести эмпирические уравнения, которые очень точно выполняют недостаток данных между двумя крайними пределами, заполняемыми законами Генри и Рауля. Эти эмпирические уравнения часто имеют весьма большое значение для вычисления давления пара.

ГЛАВА VII.

КОНЦЕНТРИРОВАННЫЕ РАСТВОРЫ.

Смеси некоторых жидкостей, особенно веществ, химически родственных, напр. вещества одного и того же гомологического ряда, как бензол и толуол, очень точно следуют закону Рауля, настолько точно, что, пользуясь этим законом, возможно построить для таких смесей кривую точек кипения с весьма малым процентом ошибки.

Кривые давления пара для смеси бензол-толуол. На фигуре 12 изображены кривые давления пара бензола и толуола между 60° и 110° С. Можно вывести эмпирические уравнения, основанные на формуле Клапейрона, которые будут весьма точно отвечать этим кривым.

Диаграмма на фиг. 13 показывает общее и парциальное давление пара смеси бензол-толуол при различных температурах. Например, давление пара чистого бензола при 100° С равно 1344 м/м. Давление пара чистого толуола при 100° С—560 м/м. На диаграмме 13 давление пара в м/м. отложено по ординатам, а молекулярный процент бензола—по абсциссам (смесь, содержащая 30 молекулярных процентов бензола и 70 граммолекул толуола. Нуль моль-процентов бензола означает 100 молекулярных процентов толуола). Давление чистого толуола отложено по левой стороне диаграммы, а давление чистого бензола по правой, и прямая АВ соединяет эти два давления. Затем проведена прямая, соединяющая точку давления пара чистого толуола с точкой, представляющей 0 молекулярных процентов толуола и 0 м/м. давления, изображенная в виде пунктирной линии АС. Точно также линия ВD соединяет давление пара чистого бензола

с точкой, отвечающей 0 моль-процентов бензола и 0 м/м. давления. Согласно закону Рауля, каждая точка прямой АС представляет парциальное давление толуола в смеси бензол-толуол для каждого данного состава. Так раствор, содержащий 50 молярных процентов толуола, будет иметь парциальное давление толуола в 280 м/м. Точно также ВD представляет парциальное давление бензола в той же смеси,

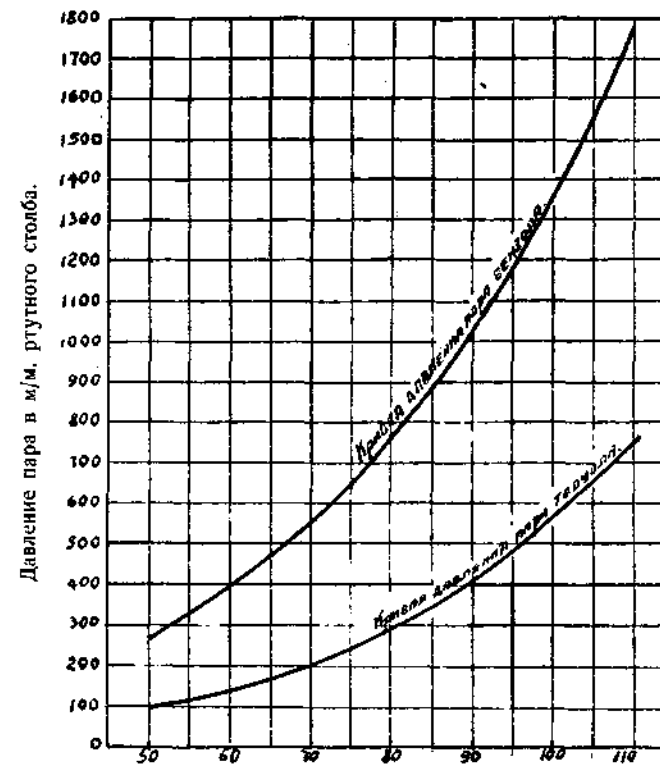


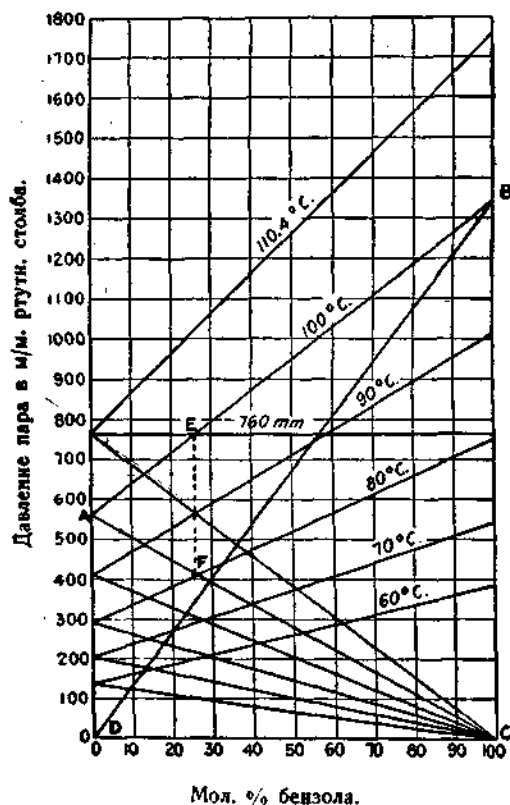
Рис. 12. Кривая давления пара бензола и толуола.

и смесь, содержащая 50 молярных процентов бензола будет иметь парциальное давление бензола в 673 м/м.

Так как общее давление системы представляет сумму отдельных парциальных давлений, то общее давление над подобной смесью при 100° С будет равно сумме этих двух парциальных давлений или 953 м/м. Графически общее давление представлено прямой АВ. Таким же образом общие и парциальные давления смесей бензол-толуол могут быть начерчены для различных температур, и на фиг. 13 такие линии изображены для температур от 60° до 110,4° С. Прямые парциальных давлений бензола на диаграмме не изображены, так как парциальное давление бензола может быть получено вычитанием из общего давления парциального давления толуола, линии которого показаны.

Дистилляция смеси бензол-толуол. Предположим теперь, что мы проводим дистилляцию смеси бензол-толуол при постоянном давлении

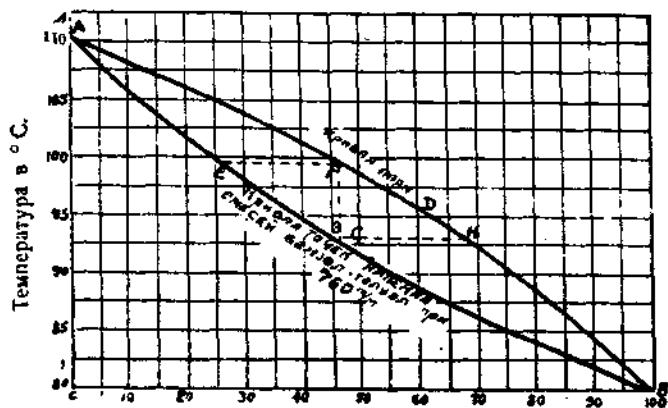
нии в 760 м/м. Прямая давления, соответствующая 760 м/м., указана



Фиг. 13. Кривая парциальн. давлений смесей бензол-толуол.

на фиг. 13, при чем мы видим, что она пересекает линию общего давления при 110,4° С в точке, соответствующей 0 молярных процентов бензола, линию давлений для 100° С— при 26 процентах бензола и для 90° С при 58 молярных процентах бензола. Другими словами, смеси такого состава при этих температурах будут иметь общее давление 760 м/м. Таким образом эти смеси при указанных температурах будут кипеть под внешним давлением в 760 м/м.

Кривая точек кипения смеси бензол-толуол. Фиг. 14 представляет построенную по этим данным кривую точек кипения смеси толуол-бензол при давлении 760 м/м. Чтобы точнее определить кривую, были взяты различные промежуточные точки. Эта кривая представлена линией АСВ, причем молярные проценты бензола, как и раньше, отложены по абсциссам, а температуры в градусах Цельсия—по ордина-



Фиг. 14. Кривая точек кипения для смесей бензол-толуол.

там. Эта диаграмма постоянного давления в точности соответствует

рассмотренной ранее диаграмме правила фаз. Следовательно, каждая точка на линии АСВ представляет точку кипения для данного состава при 760 м/м. давления. Парциальное давление толуола при 100° С над жидкостью, кипящей при этой температуре при 760 м/м., равно 415 м/м. и определяется пересечением пунктирной линии EF (фиг. 13) с линией парциального давления АС, при чем точка Е взята там, где выбранная нами температура пересекает линию общего давления в 760 м/м. Это значит, что над раствором, содержащим 25,7 молярных процента бензола, при 100° С парциальное давление толуола будет равно 415 м/м. Следовательно, парциальное давление бензола будет равно разности между 760 и 415 или 345 м/м. Так как дробная моля вещества в парообразном состоянии пропорциональна парциальному давлению, то дробная толуола в паре над раствором будет равна

$$\frac{415}{760} = 0,546.$$

Таким же образом может быть определена дробная моля толуола в парах для ряда растворов этих двух веществ, кипящих при 760 м/м. давления, и некоторые из этих данных приведены в следующей таблице:

Температура	Концентрац.	Парциальное давление толуола	Дробная моля толуола
105	12,5	567	0,746
100	25,7	415	0,546
95	40,3	285	0,376
90	58,0	173	0,228
85	77,0	85	0,112

Кривая состава пара. Теперь мы можем построить кривую, изображающую состав пара, находящегося в равновесии с каждой смесью бензол-толуол, кипящей под давлением 760 м/м., и найдем, что такая кривая будет иметь вид кривой АDB на фиг. 14. Обе кривые встречаются в точках А и В, представляющих соответственно точки кипения толуола и бензола. Таким образом точка Е на кривой АСВ обозначает, что смесь содержащая 26,5 молярных процентов бензола будет кипеть при 99,7° С под давлением 760 м/м. и что находящийся с ней в равновесии при этой температуре пар будет иметь состав, соответствующий точке F, или 46,5 молярных процентов бензола. Как уже было отмечено раньше, если этот пар даст конденсат, то он будет кипеть при температуре, соответствующей точке G, и сам даст пар, определяемый точкой H. Таким образом относительная легкость разделения смесей бензола и толуола может быть определена числом ступеней, которые требовалось бы пройти от точки А,—чистого толуола, до точки В—чистого бензола, в данном случае приблизительно

14—15 таких ступеней. Разумеется, получение помощью такого процесса абсолютно чистых А и В невозможно.

Расчеты дистилляции. Будет полезно рассчитать, какое количество жидкости нужно отогнать из смеси, чтобы перейти от одного ее состава к другому. Это можно сделать графически при помощи фиг. 14. Например: исходя из 100 молей смеси, содержащей 65 молей бензола и 35 молей толуола, найдем при помощи диаграммы, что температура кипения будет 87,9° С. Положим, что такая смесь будет перегоняться до тех пор, пока температура поднимется на 1° С или до 88,9° С. Концентрация жидкости, кипящей при этой температуре, по диаграмме равна 61,5 молярных процентов бензола, а состав пара, находящегося в равновесии с ней при этой температуре, равен 79,2 молярных процента бензола.

В узких температурных пределах обе кривые ABC и ADB можно принять за прямые линии. Следовательно, средний состав дистиллята, отобранного между этими двумя температурами, будет среднее из двух крайних, 79,2—конечного и 82,1—начального состава или 80,7.

Пусть x равняется числу молей отогнанного бензола, и y числу молей толуола, тогда $\frac{x}{x+y}$ будет средняя дробная моля бензола в дистилляте, равная 0,807 и $\frac{65-x}{(65-x)+(35-y)}$ — дробной моля бензола в остатке, равная 0,615. Это дает нам одновременно два уравнения, решая которые по x и y получим: $x=14,7$; $y=3,51$. Общее количество дистиллята будет равно сумме этих двух или 18,21 молей, а остаток после него 81,79 моля, имеющий состав в 61,5 молярных процентов бензола.

Вычисление кривой точки кипения по формуле Клапейрона. Кривая точек кипения при постоянном давлении двух жидкостей, смесь которых подчиняется закону Рауля, может быть вычислена алгебраически следующим способом:

Кривая давления пара каждой жидкости в узких температурных пределах выражается интегральной формой приближенного уравнения Клапейрона

$$\lg p_i = -\frac{L_i}{RT} + k_i$$

а парциальное давление каждого компонента над смесью — согласно закона Рауля

$$p_i = p_i^0 x_i$$

где p_i — парциальное давление, p_i^0 — давление пара чистого компонента и x_i — дробная моля его при температуре T .

$$p_i = x_i e^{\left(-\frac{L_i}{RT} + k_i\right)}$$

где „ e^* “ — представляет основание Неперовых логарифмов, или 2,718

$$p = x e^{\left(-\frac{L}{RT} + k\right)}$$

Если x — дробная моля компонента (1), то $1-x$ будет дробная моля компонента (2) и так как общее давление равняется сумме парциальных давлений, то

$$P = p_1 + p_2 = x e^{\left(-\frac{L_1}{RT} + k_1\right)} + (1-x) e^{\left(-\frac{L_2}{RT} + k_2\right)}$$

где P — общее давление — постоянная величина.

Это уравнение содержит две переменных — x и T и, приняв одну из них за постоянную, можно решить уравнение по отношению к другой. Если известно T , то решение по x легко. Решение же по T при данном x возможно лишь с некоторым приближением, а именно:

$$P = x e^{\left(-\frac{L_1}{RT}\right)} e^{k_1} + (1-x) e^{\left(-\frac{L_2}{RT}\right)} e^{k_2}$$

Здесь e^{k_1} и e^{k_2} постоянные и могут быть обозначены соответственно через a и b . Величина $e^{\left(-\frac{L}{RT}\right)}$ может быть обозначена через e^{-y} , что при разложении в ряд дает:

$$e^{-y} = 1 + (-y) + \frac{(-y)^2}{2} + \frac{(-y)^3}{6} + \text{и т. д.}$$

Отбрасывая степени выше второй и подставляя в уравнение, получим:

$$P = xa \left[1 - \frac{L_1}{R} \left(\frac{1}{T} \right) + \frac{L_1^2}{2R^2} \left(\frac{1}{T^2} \right) \right] + (1-x)b \left[1 - \frac{L_2}{R} \left(\frac{1}{T} \right) + \frac{L_2^2}{2R^2} \left(\frac{1}{T^2} \right) \right]$$

Группируя подобные члены, получим:

$$0 = [-P + b + x(a-b)] - \frac{1}{RT} [bL_2 + x(aL_1 - bL_2)] + \frac{1}{2R^2T^2} [bL_2^2 + x(aL_1^2 - bL_2^2)]$$

При заданном x , равенство представляет квадратное уравнение и может быть решено, как таковое.

Но так как $\frac{1}{T^2}$ является весьма малой величиной, то вторые степени могут быть отброшены, и тогда уравнение принимает следующий вид:

$$0 = [-P + b + x(a-b)] - \frac{1}{RT} [bL_2 + x(aL_1 - bL_2)],$$

представляющий уравнение первой степени как по x , так и по T .

Часто бывает возможно дальнейшее упрощение, если L_1 близко по величине к L_2 и для обоих можно взять среднее значение

$$0 = [-P + b + x(a-b)] - \frac{L}{RT} [ax + b(1-x)]$$

$$T = \frac{L[ax + b(1-x)]}{R[-P + b + x(a-b)]}$$

Однако оказывается, что пользование этим уравнением требует весьма точных данных, так как результаты получаются из разностей, и поэтому предпочтительно употреблять кривые точек кипения, полученные экспериментальным или графическим путем.

Смеси летучих жидкостей, как правило, не подчиняются вполне закону Рауля, и отступления от него весьма нерегулярны.

ГЛАВА VIII.

ПРОСТАЯ ДЕСТИЛЛЯЦИЯ.

Если перегонять смесь двух летучих жидкостей, то в дистилляте более летучее вещество будет содержаться в большей пропорции, чем в остатке, и с продолжением дестилляций как дистиллят, так и остаток будет становиться все беднее и более летучим компонентом. Это изменение состава может быть определено количественно, если известно отношение состава пара к составу жидкости, с которой он находится в равновесии. Как указывалось выше, с теоретическими отношениями обыкновенно бывает весьма трудно манипулировать, и потому зачастую приобретают большое значение отношения, полученные эмпирическим путем.

Уравнение дестилляции. Положим, что мы имеем W частей смеси A и B , содержащих a частей A и $W - a$ частей B ; состав жидкости в отношении A будет $\frac{a}{W}$, а состав пара будет функцией состава жидкости $F\left(\frac{a}{W}\right)$ или $F(x)$. Станем испарять бесконечно малое количество смеси dW , содержащее бесконечно малое количество A , da ; при этом получим в остатке $W - dW$ частей смеси, содержащих $a - da$ частей A , а состав дистиллята будет $\frac{da}{dW}$. Следовательно $F(x) = \frac{da}{dW}$ или $F(x) = \frac{d(Wx)}{dW}$. Произведем следующие упрощения:

$$\frac{Wdx + xdW}{dW} = F(x); \quad \frac{Wdx}{dW} = F(x) - x; \quad \int_{w_0}^{w} \frac{dW}{W} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{F(x) - x};$$

$$\lg \frac{W}{W_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{F(x) - x}.$$

Решение задачи, какое значение примет W в том случае, когда состав жидкости достигнет величины x , может быть сделано путем вычисления этого интегрального уравнения. С этой целью применяются различные методы. Во-первых, для узких пределов температуры и состава отношение между паром и жидкостью может быть представлено прямой линией или

$F(x) = cx$, где c — некоторая постоянная.

$$\lg \frac{W}{W_0} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{cx - x} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{x(c-1)} = \frac{1}{c-1} \lg \frac{x}{x_0}.$$

Освобождаясь от логарифмов, получим:

$$\frac{W}{W_0} = \left(\frac{x}{x_0}\right)^{\frac{1}{c-1}} \quad \text{или} \quad \frac{x}{x_0} = \left(\frac{W}{W_0}\right)^{c-1}$$

Уксусная кислота-вода. Нижеследующие данные лорда Рэля представляют отношение между жидкостью и паром для смеси уксусной кислоты с водой.

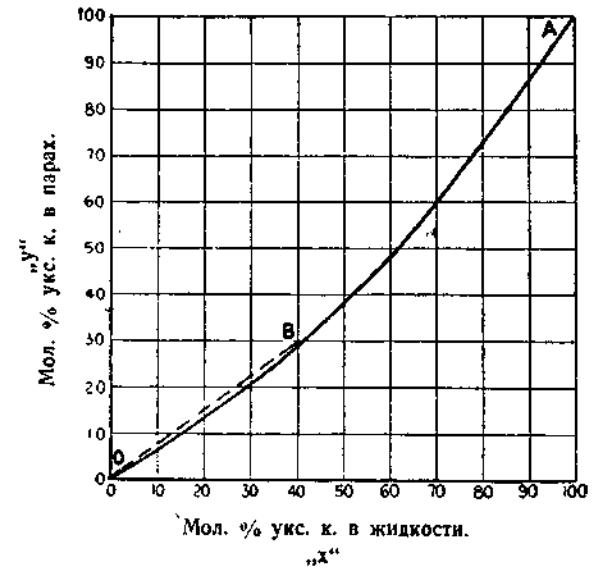
Состав жидкости (x).	Состав пара (y).	c.	Состав жидкости (x).	Состав пара (y).	c.
0,0677	0,0510	0,75	0,6156	0,4907	
0,1458	0,1136		0,7227	0,6045	0,84
0,2682	0,2035	0,76	0,8166	0,7306	
0,3746	0,2810		0,9070	0,8622	0,95
0,4998	0,3849	0,77			

Это показывает, что для значений x до 50% уксусной кислоты подобный метод надежен. Это было подтверждено на опыте следующим образом: $W_0 = 1,010$ грамм, $W = 254$ грамм; $x_0 = 0,0757$ (7,57%); положим $c = 0,75$

$$\left(\frac{254}{1,010}\right)^{0,75-1} = \frac{x}{0,0757}; \quad x = 0,107 \quad (10,7\%).$$

Опыт дает для $x = 0,110$ (11,00%), что указывает на надежность этого метода.

Второй метод заключается в нахождении эмпирического уравнения для $F(x)$. Построим диаграмму, как на фиг. 15, при чем состав жидкости будем откладывать по абсциссам, а состав пара по ординатам, и по данным вышеприведенной таблицы построим кривую OA . Прямая OB представляет $F(x) = 0,75x$, как было принято выше. Эти данные



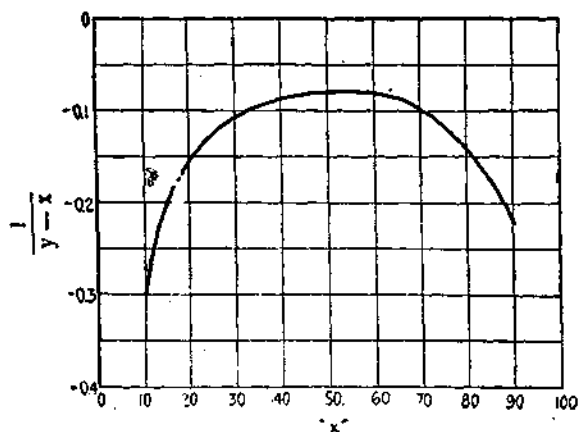
Фиг. 15. Кривая состава жидкость-пар для смесей укс. кисл.—вода.

такого рода, что не представляется возможным составить одно уравнение для всей линии, так

как она в действительности состоит из одного отрезка кривой и одной прямой. В этом частном случае уравнение прямого отрезка будет попрежнему $y = 0,75x$, тогда как отрезок кривой будет иметь форму $y + a = c(x + b)^n$, где a, b, c и n — постоянные, которые могут быть вычислены по данным. Но с таким уравнением было бы трудно манипулировать, и там, где требуются точные результаты в широких пределах, лучше пользоваться третьим или графическим методом.

Построим диаграмму с ординатами $\frac{1}{y-x}$, а за абсциссы примем значение x , как на фиг. 16. Размеры площади под кривой между пределами x представят таким образом величину интеграла

$$\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{F(x) \cdot x} \text{ и будут равны } \lg \frac{W_2}{W_1}.$$



Фиг. 16. Кривая сооти. $\frac{1}{y-x}$ и x .

Простая конденсация. Полученное выше отношение между количеством перегнанной смеси и ее составом основывалось на предположении, что отогнанная часть немедленно удаляется от соприкосновения с жидкостью, так что равновесие затем уже не может быть восстановлено. Точно таким же способом можно конденсировать пар, удаляя конденсат от

контакта с паром немедленно после его образования. Анализ этого процесса приводит к подобному же уравнению для отношения между составом пара и количеством конденсата:

$$\lg \frac{W}{W_0} = + \int_{y_0}^{y_1} \frac{dy}{y-x}$$

где W представляет количество по весу пара, а y и x — составы соответствующего пара и конденсата.

ГЛАВА IX.

ФРАКЦИОНИРОВАНИЕ.

Разделение друг от друга двух жидкостей посредством дробной перегонки можно выполнить двумя главными способами: первый — способ отдельных загрузок — периодический метод; второй — непрерывный. При первом способе состав и температура в каждой точке системы непрерывно изменяются, тогда как при последнем методе остаются неизменны для каждой точки. Поэтому последний метод легче поддается теоретическому обоснованию и будет рассмотрен нами прежде.

Припомним, что дистилляционная колонка представляет систему, через которую вверх поднимается пар, а вниз навстречу ему течет жидкость, причем пар и жидкость находятся в более или менее тесном контакте друг с другом. Кроме того, пар и жидкость в каждой точке колонны должны находиться в равновесии друг с другом, причем в нижней части колонны они богаче менее летучим компонентом, чем у ее вершины. Из этого ясно, что такая колонка работает подобно скрубберу или промывной колонне, в которой парообразные вещества удаляются из проходящего через нее газа путем приведения последнего в контакт с протекающей навстречу ему жидкостью, растворяющей парообразное вещество.

Будет полезно рассмотреть действие дистилляционной колонки с этой точки зрения.

Анализ Луиса. Нижеследующий анализ произведен У. К. Луисом (W. K. Lewis). Он дает возможность предусмотреть наилучшие условия работы дистилляционных колонок и дает рациональный базис для сравнения их относительной эффективности. Возьмем колонну, изображенную на эскизе (фиг. 17). А — представляет соответствующего типа колонну, тарельчатую или с насадкой; рабочая длина ее С В — конденсатор, который конденсирует весь пар, отходящий с вершины колонны, возвращая обратно часть конденсата в виде флегмы и отводя остаток к приемнику в виде дистиллята. Колонна в единицу времени получает V_0 молей пара из другой части дистилляционной установки, которая непрерывно питается жидкостью неизменного состава X_0 ; эта жидкость при выпаривании дает пар V_0 состава Y_0 . Здесь X представляет дробную моля наиболее летучей составной части жидкости и Y — дробную моля пара. Флегма R_0 , возвращающаяся со дна колонны к источнику пара, имеет состав x_1 . Из верхней части колонны в единицу времени отводится к конденсатору V_1 молей пара состава Y_c , R_c молей которого возвращаются в колонну, а V_c молей отбираются в качестве дистиллята, при чем и дистиллят и флегма имеют один и тот же состав $X_c = Y_c$. Очевидно, что при равных загрузке и выдаче из колонны

$$V_0 = V_c + R_0 \quad (1)$$

для всей системы и

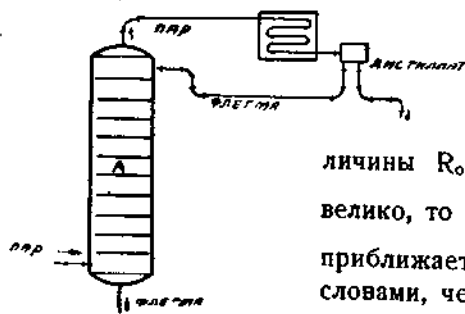
$$VY_0 = V_c Y_c + R_0 x_1 \quad (2)$$

для наиболее летучего компонента.

Сопоставляя эти два уравнения и решая по X_1 получим:

$$x_1 = Y_0 - \frac{V_c(Y_c - Y_0)}{R_0} \quad (3)$$

Если жидкость, питающая установку, имеет постоянный состав X_0 , то и в состав пара, находящегося в равновесии с ней, Y_0 , также постоянен. Кроме того, если количество дистиллята V_c и состав его Y_c постоянны, то X_1 — состав флегмы с основания колонны — зависит от величины R_0 — количества флегмы. Если R_0 велико, то выражение $\frac{V_c(Y_c - Y_0)}{R_0}$ мало, и X_1 приближается по величине к Y_0 . Другими словами, чем больше количество флегмы при равных прочих условиях, тем ближе состав ее подходит к составу пара, вступающего в нижнюю часть колонны. Обратное, чем меньше R_0 , тем меньше величина X_1 . Минимальное его значение, разумеется, будет равно составу питающей жидкости X_0 .



Фиг. 17. Схема фракционной колонны.

Решая предыдущее уравнение по R_0 , получим

$$R_0 = \frac{V_c(Y_c - Y_0)}{(Y_0 - X_1)} \quad (4)$$

V_c — количество дистиллята, будет иметь наибольшее значение при отсутствии флегмы или когда $R_0 = 0$. При этом условии в колонне не происходило бы никакой фракционировки, и в то время, как термический коэффициент полезного действия достиг бы максимума, коэффициент фракционировки был бы равен нулю. Это видно из уравнения, так как при $R_0 = 0$ и $V_c =$ конечной величине, $(Y_c - Y_0)$ должно равняться нулю. В том случае, если весь конденсат возвращается в колонну, R_0 достигает максимума и $V_c = 0$. Уравнение тогда становится неопределенным, но при дифференцировании в отношении R_0 и X_1 дает:

$$\frac{dR_0}{dX_1} = \frac{V_c(Y_c - Y_0)}{(Y_0 - X_1)^2} \quad (5)$$

что представляет положительный дифференциал, так как Y_c больше

Y_0 и указывает, что R_0 увеличивается с увеличением X_1 и, следовательно, имеет максимальное значение, когда X_1 — максимум или когда $X_1 = Y_0$; и минимальное, когда X_1 — минимум или когда $X_1 = X_0$.

Термический коэффициент полезного действия. Термический коэффициент полезного действия колонны можно вычислить, исходя из того положения, что совершенной колонной является такая, которая возвращает источнику пара минимальное количество флегмы, что происходит при $X_1 = X_0$. Это значит, что если в колонне происходит разделение, то изменение состава на пути между источником пара и основанием колонны должно быть лишь бесконечно мало, и что изменение на протяжении всей колонны также должно быть бесконечно малым. Следовательно, сопоставляя уравнения (1) и (3) и приравнявая $X_1 = X_0$, получим для идеальной колонны

$$V_0 = V_c \left(\frac{Y_c - X_0}{Y_0 - X_0} \right) \quad (6)$$

Для идеальной колонны $\frac{V_0}{V_c} = \frac{Y_c - X_0}{Y_0 - X_0}$, тогда как для действительной $\frac{V_0}{V_c} = \frac{Y_c - X_1}{Y_0 - X_1}$.

Следовательно, термический коэффициент полезного действия будет

$$\frac{Y_c - X_0}{Y_0 - X_0} : \frac{Y_c - X_1}{Y_0 - X_1} \text{ или } \frac{(Y_c - X_0)(Y_0 - X_1)}{(Y_0 - X_0)(Y_c - X_1)} \quad (7)$$

Изоляция колонны. Коэффициент разделения противоположен термическому коэффициенту. В каждом сечении колонны n состав флегмы (X_n), стекающей к нижележащей точке колонны $n - \Delta n$, является функцией концентрации пара (Y_n) в сечении n . Очевидно, что разделение в колонне между сечениями n и $n - \Delta n$ будет тем больше, чем больше разность между X_n и $Y_{n - \Delta n}$. Другими словами, для данного значения последней первая должна быть по возможности больше. Уравнение (3) можно написать так:

$$X_n = Y_{n - \Delta n} - \frac{V_c(Y_c - Y_{n - \Delta n})}{R_{n - \Delta n}} \quad (8)$$

Так как X_n будет тем больше, чем больше величина $R_{n - \Delta n}$, то фракционировка в колонне будет тем больше, чем больше количество флегмы. Это весьма важное заключение приводит к необходимости полной изоляции фракционной колонны от потерь тепла наружу, чтобы помешать конденсации в самой колонне, так как максимальный коэффициент сепарации будет только тогда, когда количество флегмы будет максимальным на протяжении всей колонны. В лучшей колонне вся флегма должна бы собираться в конденсаторе сверху колонны и целиком возвращаться, проходя через всю высоту колонны.

ГЛАВА X.

СТЕПЕНЬ ФРАКЦИОНИРОВАНИЯ.

Высота фракционной колонки или число тарелок будет тем меньше, чем больше отношение флегмы к дистилляту. Обратное, чем больше число тарелок, тем меньше становится пропорция флегмы. При бесконечно большом числе тарелок пропорция флегмы достигнет определенного минимума, ниже которого фракционировка делается невозможной.

Метод Луиса. Уравнение (4) для каждой тарелки n может быть написано так:

$$R_{n+1} = V_c \frac{Y_c - Y_n}{Y_n - X_{n+1}} \quad (9)$$

и наименьшее значение для R_{n+1} будет получено в том случае, когда фракционировка на протяжении между одной тарелкой и следующей приближается к нулю, или когда $X_n = X_{n+1}$. Следовательно, для n -ой тарелки минимум флегмы R'_{n+1} будет:

$$R'_{n+1} = V_c \frac{Y_c - Y_n}{Y_n - X_n} \quad (10)$$

Степень увеличения концентрации жидкости в колонне при переходе от одной тарелки к следующей может быть выражена дифференциалом $\frac{dx}{dn}$; следовательно:

$$X_{n+1} = X_n + \frac{dx}{dn} \quad (11)$$

Если для упрощения положим $V_c = 1$, то, сопоставляя уравнения (9) и (11), получим:

$$R_{n+1} = \frac{Y_c - Y_n}{Y_n - X_n - \frac{dx}{dn}} \quad (12)$$

или $\frac{dx}{dn} = (Y_n - X_n) - \frac{1}{R_{n+1}} (Y_c - Y_n) \quad (13)$

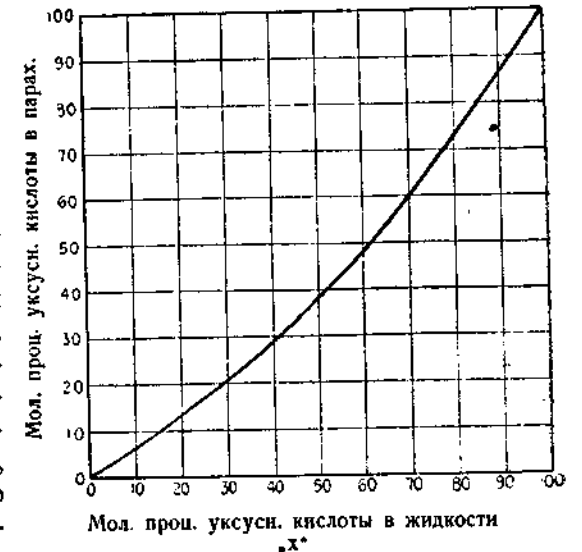
Уравнение (13) дает теоретическую степень концентрации для каждой тарелки фракционной колонны при совершенных условиях. Но так как коэффициент полезного действия колонок никогда не достигает 100 процентов, то фактическая степень концентрации будет несколько меньше теоретической; допустим, что отношение $\frac{dx}{dn}$

(действ.) = $k \cdot \frac{dx}{dn}$ (теоретич.). Тогда уравнение (13) становится:

$$\frac{dx}{dn} (\text{действ.}) = k(Y_n - X_n) - \frac{k}{R_{n+1}} (Y_c - Y_n) \quad (14)$$

Из этого уравнения следует, что степень фракционировки в колонне определяется пятью факторами: 1) коэффициентом полезного действия колонны — k ; 2) отношением флегмы к дистилляту — R ; 3) составом жидкости на каждой тарелке — X_n ; 4) составом пара над жидкостью n -ой тарелки — Y_n и 5) составом дистиллята — Y_c . Обратное отношение $\frac{dn}{dx}$ при интегрировании между каждым двумя пределами X дает действительное число требующихся тарелок, если k и R известны, а Y_c — желаемый состав дистиллята — был определен. Это же уравнение применимо в случае употребления колонны с насадкой, при отсутствии тарелок, причем индекс n означает некоторую длину колонны, напр. фут. Таким образом для колонны с насадкой высотой в 16 футов n равно 16 и $\frac{dx}{dn}$ будет представлять изменение состава жидкости на каждый фут высоты колонны.

Иллюстрация метода Луиса Для иллюстрации этого метода расчета величины колонны, рассмотрим случай разделения воды и уксусной кислоты. Отношение состава пара и жидкости для уксусной кислоты и воды было определено лордом Рэлеем (см. стр. 37). Для того, чтобы пользоваться этими данными, необходимо весовые проценты перевести в молекулярные. При производстве этого пересчета мы пользовались видимым молекулярным весом парообразной уксусной кислоты (определенным по плотности пара и равным приблизительно 104) вместо веса, определяемого из формулы (60), так как необходимо, чтобы в каждый данный момент через все точки колонны проходило равное число молекул, пара или флегмы, и молекулярная теплота парообразования обоих компонентов должна быть приблизительно одинакова. В большинстве случаев вес, определяемый по формуле, равняется молекулярному весу, как напр. для воды, этилового спирта, бензола и др. В таких случаях для построения диаграммы молекулярных процентов пользуются весами, даваемыми формулой. Но уксусная кислота и небольшое количество других веществ в этом отношении отклоняются от обычных норм. При этих условиях R является одинаковым во всех частях колонны. Окончательная кривая для Y, X изображена на фиг. 18.



Фиг. 18. Кривая состава для смесей уксусная кислота — вода.

Поставим теперь перед собою определенную задачу: рассчитать число тарелок и пропорцию флегмы, требующихся для разгонки 40% раствора уксусной кислоты, дающего 12% дистиллят и оставляющего остаток, содержащий 80%.

Аппаратура непрерывного действия. Операция может быть проведена либо при помощи непрерывной, либо посредством периодически действующей аппаратуры.

На фиг. 19 А—представляет колонну непрерывно действующей установки, к которой где-нибудь подводится нагретая до кипения перерабатываемая жидкость (40%).

Тепло для испарения получается от соответствующего нагревательного приспособления В; в этом же месте выходит из колонны остаток от перегонки (80%). Пар поступает в конденсатор С; часть конденсата возвращается обратно в верхний отдел колонны, остаток отбирается в виде дистиллята при D (12%).



Фиг. 19. Схема непрерывно действующей колонны.

Работа установки непрерывного действия усложняется тем обстоятельством, что в то время как число молекул пара, проходящих через колонну в единицу времени, одно и то же для всех частей колонны,— число молей флегмы, проходящей в противоположном направлении, увеличивается на загрузочной тарелке от добавления питающей жидкости. Так, если пропорция флегмы в части, находящейся выше загрузочной тарелки, равна R_{n+1} , то пропорция флегмы ниже этой тарелки R_{m+1} будет больше R_{n+1} на величину загрузки R_f , приходящейся на моль дистиллята.

$$R_{m+1} = R_{n+1} + R_f \quad (15)$$

Следовательно, в колонне непрерывного действия к части, находящейся ниже загрузочной тарелки, уравнение (14) непосредственно неприменимо, но оно может быть заменено подобным же уравнением, в которое введена концентрация жидкости (X_w), выходящей со дна колонны:

$$\frac{dx}{dm} = k(Y_m - X_m) - \frac{k(R_f - 1)}{R_{m+1}}(Y_m - X_w) \quad (16)$$

В этом уравнении m имеет такое же значение, как n , но употребляется для определения тарелок, находящихся ниже загрузочной, тогда как n удерживается для обозначения тарелок, расположенных выше ее.

Мы говорим, что место вступления в колонну питающей жидкости неопределенно. Принимая во внимание, что в этом пункте m и n одинаковы, и так как при непрерывности здесь работы $\frac{dx}{dn}$ и $\frac{dx}{dm}$ тоже должны быть равны, то, приравнявая уравнение (14) и (16) мы можем получить точную концентрацию, с которой должна поступать жидкость или:

$$Y_n = \frac{Y_c(R_{n+1} + R_f)}{R_f(R_{n+1} + 1)} \quad (17)$$

Кроме того, минимум флегмы ниже загрузочной тарелки будет

$$R'_{m+1} = (R_f - 1) \frac{Y_m - X_w}{Y_m - X_m} \quad (18)$$

В поставленной нами задаче прежде всего необходимо определить, как изменяется минимум флегмы на протяжении колонны, чтобы подобрать действительное количество флегмы, которое будет достаточно велико для обслуживания всех частей колонны. Так как загрузочная тарелка еще не определена и зависит от пока еще неподбранного R_{n+1} , то необходимо рассчитать R' для целой колонны, как для части ее над питательной тарелкой, так и под нею.

Следующий расчет мы будем вести по отношению к одному молью дистиллята $V_c = 1$ и принимая очевидный молекулярный вес уксусной кислоты равным 104.

Дробная моля уксусной кислоты во вступающей загрузке (40%), будет:

$$\frac{40}{104} = 0,385; \quad \frac{60}{18} = 3,33; \quad \text{сумма} = 3,715$$

$$\frac{0,385}{3,715} = 0,1036$$

Произведя такой же расчет для дистиллята (12%) и остатка (80%), получим соответственно: 0,0229 и 0,409. Число молей загрузки R_f на один моль в дистилляте может быть вычислено из двух уравнений:

$$1) a - b = 1,0 \quad 2) 0,1036 a - 0,409 b = 0,0229$$

где a — число молей загрузки, а b — число молей остатка

$$R_f = a = 1,264; \quad b = 0,264$$

Следующая таблица дает величины для R'_{n+1} и R'_{m+1} , вычисленные при помощи уравнений 10 и 18 соотв., для значений x , взятого в пределах, между которыми должна работать колонна. Значения y^* взяты по диаграмме фиг. 18.

x	y	R'_{n+1}	R'_{m+1}
0,409	0,296	2,48	0,287
0,350	0,245	2,18	0,448
0,300	0,204	1,96	0,612

x	y	R'_{n+1}	R'_{m+1}
0,250	0,168	1,86	0,843
0,200	0,133	1,75	1,18
0,150	0,098	1,58	1,72
0,100	0,066	1,47	2,89
0,075	0,050	1,36	4,12
0,050	0,033	1,00	6,20
0,025	0,0165	1,18	—

Так как загрузочная тарелка, вероятно, будет находиться ниже пункта, для которого $x=0,100$, то величина действительной флегмы R не может быть меньше 2,89; берем 3,0. В случае, если бы эта величина оказалась недостаточной, нужно взять большие значения и повторить те же рассуждения.

Мы говорили, что загрузка должна вступать при таком значении x, чтобы

$$\frac{dx}{dn} = \frac{dx}{dm}$$

Наиболее простой способ для определения этого пункта состоит в построении кривых $\frac{dx}{dn}$ и $\frac{dx}{dm}$ VS. x, при чем точка пересечения их даст требуемое значение x. Но так как для получения интеграла уравнения (14) необходимо построить $\frac{dn}{dx}$, то вместо $\frac{dx}{dn}$ мы возьмем обратное отношение $\frac{dn}{dx}$. Следующая таблица дает значения $\frac{dn}{dx}$ и $\frac{dm}{dx}$ для величины x, вычисленные соответственно из уравнений (14) и (16) при $k=0,90$.

x	y	$\frac{dn}{dx}$	$\frac{dm}{dx}$
0,409	0,296	—	—105,0
0,350	0,245	—	— 11,8
0,300	0,204	—	— 13,5
0,250	0,168	—	— 16,9
0,200	0,133	— 39,7	— 22,6
0,150	0,098	— 45,0	— 35,7
0,100	0,066	— 64,1	—101,0
0,075	0,050	— 81,3	—
0,050	0,033	— 98,0	—
0,025	0,0165	—136,0	—

Эти кривые $\frac{dn}{dx}$ и $\frac{dm}{dx}$, изображенные по отношению к x, как указано на фиг. 20, пересекаются при $x=0,1125$, давая таким образом состав жидкости на загрузочной тарелке $R=3,0$.

Нужно заметить, что состав жидкости на загрузочной тарелке, а следовательно и положения последней будут меняться с изменением пропорции флегмы, при чем с увеличением R, положение тарелки будет понижаться и обратно.

Теперь требуемое число тарелок в колонне по обе стороны загрузочной тарелки может быть определено путем измерения площади под кривыми $\frac{dn}{dx}$ и $\frac{dm}{dx}$. Площадь ABCD дает число тарелок выше загрузочной тарелки (7,06 тарелок, берем 8), площадь BCEF число тарелок ниже ее (6,1 или 7 тарелок).

Общее число требуемых тарелок равно 15.

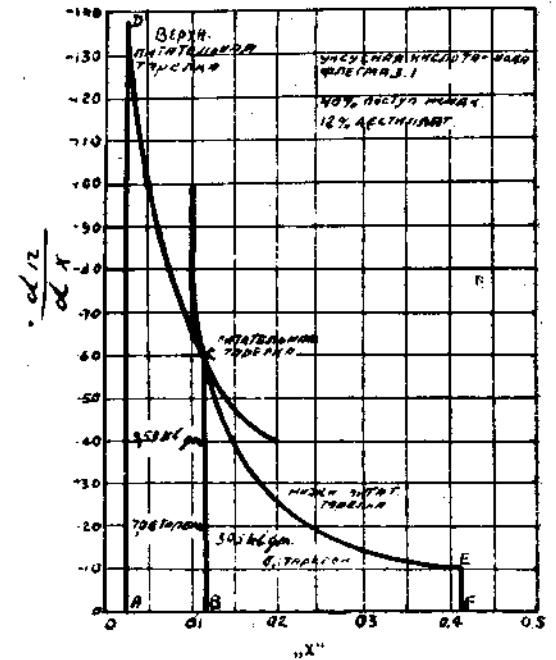
Нужно заметить, что с увеличением R число тарелок будет уменьшаться до тех пор, пока при бесконечно большом R сделается минимальным.

Изменение числа тарелок с изменением флегмы выражается кривой, подобной фиг. 21.

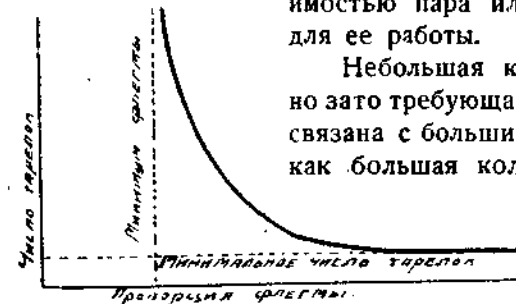
Выбор числа тарелок и соответствующей флегмы будет зависеть от экономического соотношения между стоимостью колонны и стоимостью пара или другого нагревателя и воды для ее работы.

Небольшая колонна будет стоить дешевле, но зато требуемая большая пропорция флегмы связана с большим расходом пара и воды, тогда как большая колонна, расходуя тепла меньше, сама будет стоить дороже. Эта зависимость изображена графически на фиг. 22.

Аппаратура периодического действия. Примененные аппаратуры периодического действия к решению проблемы разгонки уксусной кислоты и воды требует видоизменения описанного выше способа. Аппаратура периодического действия состоит из трех главных частей: куба, колонны и конденсатора, как изображено на эскизе (фиг. 23). От

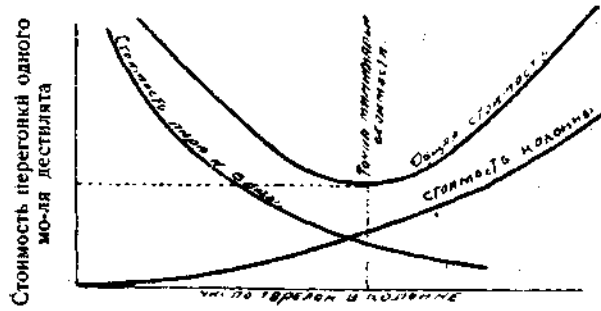


Фиг. 20. Кривые $\frac{dn}{dx}$ и $\frac{dm}{dx}$ по отношению к x



Фиг. 21. Кривая, показывающая отношение между пропорцией флегмы и числом тарелок.

установки непрерывного действия она отличается тем, что в куб помещают определенное количество загрузки, определенного состава (напр. 40% уксусн. кисл.) и начинают перегонку, во время которой

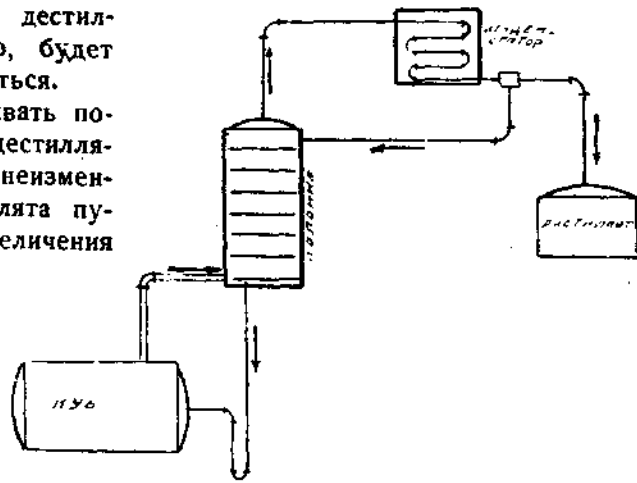


Фиг. 22. Оптимальное число тарелок фракционной колонны.

дистиллят непрерывно удаляется из конденсатора, пока остаток достигнет соответственной концентрации (в этом частном случае 80%). В течение перегонки состав загрузки в котле непрерывно изменяется и, следовательно, изменяются также условия в колонне.

При такого рода дистилляции возможно некоторые факторы поддерживать неизменными. Может оставаться постоянным состав дистиллята, и в таком случае отношение флегмы к дистилляту будет непрерывно возрастать. Если скорость испарения в котле остается постоянной, то и скорость пара, проходящего через колонну, будет приблизительно оставаться постоянной, а скорость дистилляции, следовательно, будет непрерывно уменьшаться.

Можно поддерживать постоянную скорость дистилляции в дополнение к неизменному составу дистиллята путем непрерывного увеличения парообразования в котле, но этот метод работы нельзя считать лучшим, так как, в течение первой части операции, колонна работает не с полной производительностью.



Фиг. 23. Схема периодически действующей установки.

Если мы примем за постоянную скорость пара в колонне, то число молей пара, проходящих через нее в единицу времени, для каждого момента в продолжении операции будет выражаться уравнением:

$$V_c R + V_c = \text{Constant} \quad (19)$$

Минимум флегмы R' в начале при $V_c = 1$ может быть вычислен из уравнения (10)

$$R' = \frac{0,0155 - 0,0684}{0,0684 - 0,1036} = 1,51 \quad (20)$$

Число тарелок, требующихся в начале перегонки, может быть вычислено из уравнения (14) предполагая, что R достаточно велико по сравнению с R' для получения должного числа тарелок и что K — коэффициент полезного действия тарелки известен. Итак, положим $R = 2,0$ и K по предыдущему = 0,90.

Результаты вычислений даны в следующей таблице:

X	Y	$\frac{dn}{dx}$	X	Y	$\frac{dn}{dx}$
0,1036	0,0684	-127	0,050	0,033	-135
0,100	0,066	-123	0,025	0,0165	-138
0,075	0,050	-143	0,024	0,0155	-131

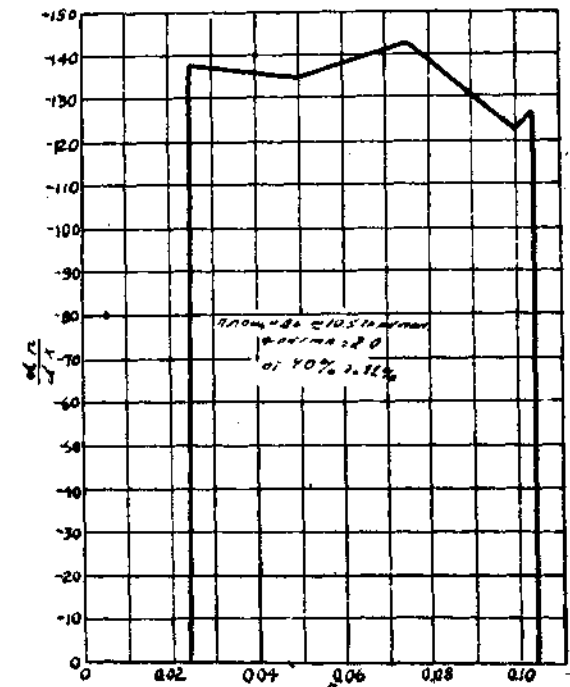
Неравномерности в значениях $\frac{dn}{dx}$ объясняются ошибками при определении величин по кривой $X-Y$ и применением их разности.

Эти данные изображены на фиг. 24 в виде значений $\frac{dn}{dx}$ по отношению к x . Площадь под этой кривой соответствует 10,5 тарелок, которые необходимы, чтобы в единицу времени дать 1 моль дистиллята с 12% уксусной кислоты при начале дистилляции, когда отношение флегмы равно 2:1.

Итак число тарелок установлено в 10,5 (фактически 11) и дистилляция начата. Так как концентрация уксусной кислоты в котле становится больше, то значение R должно увеличиваться, а скорость дистилляции в единицу времени V_c должна уменьшаться, так что $V_c R + V_c = \text{Constant} = 3,0$.

Условия, при которых будет работать установка под конец разгонки, будут следующие:

Состав жидкости в котле = 80% (0,409)
дистиллята = 12% (0,0229)



Фиг. 24. Кривая $\frac{dn}{dx}$ по отношению к x .

Пропорция флегмы R не определена.

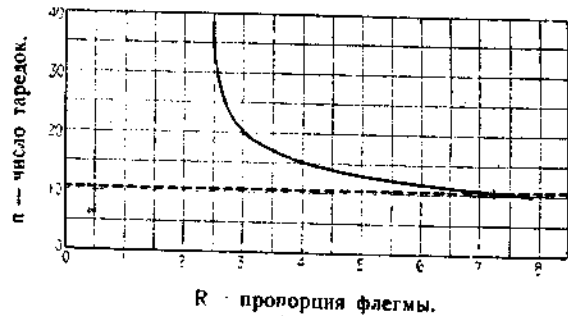
Скорость дистилляции V_c не определена. Число тарелок постоянно = 10,5.

Коэффициент полезного действия тарелки принят постоянным = 0,90.

Теперь нужно подобрать различные значения для R и, пользуясь указанными выше конечными условиями и применяя уравнение (14), получить кривую для соответствующих значений $\frac{dn}{dx}$. Кривая пройдет через величину 10,5 для числа тарелок, давая таким образом желаемое отношение флегмы. Следующая таблица содержит результаты целой серии подобных вычислений:

X	Y	R=2,5 $\frac{dn}{dx}$	R=2,7 $\frac{dn}{dx}$	R=2,9 $\frac{dn}{dx}$	R=5,0 $\frac{dn}{dx}$	R=7,0 $\frac{dn}{dx}$
0,409	0,2960	-100,0	-129,0	-67,6	-19,5	-15,2
0,300	0,2040	-53,8	-42,3	-39,3	-19,1	-16,1
0,200	0,1330	-55,6	-47,2	-42,0	-25,6	-22,2
0,100	0,0660	-80,7	-72,3	-67,2	-46,5	-41,5
0,050	0,0330	-111,0	-105,0	-101,0	-82,0	-76,0
0,025	0,0165	-137,0	-136,5	-136,0	-134,0	-133,0
0,024	0,0155	-131,0	-131,0	-131,0	-131,0	-131,0
Число тарелок		38,2	24,8	21,3	13,0	11,0

Кривая на фиг. 25 представляет это отношение между R и „n“ (число тарелок) для конца дистилляции. Мы видим, что она пересекает значение $n=10,5$ при $R=7,3$. Другими словами: отношение флегмы к дистилляту в конце этой перегонки при применении колонны с 10,5 (11) тарелками равно 7,3 : 1.



Фиг. 25. Пропорция флегмы по отношению к числу тарелок.

Так как $V_c R + V_c = 3,0$ и $R=7,3$, то $7,3 V_c + V_c = 3,0$. $V_c = 0,361$. Следовательно, скорость дистилляции в конце будет составлять 36,1% начальной, при чем состав дистиллята остается постоянным и равным 12% уксусной кислоты.

Мы уже указывали, что дробную перегонку можно вести или непрерывно или периодически. При непрерывном процессе, дистиллируемый материал подается беспрерывно с однообразной скоростью и непрерывно же получается продукт дистилляции. При периодическом или перемещающемся процессе перегоняемый материал подается отдельными загрузками, при чем каждая загрузка обрабатывается до конца и только после этого поступает следующая.

вую R по отношению к X_0 (концентрация в котле) и определить среднее значение R путем измерения площади под этой кривой. Таким образом было получено:

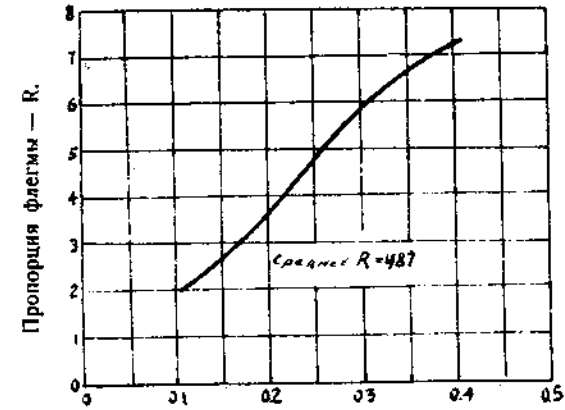
при $X_0 = 0,300$

R = 2,5	2,7	2,9	5,0	7,0	} R = 5,9 при n = 10,5
n = 19,4	17,2	15,9	11,3	9,9	
R = 2,5	2,7	2,9	5,0	7,0	} R = 3,8 при n = 10,5
n = 14,3	12,9	12,2	9,1	8,2	

Эти результаты изображены на фигуре 26. Площадь под кривой обозначает среднее значение $R = 4,87$. Средняя скорость дистилляции вычислена по предыдущему

$$4,87 V_c + V_c = 3,0 \quad V_c = 0,51.$$

Следовательно, средняя скорость дистилляции при этих условиях будет составлять 51 процент начальной.



Фиг. 26. Пропорция флегмы по отношению концентрации в котле.

ГЛАВА XI.

ПЕРИОДИЧЕСКАЯ ДИСТИЛЛЯЦИЯ.

Преимущества перемежающейся перегонки. Непрерывная система имеет то преимущество, что при ней концентрация компонентов остается одинаковой в каждой точке системы, тогда как при периодической дистилляции концентрация прогрессивно изменяется по мере перегонки.

Однако во многих производствах перемежающаяся дистилляция пользуется гораздо большей популярностью, чем непрерывная, потому что аппаратура периодического типа, сконструированная для определенной цели, зачастую с большим успехом может применяться и для других материалов, тогда как установка непрерывного типа, предназначенная для определенного продукта и определенной производительности, часто должна подвергнуться значительным переделкам, прежде чем быть использованной для других целей. Кроме того, аппараты периодического действия сконструированы проще, монтируются со значительно меньшими затратами и часто более подходят для работ в малом масштабе, когда дистиллируемый материал может подвергаться частым переменам, как количественным, так и качественным.

Перемежающиеся установки обычно состоят из трех частей: первая, которую можно назвать кубом, в котором происходит кипение загрузки, затем приспособление для фракционировки, обыкновенно имеющее вид фракционной колонки, и конденсатор.

Куб. Назначение куба состоит в принятии загрузки для дистилляции, приведение ее в контакт с источником тепла таким образом, чтобы она могла превращаться в пар, предоставление пространства для отделения пара от жидкости и, наконец, в том, чтобы служить приемником для менее летучего остатка дистилляции. Обыкновенно кубы устраиваются в виде горизонтальных или вертикальных цилиндрических резервуаров, при чем вертикальные—меньших размеров, а горизонтальные—больших. В небольших кубах нагрев часто производится при помощи кожухов, окружающих нижнюю часть куба, тогда как в больших вертикальных и во всех горизонтальных кубах нагрев производится посредством внутренних змеевиков. В тех случаях, когда в дополнение к глухому пару вводится прямой, употребляются паровые трубы с отверстиями в придачу к другим нагревательным поверхностям. Куб должен быть оборудован коммуникацией для введения загрузки, для выгрузки остатка дистилляции, для прохода пара из котла к фракционному устройству и для флегмы, возвращающейся в котел из фракционного приспособления. Кубы больших размеров, кроме того, снабжены манометрами, термометрами, водомерными стеклами для определения уровня жидкости в кубе, предохранительными клапанами, лазами и другой необходимой арматурой.

Размеры куба определяются количеством материала, обрабатываемого за одну загрузку; времени, течение которого перегоняется загрузка, и наклоности загрузки во время дистилляции—вспениваться

и пр. Нагревательная поверхность котла также представляет функцию количества материала, подлежащего дистилляции в единицу времени, и, кроме того, зависит от разности температур нагревательной среды и материала, подлежащего кипячению, физических свойств нагревательной среды и загрузки и ряда других факторов, зависящих от конструкции куба и поверхности нагрева. Эти факторы будут рассмотрены после.

Колонна. Фракционное устройство, принимающее из котла пары обыкновенно, но не обязательно, является в виде фракционной колонны. Назначение этого устройства—удерживать менее летучий компонент в нижней части колонны, позволяя более летучему компоненту выделяться из вершины колонны к конденсатору, где он собирается в виде дистиллята. Как мы уже указывали ранее, действие колонны до известной степени сходно с действием скруббера, в котором менее летучий компонент отмывается от пара нисходящим столбом жидкости, так называемой флегмой. Поэтому для получения продуктивной фракционировки необходимо, чтобы нисходящая флегма и поднимающийся пар находились в самом тесном контакте друг с другом во время прохождения пара через колонну.

Кроме того нужно заметить, что действие промывной колонны такого типа по существу представляет действие противотока, и каждый конструктор фракционной колонны должен иметь в виду этот эффект противотока, так как во всякого рода процессах теплообмена, подобных настоящему, противоточное действие является необходимым для получения наилучших результатов.

Затем было указано, что наиболее эффективные результаты получаются в том случае, когда количество опускающейся по колонне флегмы является максимальным на протяжении всей высоты колонны. Поэтому наилучшим типом фракционного устройства будет такое, которое всецело зависит от количества возвращающейся обратно жидкости из флегмы конденсатора, расположенного над колонной, и в котором не происходит потерь тепла и, следовательно, периодической конденсации на всем его протяжении.

Задачей каждого конструктора дистилляционных аппаратов является достижение этого тесного контакта в фракционной колонне, и достоинство всякого фракционного устройства, при прочих равных условиях, определяется степенью достигнутого контакта.

Колонны с насадкой. Можно сказать, что в общем фракционная колонна состоит из цилиндрического кожуха, наполненного распределяющим материалом, который разбивает нисходящий ток жидкости на тонкие струйки и приводит восходящий ток пара в тесный контакт с этими струйками. Самый старый тип колонн, который и до сих пор еще пользуется большим распространением, состоит из цилиндрического кожуха, наполненного кусками какого-нибудь твердого вещества, обыкновенно небольшими, неправильными кусками камня, фарфора, кокса и другим подобным материалом. Колонны этого типа

сходны с фракционными устройствами, применяемыми в химических лабораториях и состоящими из стеклянных цилиндров, наполненных большим числом мелких стеклянных бус. Устройство этих колонн обходится недорого, и для многих целей они дают довольно хорошую разгонку. Однако они имеют склонность к образованию каналов; это значит, что пар стремится подниматься через одну часть поперечного сечения колонны, тогда как жидкость будет опускаться через другую, нарушая, таким образом, принцип тесного соприкосновения жидкости и пара.

Образование каналов в колоннах этого типа до известной степени предупреждается применением насадки однообразного характера, вроде специально изготовленных керамиковых форм, которые, при тщательной укладке в колонну вручную, обеспечивают равномерное распределение пара и жидкости. Такие колонны часто применяются для дистилляции кислот, таких, как азотная и серная, и в этих случаях работают очень успешно. Все-таки следует помнить, что даже при лучших условиях контакт между жидкостью и паром в этих колоннах недостаточен и потому ими нужно пользоваться только там, где разделение более летучего компонента от менее летучего представляется относительно простым делом.

Кольца Рашига. Другое видоизменение материала для насадки фракционных колонн представляют маленькие цилиндрические кольца или трубочки, величина диаметра которых равна их длине. Эти кольца, называемые по имени изобретателя кольцами Рашига, быстро вытеснили другие типы насадочного материала для колонн. Они набрасываются в колонну в беспорядке и, благодаря их размерам и форме, образуют вполне однообразное заполнение с очень малой возможностью для пара и жидкости образовать каналы; другое их преимущество заключается в том, что они представляют очень большую поверхность, орошенную жидкостью и открытую для действия пара, и что при них отсутствуют карманы, в которых могла бы улавливаться и задерживаться жидкость.

Падение давления в колоннах. Колонны с насадкой особенно полезны в тех случаях, когда падение давления в колонне должно быть очень мало. Колонны других типов, состоящие из тарелок или площадок, на которых скопляется слой жидкости, связаны с необходимостью значительного падения давления для преодоления статического напора жидкости на тарелке. В системах, работающих под весьма малым падением давления, как скруббера и промывные системы, в которых газ проходит через колонну под действием вентилятора очень низкого давления, или в случаях дистилляции под большим вакуумом, когда ничтожное изменение давления сопряжено со значительным изменением температуры материала в колонне,—в этих случаях следует избегать большого падения давления, и для этих целей обыкновенно выбирают колонны с насадкой, не имеющие статического напора жидкости, который нужно было бы преодолевать.

Однако применение колонн с насадкой образует совершенно обособленную ветвь дистилляционной промышленности, и обычно они не имеют связи с дробной перегонкой.

Тарельчатые колонны. Фракционные колонны обыкновенно устраиваются из наложенных друг на друга секций, разделяющихся тарелками; последние сконструированы таким образом, что пар проходит через них и вступает в контакт с расположенной на них жидкостью. Избыток флегмы перетекает с верхней тарелки на нижнюю через переливную трубу, тогда как пар, поднимаясь из одной секции в другую, проходит через жидкость, находящуюся на тарелке. Тарелки фракционных колонн отличаются друг от друга, главным образом, конструкцией приспособления, посредством которого осуществляется контакт между жидкостью и паром.

Ситчатые тарелки. Простейший тип тарелок представляют тарелки с большим количеством просверленных в них мелких дырочек, сквозь которые пар поднимается вверх; в то же время давление пара препятствует жидкости проливаться через эти дырочки. На каждой тарелке имеется переливная труба для перехода жидкости с одной тарелки на другую. Такие тарелки очень эффективны, если только отверстия, через которые проходит пар, очень малы и расположены весьма близко друг к другу. Но они должны работать с такой скоростью, чтобы давление пара снизу тарелки было больше статического напора жидкости на тарелке с целью не допускать прорыва жидкости сквозь отверстия для пара. Это значит, что такие тарелки могут успешно работать только при определенной скорости пара. Кроме того, они имеют то неудобство, что при слишком быстрой работе, пар сдувает жидкость с тарелки, нарушая, таким образом, контакт между жидкостью и паром и понижая коэффициент полезного действия фракционировки.

Существуют еще другие неудобства при таких тарелках, особенно в колоннах большого диаметра. Если тарелки расположены не совсем горизонтально, то жидкость будет скопляться к более низкой стороне тарелки, отчего глубина жидкости здесь будет больше, чем у приподнятой стороны. Следствием этого будет то, что статический напор над пониженной частью тарелки будет больше, чем над приподнятой, и так как пар будет стремиться проходить с большей быстротой через участок тарелки с меньшим статическим давлением, то в результате он весь пройдет через повышенную часть колонны, тогда как жидкость будет оставаться на пониженной стороне, отчего получится недостаточный контакт между паром и жидкостью. Кроме того, отверстия часто закупориваются твердыми осадками. Эти недостатки колонн с дырчатыми тарелками постепенно привели к отказу от них в большинстве производств. Однако, в некоторых производствах, о которых мы скажем впоследствии, они еще удержались.

Первое усовершенствование в тарельчатых колоннах заключалось в применении крышечек над отверстиями тарелок; пар, проходя через

отверстие, вместо того, чтобы подниматься через жидкость по вертикали, крышечкой, находящейся над отверстием, отклоняется в горизонтальном направлении, образуя более или менее тонкий слой пара прежде чем поднимется из жидкости, и, следовательно, вступает с ней в гораздо более тесный контакт.

Вследствие этого, такая конструкция оказалась гораздо более продуктивной, чем ситчатые тарелки. Она обладает еще дополнительным преимуществом, заключающимся в том, что, если через колонну проходят взвешенные в жидкости твердые вещества, то большая скорость пара, выходящего из-под крышечки, способствует поддержанию чистоты вокруг отверстия тарелки. Это особенно применимо при дистилляции бродильных заторов и подобных смесей. Однако этому типу свойственны другие недостатки перфорированных тарелок.

Тарелки с колпачками. Дальнейшее усовершенствование тарелчатых колонн состояло в образовании постоянного гидравлического затвора на каждой тарелке. Это было осуществлено устройством вокруг отверстия кольца так, что уровень жидкости не мог упасть ниже верхнего края кольца. Затем над кольцами помещают крышку, края которой погружаются в жидкость. Пар, проходя сквозь тарелку через верхний край кольца, должен пройти под краем крышки; другими словами, для того, чтобы перейти в верхнюю часть тарелки, он должен проходить через слой жидкости.

Самые старые конструкции этого типа имели на каждой тарелке относительно небольшое число длинных прямоугольных щелей покрытых продолговатыми крышками такой же формы. Цилиндрические колонны обыкновенно имели четыре таких щели: две длинных и две коротких. Поверхность соприкосновения жидкости и пара, следовательно, можно принять равной сумме периметров прямоугольных колпачков тарелки, а производительность колонны—будет функцией этой поверхности.

Другая часто встречающаяся конструкция, вместо нескольких прямоугольных отверстий в тарелке, имела одно большое, круглое центральное отверстие, покрытое большим цилиндрическим колпаком, погруженным в жидкость, окружающую отверстие. Края этого колпака обыкновенно были зазубрены для образования большей поверхности соприкосновения между жидкостью и паром. Зазубренные края способствовали раздроблению крупных пузырьков пара, поднимающихся через жидкость, на ряд мелких, значительно увеличивая этим поверхность соприкосновения. Но так как производительность и коэффициент полезного действия фракционной колонны зависит от тесного контакта пара и жидкости, то оказалось, что если вместо немногих больших отверстий в тарелке применить большое число малых, то поверхность соприкосновения сильно увеличится, и потому в современных конструкциях приняты тарелки так называемого колпачкового типа, которые почти исключительно употребляются едва ли не во всех производствах.

В современных колоннах относительно большое число небольших колпачков расположено над соответствующих размеров отверстиями в тарелке; стоку жидкости через отверстия препятствуют кольца; края колпачков погружены в жидкость.

Другое усовершенствование, много способствовавшее увеличению коэффициента полезного действия тарелки, заключалось в прорезывании щелей на боковых сторонах колпачков под поверхностью жидкости, так что пар должен проходить через эти щели, вместо прохождения из-под краев колпачка; делая эти щели достаточно узкими и прорезая их в большом числе кругом каждого колпачка, мы увеличиваем поверхность соприкосновения пара и жидкости до весьма значительных размеров, и в такой же пропорции увеличивается производительность колонны. Большинство современных фракционных установок неизменно применяют колонны этого типа.

Переливные трубы. Жидкость, протекающая через колонну, должна доставляться соответствующими переливными трубами, по которым она течет с одной тарелки на следующую нижнюю; они бывают внутренними и наружными. Внутренние переливные трубы состоят из части, выступающей над поверхностью тарелки до определенной высоты. Высотой этого выступа переливной трубы и определяется уровень жидкости на тарелке. Затем трубка идет к нижней тарелке и оканчивается под поверхностью находящейся на ней жидкости, образуя, таким образом, гидравлический затвор, препятствующий прохождению через трубу пара в противоположном направлении.

Наружные переливные трубы отводят жидкость с боку колонны и подводят ее под поверхность жидкости на нижней тарелке. Наружные переливные трубы имеют для большинства производств весьма мало преимуществ и постепенно вытеснены внутренними.

Обыкновенно перелив с одной тарелки расположен диаметрально противоположно переливу с нижней тарелки на следующую, так что жидкость, поступая на тарелку в одном месте, протекает к переливной трубе через всю тарелку, вступая в соприкосновение с большей частью поверхности тарелки. Однако относительно больших колонн возникает сомнение, — получают ли части тарелки, находящиеся под прямым углом к середине диаметра, в направлении которого течет жидкость от одной переливной трубы к другой, столько жидкости, сколько должны бы получить; другими словами, для жидкости имеется возможность избрать кратчайший путь прямо через тарелку вместо того, чтобы разливаться равномерным потоком по всей поверхности. Для преодоления этого затруднения иногда бывает необходимо ставить на тарелке перегородки, которые направляют жидкость от одной трубы до другой. Эти перегородки часто располагают таким образом, что жидкость, прежде чем дойти до противоположной стороны тарелки к переливной трубе, несколько раз проходит взад и вперед вдоль перегородок. Такой способ установки

перегородок особенно выгоден для фракционных колонн от 120 см. в диаметре и больше.

Коэффициент полезного действия колонн. Опыты, поставленные в технологическом институте Массачузета, с убедительностью показали, что коэффициент полезного действия фракционной колонны является не только функцией тесного контакта между жидкостью и паром, но также представляет функцию других переменных, главным образом, скорости пара в колонне. Прежде всего, при прочих равных условиях, равновесие между жидкостью и паром будет достигнуто тем ближе, чем больше время соприкосновения между ними. Это положение, конечно, очевидно, так как оно просто указывает, что чем больше колонна, тем она эффективнее. Точно также чем дольше пар или жидкость остаются в колонне, тем больше время их взаимного соприкосновения. В колоннах тарельчатого типа увеличение времени соприкосновения для жидкости получается путем увеличения глубины жидкости на тарелке. Этого достигают увеличением высоты колец и переливных труб.

Другая выгода большей глубины жидкости на тарелке заключается в том, что пузырьки пара, проходя через жидкость, будут дольше оставаться с ней в соприкосновении. Однако было показано, что когда пузырек пара вступает через отверстие в жидкость, то частицы его, находящиеся близ поверхности пузырька, практически тотчас же приходят в равновесие с окружающей жидкостью, пар же, находящийся в середине пузырька, не будучи в контакте с жидкостью, может достигать с ней равновесия лишь путем диффузии от поверхности пузырька к внутренней его части и обратно. Таким образом при введении пузырька в жидкость, он немедленно принимает сферическую форму, и если позволить ему беспрепятственно подниматься через жидкость, то практически на протяжении большей части пути его через жидкость не произойдет никакой другой реакции, кроме той, которая совершается тотчас же после первого соприкосновения его с жидкостью, так как скорость диффузии пара внутри пузырька очень мала. Другими словами, в колонне тарельчатого типа глубина жидкости выше определенного предела не имеет особого значения, поскольку дело касается увеличения времени контакта пара и жидкости, если пузырьки пара беспрепятственно проходят от места вступления в жидкость до ее поверхности. Однако оказалось, что если, во время прохождения через жидкость, пузырьки претерпевают какую либо деформацию, то вследствие этого новые порции пара приводятся в контакт с поверхностью пузырька, благодаря чему тотчас же устанавливается равновесие с жидкостью других частей содержимого пузырька.

Цель, которую должен иметь перед собой конструктор, проектирующий тарелку фракционной колонны, заключается в том, чтобы пузырек пара во время прохождения его через жидкость, возможно чаще подвергался деформации. Это осуществляется различными спо-

собами. Во-первых, можно пузырек прогонять через отверстие в жидкость с большой силой. Этот резкий контакт пара с жидкостью поведет к тому, что пар, вследствие трения, будет деформироваться во время прохождения через жидкость, и может получиться дополнительный контакт.

Затем, если колпачки тарелки расположены достаточно тесно, то пузырьки, выходя через отверстия или из-под краев одного колпачка, будут с силой сталкиваться с пузырьками соседнего, при чем оба пузырька, вступая в соприкосновение друг с другом, будут претерпевать значительные деформации, и, следовательно, контакт жидкости и пара в этом пункте будет увеличен.

Кроме того, сильное волнение жидкости на тарелке, вследствие барбатажа, поведет к образованию брызг, которые, приходя в соприкосновение с паром, будут стремиться к равновесию с ним, аналогично пузырькам пара и жидкости.

Максимум скорости. Все эти разнообразные действия свидетельствуют о значительной пользе применения пара весьма большой скорости в пунктах соприкосновения его с жидкостью, и опыты показывают, что коэффициент полезного действия колонны повышается вместе со скоростью пара и что это повышение увеличивается до тех пор, пока напором пара вся жидкость не будет вытеснена с тарелки, при чем поверхность соприкосновения уменьшается и коэффициент полезного действия падает. Однако, такая максимальная скорость для колонн с колпачками значительно превосходит скорость нормальной работы. Разумеется, чем быстрее пар проходит через колонну, тем короче время его пребывания здесь и, следовательно, меньше период соприкосновения, что должно быть принято во внимание при конструировании фракционного устройства.

Одним из способов для получения высокой скорости пара является уменьшение размеров отверстий, через которые он проходит. Второй способ состоит в увеличении количества пара, проходящего через колонну, но в каждом случае увеличение скорости происходит за счет увеличения противодавления, согласно общего уравнения $V^2 = 2gh$. Мы уже говорили, что колонны часто должны работать под очень низким противодавлением и, следовательно, скорость пара, которую возможно получить, по необходимости ограничена. С другой стороны, в большинстве дистилляционных заводов можно применять почти неограниченное давление для проведения пара через колонну и, следовательно, достигнуть очень больших скоростей пара.

Сопоставляя все сказанное, мы приходим к заключению, что для обычных целей наиболее эффективной фракционной колонной будет та, которая представляет наибольшую поверхность соприкосновения между паром и жидкостью и которая обладает наибольшей скоростью пара в месте соприкосновения его с жидкостью.

Конденсатор. По выходе из колонны пар вступает в конденсатор. Последний выполняет две, а при возможности и три функции: во-

первых, он должен собирать флегму для колонны; во-вторых, — конденсировать дестиллят, отходящий из перегонного куба, и в-третьих, помогать колонне во фракционировке пара.

Обычный тип конденсатора, работающего в качестве фракционного устройства, не должен бы иметь этой третьей функции, которая, к несчастью, во многих перегонных установках нередко на него возлагается.

В конденсаторе контакт между паром и жидкостью очень незначителен. Большинство конденсаторов трубчатой конструкции; пар в них проходит снаружи трубок, а охлаждающая среда — внутри, или наоборот. При таких условиях пар, сгущаясь на холодных поверхностях труб, стекает по их стенкам вниз, тогда как оставшийся пар проходит между поверхностями, почти не вступая в соприкосновение со сконденсировавшимся паром. Это значит, что в конденсаторе, применяющемся с указанной выше целью, не выполнено одно из необходимых условий, характеризующих эффективное фракционное устройство.

Во-вторых, конденсатор должен конденсировать дифференциально и флегма, начиная от вершины его, непрерывно увеличивается прибавкой конденсирующегося пара по мере продвижения ее к низу конденсатора, где она достигает максимума. Этим нарушается второе правило эффективного фракционного устройства.

Таким образом, справедливо теоретически и вместе с тем подтверждено практикой, что наиболее эффективные результаты были получены тогда, когда фракционировка происходила, главным образом, в колонне и как можно меньше имела места в конденсаторе. Вследствие этого на долю конденсатора остаются только две функции: доставлять флегму и конденсировать остающийся пар для образования дестиллята. Нет никаких причин, которые бы препятствовали применению одного и того же конденсатора достаточной величины для выполнения обеих этих функций.

Множественные конденсаторы. Однако большинство современных дестилляционных установок оборудовано двумя конденсаторами, работающими последовательно; один ближайший к колонне и называемый дефлегматором функционирует, как конденсатор флегмы, другой конденсирует оставшийся пар в дестиллят.

Применение в таком виде двух конденсаторов несомненно ведет начало от прежнего обыкновения употреблять конденсатор в помощь фракционировке; в таком случае дефлегматор одновременно играл роль конечного приспособления для колонны и устройства для получения флегмы. Производственники привыкли к установкам с двумя конденсаторами, и эта система до сих пор еще пользуется предпочтением во многих производствах, но постепенно она вытесняется системой с одним конденсатором. Нужно помнить, что где-бы ни происходила конденсация, всегда имеет место обогащение пара и, следовательно, дефлегматор имеет определенное фракционное действие,

но, по сравнению с общим эффектом фракционировки, оно ничтожно.

Помещая на сточной трубе второго или конечного конденсатора так называемую регулировочную бутылку, конструкторы тем самым признали нецелесообразность системы из двух конденсаторов. Эта регулировочная бутылка представляет приспособление для обратной подачи из дефлегматора в колонну вместе с флегмой части дестиллята из последнего конденсатора в том случае, если в колонне получается недостаточная фракционировка или желательно иметь большую продуктивность, так как в результате получается увеличение общего количества флегмы и, следовательно, большая фракционная мощность системы. Разумеется, этим самым мы одновременно уменьшаем скорость выделения дестиллята и чистую производительность системы.

Проблемы работы конденсаторов. В работе конденсаторов встречается множество затруднений; некоторые из них сходны с теми, с какими приходится встречаться при работе нагревательного змеевика в перегонном кубе. Кроме того, здесь имеются свои особые трудности.

В качестве охлаждающей среды для конденсаторов обыкновенно служит вода, хотя в некоторых случаях, особенно при непрерывно действующих установках, для охлаждения применяется поступающая холодная питательная загрузка, которая при этом нагревается до температуры, близкой к точке кипения. Конечно, в таких условиях совершенно уместно иметь два или больше последовательных конденсаторов, так как холодная вода в конечном конденсаторе и загрузка в предыдущем могут подводиться отдельно. Но охлаждающая вода может быть и обыкновенно бывает загрязненной, а подача в подогревателе может содержать вещества, которые будут осаждаться на нагревательных поверхностях, покрывая их слоем накипи, грязи и т. п. и делая гораздо менее эффективными.

Вследствие этого нагревательные поверхности конденсаторов необходимо время от времени прочищать, и конструкторы должны предусматривать эту необходимость.

Воздух в конденсаторах. Кроме того, большинство конденсаторов, работая под атмосферным давлением, разгружаются под открытым воздухом, так что в них всегда в большей или меньшей степени находится воздух, как будет показано в дальнейшем при обсуждении конструкции нагревательных поверхностей. Присутствие же воздуха в паре весьма значительно понижает коэффициент полезного действия конденсатора.

Конденсаторам нередко приходится служить в качестве холодильников, и в случае очень летучих жидкостей, как эфир, метиловый спирт, ацетон, когда необходимо готовить очень холодный дестиллят, конденсаторы, работающие вместо холодильника, должны охлаждать дестиллят почти до температуры охлаждающей воды. Иногда в придачу к охлаждающей воде необходимо применять рас-

сой в отдельных конденсаторах или холодильниках—в тех случаях, когда температура воды недостаточно низка для удовлетворительного охлаждения жидкости, что часто случается летом в относительно теплых местностях.

ГЛАВА XII.

КОНСТРУКЦИЯ ПЕРИОДИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЫ.

В предыдущей главе в общем виде были описаны наиболее существенные черты периодической фракционной установки. Теперь мы в виде примера возьмем одну из таких установок с целью детально указать наиболее существенные стороны, на которые должно быть обращено внимание.

Разгонка „легкого каменноугольного масла“. Требуется сконструировать дестилляционный аппарат периодического действия для разгонки легкого масла на относительно чистые составные части. Легкое масло представляет наиболее легкую фракцию каменноугольной смолы при сухой перегонке угля и состоит, главным образом, из бензола C_6H_6 , толуола $C_6H_5CH_3$ и ксилола $C_6H_4(CH_3)_2$ и многочисленных примесей в виде углеводородов других типов и сероуглерода (CS_2) в большей или меньшей пропорции.

Производительность).* Аппарат должен перерабатывать 5000 литров этого материала в день. Предположим, что легкое масло состоит из 1% сероуглерода, 75% бензола, 10% толуола, 10% ксилола и остальное—углеводороды с высшей точкой кипения, чем ксилол. Так как аппарат должен переработать 5000 литр. в сутки, то из этих 24 часов должно быть уделено достаточно времени для загрузки котла, для нагрева загрузки до точки кипения, отгонки соответствующих фракций, для выгрузки из котла остатка и, если нужно, для чистки его под следующую загрузку. Обычно в дестилляционных установках большого масштаба перерабатывают двухдневную производительность в одну загрузку, что сопряжено с гораздо меньшей затратой труда и потерей времени на загрузку, выгрузку и разогревание. В таком случае котел должен иметь емкость дважды по 5000 литров или 10000 литров легкого масла.

Размеры куба. Легкое масло представляет жидкость, которая при кипении не дает много пены, так что запасное пространство в котле для выделения пара не должно быть особенно большим. При таких условиях будет вполне достаточно сконструировать куб такого размера, чтобы 10000 литров заполняли его на две трети. Другими словами, емкость куба должна быть в 15000 литров. Такой куб должен

*). Принятые автором английские меры мы переводим в метрические с некоторым округлением. Перев.

иметь объем в 12,5 куб. метров. Следовательно, подходящих размеров был-бы горизонтальный цилиндрический котел 1,8 метра в диаметре и 5,0 метра длины. Эти размеры могут в большей или меньшей степени изменяться, так как цилиндрические горизонтальные котлы такого типа имеются стандартных размеров и котел может быть подобран сообразно этим стандартам.

Поверхность нагрева куба. Следующим пунктом, подлежащим выяснению, будет требующаяся поверхность нагрева куба, которая в данном случае пусть будет в виде змеевика, а для нагрева, положим, применяется пар высокого давления.

Точка кипения бензола равняется приблизительно $80^\circ C$, толуола $110^\circ C$, ксилол (смесь трех изомеров: орто, мета и пара-ксилолов) кипит между 138° и $143^\circ C$, тогда как выше кипящий остаток легкого масла пусть перегоняется примерно около $160^\circ C$. Следовательно, нужно взять пар достаточно высокого давления, чтобы можно было довести до кипения наиболее высоко-кипящую фракцию, т. е. остаток. $160^\circ C$ соответствуют 6,3 кг/кв.см. абсолютного давления или 5,3 кг/кв.см. манометрического. Следовательно, змеевик нужно считать для работы при 7 кг/кв.см. давления пара, включая запас прочности и, вероятно, окажется необходимым вести перегонку при манометрическом давлении в змеевике до 5,6 кг/кв.см. до окончания дестилляции.

Методы работы. Дестилляцию можно проводить различными способами, так как в периодической системе мы можем регулировать различные факторы. Во-первых, можно регулировать давление пара, во-вторых, — количество проходящей через конденсатор охлаждающей воды, в-третьих, количество флегмы, поступающей из конденсатора в колонну или любую комбинацию из этих трех факторов.

Следовательно, при конструировании установки важно, чтобы были наперед заданы известные определенные условия работы, которые должны быть положены в основание конструкции, и в дальнейшем, если-бы встретилась необходимость в изменении конструкции, было-бы возможно их выполнить.

Для успешной работы дестилляционных аппаратов подобного рода необходимо поддерживать постоянным количество протекающей через конденсатор воды и регулировать количество флегмы, стекающей из конденсатора в колонну. Загрузка 5000 литров должна быть распределена так, чтобы для введения ее в куб потребовалось не больше одного часа.

Выгрузка остатка из котла должна проводиться за $\frac{1}{2}$ часа.

Чистка куба. Легкое масло, хотя и подвергается предварительной дестилляции для отделения его от смолистых примесей, все-таки содержит некоторое количество их, благодаря уносу, вследствие чего на нагревательных змеевиках котла будет происходить некоторое отложение смолы вместе с другими веществами, выделяющимися из масла. Но в данном случае этот осадок на змеевиках неособенно

велик, и потому нет надобности чистить куб чаще одного раза в месяц, скажем каждые 20 дней. Так как на операцию мойки придется затратить один день, то, следовательно, для этого нужно списать 5% рабочего времени или, приблизительно, 1 час ежедневно должен быть затрачен на чистку. Следовательно, время для загрузки, выгрузки и чистки, $2\frac{1}{2}$ часа ежедневно, нужно вычесть из 24 час., а для нагрева загрузки и дистилляции остается $21\frac{1}{2}$ часа или при двухдневной перегонке — 43 часа из 48.

Скорость нагрева загрузки. Скорость, с какой может быть нагрето содержимое куба, зависит от величины змеевика и от давления пара в змеевике, а так как величина змеевика является по преимуществу функцией скорости дистилляции, то обычно необходимые размеры змеевика вычисляют приблизительно, задаваясь определенным временем, требующимся для нагрева загрузки, и, исходя из этого первого приближения, вычисляют время нагрева и действительные размеры змеевика. На нагрев нашей загрузки до точки кипения положим 3 часа, в течение остальных 40 час. должна совершиться собственно дистилляция.

Способ дистилляции. Способ дистилляции заключается в следующем: прежде всего в конденсатор пускается вода, пока не получится уверенность, что он работает при самой низкой возможной для него температуре. Жидкость в кубе, нагретая до кипения, выделяет пар в колонну, которая пока суха и холодна. Конечно, холодная колонна конденсирует пар, и жидкость постепенно заполняет тарелки.

Фракция сероуглерода. Первой фракцией отбирается фракция сероуглерода. Сероуглерод кипит при 46°C , и в том легком масле, которое мы взяли для наших расчетов, находится около 100 литров этого весьма летучего вещества. Бензольная фракция, которая идет за сероуглеродной, должна быть, если возможно, нацело отделена от сероуглерода; другими словами, желательнее, чтобы весь сероуглерод был отогнан и удален из системы прежде, чем начнет переходить бензол. Это значит, что между сероуглеродной и бензольной фракцией должна быть весьма совершенная разгонка или отсечка. Как мы уже указывали раньше, добиться совершенного разделения невозможно, и при автоматической фракционировке для того, чтобы подойти близко к совершенной разгонке, потребовалось бы фракционное устройство чудовищных размеров; однако, посредством регулирования флегмы можно получить довольно резкую отсечку между двумя фракциями помощью фракционного аппарата современной величины. Способ, каким это осуществляется, состоит в следующем:

Общее количество флегмы. Пар, проходящий через колонну и собирающийся там, в первое время состоит, главным образом, из сероуглерода с определенным количеством бензола, зависящим от степени фракционировки. Предположим теперь, что управление флегмой проводится таким образом, что от системы совершенно не отбирается дистиллят, а весь пар, подходящий к конденсатору, возвращается

в колонну в виде флегмы. Так как пар, отходящий с вершины колонны и идущий к конденсатору, богаче более летучим компонентом, чем жидкость у вершины колонны, то, следовательно, и флегма, возвращающаяся обратно к вершине колонны, будет богаче более летучим компонентом, чем жидкость, с которой она смешивается, увеличивая таким образом пропорцию летучего компонента на верхней тарелке. Так как концентрация жидкости на верхней тарелке увеличивается по отношению к более летучему компоненту, то, при продолжении процесса, этот результат скажется и на нижней тарелке и после того, как дистиллят из конденсатора будет повторно возвращаться в колонну на протяжении значительного промежутка времени, то в результате получится, что верхняя часть колонны будет содержать исключительно более летучий компонент. Если при достижении такого состояния открыть клапан, ведущий от конденсатора к приемнику дистиллята, то первая порция переходящего пара будет представлять жидкость, собравшуюся на тарелках верхней части колонны и, следовательно, практически будет чистым компонентом.

После того как содержимое колонны будет перегнано таким способом, произойдет внезапный перелом в составе дистиллята, и когда это случится, фракцию переключают, при чем отдельно отбирают небольшой промежуточный погон. Без применения этого способа превращения всего дистиллята во флегму, количество промежуточной фракции между двумя чистыми погонками должно бы значительно возрасти. Точно также, когда перегонка бензола будет подходить к концу, возможно получить резкий разрыв между бензольной и толуоловой фракциями, путем полного возвращения дистиллята в виде флегмы в течение определенного промежутка времени. Разумеется, будет получена небольшая промежуточная фракция, состоящая из смеси бензола и толуола. Эта фракция должна быть смешана со следующей загрузкой, с которой будет перегнана вновь.

Чистая производительность периодической установки в большой мере зависит от того, какой процент дистиллируемой жидкости должен быть отобран в виде промежуточного погона, так как чем больше промежуточная фракция, тем больше жидкости возвращается в перегонный куб для новой дистилляции и, следовательно, тем меньше чистая производительность установки.

В нашей задаче 10000 литров легкого масла должны быть обработаны за 43 часа. Если скорость дистилляции принять в 200 литр. в час, то возможно сделать ориентировочный расчет количества тепла, которое должно быть введено в котел в единицу времени. Такой предварительный расчет впоследствии должен быть видоизменен после того, как будут определены главные детали и размеры оборудования. Количество тепла, подлежащего введению в кипящую жидкость, зависит не только от количества дистиллята, которое нужно отвести из куба в единицу времени, но также от количества жидкости, возвращающейся в виде флегмы из конденсатора в колонну.

В периодических установках, применяющихся для разгонки легкого масла, должен быть установлен такой режим, чтобы в колонну вошло жидкости в виде флегмы приблизительно в два раза больше количества дистиллята, отбираемого из конденсатора. Следовательно, отношение флегмы будет два к одному и для предварительного определения размеров нагревательного змеевика это отношение вполне удовлетворительно. Разумеется, нельзя упускать из виду, что отношение флегмы к дистилляту будет влиять на степень фракционировки, которая достигается в колонне, и поэтому фракционная колонна должна базироваться на этом отношении.

Режим работы. Итак, подходящим режимом для 43 ч. может быть следующий:

Характер дистиллята	Колич. дистил. в литр.	Отнош. флегмы к дистил.	Время отгонки фракц. в минуту
Погон CS ₂	75	2-1	25
Вся жидкость из конденсатора возвращается в колонну	—	—	10
Погон CS ₂	25	2-1	10
Промежуточная фракция, состоящая из CS ₂ и бензола	50	2-1	15
Чистый бензол	5000	1-1	1000
.	2250	2-1	675
Вся жидкость из конденсатора возвращается в колонну	—	—	15
Чистый бензол	25	2-1	10
Промежуточ. фракция бензол-толуол	300	2-1	90
Чистый толуол	750	2-1	220
Вся жидкость из конденсатора возвращается в колонну	—	—	15
Чистый толуол	25	2-1	10
Промежуточн. фракция толуол-ксилол	200	2-1	60
Чистый ксилол	750	2-1	220

Нужно заметить, что здесь отобраны в виде отдельных погон три промежуточные фракции: одна в 50, другая в 300 и третья в 200 литров, всего 550 литров. Эти промежуточные фракции должны быть присоединены к ближайшей загрузке для повторной дистилляции, на что понадобится приблизительно 170 мин., которые, следовательно, нужно прибавить ко времени полного цикла, которое

в сумме равняется 2.545 мин. или приблизительно 43 часам. Нужно также заметить, что при отборе большой фракции чистого бензола в 5000 литров отношение флегмы указано 1:1. На практике оказывается, что когда дистиллируемая жидкость состоит по преимуществу из одного компонента, как в данном случае, то при отборе первых порций его требуется меньшая фракционировка, чем во время остального периода разгонки. Поэтому представляется возможным снизить количество флегмы, скажем, с 2:1 до 1:1 на известный период, пока не начнет появляться в дистилляте следующий, выше кипящий компонент, когда снова флегма должна быть увеличена с целью удержания этого высококипящего компонента. Это значит, что при постоянном введении тепла в систему, скорость, с которой будет получаться дистиллят, увеличится в отношении 1,5:1.

Нужно заметить, что максимальная скорость отборки дистиллята из системы получается при выделении 2250 л. бензола в 675 м. с отношением флегмы 2:1. Следовательно, тройной эквивалент 2250 л. или 6750 литр. должны быть отогнаны из котла в 675 м., что соответствует 600 литр. в час. Скрытая теплота испарения бензола равна приблизительно 93,5 кал/кгр. при точке кипения 80° С. Для испарения этого количества бензола в час потребуется: 93,5 кал/кгр. × 600 литр. × 0,8 (уд. в. бензола) = 45000 кал. в час.

К этому нужно добавить потерю тепла кубом и колонной путем лучеиспускания.

Изоляция. Оборудование такого рода для дистилляции при высокой температуре должно быть всегда хорошо изолировано соответствующим материалом, вроде магнезита или инфузорной земли, так как потери тепла голым кубом и колонной, работающими при высоких температурах, очень велики. При хорошо изолированной аппаратуре можно с уверенностью принять потери тепла не выше 10% от требующегося для испарения, и тогда общее количество потребного тепла в час будет около 50000 кал. в час.

Скорость теплопередачи. Это тепло должно быть передано от парового змеевика жидкости, находящейся в кубе. Величина змеевика является функцией трех переменных: количества тепла, требующегося в единицу времени, коэффициента теплопередачи от пара к жидкости через змеевик и разности температур между паром и кипящей жидкостью. Количество требующегося тепла мы уже определили. Коэффициент теплопередачи, который обыкновенно выражается в кал/кгр. на квадрат метр поверхности нагрева и на градус разности температур в градусах Цельсия, должен быть определен экспериментально. Очень удобная, подходящая к этому случаю, таблица имеется в „Traité de la fabrication du sucre“ Дж. Гроберта, (собственное издание, Париж, 1913), которая воспроизведена ниже.

Влияние длины и диаметра парового змеевика на коэффициент теплопередачи в кипящей воде.

Трубка медная, 150 мм. внутр. диам., толщина стенки 3 мм.

Длина змеевика в метр.	Поверхность змеевика в кв. метр.	Количество испаряемой воды в кг. в час на 1° С. разности температур	Количество воды в кг. на кв. метр	Коэффициент теплопередачи в кал/кгр на кв. мтр. на 1° С в час
2	0,98	3,96	4,04	2187
3	1,47	4,84	3,29	1776
4	1,96	5,60	2,86	1538
5	2,46	6,26	2,55	1372
6	2,94	6,85	2,33	1230
7	3,43	7,40	2,15	1162
8	3,92	7,90	2,01	1089
9	4,41	8,43	1,91	1030
10	4,90	8,85	1,80	962
15	7,38	10,86	1,41	796
20	9,80	12,52	1,27	665
Внутр. диам. в метр. Медн. трубка, 2 м. дл., толщ. стенки 3 мм.				
10	0,08	1,12	14,0	7568
20	0,14	1,48	10,57	5713
30	0,21	1,83	9,00	4712
40	0,27	2,07	7,66	4131
50	0,34	2,32	6,82	3686
60	0,40	2,52	6,3	3393
70	0,46	2,71	5,89	3179
80	0,53	2,91	5,49	2969
90	0,59	3,07	5,22	2812
100	0,65	3,20	4,92	2656
125	0,82	3,60	4,39	2362
150	0,98	3,96	4,04	2187

Из этой таблицы видно, что для трубы данного диаметра коэффициент теплопередачи тем меньше, чем длиннее трубка. Эта станет понятным, если мы примем во внимание, что при нагревании паром последний конденсируется внутри трубки и, по мере продвижения его по трубке, количество примешивающейся к пару воды становится все больше и больше. Вода является плохим проводником тепла и потому, чем больше ее в змеевике, тем ниже коэффициент теплопередачи от пара через воду и змеевик к наружной жидкости. Следовательно, при прочих равных условиях нагревательные змеевики

должны изготавливаться по возможности короче. Однако обычно длина их определяется конструктивными соображениями.

Нужно заметить также, что для трубы данной длины коэффициент теплопередачи уменьшается с увеличением диаметра трубки. Это можно объяснить тем, что отношение окружности к площади для малого круга больше, чем для большого, и при данном объеме пара, проходящего через трубку, контакт его с поверхностью трубки будет тем больше, чем меньше трубка. Протекающий по трубе пар стремится, путем трения, увлечь с собой воду, конденсирующуюся на поверхности трубки, и, следовательно, чем больше трение, тем меньше толщина изолирующего слоя воды между паром и металлом. Очевидно, что и в этом случае, несмотря на большую эффективность малых труб по сравнению с большими, фактический выбор труб для каждого данного случая зачастую решается требованиями конструкции.

Размер змеевика в кубе. Для куба такой величины, которая требуется для разбираемой нами установки, подходящие размеры медного парового змеевика будут примерно: 50 мм. внутренний диаметр и наименьшая возможная длина при 5 метровом котле должна быть равна приблизительно длине котла или, положим, 4000 мм. На основании данных таблицы, коэффициент теплопередачи для 50 мм. трубы будет около 2750 кал/кг. на кв. метр. поверхности нагрева на 1° С разности температур.

Разность температур. Третьим фактором, влияющим на величину поверхности нагрева в кубе, является разность температур пара и кипящей жидкости. Бензол кипит при 80° С, тогда как выше кипящие углеводороды, остающиеся в котле после выделения ксилольной фракции, имеют температуру кипения около 160° С. Было бы очень выгодно при работе куба с таким материалом повышать давление и, следовательно, температуру пара вместе с повышением точки кипения жидкости, поддерживая приблизительно на постоянном уровне разность температур пара и жидкости. Именно такой метод работы мы предполагаем в выше указанном, цикле дистилляции, указывая на постоянную скорость подачи тепла в котел и, следовательно, на постоянную скорость дистилляции. В этих условиях было бы достаточно поддерживать разность температур приблизительно в 22° С. После отгонки бензольной фракции, температура жидкости в котле будет равна температуре кипения толуола или 110° С, что соответствует 1,12 кг/кв. см. манометрического давления пара. Следовательно,

$$\text{необходимая поверхность нагрева змеевика будет } \frac{50000}{2750 \cdot 22} \text{ или } 0,80$$

кв. м. Двухдюймовая труба имеет приблизительно 0,157 кв. м. поверхности на погонный метр. Следовательно, необходимая длина змеевика будет несколько больше 5,0 м. Обычно, при конструировании этих нагревательных приборов для дистилляционных и выпарных аппаратов, принято к вычисленной поверхности нагрева прибавлять несколько процентов в виде коэффициента надежности; для

установок перемежающегося типа с успехом можно взять коэффициент надежности в 50%, и таким образом поверхность нагрева получится равной 1,2 кв. м. Однако, в нашем частном случае легкое масло будет содержать известное количество смолистых материалов, которые имеют склонность отлагаться на нагревательной поверхности, уменьшая ее эффективность. Поэтому, для данного случая было бы лучше взять коэффициент надежности больше обычного.

Мы установили, что труба змеевика должна быть приблизительно 5 метр. длины. Для 1,2 кв. метр. потребовалась бы труба длиной 7,5 метр. В виду этого змеевик можно построить из двух отрезков по 4,0 метр. длины, проходящих через котел параллельно друг другу, при чем разветвление труб устроено при впуске пара внутри котла; в противоположном конце трубки снова сходятся в одну для выпуска пара. Возможно также этот змеевик сделать в виде одной трубы в 7,5 метр. длины, которая в противоположном конце котла делает поворот. Это снизит коэффициент теплопередачи приблизительно с 2750 до 1800 и, следовательно, в соответствии с этим может быть понижен коэффициент надежности.

Арматура. Арматура, применяющаяся в связи с нагревательными змеевиками, должна состоять из дроссельного клапана для регулировки давления пара, манометра для контроля давления и конденсационного горшка при выпуске пара для удаления конденсата немедленно после его образования. Змеевику необходимо придать небольшой уклон к выходному концу для обеспечения конденсату свободного стока.

ГЛАВА XIII.

ФРАКЦИОННАЯ КОЛОННА.

Опыт показал, что в тех случаях, когда противодействие не имеет значения, наиболее продуктивным типом фракционных колонн является тарельчатая колонна. Там же, где приходится считаться с противодействием, необходимо применять колонны с насадкой из подходящего материала. Тарельчатая колонна, оборудованная колпачками, признана наиболее подходящей для трудных разгонок, вроде разделения бензола и толуола. Конструкция такой колонны является главным фактором успеха или неудачи всей фракционной установки. Сведения, на основании которых выработалась эта конструкция, представляют смесь научных и эмпирических данных, и проектирование колонн в значительной степени должно опираться на примеры прошлой практики в виду недостатка тщательно проработанных опытов по этому вопросу.

Некоторые полезные сведения имеются в работах известных французских авторов, как Барбе, Савай, Сорель, Марилье, где даны отно-

сительные коэффициенты полезного действия некоторых типов колпачков тарельчатых колонн. Однако эти данные имеют небольшую ценность, потому что, как было указано, фракционировка, получаемая в колонне, является прямой функцией отношения флегмы к дистилляту, а эти-то данные как раз и отсутствуют. Всегда, при сравнении коэффициентов фракционировки для различного рода тарелок и колпачков, нужно принимать во внимание отношение флегмы к дистилляту, равно как и увеличение концентрации при переходе с одной тарелки на ближайшую верхнюю.

Величина колпачков. Мы уже указали, что для данных условий наиболее эффективную фракционировку дает тот колпачек, который приводит пар в наиболее тесный контакт с жидкостью. В этом смысле колпачки с прорезными щелями оказались наиболее удовлетворительными, и в отношении нашей конструкции мы будем обсуждать этот тип. Так как отношение окружности круга к его площади увеличивается с уменьшением диаметра, то чем меньше колпачек, тем больше относительная поверхность соприкосновения между жидкостью и паром. Однако по техническим соображениям уменьшение диаметра колпачка ограничено определенным пределом. Для большинства производств минимальный диаметр колпачка равняется 100 мм. Щели на боках колпачка должны быть по возможности уже и ближе друг к другу. Но так как, вследствие постоянного продвижения через эти щели сырого пара и нередко присутствия более или менее едких жидкостей, металл постепенно изнашивается, то между щелями должны быть достаточной толщины запасы материала, чтобы колпачек мог работать более или менее продолжительное время.

Падение давления в колонне. Высота колпачков и расстояние между ними зависят от глубины жидкости на тарелке и от скорости пара в колонне. Разность давлений между двумя тарелками колонны представляет функцию трех переменных: глубины жидкости на тарелке, скорости пара через прорезы колпачков и трения пара при прохождении его через прорезы и жидкость. Следовательно, общее давление E_p представляет сумму давлений: статического напора жидкости h_c над центром давления на отверстие щели, плюс скоростной напор, который может быть вычислен из выражения:

$$V \text{ (скорость)} = \sqrt{2gh}$$

(где g — ускорение тяжести, а h — скоростной напор) плюс потеря давления от трения. Обычные скорости, получаемые в дистилляционных колоннах, находятся в пределах 3,0 м/сек. Опыт показал, что при скорости меньше 30,0 м/сек. трение пара, при прохождении через отверстия, очень мало и при такой скорости, как 3,0 м/сек., им можно пренебречь. Следовательно:

$$E_p = h_c + \frac{cV^2}{2g} \text{ приблизительно,}$$

где C — некоторая постоянная, определяемая опытом. Автором получены для C значения от 2,8 до 2,0 для различного типа колпачков с прорезами; 2,4 будет подходящее среднее. Нужно помнить, что статический напор h_e представляет не полную глубину жидкости на тарелке, а расстояние от поверхности жидкости до центра давления на отверстие щели. Кроме того, размер отверстия щели является функцией объема пара, проходящего через нее: чем больше объем пара, тем ниже уровень жидкости внутри колпачка и тем больше отверстие щели. Следовательно, статический напор также является функцией скорости пара в колонне. Этот напор можно рассматривать, как состоящий из двух слагаемых: статический, напор, равняющийся высоте от вершины щели (h_1), и напор столба, расположенного против самой щели, который равняется приблизительно $\frac{2}{3}$ ее отверстия (l) или $h_e = h_1 + \frac{2}{3}l$.

Отверстие щели (l) можно вычислить из газовой формулы $PV = NRT$ и по ширине щели, если известен объем пара, проходящего через него в единицу времени. Прорезы должны быть сконструированы таким образом, чтобы, при работе с полной производительностью, они были совершенно открыты. При прохождении через прорезы, пар подвергается воздействию различных факторов. Проходя через щель, он продвигается в горизонтальном направлении со скоростью V . Будучи легче жидкости, он обладает также слагаемой вертикальной скоростью V . Затем на его продвижении отражается также трение окружающей жидкости. Суммарный результат этих разнообразных сил выражается тем, что горизонтальное движение через щель тотчас же сменяется движением вверх, и пузырек пара, если ему ничто не помешает, описывает параболический путь и после короткого продвижения поднимается вертикально через жидкость к ее поверхности.

Контакт между паром и жидкостью. Задача конструктора тарелки заключается не только в том, чтобы привести мелко раздробленные пузырьки пара в соприкосновение с жидкостью, но также подвергнуть их возможно большей деформации при прохождении через жидкость, чтобы изнутри пузырька к его поверхности подошли все новые частички пара. Поэтому колпачки должны бы быть расположены довольно близко друг к другу, так, чтобы пузырьки из одного колпачка, прежде чем принять вертикальное направление, могли бы с силой сталкиваться с пузырьками соседнего колпачка. В действительности контакт между пузырьками должен бы совершаться в то время, когда они еще сохраняют горизонтальное движение, предупреждая этим возможность образования мертвого пространства в нижней части колпачка, где жидкость может протекать, не входя в контакт с пузырьками пара. С этой же целью щели должны по возможности подходить ниже ко дну и иметь такую конструкцию, чтобы при нормальной нагрузке работать на полное открытие.

Переливная труба. Глубина жидкости на тарелке регулируется высотой переливной трубы, которая обыкновенно представляет вертикальную цилиндрическую, открытую трубу. Следовательно, жидкость, чтобы перелиться в трубу, должна подняться выше ее края, и эта дополнительная высота может быть вычислена помощью формулы для водослива

$$Q = 3,33 l h^{3/2},$$

где Q — объем жидкости, проходящей через трубу в куб. фут. в секунду, l — окружность трубы в футах и h — высота жидкости над краем трубы в футах. Практически, благодаря сильному волнению на тарелке, большое количество жидкости переплескивается через края переливной трубы, тем не менее указанным выше методом можно подойти к определению приблизительного количества стекающей жидкости. Уровень жидкости на тарелке должен лишь немного подниматься над верхней частью прореза колпачков, так как от прохождения пузырьков вертикально через высокий слой жидкости мало пользы. Однако, при некоторых условиях, желательно время прохождения жидкости по колонне вниз сделать значительно большим, чем обыкновенно, напр. в испарительной колонне непрерывно-действующей установки, где должны быть удалены из жидкости все наиболее летучие компоненты. Это с удобством достигается увеличением глубины жидкости на тарелке.

Расстояние между тарелками. Расстояние от одной тарелки до другой зависит от глубины жидкости на тарелке, от типа и емкости колпачков и от скорости пара. Пузырьки, разрываясь у поверхности жидкости, разбрасывают мелкие брызги ее. В дополнение к этому два или три пузырька, поднимаясь вместе на поверхность жидкости, увлекают с собой большую массу жидкости, которая, при разрыве пузырьков, забрасывается в паровое пространство. Чем больше скорость и число пузырьков, тем больше унос. Этот унос, благодаря которому жидкость с одной тарелки заносится на другую, вышележащую, является серьезной причиной недостаточной эффективности тарельчатой колонны. Поэтому тарелки должны отстоять достаточно далеко друг от друга так, чтобы большая часть брызг жидкости успела осесть, прежде чем они будут занесены в верхние колпачки. Это расстояние никогда не должно быть меньше 150 мм. от поверхности жидкости для обыкновенных скоростей пара.

Число тарелок. Число тарелок, необходимых для фракционной колонны, зависит от различных уже отмеченных ранее факторов, а именно: во-первых, от желаемой степени разгонки, во-вторых, от относительной легкости этой разгонки, в-третьих, от отношения флегмы к дистилляту и в-четвертых, от коэффициента полезного действия тарелки. Степень разгонки определяется самим заданием и обыкновенно означает практически полное разделение соответствующих компонентов. Легкость разделения может быть определена по кривым

точек кипения, описанным ранее, тогда как число требующихся теоретически совершенных тарелок, устанавливается по числу ступеней перехода от остатка желаемого качества к желаемому дистилляту. Например, для получения практически чистого бензола—с одной стороны, и практически чистого толуола—с другой, следовало-бы взять приблизительно 15 ступеней.

Но так как совершенная колонна должна иметь бесконечно большое количество флегмы, то тарелки не совершенны, и для обыкновенного отношения флегмы 2:1 коэффициент полезного действия их приобретает среднее значение, равное 33%. Для действительной колонны в таком случае потребовалось-бы $15 : 0,33 = 45$ тарелок. При более точных определениях, следует применять метод, указанный в главе X. Однако колонна в 45 тарелок была бы чрезмерно высока для практических целей. Поэтому при наличии этих условий следует применить более короткую колонну, положим 36 тарелок. При такой короткой колонне нельзя производить резких отсечек в конце различных фракций; это затруднение преодолевается применением описанной выше системы перегонки на флегму, при которой дистилляция совсем не отбирается и вся энергия дистилляционной установки направлена на разделение компонентов в самой колонне.

Диаметр колонны. Положим, для нашего случая мы выбрали такие колпачки, что площадь прорезов для каждого колпачка в 100 мм диаметром равняется 37 кв. см., и пусть опытным путем установлено, что колпачки должны быть расположены на расстоянии около 50 мм друг от друга, тогда возможно вычислить число колпачков на каждую тарелку и приблизительный диаметр колонны.

Мы определили, что для работы нашей колонны требуется приблизительно 50000 к/кгр. в час. Это соответствует $\frac{50000}{93,5} = 530$ кг. бензола в час, проходящего через колонну в виде пара.

Молекулярный вес паров бензола (C_6H_6) равен 78. Следовательно, при нормальных условиях, 0°С и 1 атмосфере давления, 78 кг. паров занимают 22,4 куб. м. Так как давление в колонне по преимуществу равно атмосферному, то температура пара должна равняться температуре кипения бензола при атмосферном давлении: 80°С. Объем пара, проходящего через колонну в час, будет $\frac{530 \cdot 22,4 \cdot 353}{78 \cdot 273} = 200,0$ куб. м. и $\frac{200,0}{3600} = 0,0555$ куб. м. в секунду.

Так как мы приняли, что пар проходит через щели колпачка со скоростью 3 метра в секунду, то площадь щелей для тарелки будет

$$\frac{0,0555}{3} = 0,0185 \text{ кв. м. или } 185 \text{ кв. см.}$$

Принимая площадь щелей для колпачка в 37 кв. см., находим, что для тарелки требуется 5 колпачков, а так как минимальное расстояние между колпачками—50 мм., то расположение тарелки будет следующее:

Отсюда для диаметра тарелки и, следовательно, внутреннего диаметра колонны получаем—500 мм.

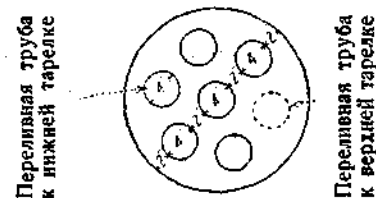
Высота колонны. Высота колонны вычислена по числу тарелок и равняется 36-ти кратной высоте каждой секции, которая складывается из 50 мм. жидкости и 150 мм. парового пространства

$$36 \times (50 + 150) = 7200 \text{ мм.}$$

Паровые трубы. Паровая коммуникация от котла к колонне и от колонны к конденсатору должна иметь скорость пара не выше 15 м/сек. Тогда сечение трубы будет:

$$\frac{0,0555}{15} = 0,0037 \text{ кв. м.} = 47 \text{ кв. см.}$$

Берем трубы 75 мм. диаметром.



Фиг. 27. Расположение колпачков на тарелке.

ГЛАВА XIV.

КОНДЕНСАТОР.

Конденсатор принимает весь пар, отделяющийся с вершины фракционной колонны. Некоторые из факторов, влияющих на конструкцию конденсатора, уже разобраны нами ранее.

Решение вопроса о том, сколько нужно применить конденсаторов, часто зависит от обстоятельств. Установлено, что, за исключением необычайных условий, для большинства периодически действующих фракционных установок наиболее экономичной является конструкция с одним конденсатором, достаточно больших размеров, чтобы обслужить всю флегму и требующийся конденсат. Обыкновенно принято сконденсированный дистиллят охлаждать ниже его температуры кипения, так как горячий дистиллят легко улетучивается и, следовательно, при стоянии будут получаться потери от испарения; кроме того, в случае горючих паров горячий дистиллят является очень опасным в пожарном отношении.

В небольших дистилляционных аппаратах принято конденсатор делать такой величины, чтобы обеспечить необходимое охлаждение. Однако иногда бывает проще установить дополнительный холодильник для приема дистиллята из конденсатора.

Факторы, влияющие на конструкцию конденсатора. На конструкцию конденсационной системы влияют следующие факторы:

1. Количество тепла, которое должно быть отведено конденсатором при конденсации пара.
2. Количество тепла, которое должно быть отведено конденсатором при охлаждении конденсированного пара.
3. Количество пара, вступающего в конденсатор из фракционной колонны.
4. Количество инертного газа или других неконденсирующихся паров, находящихся в паре, вступающем в конденсатор.
5. Температура вступающего в конденсатор пара.
6. Температура неконденсирующихся газов, выходящих из конденсатора.
7. Температура конденсирующегося пара, оставляющего конденсатор.
8. Количество охлаждающей жидкости.
9. Температура охлаждающей жидкости
10. Температура, с которой охлаждающая жидкость оставляет конденсационную систему.
11. Скорость пара при охлаждающей поверхности.
12. Скорость охлаждающей жидкости при охлаждаемой поверхности.
13. Удаление из конденсатора неконденсирующихся газов.
14. Физические свойства конденсируемого пара.
15. Физические свойства охлаждающей жидкости.

Будет уместно все эти разнообразные факторы и их влияние на конструкцию конденсатора обсудить в связи с нашей установкой для дистилляции легкого масла.

Теплота, удаляемая в конденсаторе. Первый фактор — количество теплоты, подлежащей удалению конденсатором при конденсации пара, — очевидно есть скрытая теплота испарения конденсируемой жидкости. Вспомним, что змеевик для котла нашей дистилляционной установки должен доставить 50000 кал/кг. в час. Но это количество включает 10% на потери лучистой теплоты котлом и колонной и, следовательно, фактическая теплота испарения, подлежащая удалению конденсатором, не должна включать этих 10% и будет равняться 45000 кал/кг. в час.

Теплота, удаляемая при охлаждении дистиллята. Вторым фактором — количество тепла, удаляемого при охлаждении дистиллята, — зависит от температуры, до которой должен быть охлажден конденсат и которую для нашего случая мы примем в 30°C или на 50°C ниже температуры конденсации паров бензола. Тогда количество тепла, которое должно быть удалено для охлаждения дистиллята, будет равно падению температуры, умноженному на вес дистиллята и на его удельную теплоту. Удельную теплоту бензола можно приблизительно принять в 0,45, вес конденсирующегося бензола в час около

360 кг. и количество тепла, которое должно быть удалено при охлаждении, будет приблизительно 8000 кал/кг. час (32000 Брит. тепл. едн.).

Неконденсирующиеся газы. Четвертый фактор — количество неконденсирующихся газов в паре — есть фактор чрезвычайного значения. Это станет понятным, если мы укажем, что коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к твердой стенке обыкновенно оценивается в пределах 9800 кал/кг. на квадратный метр поверхности конденсации и на градус Цельсия разности температур в час, тогда как коэффициент теплопередачи между газом и охлаждающей стенкой обыкновенно не превышает 50 кал/кг., однако эта величина зависит от скорости газа у охлаждающей поверхности. Таким образом очевидно, что, при наличии в конденсируемом паре заметного количества пара или неконденсирующегося газа, коэффициент теплопередачи между ним и конденсирующей поверхностью будет непомерно уменьшаться, так как неконденсирующийся газ обладает неприятным свойством весьма прочно приставать к охлаждающей поверхности, образуя отличный изолирующий слой между нею и паром.

Однако в нашем частном случае дробной перегонки легкого масла, после удаления головных продуктов, т. е. сероуглерода и т. д. в паре, проходящем к конденсатору, остается сравнительно мало инертного газа и, следовательно, можно принять, что в продолжении большей части дистилляции количество неконденсирующихся газов в паре очень мало. Тем не менее эти газы должны быть учтены, и обыкновенно от конденсатора устраивают отводную трубку, так чтобы газы могли проходить к последующему холодильнику или скрубберу, где можно бы извлечь все содержащиеся в них ценные пары.

Температура пара. Пятый фактор — температура пара, вступающего в конденсатор, — которая в течение периода отгонки бензола равняется примерно 80°C.

Температура выходящего газа. Шестым фактором — температура газов, выходящих из конденсатора, — зависит до известной степени от конструкции аппарата. На практике оказалось, что сконденсированный пар, располагаясь на охлаждающей поверхности, проявляет стремление приставать к ней, тогда как оставшийся стремится проходить в центре трубы в случае, если пар пропускается внутри труб холодильника или протекает в промежутке между трубами, не вступая с ними в непосредственный контакт в том случае, когда его направляют с наружной стороны труб холодильника. В результате жидкость, достигшая дна конденсатора, находясь все время в соприкосновении с холодными стенами холодильника, будет иметь более низкую температуру, чем пар, проходящий между трубами, и было найдено, что газы, выходящие из конденсатора, могут иметь температуру, среднюю между температурой конденсации главной массы пара и температурой холодной жидкости на дне.

Седьмой фактор—температура жидкости, выходящей из конденсатора,—разобран выше.

Охлаждающая вода. Восьмой фактор — количество охлаждающей жидкости — зависит, разумеется, от местных условий. Там, где в качестве конденсирующей и охлаждающей жидкости применяется вода, она часто имеется в неограниченном количестве, и потому обычно допускают умеренное повышение температуры охлаждающей воды, в данном случае не доходя примерно 20°C до температуры дестиллята.

Девятый фактор—температура охлаждающей воды, допустим в 20°C,—дает возможность вычислить общее количество воды для охлаждения, как будет указано ниже.

Десятый фактор—температура, с которой охлаждающая жидкость должна оставлять конденсатор,—иногда имеет значение, если эта жидкость должна быть употреблена для других целей. На химических заводах нередко приходится обрабатывать материалы различной летучести, и охлаждающая вода, которая была бы слишком тепла для конденсации какого либо летучего материала, может быть вполне пригодной для конденсации паров с более высокой точкой кипения и, следовательно, в подобных случаях иногда возможно использовать умеренно теплую воду, получающуюся из конденсатора одной дестилляционной установки, для охлаждения конденсаторов при обработке жидкостей с более высокой точкой кипения. Если подобное использование охлаждающей воды имеет место, то максимальное повышение температуры, которое может быть для нее допущено, должно быть ограничено этим обстоятельством.

Скорость пара. Одиннадцатый фактор—скорость пара у охлаждающей поверхности—должен расцениваться с двух точек зрения: во-первых,—когда пар конденсируется на охлаждающей поверхности, он имеет тенденцию приставать к этой поверхности и образовывать изолирующий слой жидкости между оставшимся паром и холодными стенками. Если пар с большой скоростью устремляется мимо этой поверхности, то вследствие трения пленка жидкости будет отрываться от холодной поверхности и толщина ее будет уменьшаться, давая таким образом возможность следующим порциям пара вступать в более тесный контакт со стенками. Во-вторых, при наличии в паре неконденсирующихся газов, они, приликая к охлаждающей поверхности, будут очень заметно понижать коэффициент полезного действия ее, а пар, проходя с большой скоростью около этих поверхностей, будет стремиться удалить этот газ или помешать ему удерживаться у стенок, тем самым значительно увеличивая коэффициент теплопередачи.

Необходимость высокой скорости для паров была известна уже давно в таких производствах, как выпарка, где всегда на нагревательных поверхностях испарителей многократного действия устраивались специальные приспособления для возможно быстрого и полного удаления этих неконденсирующихся газов.

Скорость охлаждающей воды. Большинство не имеет достаточно ясного представления о важности двенадцатого фактора — скорости охлаждающей жидкости у охлаждаемой поверхности. Скорость передачи тепла от конденсирующегося пара к охлаждающей стенке, через охлаждающую стенку и от нее к охлаждающей жидкости—пропорциональна коэффициенту теплопередачи и разности температуры на единицу площади. В этом случае коэффициент теплопередачи K складывается из трех коэффициентов:

1. Коэффициент теплопередачи от пара к стенке.
2. Коэффициент теплопроводности через самую стенку и
3. Коэффициент теплопередачи от стенки к охлаждающей воде.

Коэффициент теплопередачи. Если известны эти три коэффициента, то возможно вычислить полный коэффициент. Фактор, обратный коэффициенту теплопередачи, т. е. $\frac{1}{K}$ или сопротивление, равняется сумме отдельных сопротивлений или сумме факторов, обратных различным значениям K , т. е.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{K_1} + \frac{1}{K_2} + \frac{1}{K_3},$$

где K_1 представляет коэффициент теплопередачи между конденсирующимся паром и стенкой. Для пара, не содержащего неконденсирующихся газов, он находится в пределах 2,000.

Коэффициент теплопроводности меди около 362 кал/кг. на квадратный метр поперечного сечения, на градус Цельсия разности температур, в час, на метр толщины. Для тонких медных труб, которые применяются для конструкции подобных конденсаторов со стенками в 15 мм. толщины, значение K_2 для металла будет около 11000 (около 44000 Бр. т. е).

Коэффициент пленки со стороны воды. Коэффициент теплопередачи от стены к воде K_3 получается приблизительно из выражения $K_3 = 450 V^{0.4}$, где V есть линейная скорость воды у охлаждаемой поверхности в футах в секунду. Влияние скорости воды на величину K_3 видно из следующего:

При $V = 0,01$ фут. в сек.	$K_3 = 14$.
„ $V = 0,1$ „ „ „	$K_3 = 80$.
„ $V = 1,0$ „ „ „	$K_3 = 450$.
„ $V = 10,0$ „ „ „	$K_3 = 1400$.

Если теперь вычислить, как указано выше, полный коэффициент теплопередачи K , применяя для K_1 величину 1.000 вместо 2,000—так как в наших парах содержится небольшое количество неконденсирующихся газов,—а для линейной скорости воды—0,1 фут в секунду, то получим

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{1,000} + \frac{1}{44,000} + \frac{1}{80} \text{ или } K = 74.$$

Тогда как для скорости воды 1,0 фут в секунду

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{1,000} + \frac{1}{44,000} + \frac{1}{450} \text{ или } K = 313$$

и если скорость воды 10 фут в сек.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{1,000} + \frac{1}{44,000} + \frac{1}{1,400} \text{ или } K = 576.$$

Нужно заметить, что при малой скорости воды полный коэффициент K низок и сопротивление пленки между стенкой и водой, 80, почти равно полному коэффициенту передачи от пара к воде 74; другими словами, проводимость от пара к стенке и от самой стенки имеют лишь весьма малое значение. При умеренной скорости воды, 1 фут в секунду, проводимость пленки для воды равна 450, тогда как полный коэффициент 313. В этом случае сопротивление пленки между паром и стенкой 1000 уже имеет значение и при высокой скорости воды необходимо, следовательно, возможно полнее обеспечить свободу от неконденсирующихся газов со стороны пара. При весьма большой скорости воды, напр. 10 фут в секунду, когда проводимость пленки для воды — 1,400 и полный коэффициент проводимости — 576, имеют значение толщина и материал, из какого сделаны трубы, а равно проводимость со стороны пара, и в этих условиях рекомендуется применять возможно тонкие металлические стенки.

Удаление неконденсирующихся газов. Тринадцатый фактор—удаление неконденсирующихся газов—должен быть положительным. В паровом пространстве конденсатора не должно быть карманов или мертвых пространств, где бы эти газы могли скопиться. Пар должен проходить непрерывной струей через все части конденсатора, проталкивая газы к выходу, который должен быть устроен таким образом, чтобы была исключена всякая возможность образования гидравлического затвора из дистиллята, собравшегося в выходной трубе:

Предпочтительнее, чтобы конденсатор, если можно, работал под давлением, несколько большим атмосферного, так чтобы ток газов из конденсатора в атмосферу был положительным. Это представляет и другое преимущество, что воздух при таком условии не может попасть обратно в конденсатор и частично изолировать охлаждающую поверхность. Если разность между давлением внутри конденсатора и атмосферным велика, то некоторое количество конденсирующегося пара будет уходить через выходное отверстие и для задержки его должны быть сделаны приспособления в виде дополнительного холодильника, скруббера или конденсатора.

Свойства пара. Четырнадцатый фактор—физические свойства сконденсированного пара—важен в двух отношениях.

Во-первых, должна быть известна удельная теплота этого пара, чтобы рассчитать охлаждение, как указано выше.

Кроме того, если сконденсированный пар обладает чрезмерной вязкостью, которая стремится замедлить течение его по охлаждаю-

щей поверхности, то это должно быть допущено лишь в соотношении с этой поверхностью. В случае бензола, вязкость которого почти такая же, как у воды, ею можно пренебречь.

Свойства охлаждающей воды. Пятнадцатый фактор—физические свойства охлаждающей жидкости—особенно важен в том случае, когда эта жидкостью служит вода и если последняя поступает из относительно загрязненных источников. Многие химические заводы расположены таким образом, что принуждены для охлаждения пользоваться водой, содержащей всякого рода осадки, образующие накипь и т. д., и при таких условиях охлаждающая поверхность неизменно покрывается слоями осадков, действующих обычно в качестве отличных изоляторов при передаче теплоты. Поэтому необходимо конструировать конденсатор так, чтобы охлаждающая поверхность со стороны воды могла быть легко доступна для чистки. Этого достигают тем, что воду направляют по трубам, и в таком случае при вертикальном трубчатом конденсаторе возможно прочищать трубы, снявши крышку конденсатора и прогоняя через них квач (швабру). В некоторых типах дистилляционных установок, в которых дистиллируемый материал должен проходить через паровой подогреватель, составляющий часть конденсационной системы, этот материал может таким же точно путем отлагать при нагревании осадок или грязь и в этом случае должны быть приняты подобные же предосторожности.

Логарифмическая средняя разность температур. Для нашего частного случая мы приняли, что охлаждающая вода входит с температурой 20°C и выходит при 60°C и что общее количество тепла, подлежащего удалению при конденсации и охлаждении дистиллята, равно 42000 К в час (134000 Брит. ед. т.). Тогда соответствующее повышение температуры охлаждающей воды при охлаждении дистиллята будет 8°C из общих 40° или, если охлаждение имеет место лишь после того, как произойдет конденсация, то температура воды поднимется при охлаждении с 20° до 28°C, а затем во время конденсации с 28° до 60°C. Так как переход тепла от одной жидкости к другой пропорционален не только коэффициенту теплопередачи, но и разности температур, то необходимо учитывать эту разность температур между паром и охлаждающей водой, а также между последней и охлаждаемым сконденсированным паром. Это производят при помощи так называемой логарифмической средней и в случае противоточного конденсатора и холодильника, когда самая холодная вода охлаждает наиболее холодный дистиллят, а самая горячая вода—наиболее горячий пар, разность температур для периода конденсации может быть вычислена следующим образом:

$$\Delta T = \frac{(80 - 28) - (80 - 60)}{\lg \frac{80 - 28}{80 - 60}},$$

где \lg —есть Неперов логарифм. Это равняется 33,4°C (60°F).

Для охлаждения сконденсированного пара мы также применим логарифмическую среднюю разность температур, которая в этом случае будет:

$$\frac{(80 - 28) - (30 - 20)}{\lg \frac{80 - 28}{30 - 20}} = 25,5^\circ \text{C} (46^\circ \text{F}).$$

Поверхность конденсации. Тогда требующаяся для конденсации поверхность будет $\frac{134000}{313 \times 60} = 7,1$ кв. ф. (0,66 кв. м). Нужно заметить, что коэффициент теплопередачи K принят в j 313, что предполагает скорость воды в конденсаторе 1 ф. (0,3 м.) в секунду. Это только приближение, которое, как будет указано ниже, может подтвердиться расчетом, а может и не подтвердиться. Точно также может быть вычислен коэффициент теплопередачи для периода охлаждения:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{450} + \frac{1}{44000} + \frac{1}{80} \text{ или } K = 67,8.$$

В этом случае нужно заметить, что значение 450 выбрано для коэффициента со стороны охлаждающей воды, принимая скорость воды 1 ф. в секунду, тогда как коэффициент на стороне сконденсированного пара взят 80 в предположении скорости этой сконденсированной жидкости 0,1 ф. в секунду (0,03 м.).

Поверхность охлаждения. Этот коэффициент для охлаждения будет равен 68, и требующаяся поверхность охлаждения тогда будет $\frac{32000}{68 \times 46}$ или 10,2 кв. ф., а полная поверхность конденсатора—17,3 кв. ф.

(1,6 кв. м.). Сюда нужно прибавить некоторую величину в качестве фактора безопасности на неточность задания и возможность загрязнения труб конденсатора. При этих условиях достаточно взять фактор безопасности в 50%, и если принять диаметр труб в $1\frac{1}{4}$ дм., то потребуется приблизительно 78 фут. (23 м.) труб. Если конденсатор изготовить из некоторого количества прямых трубок, расположенных друг около друга—так называемый трубчатый тип—и взять трубы в 6 фут. длины, то потребовалось бы 13 таких трубок.

После этого можно получить более точный расчет скорости охлаждающей воды в таком конденсаторе. Если воду направлять через трубы, а пар с наружной их стороны, и если конденсатор будет однопроходного типа, т. е. вода проходит через трубки за один раз, то площадь 13 трубок будет представлять ту площадь, которую должна омывать охлаждающая вода. Она будет равна приблизительно 0,111 кв. ф. (0,01 кв. м.) для 3 труб. Количество охлаждающей воды в секунду будет $\frac{166000}{72 \cdot 3600 \cdot 62,4}$ или 0,0103 кв. фута (0,0003 кв. м.), где 166000 есть количество тепла, уносимого водой в час, 72—повышение температуры в градусах Фаренгейта, 3600—число секунд в одном часе и 62,4 вес кв. фута. Это указывало бы, что при па-

раллельном расположении всех труб скорость в них была бы 0,1 ф. в сек., другими словами коэффициент теплопередачи был-бы 74, вместо вычисленного выше 313. Следовательно, необходимо направлять воду через каждую трубу отдельно, другими словами, необходимо иметь много-оборотный конденсатор, с таким числом оборотов, сколько труб, т. е. 13.* Построить такой конденсатор было-бы трудно и довольно дорого, а потому практичнее применить более тонкие трубы, увеличив их длину и тем самым увеличив поверхность охлаждения, а также скорость воды. Конструктор конденсатора, следовательно, должен сопоставить скорость воды и стоимость конструкции, и окончательно выбранный тип конденсатора и величина его будут в значительной степени зависеть от стоимости изготовления различных типов из числа возможных. Все-таки обычно находят, что однопроходный конденсатор умеренных размеров обходится дешевле, чем много-оборотный с высокой скоростью, у которого, правда, поверхность охлаждения много меньше, но за то стоимость конструкции на единицу поверхности значительно больше.

ГЛАВА XV.

АРМАТУРА.

Фракционная установка должна иметь многочисленную арматуру и соединения для возможности точного контроля. В первую очередь весьма существенно иметь обеспеченный приток пара. Это может быть осуществлено только при наличии постоянного необходимого давления пара в змеевике.

Так как в большинстве химических заводов нагрузка котельной колеблется и так как топка этих котельных не равномерна, то почти всегда давление на котлах меняется, и эта изменчивость будет переноситься на нагревательные змеевики дистилляционных аппаратов, если не будут приняты специальные меры. Обыкновенно эти меры заключаются в установке редуциционной установки, благодаря чему в паровом змеевике обеспечивается постоянное давление, независимо от изменений давлений, которые могут произойти в самом котле.

Конденсат пара в змеевике куба должен удаляться немедленно после образования; в противном случае в трубах скопится вода, которая закроет поверхность нагрева и поведет к немедленному падению скорости испарения в кубе. Из этого следует, что змеевики должны быть соединены с хорошими конденсационными горшками и что эти горшки должны всегда поддерживаться в отличном рабочем состоянии.

Клапаны с указателями. Дроссельный клапан, которым регулируется давление пара в змеевике, должен быть сконструирован таким образом, чтобы величина отверстия его отмечалась указателем на циферблате или каким нибудь приспособлением подобного типа. Это дает возможность аппаратчику устанавливать отверстие клапана и, следовательно, давление пара от загрузки до загрузки, без необходимости справляться с манометром и т. п. Таким же образом и с такой же целью следует оборудовать указательным приспособлением клапан, управляющий подачей охлаждающей воды к конденсатору.

Анализаторы или переливные коробки. Скорость течения дистиллята из конденсатора в приемник должна измеряться. Это производится посредством так называемых анализаторов или переливных коробок, в которых скорость течения измеряется по глубине жидкости, протекающей через соответствующую щель или отверстие. Также необходимо время от времени отбирать пробы дистиллята и для удобства выполнения этой операции должны быть приспособлены трубки с соответствующими соединениями, так как при дробной перегонке таких жидкостей, как легкое масло, нельзя всецело положиться на показания термометров для определения качества получаемого дистиллята, потому что они не дают достаточно точного представления о чистоте продукта, и необходимо по временам отбирать пробы для исследования в химической лаборатории с целью точного определения степени чистоты дистиллята.

Местоположение регулирующих аппаратов. Наконец, для удобства аппаратчика и для продуктивности дистилляционного аппарата все регулировочные клапаны должны располагаться в одном месте. От аппаратчика нельзя требовать, чтобы он взбирался на третий или четвертый этаж здания для управления паровым или водяным вентилем или для определения скорости дистиллята, но все эти клапаны, счетчики и т. п. должны быть устроены так, чтоб аппаратчик, стоя на одном месте, мог иметь под полным контролем всю установку.

Специальные конструкции. Нужно иметь в виду, что предыдущий разбор устройства целесообразной установки для дробной дистилляции легкого масла был сделан для ознакомления читателя с разнообразными факторами, связанными с конструкцией таких аппаратов, и что вытекающие отсюда особые конструкции не обязательно должны быть наилучшими для всех условий, при которых может производиться дистилляция легкого масла. Нужно помнить, что конструкция всей химической производственной аппаратуры в значительной степени зависит от местных и специальных условий, и поэтому для конструктора невозможно спроектировать машину, пригодную для всякого и на любом месте. Этим объясняется тот факт, что большинство фабрик редко держат на складах так называемое стандартное оборудование и должны почти для каждого случая конструировать специальную аппаратуру, отвечающую особым требованиям поставленной задачи.

ГЛАВА XVI.

НЕПРЕРЫВНАЯ ДИСТИЛЛЯЦИЯ.

В предыдущих главах мы довольно подробно разобрали вопрос о периодической дистилляции. Непрерывная дистилляция отличается от периодической тем, что дистиллируемый материал подается в аппарат непрерывно, продукты дистилляции отбираются непрерывно и состояние компонентов перегоняемой смеси остается постоянным в каждой точке системы. Температура, давление и состав жидкости и пара во всяком пункте аппарата остаются неизменными, пока внешние влияния также постоянны.

Условия для непрерывной дистилляции. Для правильного использования непрерывной дистилляции должны быть выполнены три условия:

Во-первых, подача дистиллируемого материала должна быть постоянной.

Во-вторых, источник тепла или другой формы энергии, применяемой для работы установки, должен быть постоянным.

В-третьих, должна быть постоянно соответствующая холодильная жидкость для конденсатора и т. п.

Постоянная скорость питания. Требование № 1, непрерывная подача, предполагает, что скорость течения к аппарату питающей жидкости должна быть установлена так, чтобы за определенный промежуток времени она оставалась неизменной, а также остаются неизменными качество или состав этой жидкости. Очевидно поэтому, что в общем непрерывная дистилляция особенно пригодна для обработки относительно больших количеств достаточно однородного материала. Так как к тому же при ней с самого начала обработки материала должна быть установлена тщательная регулировка аппарата и так как подобная регулировка иногда бывает затруднительна, то к непрерывной перегонке рекомендуется прибегать только там, где можно ожидать поступления больших количеств достаточно однородного материала в течение продолжительного промежутка времени.

Непрерывное снабжение паром. Требование № 2, непрерывный источник запаса тепла для работы установки, является существенным, пока она работает полу-автоматически, т. е., если для нагрева применяется пар, то с паровой линией должно быть связано какое-то приспособление, которое могло бы автоматически поддерживать на постоянном уровне давление пара. Обычно источником пара для дистилляции служит паровой котел, а так как давление в котле есть величина переменная, зависящая от условий топки и от требований, предъявляемых к котлу со стороны других установок, то важно употреблять пар под давлением значительно ниже, чем в котле, так чтобы соответствующий редукционный клапан, расположенный на

линии, функционировал правильно, давая достаточно постоянное давление пара в установке. Кроме того, большинство непрерывных установок очень чувствительны к малейшим изменениям давления пара, и поэтому необходимо, в дополнение к упомянутому выше редукционному клапану постоянного давления, употреблять какой-нибудь чувствительный регулятор пара, который будет автоматически поддерживать постоянное давление в аппарате.

Непрерывная подача воды. Требование № 3, непрерывная подача охлаждающей жидкости, обычно воды, предполагает постоянство в отношении как количества, так и температуры, потому что качество и количество получаемого дестиллята есть функция количества флегмы, которое, главным образом, зависит от степени дефлегмации в дефлегматоре.

Результаты непрерывной дестилляции. В общем непрерывная дестилляция дает следующие результаты:

1. Постоянные продукты дестилляции.
2. Постоянные условия в каждой точке системы.

Что касается первого результата, то, разумеется, под постоянством продукции следует понимать, что количество дестиллята и отходов, полученных с установки, остается постоянным и качество этих продуктов не меняется, предполагая, конечно, что указанное выше требование выполнено.

Второй результат—постоянство условий в каждой точке системы—является, может быть, главной причиной успеха непрерывной дестилляции, так как возможно спроектировать дестилляционную аппаратуру таким образом, чтобы удовлетворить условиям, ожидаемым в каждой точке системы, так как эти условия остаются неизменными, т. е. во фракционной колонне установки непрерывного действия состав жидкости на тарелках и пара между тарелками будет оставаться тем же самым до тех пор, пока будут выполняться требования для непрерывной дестилляции.

Главные части установки непрерывного действия. Главные части установки для непрерывной дестилляции в общем составляют:

1. Подогреватель загрузки
2. Фракционная колонна
3. Конденсатор
4. Источник тепла
5. Холодильная установка
6. Рекуператор.

Подогревание загрузки. Назначение подогревателя загрузки заключается в том, чтобы при условиях, господствующих в установке, повысить температуру непрерывно поступающей перерабатываемой жидкости возможно ближе к точке кипения. Это подогревание, в зависимости от обстоятельств, может осуществляться очень различно. Например, конденсатор, куда поступают пары из фракционной колонки, может быть разделен на несколько отделений; одно или больше

из них могут быть использованы для подогрева загрузки, если последнюю пропускать через них вместо охлаждающей воды. Однако обычно температура, получаемая в таком теплообменнике, как его называют, недостаточно высока, и потому принято частично подогретую жидкость направлять к рекуператору, где она получает тепло от горячей отработанной жидкости, спускаемой со дна колонны; этот рекуператор повышает температуру загрузки почти до точки кипения. В некоторых специальных случаях, обычно тогда, когда по конструктивным или производственным причинам обходятся без теплообменника или без рекуператора, принято нагревать поступающую загрузку посредством парового подогревателя. Однако этот последний способ не экономичен и применяется только в исключительных обстоятельствах. Разумеется, можно холодную загрузку подавать прямо в колонну без всякого подогрева. Так как обрабатываемая жидкость всегда поступает во фракционную колонну на определенную тарелку, то нагрев жидкости до кипения будет происходить в колонне, а соответствующее охлаждение, получающееся в колонне, будет вызывать добавочную дефлегмацию, улучшая, следовательно, степень фракционирования в части колонны от места вступления загрузки до дна колонны. Но так как наиболее эффективными колоннами являются те, у которых максимум флегмы проходит через всю высоту ее, то тепло, извлекаемое таким образом из нижней части колонны, не будет способствовать улучшению фракционирования в верхней части ее, а потому практичнее стараться требующийся избыток флегмы пополнять флегмой конденсатора, а поступающую загрузку подогревать либо теплом отходящих паров, либо отработанной жидкостью, стекающей со дна колонны.

Фракционная колонна. Фракционная колонна непрерывного действия в общем такая же, какая применяется в периодических установках, при чем конструкция ее, конечно, находится в зависимости от особенностей отдельной установки. В наиболее сложных установках непрерывного действия весьма часто фракционная колонна разделяется на несколько отделов, которые работают полунезависимо друг от друга; некоторые из них будут рассмотрены позднее при обсуждении специальных приложений непрерывной дестилляции.

Конденсатор. Точно также конденсационные устройства, применяемые в непрерывно действующих установках, подобны тем, какие употребляются в установках периодических и конструируются подобным же образом. Однако использование тепла обыкновенно отличается от способов, применяемых в периодических установках. В общем существуют два метода нагрева, в которых источником тепла служит пар. При использовании других источников тепла, например голый огонь, в общем применимы, с соответствующими видоизменениями, правила, положенные в основу для нагревания паром. Глухой пар, пропускаемый по змеевикам или трубам, обыкновенно употребляется для безводных растворов, в которых нежелательно вводить воду

в прямой контакт с перегоняемой жидкостью, или же глухой пар применяется для дистилляции таких водных растворов, при которых вода отбирается в виде дистиллята и не должна находиться в остатке; в таких случаях введение в остаток водяного пара, разумеется, идет в разрез с целями дистилляции.

Прямой пар. Вторым методом нагрева паром является употребление прямого пара, т. е. пропускание водяного пара в непосредственный контакт с жидкостью в колонне. Этот способ обыкновенно применяется для водных растворов, в которых вода или другой водный остаток представляют менее летучую часть дистиллируемой жидкости или в которых введение воды в менее летучий продукт не является вредным.

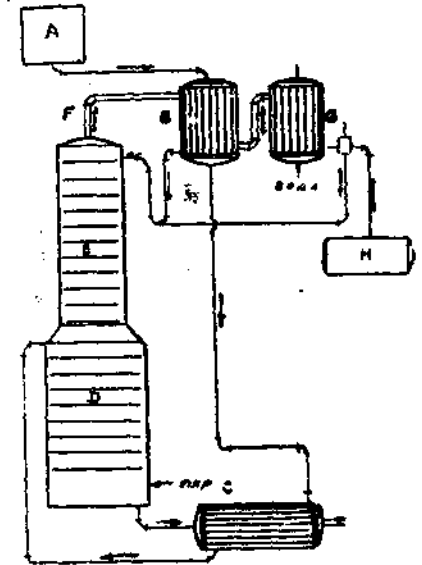
Вторая важная часть непрерывной установки, фракционная колонна, обыкновенно разделяется на две части, называемые соответственно испарительной частью и ректификационной, при чем загрузка, вступающая в колонну, всегда подается в месте разделения этих двух секций.

Испарительная колонна. Назначение испарительной колонны — удалять из менее летучего материала, спускаемого со дна колонны, все находящиеся в перерабатываемой жидкости более летучие вещества, тогда как функция ректификационной колонны состоит в возможно полном отделении более летучего компонента от менее летучего, при чем более летучий компонент выделяется с вершины ректификационной колонны, а пар и менее летучий компонент конденсируются и поступают в испарительную колонну.

Ректификационная колонна обычно помещается над испарительной, так что флегма, спускаясь по ректификационной колонне, стекает самотеком в вершину испарительной колонны. Конструкция испарительной колонки, разумеется, зависит от тех же факторов, которые были отмечены при рассмотрении фракционной колонны периодической установки, при чем число тарелок представляет функцию относительной легкости или трудности отделения более летучего компонента от менее летучего, функцию состава питающей жидкости, поступающей в верхнюю часть испарительной колонки и состава отработанной жидкости, спускаемой со дна. Так как объем колонны является функцией времени контакта между жидкостью и паром, то испарительная колонна обыкновенно делается достаточно большого диаметра и имеет достаточную глубину жидкости на тарелках, чтобы жидкости, нисходящей по колонне, было обеспечено достаточно времени для контакта с паром и чтобы из нее удалился весь летучий компонент. Характер тарелок, применяемых в испарительной колонне, является функцией свойств жидкости, проходящей через них; например, если дистиллируемая жидкость содержит твердые вещества, что нередко имеет место, то тарелки должны быть сконструированы таким образом, чтобы твердый осадок не выделялся на тарелках и не закупоривал отверстий для пара.

Конструкция ректификационной колонны. При выработке конструкции ректификационной колонны должны быть приняты во внимание совершенно те же принципы, которые подробно разобраны в случае периодической установки; однако, при этом нужно помнить, что число тарелок уже не находится в прямой зависимости от большей или меньшей трудности отделения одного чистого компонента от другого, но что ректификационная колонна должна отделять более летучий компонент из смеси, поступающей в верхнюю часть испарительной колонны и, следовательно, для нее следовало бы иметь меньшее число тарелок, чем для той же колонны в периодической установке. Но так как испарительная колонна в установке непрерывного действия обыкновенно рассчитана так, что вытекающая со дна отработанная жидкость уже не содержит летучего компонента, то общее число тарелок в колонне непрерывного действия будет больше, чем в периодической, рассчитанной для той же работы.

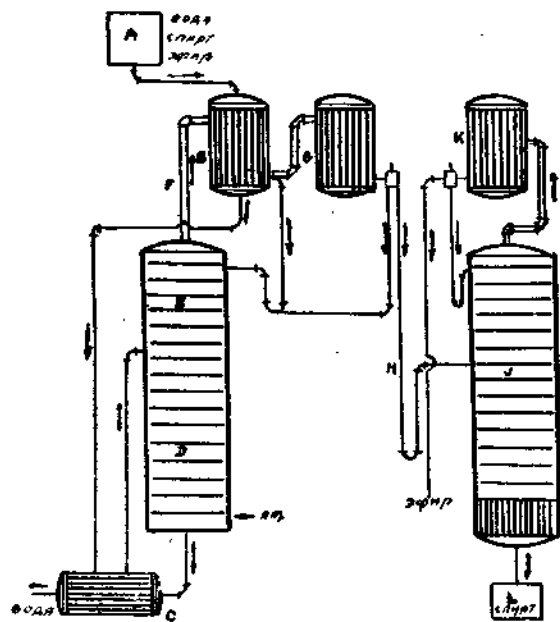
Диаграмма непрерывно действующей установки. Диаграмма на фиг. 28 дает представление об основных чертах непрерывной установки для разделения на составные части системы из двух компонентов. Здесь А представляет постоянного уровня питательный бачок для подачи к аппарату перерабатываемой жидкости с одинаковой скоростью, В — теплообменник, в котором холодная загрузка подогревается до точки кипения паром, отходящим с вершины фракционной колонны; С — рекуператор, где частично подогретая жидкость нагревается почти до точки кипения при помощи горячей, отходящей со дна колонны отработанной жидкости. Д представляет испарительную колонну, в которой загрузка поступает на верхнюю тарелку, а менее летучая жидкость стекает постепенно с тарелки на тарелку и спускается со дна колонны, проходя через рекуператор. Е — ректификационная колонна, в которой пар, выходящий из верхней части испарительной колонны, подвергается дробной перегонке, при чем более летучий компонент выводится через паровую трубу F к теплообменнику В, а менее летучий компонент стекает вниз в испарительную колонну. G конденсатор, принимающий пар, не сконденсировавшийся в теплообменнике В, и окончательно конденсирует его; получающаяся при этом жидкость либо подается обратно в верхнюю часть ректификационной колонны вместе со сконденсированным паром из теплооб-



Фиг. 28. Схема простой установки непрерывного действия.

менника, либо отводится, как указано, в соответствующий приемник Н. Охлаждающая вода должна бы требоваться только для конденсатора G. В случае, если бы представилась необходимость охладить менее летучий компонент, спускаемый со дна испарительной колонны, до температуры ниже той, при которой он оставляет рекуператор, то следовало бы в линию для отработанной жидкости включить добавочный холодильник, а если бы оказалось, что конденсатор G не в состоянии достаточно охладить дестиллят, то необходимо было бы включить соответствующий холодильник в линию, по которой дестиллят из конденсатора сходит в приемник. Пар для нагрева колонны вводится в нижнюю царгу колонны D, при чем применяют либо глухой, либо открытый пар в зависимости от отмеченных выше условий.

Установки для трехкомпонентной смеси. Непрерывные установки имеют особую ценность при обработке систем, содержащих более, чем два компонента. Например, для трехкомпонентных систем. По-

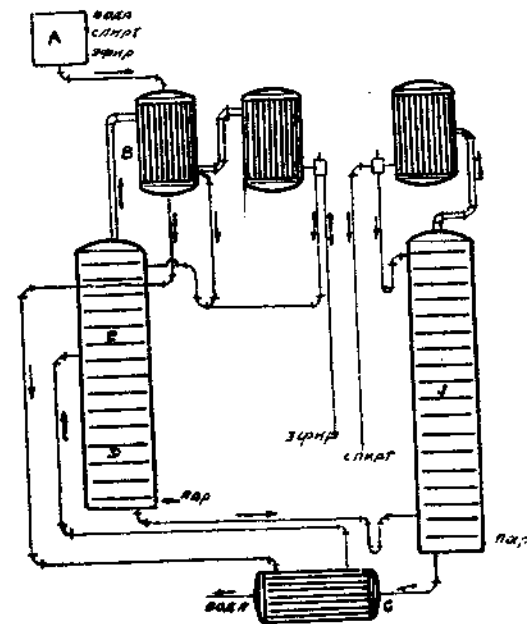


Фиг. 29. Тип А непрерывная установка для трех компонентов.

этому будет интересно рассмотреть такую систему, взявши для примера систему эфир—этиловый алкоголь—вода, при чем дробной перегонкой возможно вполне отделить эфир от алкоголя и воды, а затем таким же путем получить почти 96% спирт из смеси его с водой. Если принять во внимание, что 96% спирт, представляющий постоянно кипящую смесь спирта и воды, является для наших целей чистым компонентом в отношении спирта, так как он при этом обнаруживает те-же свойства, что чистый компонент, то можно считать, что в установке непре-

рерывного действия происходит почти полное разделение этих трех компонентов. Во всякой непрерывной установке для разделения трех компонентов всегда сначала отделяется один из них от остальных двух, а эти также разделяются друг от друга последующей операцией. В указанной выше системе — эфир — спирт — вода — можно достигнуть разделения трех компонентов различными путями. Например, в схеме, фиг. 29, А представляет питательный бачек с постоянным уровнем, содержащий смесь спирта, эфира и воды,

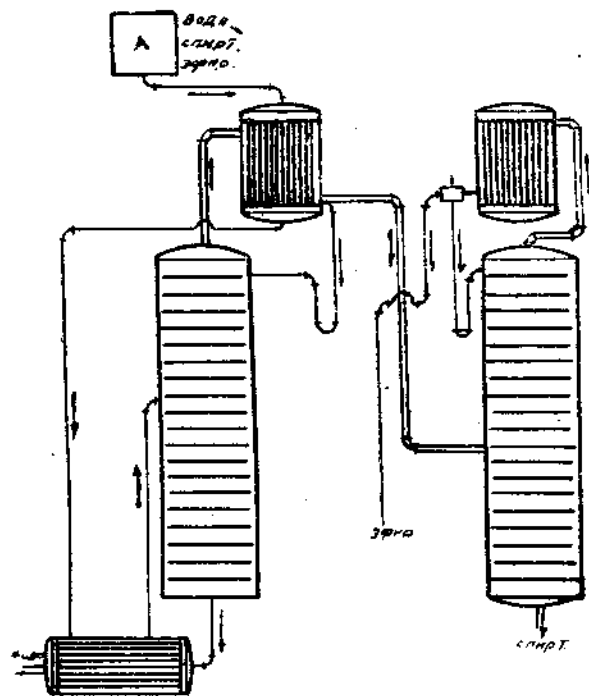
Жидкость проходит через подогреватель загрузки, состоящий в этом случае, во-первых, из теплообменника В и затем рекуператора С с отработанной жидкостью; потом подогретая жидкость поступает в центральную часть непрерывной фракционной колонны, в которой D представляет испарительную секцию, а E — ректификационную. Пар из вершины ректификационной колонны проходит через паровую линию F к теплообменнику В и оттуда к конденсатору-дефлегматору G. В этой колонне спирт и эфир отделяются от воды, так как вода является менее летучим компонентом, а спирт и эфир — более летучим. По мере приближения жидкости к низу испарительной колонны, концентрация воды в ней увеличивается, и у дна получается только вода; эта горячая вода сливается со дна испарительной колонны через рекуператор в спускную трубу. В колонну снизу продувается острый пар, дающий необходимое тепло для испарения спирта и эфира. Ректификационная колонна имеет задачей совершенное отделение воды из поднимающихся паров, так что жидкость, конденсирующаяся в конденсаторах В и G, представляет только смесь спирта и эфира. Затем этот дестиллят проходит по трубопроводу Н в среднюю часть другой непрерывной фракционной колонны. Эта колонна отличается от предыдущей тем, что источником тепла внизу колонны является не открытый пар, а глухой в виде какого-нибудь трубчатого парового или масляного нагревателя. В этой колонне подлежат разделению только два компонента — эфир и спирт. Эфир, как более летучий, поднимается вверх, тогда как менее летучий спирт проходит вниз, при чем внизу он совершенно свободен от эфира, в то время как вверху эфир вполне свободен от спирта. Пары эфира конденсируются в конденсаторе К, а горячий спирт спускается со дна колонны и проходит через соответствующий холодильник к приемнику.



Фиг. 30. Тип В — непрерывная установка для трех компонентов.

Другой метод для достижения тех же результатов указан на схеме фиг. 30, где смесь эфир—спирт—вода находятся в напорном бачке А с постоянным уровнем, а оттуда она течет через подогреватель В к рекуператору С и в среднюю часть колонны DE, как и на предыдущей схеме, с той лишь разницей, что рекуператор работает вместо

первой на второй колонне. В этом случае колонна DE отделяет наиболее летучий компонент, эфир, от воды и спирта, при чем эфир поднимается по колонне вверх, а спирт и вода спускаются книзу. Тепло и пар, необходимые для работы этой колонны, доставляются открытым паром, который, как и прежде, подается у основания колонны. Эфир, выходя из вершины ректификационной колонны в виде пара, конденсируется в конденсаторе и собирается в соответствующий приемный бачок, тогда как горячая жидкость, спускающаяся со дна испарительной колонны и состоящая из смеси спирта, воды и кон-



Фиг. 31. Тип С — непрерывная установка для трех компонентов.

некоторое количество тепла и пара, для получения во второй колонне необходимой фракционировки, доставить нужно, и потому в ней, как и в первом случае, применяют глухой нагреватель, расположенный в нижней части.

Безводные растворы. Предыдущие схемы представляют возможные конструкции для случая, когда одним из трех компонентов является вода. При дистилляции безводных растворов применяется во всех отношениях такой же способ, за исключением лишь того, что нигде в систему не вводится открытый пар, а употребляются исключительно глухие подогреватели. Однако из этого правила бывают исключения в тех случаях, когда дистиллируемый материал не растворим в воде и введение в него пара не создает никаких вредных

разбавлений, так как водяной пар, конденсирующийся в материале, спускаемом из колонны, может затем непрерывно отделяться при помощи соответствующего декантационного аппарата.

Третий метод сепарации трех компонентов представлен на схеме 31, которая сходна со схемой 29, за исключением того, что смесь эфира и спирта, отходящая из вершины первой колонны к средней части второй, состоит из спирто-эфирных паров, а не жидкого эфира и спирта, и поэтому нет необходимости снова испарять жидкости во второй колонне. Однако же

разбавлений, так как водяной пар, конденсирующийся в материале, спускаемом из колонны, может затем непрерывно отделяться при помощи соответствующего декантационного аппарата.

Много-компонентные системы. В случае системы, состоящей более, чем из трех компонентов, обыкновенно бывает необходимо добавлять дополнительную секцию для каждого компонента, и, разумеется, система становится все более и более сложной. Следует также иметь ввиду, что, по мере усложнения системы, является необходимость устройства в ней так называемого регулятора (fly wheels), который мог бы позволить уравнивать работу различных частей аппарата. Подобный регулятор обычно состоит из больших промежуточных приемных резервуаров, в которых временно могла бы собираться жидкость, пока следующие отделы установки будут регулироваться, так как очевидно, что одновременно регулировать все части сложной системы невозможно.

Арматура. Успешная работа непрерывной фракционной установки в большой степени зависит от подходящего подбора арматуры. Среди этой арматуры может быть наиболее важной является так называемый регулятор пара, назначение которого — автоматически поддерживать постоянное давление в дистилляционной колонне. Так как скорость дистилляции есть функция давления пара в колонне и так как качество продукта зависит от скорости, с какой проводится дистилляция, то весьма важно, чтобы регулятор пара был в высшей степени чувствительным, и всякое изменение давления в колонне до доли дюйма водяного столба должно быть отмечено им и ликвидировано. Эти регуляторы обыкновенно работают по принципу U-образной трубки или равновесных столбов жидкости, при чем давление в одном колене U-трубки уравнивается столбом жидкости, пока давление с другой стороны равно атмосферному. Изменение относительного давления, следовательно, будет действовать на уровень жидкости в обоих коленах трубки; посредством соответствующего поплавка можно это изменение уровня использовать для контроля клапана на паропроводе и т. п. Точно также имеют очень большое значение методы контроля подачи загрузки и охлаждающей воды.

Контроль подачи загрузки. В сложных непрерывно-действующих дистилляционных аппаратах незначительное изменение скорости загрузки часто не оказывает заметного действия на продукт дистилляции в течение значительного промежутка времени — иногда нужно не менее часа, чтобы обнаружить изменение качества продукта; поэтому важно, чтобы управление загрузкой было очень чувствительно, для возможности точной регулировки и обнаружения весьма малых изменений в скорости подачи. При обработке больших количеств жидкости применяют преимущественно крупный трубопровод и аппаратуру больших размеров, при чем чрезвычайно затруднительно установить тщательную регулировку; поэтому принято пользоваться общими системами контроля подачи, при которых большая часть

жидкости поступает в аппарат через главную линию и большой вентиль, который может быть открыт на некоторую величину с приближительной точностью, тогда как более тщательная установка производится помощью бипасса и игольчатого клапана, который можно регулировать очень точно. Он обыкновенно снабжается указателем, по которому возможно судить о степени открытия клапана.

Анализаторы. Получаемый из аппарата продукт также должен быть под постоянным наблюдением. Это производится при помощи переливного приспособления анализатора. Он обыкновенно состоит из стеклянного колокола или другой подобной конструкции, в которой дестиллят непрерывно течет через отверстие, при чем скорость спуска часто измеряется по уровню жидкости, проходящей через перегородку под колоколом. За качеством дестиллята можно также вести непрерывное наблюдение при помощи таких приборов, в которых мерилем качества жидкости служит удельный вес ее, при чем внутри приборов устанавливаются ареометры, так что в любое время можно наблюдать показания удельного веса.

Анализатор для отработанной жидкости. Отработанная жидкость, спускаемая со дна колонны, обыкновенно испытывается при помощи приспособления, в которое поступает пар из секции, находящейся близ дна испарительной колонны и конденсируется в маленьком конденсаторе таким образом, что конденсат протекает через небольшой сосуд с ареометром, по которому можно непрерывно следить за его удельным весом. Эти приборы, питающие клапаны, регуляторы пара и т. п. обыкновенно устанавливаются в одном месте, так что аппаратчик в состоянии обслуживать все управление и наблюдать за работой аппарата, не трогаясь с места.

Преимущества и недостатки непрерывной дестилляции. Непрерывная дестилляция обладает многими преимуществами, но имеет также известные недостатки. В общем преимущества могут быть сведены к следующим трем:

1. Однородность качества и высокое достоинство продукта.
2. Экономия тепла.
3. Сбережение труда.

Однородность качества получаемого продукта и высокое его достоинство объясняются тем обстоятельством, что при работе непрерывной установки в каждой точке системы господствуют однородные условия, и потому при проектировании системы имеется возможность уделить гораздо больше внимания примесям, чем это может быть сделано в случае периодической дестилляции, когда качество и количество продукта непрерывно изменяются с каждой последующей загрузкой.

Экономия тепла, получаемая в непрерывных установках, вытекает из двух источников.

Во-первых, в непрерывных установках тепло, требующееся для нагрева жидкости до температуры кипения, обыкновенно возвра-

щается обратно в соответствующих теплообменниках, тогда как в периодических установках все тепло теряется; во-вторых, отборка большого количества промежуточных фракций, которые должны быть подвергнуты повторной дестилляции, для получения из них ценных составных частей, связана с затратой для этой цели больших запасов тепла. Вместе с тем отсутствие в непрерывных системах промежуточных фракций, подлежащих повторной перегонке, имеет следствием сбережение труда. Здесь не приходится затрачивать труд в связи с наполнением, опорожнением и чисткой кубов; если аппаратура должным образом урегулирована, то работа требует очень мало внимания, при чем обычно один аппаратчик в состоянии, без особого усилия, обслужить целый ряд непрерывно-действующих колонн.

Однако непрерывные системы обладают иногда серьезными недостатками. Из них главные:

1. Большие первоначальные затраты.
2. Чувствительность к внешним воздействиям.
3. Сложность конструкции и работы.

Крупные первоначальные затраты при непрерывных установках вызываются, главным образом, сложностью и дороговизной арматуры, необходимой для автоматической работы, и хотя здесь фракционные колонны обыкновенно такие же, какие применяются в периодических установках и у них отсутствуют перегонные кубы, тем не менее регуляторы пара, анализаторы и другая арматура зачастую значительно увеличивают стоимость оборудования. Кроме того, непрерывные установки чрезвычайно чувствительны к внешним влияниям. Как указано выше, они успешно работают только тогда, когда качество и количество перерабатываемой жидкости однородно и когда снабжение паром и водой остается постоянным; если же в ходе процессов, связанных с доставкой материала, подлежащего перегонке, время от времени происходят изменения, при которых меняется и обрабатываемый материал, — в таких случаях конструкция непрерывной установки обычно должна подвергнуться известным модификациям, чтобы переработать измененный материал, тогда как при периодически действующей аппаратуре обыкновенно можно более или менее удовлетворительно работать почти с каждым материалом, имеющим сходство с тем, для которого была сконструирована установка.

Наконец, непрерывная система обладает сложной конструкцией, и для работы на ней требуется квалифицированный аппаратчик, а так как нередко работу дестилляционной аппаратуры приходится поручать неопытным работникам, то по этим соображениям непрерывную установку часто избегают. В общем, все-таки, следует заметить, что, при всех прочих равных условиях, непрерывной установке должно быть отдано предпочтение.

ГЛАВА XVII.

АММИАК.

Проблема приготовления чистого безводного аммиака из сырой аммиачной воды, получаемой с газовых заводов, представляет одну из наиболее интересных и в то же время сложных проблем, с которыми приходится встречаться.

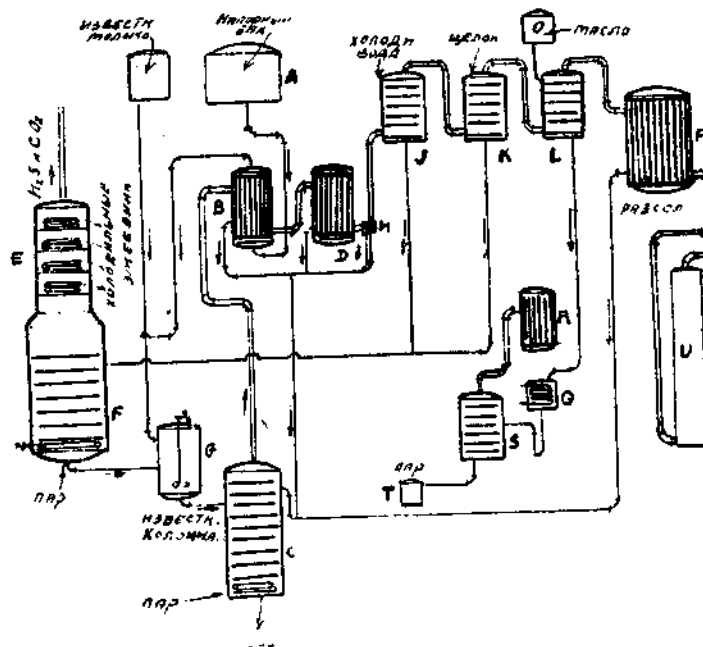
Источники примесей аммиака. Сырой аммиак, получаемый при сухой перегонке каменного угля, содержит, кроме аммиака и воды, большое число других примесей, состоящих, главным образом, из соединений углерода, серы и азота. Эти примеси часто связаны вместе в форме таких соединений, как сернистый, углекислый и цианистый аммоний, соединения серы и различные органические соединения азота вроде пиридиновых оснований и других неприятно пахнущих веществ. В сырой аммиачной воде находятся также смолистые вещества, обычно присущие каменноугольной смоле. Часть аммиака в сырой аммиачной воде находится в виде свободного аммиака, который может быть полностью отогнан из раствора кипячением, тогда как остальной аммиак может находиться в виде так называемого связанного аммиака, т. е. соединенного с некоторыми другими веществами, так что для отгонки его из раствора необходима более энергичная обработка, чем кипячение. К этому классу относится большая часть органических соединений азота, и там, где они находятся в избытке, обыкновенно бывает необходимо соединять с кипячением действие сильного основания вместе с соответствующими восстановителями. В общем, однако, процесс получения аммиака из сырой аммиачной воды состоит в кипячении жидкости в присутствии известкового молока, которое разлагает большую часть связанных соединений азота таким образом, что практически весь азот отгоняется в форме аммиака. Но часть примесей, находящихся в растворе, летуча и в течение процесса отгоняется вместе с аммиаком, и, следовательно, аппаратура для получения чистого безводного аммиака должна иметь приспособления для удаления этих примесей, которые практически состоят из сероводорода, углекислоты, пиридиновых оснований и смолы. Сероводород и углекислота обыкновенно находятся в сырой аммиачной воде в виде сернистого и углекислого аммония. Однако оба эти соединения являются стойкими лишь при низкой температуре, а при температуре кипения разлагаются, выделяя сероводород, углекислоту и аммиак. Кроме того, сероводород и углекислота менее растворимы в воде, чем аммиак. Следовательно, при каждой данной температуре парциальное давление сероводорода и углекислоты в паровой фазе, находящейся в равновесии с жидкостью, будет больше, чем давление аммиака. Правильной установкой аппаратуры возможно добиться достаточно полного отделения двух летучих газов от более

растворимого аммиака путем регулировки температуры и концентрации.

Пиридиновые основания и смоляные масла, находящиеся в небольших количествах в аммиаке, обыкновенно могут быть удалены частичной конденсацией пара, при чем часть масел будет конденсироваться и может быть отделена декантацией или промывкой паров соответственным нелетучим минеральным маслом, в котором пиридиновые основания растворяются и которое будет вымывать их из пара аммиачной воды.

Когда при помощи упомянутых методов будет удалена главная масса примесей, то последние следы сероводорода и углекислого газа обыкновенно могут быть удалены при пропускании пара через растворы каустической соды, которая, соединяясь с ними, делает их нелетучими.

Схема непрерывной аммиачной установки. Присутствующие в небольшом количестве смолистые вещества обыкновенно удаляются



Фиг. 32. Аммиачная установка непрерывного действия.

поглощением активированным древесным углем. Для выделения чистого аммиака из сырой аммиачной воды применялось огромное количество конструкций. В общем оказалось, что непрерывная система дистилляции является наиболее удовлетворительной, и приложенная здесь схема на фиг. 32 дает представление о способе использования этой системы для данной цели.

А—представляет напорный бак для непрерывного питания системы сырой аммиачной водой. Жидкость предварительно подогревается в подогревателе В и затем проходит в среднюю часть непрерывной дестилляционной колонны.

Колонны, применяющиеся в аммиачной установке, совершенно отличаются от колонн для дестилляции более тонких продуктов, как спирт, эфир, ацетон и т. п. Во-первых, вся аппаратура, применяемая в связи с аммиаком, должна быть сделана из стали или чугуна, следовательно, она должна иметь более или менее массивный характер. Кроме того, ввиду возможности образования твердых соединений аммиака с углекислотой и сероводородом, всегда имеется опасность закупорки аппаратуры. Поэтому, при применении тарельчатых фракционных колонн, колпачки делаются, большей частью, с зубчатыми краями, и в то же время уделяется мало внимания тесному контакту, к которому стремятся в дестилляционной аппаратуре более тонкого типа.

Удаление сероводорода и углекислоты. Все части аммиачной системы конструируются так, чтобы во всякое время их можно было открыть для прочистки и чтобы к каждой части по возможности был обеспечен свободный доступ. Непрерывно действующая колонна Е F разделена на две части: верхняя Е состоит из нескольких тарелок, на которых расположены змеевики с охлаждающей водой, тогда как нижняя F нагревается открытым паром. Сырая аммиачная вода, стекая вниз по тарелкам колонны F, вступает в контакт с открытым паром, при чем летучие сероводород, углекислота и аммиак отгоняются. Но так как сероводород и углекислота при каждой данной температуре менее растворимы, чем аммиак, то они отгоняются легче, и потому пары, поднимающиеся по верхней колонне Е, содержат больший процент этих газов, чем поступающая загрузка. Поднимаясь по этой колонке, пары вступают в контакт с холодильными змеевиками, вследствие чего они отчасти конденсируются, и если у вершины колонны Е поддерживать достаточно низкую температуру, то выходящие из нее газы будут состоять почти исключительно из углекислоты и сероводорода, практически не унося с собой аммиака. Поэтому обычно принято выпускать эти газы непосредственно в атмосферу, при чем потеря аммиака весьма незначительна. Однако, в связи с этим, нужно заметить, что и сероводород и углекислота должны выпускаться в таком пункте, где было бы мало вероятия, что они будут скопляться и станут опасными.

Обработка известью. Жидкость, спускающаяся по колонне F и разбавленная введенным паром, проходит через дно колонны в смешительный резервуар G, где смешивается с соответственным количеством известкового молока, подаваемого из напорного бачка М. Затем смесь аммиачной воды и известкового молока течет в испарительную колонку С, где нагревается до кипения острым паром, вводимым в нижнюю секцию колонны. Эта известковая колонна, как ее назы-

вают, должна быть сконструирована так, чтобы твердые частички гидрата кальция не могли оседать на тарелках колонны и закупоривать их. В виду этой опасности колонна должна быть доступной для чистки. Известь, вступая в контакт с аммиачной жидкостью при высокой температуре, освобождает весь аммиак, который выделяется через паровую трубку с вершины колонны, как указано на схеме, тогда как избыток извести вместе с нелетучими веществами спускается в виде шлама со дна этой колонны в спускную трубу.

Удаление масел. Пар из известковой колонны проходит сначала к дефлегматору В, который служит подогревателем, и затем ко второму дефлегматору D, где он охлаждается водой до достаточно низкой температуры. Было найдено, что некоторые масла, находящиеся в аммиаке, конденсируются в этом месте, так что жидкость, спускаемая с дефлегматора D, проходя через маслоотделитель Н, выделит значительную часть этих нерастворимых в воде соединений. Декантированная жидкость затем стекает обратно в верхнюю часть испарительной колонны, как указано на схеме.

Скрубберы. Аммиачный газ, освобожденный теперь почти от всего сероводорода и углекислоты и от некоторого количества масел, проходит в сложную промывную колонну или скруббер, изображенный в виде трех колонн J, K и L. Эта колонна разделена на три секции. В первой секции J газ промывается водою, которая удаляет из него некоторые примеси, проскочившие через первоначальную очистительную стадию. Эта вода, вступая в контакт с концентрированным аммиаком, разумеется, растворяет большое количество газа, и теплота растворения настолько велика, что вода нагрелась бы до высокой температуры, если бы на тарелках этой колонны не были предусмотрены холодильные змеевики. Промывная вода, получаемая с этой колонны, направляется затем обратно в среднюю часть колонны F, как указано на схеме, так что растворенный в воде аммиак не теряется. Потом газ проходит во вторую секцию, где он промывается слабым раствором каустической соды, которая нейтрализует весь оставшийся сероводород и углекислый газ, образуя нелетучие карбонат и сульфит натрия, щелочная же жидкость возвращается в колонну F вместе с жидкостью из водяного скруббера J. Теперь пар, свободный от этих газов, проходит в масляный скруббер L, где он промывается соответственным минеральным маслом, которое растворяет все пиридиновые основания, очищая таким образом от них газ. Масло со скруббера, содержащее только незначительное количество аммиака, может быть использовано снова, и поэтому принято проводить его через масляный подогреватель Q в масляную испарительную колонку S, где оно нагревается открытым паром, при чем пиридины отгоняются и конденсируются в конденсаторе R, а освобожденное от них масло спускается в холодильник и сборник масла Т, откуда им снабжается напорный бачек О.

Удаление воды. Газ из масляного скруббера L, содержащий только водяной пар и небольшое количество смолистых примесей, направляется в дефлегматор P, где он приводится в контакт с рассолом, который конденсирует почти весь водяной пар, находящийся в газе. Сконденсированный продукт, аммиачная вода, стекает обратно в верхнюю часть испарительной колонны C, где аммиак подвергается снова обработке, а газ, практически свободный от воды, проводят в колонку U, в которой он приводится в контакт с кусками каустической соды, удаляющей из него остатки водяного пара в такой степени, что давление его будет в равновесии с твердой каустической содой при этой низкой температуре. После этого аммиачный газ проходит через одну или две колонки с активированным древесным углем, который обладает способностью абсорбировать все смолистые вещества; получающийся из этого скруббера газ является практически чистым аммиаком. Его проводят к аммиачному компрессору, где он сжимается, охлаждается и превращается в жидкость.

ГЛАВА XVIII.

НАСЫЩЕННОЕ БЕНЗОЛОМ МОЕЧНОЕ МАСЛО.

В промышленности нередко встречаются газовые смеси, содержащие некоторые конденсирующиеся пары, которые должны быть отделены от остальной смеси. Иллюстрацией подобных газов являются такие смеси, как угольный газ, получаемый при сухой перегонке битуминозных углей, и газы из систем для регенерации растворителей. В первом случае мы имеем аммиак, который удаляется из газа промывкой водой или при проведении газа через серную кислоту. Угольный газ, кроме того, содержит бензол и его гомологи, которые могут быть вымыты из газа при применении относительно нелетучих масел, растворяющих бензол. В последнем случае газы могут содержать такие пары, как этиловый алкоголь, который растворим в воде и легко может быть отмыт ею, или такие, как газолин или бензол, которые в таком случае могут быть вымыты соответствующим растворителем вроде масла. Мы разберем случай, когда пар растворен в относительно нелетучем масле.

Получение легкого масла. Газовые заводы, с улавливанием „легкого масла“ (бензол и его гомологи), обыкновенно достигают этого промыванием газа в высоких башнях, через которые вниз течет минеральное масло в противоточном контакте с поднимающимся снизу газом (для этого промывания газа обычно применяется минеральное масло с высокой точкой кипения). Поэтому такое масло, выходящее из нижней части скруббера, более или менее насыщено легким маслом при том парциальном давлении, при котором газ вступает в скруббер. Это так называемое бензолированное масло должно быть затем подвергнуто процессу дробной перегонки для выделения легкого масла

и для регенерации масла для промывания, чтобы сделать последнее опять пригодным для применения в моечном процессе.

Минеральное масло, употребляющееся для промывки, должно иметь температуру кипения около 300°C; для изучения задачи обращения с этим материалом рекомендуется иметь для него кривую точек кипения. Одним из методов для получения таковой в тех случаях, когда действительные данные о давлении пара не применимы, является употребление видоизмененного уравнения Клапейрона, о котором мы говорили в одной из предыдущих глав:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{L}{RT^2},$$

при интегрировании которого получаем равенство:

$$\lg p = -\frac{L}{RT} + \text{constant.}$$

Полагая для минерального масла с точкой кипения 300°C. L равным 11750 калор., получим:

$$\lg p = -\frac{5,910}{T} + 16,95,$$

где p в миллиметрах ртути, а T—абсолютная температура в градусах Цельсия.

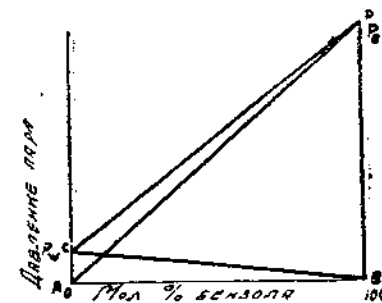
Кривая давления пара бензола была определена, и относительные давления бензола и масла для промывания даны в следующей таблице:

Температ. в градусах Цельс.	Давление пара бензола в миллим.	Давление пара масла в миллиметр. (вычислено)
80	760	1,22
100	1,344	3,02
150	4,334	19,7
200	10,663	85,5
250	22,214	282,0
300	40,000	760,0

Кривая точек кипения смеси бензола и масла. Можно получить приближенную кривую точек кипения смеси бензола и масла в предположении, что она следует закону Рауля.

Так на диаграмме, фиг. 33, линия AD представляет парциальное давление бензола в смеси при некоторой данной температуре t, тогда как CB—такая же прямая для моечного масла, а линия CD представляет сумму двух парциальных давлений или общее давление. Если x представляет дробную моля бензола в смеси, то общее давление будет получено из уравнения:

$$P = P_0 + x (P_0 + P_1)$$



Фиг. 33. Соотношение давлений пара д/смеси бензол—поглотит. масло.

Таким образом для разных температур можно вычислить дробную моля бензола в смеси, кипящей при данном давлении. Следующая таблица дает результаты такого вычисления для давления в 760 мм.:

Температ. в град. Цельс.	$P=760$	$=$	$1,22 + x (760 - 1,22)$	$x=1,000$
80	$P=760$	$=$	$3,02 + x (1,344 - 3,02)$	$x=0,563$
100	$P=760$	$=$	$19,7 + x (4,334 - 19,7)$	$x=0,172$
150	$P=760$	$=$	$85,5 + x (10,663 - 85,5)$	$x=0,064$
200	$P=760$	$=$	$282,0 + x (22,214 - 282,0)$	$x=0,022$
250	$P=760$	$=$	$760,0 + x (40,000 - 760,0)$	$x=0,000$
300	$P=760$	$=$		

Затем может быть вычислено парциальное давление бензола в парах над подобной смесью и дробная моля в паровой фазе:

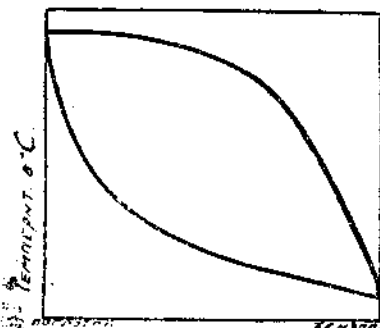
$$p_{pB} = x P_v \text{ и}$$

$$x_{\text{пар}} = \frac{p_{pB}}{P_v}$$

Для выбранных нами температур может быть получена следующая таблица:

Темпер в град. Цельс.	x — жидкость	p_{pB}	x — пар
80	1,000	760	1,000
100	0,563	757	0,997
150	0,172	745	0,981
200	0,064	684	0,899
250	0,022	488	0,642
300	0,000	0	0,000

Диаграмма температура-состав. Теперь возможно построить диаграмму температура-состав, фиг. 34, для смеси бензола и масла при 760 мм. давления.



Фиг. 34. Кривая точек кипения для смесей бензола—поглот. масло.

Из этой диаграммы очевидно, что эти два компонента очень легко разделяются друг от друга, при чем слабый раствор в 2 молекулярных процента бензола дает пар с содержанием свыше 60 мол. проц. Такой раствор кипел бы при 250°C. Чтобы совершенно выделить бензол из масла кипячением при 760 мм., нужно повысить температуру до 300°C.

Установка для обработки масла под вакуумом. Установка для обработки моечного масла при температуре 300°C нуждается в кубе, нагреваемом голым огнем, или же можно применять горячее масло,

так как для насыщенного пара потребовалось бы очень высокое давление и перегретый пар не может считаться удовлетворительным агентом для нагрева вследствие высокого сопротивления для прохождения тепла от него к металлу. Но голый огонь является опасным и, повидимому, разлагает масло в кубе, а масляное нагревание часто бывает дорого и хлопотливо. Поэтому рекомендуется работать на такой установке с возможно низким вакуумом, напр. 28 мм. ртути (50 мм. абсолютного давления).

Точка кипения моечного масла при 50 мм. может быть вычислена из предыдущего уравнения и определится в 180°C; бензол при том же давлении кипит при 12°C. Однако (для пара) 180°C соответствует 9,14 атм. манометрического давления, которое все еще высоко, и, кроме того, для конденсации паров бензола должна применяться охлаждающая вода с температурой ниже 12°C, что во время теплой погоды затруднительно. Все эти затруднения, однако, можно устранить применением открытого пара, продуваемого в кипящую смесь бензола и моечного масла, превращая, таким образом, двухкомпонентную систему в трехкомпонентную. Вода практически не растворима ни в бензоле ни в моечном масле, и потому появляются две жидкие фазы, и, таким образом, степени свободы системы будут ограничиваться двумя, так что при постоянном давлении и составе фазы бензол-моечное масло температура кипения смеси будет также постоянна.

Так как вода практически не растворима в остальных двух компонентах, то ее парциальное давление при всякой температуре будет оставаться практически неизменным, и, следовательно, присутствие воды или водяного пара будет иметь мало влияния на проблему фракционировки. Затем общее давление представляет сумму парциальных давлений насыщенного бензолом моечного масла и воды, и, регулируя количество вводимого пара, можно понизить до желаемой степени температуру, необходимую для операции. Такая перегонка с паром может выполняться при атмосферном давлении. В таком случае смесь воды и моечного масла, находящаяся в перегонном кубе, будет кипеть при температуре несколько ниже 100°C. Пар, выходящий из фракционной колонны к конденсатору, будет состоять, главным образом, из бензола и водяного пара при атмосферном давлении, и чтобы сконденсировать этот пар, необходимо охладить его до температуры несколько ниже точки кипения чистого бензола.

Количество водяного пара, требующегося для испарения одного фунта бензола, будет равно отношению давлений паров при этой температуре, умноженному на отношение их молекулярных весов.

Расход пара в вакуумной установке. Вопрос о влиянии применения перегонки с водяным паром на отношение водяного пара к парам бензола в смеси паров, проходящих к конденсатору, зависит от относительных изменений давлений пара вместе с температурой. Следующая таблица показывает, как изменяются эти давления.

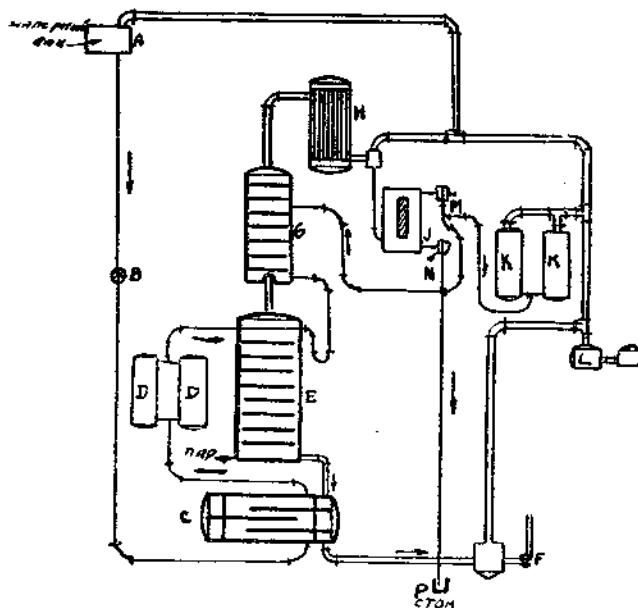
Температура в градусах Цельс.	Вода в миллиметрах	Бензол в миллиметрах	Отношение
100	760	1,344	1,77
80	355	754	2,12
60	149	389	2,61
40	55	181	3,29

Из этой таблицы видно, что если общее давление урегулировано таким образом, чтобы смесь водяного пара и паров бензола перегонялась при 40°С, то водяного пара на 1 фунт бензола потребуется на половину меньше, чем при перегонке с водяным паром при 100°С.

Имеется и другого рода экономия от применения перегонки с водяным паром под вакуумом. Насыщенное бензолом моечное масло нужно всегда, перед загрузкой в перегонный куб, подогревать до точки кипения. Это отчасти можно осуществить при помощи теплообменников, утилизируя тепло обезбензоленного масла, но для окончания подогрева всегда необходим пар высокого давления. Очевидно,

что чем сильнее разрежение, при котором работает установка, тем ниже будет температура, до которой должно быть нагрето масло, и тем меньше давление пара, требующееся для такого нагрева. Имеются и другие причины, как отсутствие наружных течей, безопасность и т. д., которые делают применение вакуума в установках для моечного масла весьма желательным.

Схема установок для моечного масла.



Фиг. 35. Установка с вакуум. для моечн. масла.

На фиг. 35 представлена схема вакуумной установки для моечного масла, работающей по этому принципу.

Насыщенное бензолом моечное масло помещается в напорном баке А с постоянным уровнем, при чем бак находится под вакуумом установки, достаточным, чтобы обеспечить постоянную скорость за-

грузки. Из этого бака жидкость течет через регулирующий клапан В в теплообменник С, где она подогревается идущим ему навстречу из колонны горячим обезбензоленным маслом. Затем частично подогретое масло нагревается до температуры кипения паром высокого давления в подогревателях D, которых устроено два, так что один из них можно чистить без перерыва работы установки. Отсюда горячее масло течет к верхней части испарительной колонны E, где бензол отгоняется из моечного масла паром, вдуваемым у дна колонны. Обезбензоленное масло со дна колонны проходит в теплообменник С и затем перекачивается насосом F, после чего охлаждается, при чем нафталин выкристаллизовывается, а масло готово к новому употреблению.

Фракционная колонна G служит для задержки тяжелого масла, получая его в виде флегмы из регулировочного сосуда M, который связан с непрерывным сливным фонарем J. Этот сливной фонарь отделяет сконденсированную воду от бензола, стекающего из конденсатора H. Вода из сливного фонаря течет через контрольный фонарь N и гидравлический затвор в спускную трубу P. Бензол собирается в приемники K, откуда он попеременно сливается путем прекращения в них вакуума. Сухой вакуум-насос завершает аппаратуру, за исключением обычной арматуры, свойственной всем непрерывно-действующим дистилляционным установкам.

ГЛАВА XIX.

МЕТИЛОВЫЙ СПИРТ.

Метиловый спирт получается почти исключительно при сухой перегонке материалов, содержащих целлюлозу, главным образом, древесины. Вместе с ним в дистиллят переходит при этом процессе большое число других материалов, по преимуществу вода, уксусная кислота и ацетон вместе с незначительными количествами большого числа других веществ. Задача приготовления чистого метилового спирта из этой смеси бесспорно является наиболее трудной из всех, какие только были призваны решать конструкторы дистилляционной аппаратуры, и вполне удовлетворительное решение проблема эта получила только с введением в употребление современных непрерывно-действующих дистилляционных установок.

Примеси древесного спирта. Уксусная кислота и другие находящиеся в нем органические кислоты обычно нейтрализуются известью или другими соответствующими щелочами и становятся, таким образом, нелетучими. Затем спирт, ацетон и остальные летучие вещества отделяются от солей простой перегонкой. Получаемый при этом дистиллят известен под именем сырого древесного спирта и имеет примерно следующий состав:

Метиловый алкоголь	55—50%
Ацетон	12—14%
Другие примеси	5—10%
Вода	28—26%

Другие примеси состоят по преимуществу из следующих веществ: алдегиды, метил-ацетат, аммиак, амины, высшие кетоны (метил-этил-кетон и др.), аллиловый спирт, древесные масла (высоко кипящие, нерастворимые в воде вещества).

Постоянно кипящая смесь метилового спирта и ацетона. Метиловый спирт может быть отделен от воды дробной перегонкой, также и ацетон; но метиловый спирт и ацетон образуют бинарную смесь, которая при составе приблизительно в 15% спирта и 85% ацетона имеет минимальную точку кипения. Соответственные точки кипения при 760 мм. давления будут:

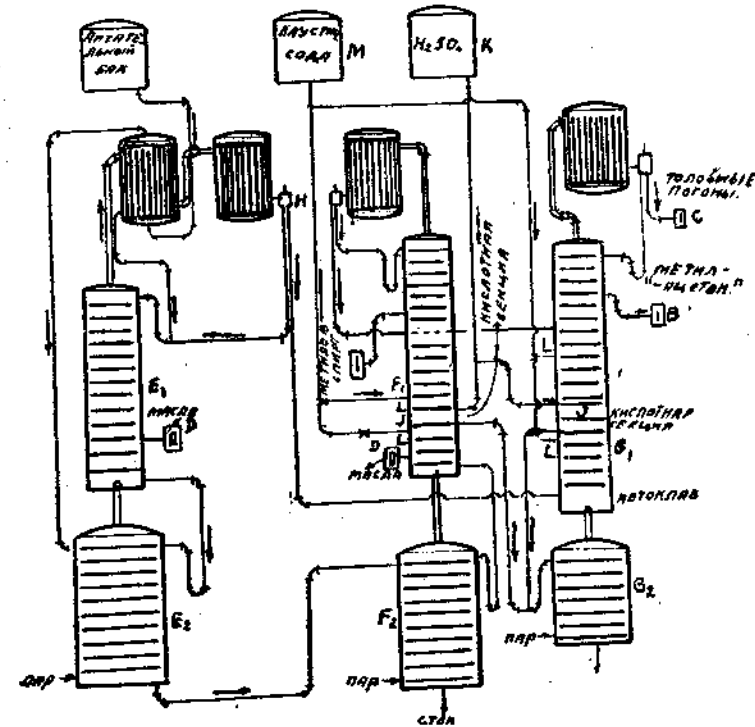
Метиловый алкоголь	66,5°С
Ацетон	56,5°С
Постоянно кипящая смесь	55,93°С
Аллиловый спирт	97°С

Следовательно, из сырого древесного спирта невозможно получить чистый ацетон дробной перегонкой без добавления некоторых новых веществ, которые будут видоизменять соответственное давление пара спирта и ацетона таким образом, что постоянно кипящая смесь будет разрушена. Этого можно достигнуть введением в смесь такого вещества, как хлористый кальций, который соединяется химически с метиловым спиртом, понижая этим давление его пара, или такого, как кислый сернисто-кислый натр, соединяющийся химически с ацетоном, который можно тогда выделить из раствора в виде кристаллического соединения, а спирт после этого фракционируется.

„Метил—ацетон“. Спрос на ацетон в прошлом обуславливался, главным образом, применением его в качестве растворителя, не считая, конечно, огромного спроса на чистый ацетон, как на один из растворителей бездымного пороха „кордита“, и так как постоянно кипящая смесь, состоящая из 85% ацетона, представляет также отличный растворитель и сходна по физическим свойствам с чистым соединением, то она удовлетворяет требованиям рынка и поступает в продажу под именем „метил-ацетона“. Следовательно, подлежащая решению задача заключается в отделении чистого метилового спирта и чистого „метил-ацетона“ от воды и других примесей. Это по преимуществу трехкомпонентная система, и, как мы в свое время говорили, необходимо сначала удалить один из компонентов и после этого разделять два остальных. Применяемый здесь метод заключается в отделении метил-ацетона (вместе с летучими примесями) от спирта и воды, отделении спирта от воды и, наконец, в отделении летучих примесей от метил-ацетона.

Схема установки. Этот метод осуществляется в аппаратуре, схематически представленной на фиг. 36, при чем для упрощения чертежа опущен целый ряд необходимой арматуры.

Назначение двойной колонны $E_1 E_2$ разделять загрузку на две части, одна из которых содержит летучие примеси и метил-ацетон, а вторая — спирт и воду. Примеси передаются из фонаря H в нижнюю часть колонны G_1 , а спирт и вода поступают со дна колонны E_1 в вершину испарительной колонны F_2 . В колонне E_1 скопляются нерастворимые масла, которые удаляются через непрерывно-действующий



Фиг. 36. Непрерывн. установка метилов. спирт-ацетон.

сливной сосуд D совершенно так же, как при ректификации этилового спирта удаляется сивушное масло, как будет описано в своем месте.

Колонна $F_1 F_2$ дает чистый метиловый спирт и спускает в отходы воду и имеющиеся нелетучие вещества. Жидкость, поступающая в вершину колонны F_2 , содержит небольшое количество легких погоней (heads), которые не были удалены в колонне $E_1 E_2$. Эти погоней состоят из аммиака, аминов, альдегидов, нитритов и уксусно-этилового эфира. Для обработки их в колонну введена специальная секция J , через которую течет непрерывным потоком разбавленная серная кислота из напорного бака K . Пары, поднимаясь по колонне, проходя сквозь эту кислоту, нейтрализуясь и давая нелетучие соединения аммиака и аминов, альдегиды в то же время стремятся к по-

лимиризации. Флегма из этой колонны по обводному трубопроводу обходит эту секцию, так что обе жидкости не смешиваются. Отработавшая серная кислота проводится в испарительную колонну G₂, где кипячением из нее отгоняются все ценные материалы и пропускаются в колонну G₁.

Пары, поднимающиеся в колонну F₁ над кислотной секцией J, содержат небольшое количество кислоты, которая нейтрализуется введением в колонну в пункте L слабого раствора едкого натра из напорного бака M. Эта едкая щелочь, смешиваясь с флегмой, нейтрализует кислоту и омыляет этилоуксусный эфир и нитриты. Теплые пары в значительной степени свободны от примесей, в форме легких погонов, но, чтобы обеспечить возможно полное их удаление, метиловый спирт отбирается „пастеризованным“ из верхней части колонны (как описано в главе об этиловом спирте), а освобожденные таким образом легкие погоны отводятся в центральную часть колонны G₁ для получения содержащегося в них спирта.

Нижняя секция колонны G₁ представляет некоторого рода автоклав, где головные погоны из колонны E₁ обрабатываются горячим слабым раствором каустической соды. Пары, выходящие из этого автоклава, проходят через кислотную секцию, такую же как в колонне F₁ и затем в вышележащих частях обрабатываются каустиком. Очищенный метил-ацетон удаляется через холодильник и фонарь B, а остаток головных погон, собравшихся в верхней части колонны, отгоняется и собирается в C. Отработавшая серная кислота из колонны G₁ по предыдущему отводится в испарительную колонну G₂.

Древесные масла, собирающиеся в колонне F₁, удаляются через соответствующий сливатель D так же, как и в колонне E₁.

Таким образом, помощью этого аппарата исходный материал разделяется на метиловый спирт, чистую, кипящую при постоянной температуре смесь (метил-ацетон), концентрированные головные погоны, древесные масла и отходы. Все это выполняется за одну операцию, с минимальной затратой труда и тепла, и продукты получаются такой степени чистоты, какую невозможно получить при периодической дробной перегонке.

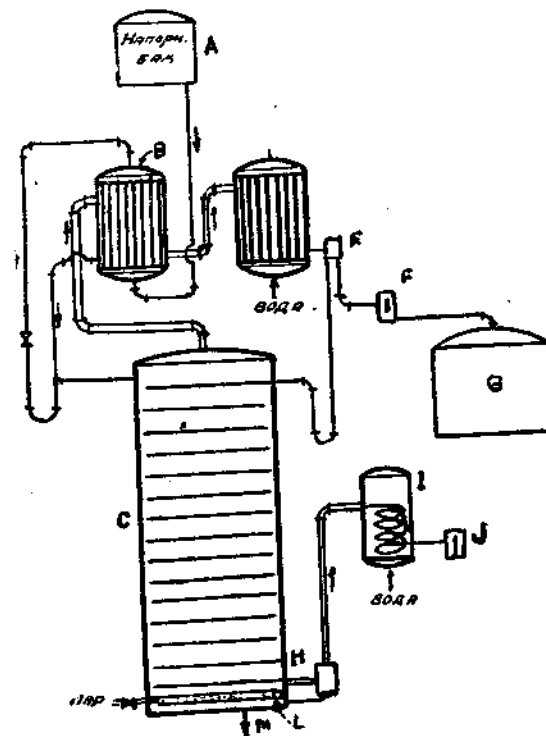
ГЛАВА XX.

ВИННЫЙ СПИРТ.

Дробная перегонка этилового спирта является классическим примером дистилляционного искусства. Почти вся техническая литература по вопросам дистилляции практически исключительно занимается задачей получения этилового спирта из различных источников, и этой задаче бесспорно было посвящено больше внимания, чем какой либо иной фазе данного вопроса.

Источники получения этилового спирта. Этиловый алкоголь почти исключительно получается при брожении различных сахаристых веществ, находящихся в таких материалах, как патока, гидролизованный крахмал и отработанная жидкость из автоклавов сульфитной массы. Условия, при которых должно быть проведено брожение этих сахаристых веществ, таковы, что спиртовые продукты обычно содержат от 5 до 10% спирта. Эта бражка, как ее обыкновенно называют, содержит в придачу к спирту и воде значительное количество взвешенных твердых веществ, растворенных солей различного рода и целый ряд более или менее летучих веществ, представляющих побочные продукты брожения. Твердые вещества и нелетучие соли легко могут быть удалены простой дистилляцией. Летучие же примеси создают

гораздо больше затруднений. Задачей изготовителей дистилляционных колонн было получение рыночного сорта алкоголя возможно высокой степени чистоты. Однако, только недавно введение непрерывных установок дало возможность выгодно получать спирт действительно высокого качества. Непрерывные дистилляционные установки для спирта, улучшенного Барбета типа, в состоянии непрерывно и экономично давать спирт высокой и однородной степени чистоты. В будущем, по мере изучения действия отдельных частей, эти установки будут претерпевать различные изменения. На искусстве изготовления дистилляционных аппаратов в прошлом очень неблаго-



Фиг. 37. Браго-перегонная колонна.

приятно отражалось то обстоятельство, что преследуемые им задачи изучались эмпирически. Мы уверены, что приложение в будущем физической химии окажет большую помощь в разрешении этих задач.

Спиртовая колонна. Первым процессом при получении спирта из бражки является удаление всех нелетучих веществ и значительной доли воды. Это обыкновенно производится в так называемой браго-перегонной колонне, которая представляет простую колонну непрерывного действия, типа изображенного на фиг. 37. Содержащая спирт жидкость подается из напорного бака A с постоянным уровнем. Этот

бачек содержит шаровой поплавок, управляющий паровым насосом, который перекачивает загрузку из хранилища в напорный бак А по мере ее расхода. Отсюда обрабатываемая жидкость самотеком проходит через подогреватель В, где она нагревается почти до точки кипения. Непрерывные колонны часто снабжаются рекуператором, где поступающая подача нагревается отходящей со дна испарительной колонны горячей отработанной жидкостью. Рекуператор не применяется в тех случаях, когда жидкость содержит твердые вещества, способные дать осадок на нагревательной поверхности в виду трудности очистки наружной поверхности труб. В подогревателе В жидкость идет только внутри трубок, и загрязненная поверхность может быть легко очищена путем удаления верхней и нижней крышки подогревателя и прогоняя через трубы инструмент для чистки.

Горячая перерабатываемая жидкость вводится затем в верхнюю часть испарительной колонны С, по которой она стекает вниз с тарелки на тарелку, при чем летучие вещества постепенно удаляются по мере того, как она приходит в контакт с паром, продуваемым через дырчатую трубку L, находящуюся на дне колонны. Испарительная колонна обычно имеет от 12 до 15 тарелок, каждая из которых достаточно велика и глубока, чтобы предоставить перерабатываемой жидкости достаточно времени для контакта в колонне и обеспечить полное удаление летучих веществ. Насколько полно удалены эти вещества, легко можно установить помощью так называемого переливного анализатора. Пар отбирается с тарелки, лежащей близ дна у Н, при чем жидкость удаляется при помощи отделительной бутылки, затем пар конденсируется в соответственном конденсаторе I, откуда конденсат течет к фонарю J, где его можно исследовать или же измерить посредством ареометра его удельный вес. Отработанная жидкость потом спускается со дна колонны через соответственный гидравлический запор М. Скорость впуска пара в колонну регулируется посредством соответствующего регулятора.

Пар, выходящий из испарительной колонны в подогреватель, находится в равновесии с жидкостью на верхней тарелке. Частично конденсируясь в подогревателе, он относительно обогащается содержанием спирта и затем проходит к конденсатору, где окончательно конденсируется. Сконденсированный в подогревателе пар возвращается на верхнюю тарелку колонны с большим или меньшим количеством конденсата из регулирующей бутылки Е. Дистиллят протекает через анализатор F, где могут быть измерены его объем и удельный вес к сборнику G. Вследствие частичной конденсации в подогревателе дистиллят 5—10% браги иногда получается с содержанием алкоголя только 30—40%.

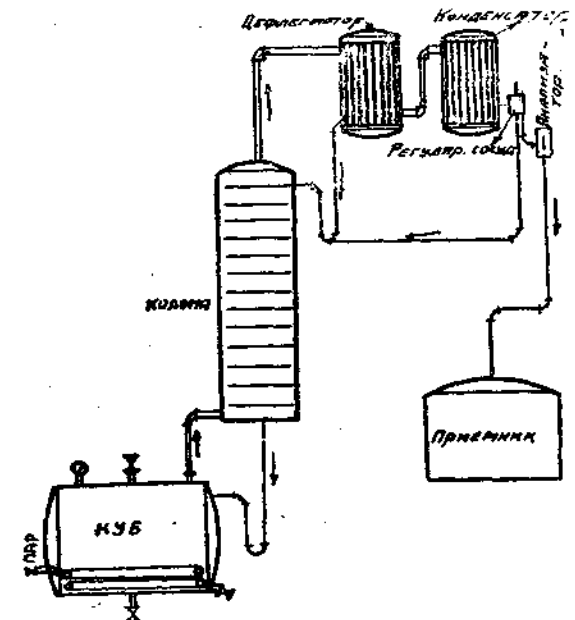
Подача воды в конденсатор происходит помощью напорного бака N с постоянным уровнем.

Сырой спирт. Анализ такого дистиллята, полученного из паточной браги, показал присутствие в нем следующих примесей, кроме спирта и воды:

Органич. кислоты, определен. в виде уксусн. кисл.	0,152%
Эфиры, определен. как этилоуксусн. эфир	0,071%
Альдегиды, определен. в виде ацетальдегида	0,015%
Фурфурол	0,00019%
Высшие спирты, определен. как изо-амилов. спирт	0,412%
Азотист. вещества, определен. как аммиак	0,0006%

Нейтрализация. Прежде чем сырой спирт подвергнуть очистке, он должен быть нейтрализован соответственной щелочью, напр. кальцинированной содой. Нейтрализация должна быть произведена очень осторожно, так как, если раствор будет щелочный, то при кипячении азотистые тела выделяют свободные амины, неприятный запах которых трудно удалить из окончательного продукта и которые, кроме того, с медью образуют синие соединения и окрашивают спирт. Они также имеют склонность к соединению с альдегидами, образуя продукты их уплотнения, которые, вероятно, залепают колонну или окрашивают в желтый цвет спирт, отбираемый из колонны. С другой стороны, если раствор кислый, то будут образовываться эфиры, и каждая неразложенная частичка уксусно-кислого аммония будет реагировать с крепким спиртом, образуя этилоуксусный эфир и выделяя свободный аммиак.

Периодические установки. Первоначально большая часть спирта ректифицировалась в установках периодического действия. Прилагаемая далее таблица дает результаты ректификации на современной периодической установке (см. фиг. 38). Дистиллят был разделен на указанные фракции. Нужно заметить, что фракция, названная „высокоградусный спирт“, далеко не является чистым спиртом и, кроме того, эта фракция содержит только 26% всего спирта первоначальной жидкости. Другими словами еще 74% спирта должно быть подвергнуто переработке, чтобы превратиться в высокоградусный продукт.



Фиг. 38. Современная установка периодич. действия.

Состав фракций.

	Начальн. жидкость	Головка № 1	Головка № 2	Последн. головка	Высоко градусн. спирт	Начало откодов	Отходы № 2	Отходы № 3	Отходы № 4
% началн. спирта в каждой фракции	100,0	1,58	7,53	21,87	26,43	24,90	10,25	4,20	1,20
Весовые	—	92,0	96,1	96,5	96,5	96,4	96,4	93,6	74,0
% спирта во фракции	0,155	0,009	0,0038	0,0038	0,0022	0,0022	0,003	0,007	
% кислот (в форме укс. к.)	0,074	0,863	0,099	0,017	0,0065	0,011	0,017	0,060	
Эфиры	0,027	0,68	0,175	0,003	Следы	Следы	Следы	0,010	
Альдеиды	0,0002	Следы	Следы	Следы	—	Следы	Следы	0,008	
Фурфурол	0,42	Следы	Следы	Следы	Следы	Следы	Следы	11,2	
Высшие спирты	0,0007	Следы	Следы	Следы	Следы	Следы	Следы	0,002	
Азотистые соедин.		0,0006	0,0008	0,0001	0,00001	0,0001	0,0002	0,0002	

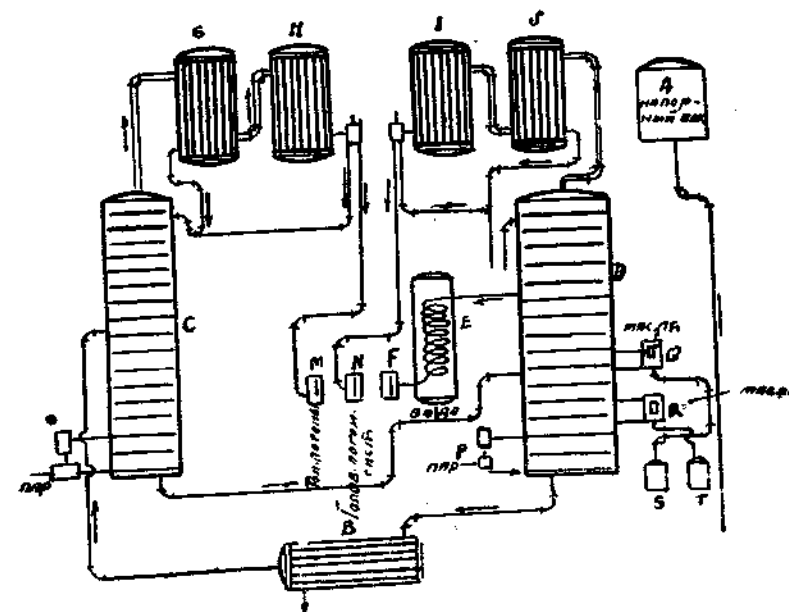
Непрерывная установка.
 Применение непрерывной ректификационной колонны, усовершенствованной Барбе, дало возможность производителям спирта выпускать на рынок спирт более высокого качества, чем лучший из получаемых на периодической колонне, и при том без последующей химической обработки и без повторной обработки промежуточных фракций, со значительной экономией времени, труда и издержек. На фиг. 39 показан простой тип подобной установки.

Эта установка, главным образом, состоит из очистительной колонны С и концентрационной и испарительной колонны D. Назначение очистительной колонны—удалять летучие примеси, которые могут быть отделены от спирта фракционировкой. Назначение концентрационной колонны состоит в отделении спирта и воды, а также и примесей, не отделенных с первыми погонами (головкой).

Очистительная колонна снабжена дефлегматором G и конденсатором H и независима от остальной аппаратуры, если не считать того, что она непрерывно получает горячую загрузку из рекуператора В и напорного бачка А и выделяет из нижней части во вторую колонну D разбавленный очищенный спирт; она имеет свой

собственный регулятор пара O и охлаждающей воды; скорость ее работы можно контролировать в зависимости от количества подлежащих удалению примесей.

Работу очистительной колонны легко понять из следующей диаграммы (фиг. 40), составленной Барбе. Ординаты представляют число тарелок в колонне, из них 13—выше загрузочной тарелки, а 10—под нею, всего 24 тарелки. Абсциссы внизу представляют проценты спирта, а вверху—граммы примесей на гектолитр. Левая часть верхней шкалы—логарифмическая для увеличения слишком мелких отсчетов, на пра-



Фиг. 39. Установка непрерывн. действия для этилов. спирта.

вой стороне—(с 1 до 15) нормальная шкала. Нижняя шкала вся нормальная.

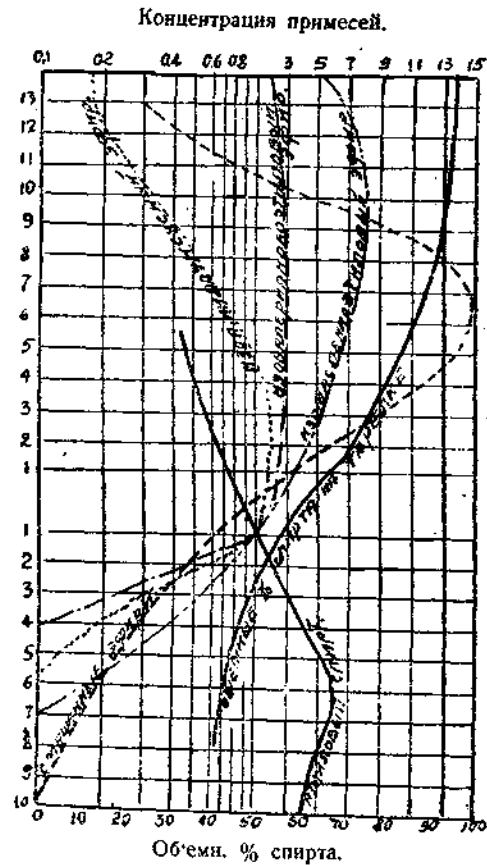
Перерабатываемая жидкость состоит из 50% алкогольного раствора, содержащего примеси до 0,5 грамм на гектолитр и высшие спирты (сивушное масло) до 2 грамм на гектолитр.

Смесь, отгоняемая с верхней части колонны, представляет почти 95% спирт, содержащий 12 граммов примесей на гектолитр, а раствор, спускаемый со дна, содержит около 40% спирта, 3 грамма масел на гектолитр и не содержит примесей.

Затем 40% раствор вступает в среднюю часть колонны D. При этой колонне имеется дефлегматор J и конденсатор J. Она снабжена перфорированной паровой трубкой и регулятором пара P так же, как колонна C. Эта колонна должна по возможности полно отделять воду от спирта, а также примеси, оставшиеся от очистительной колонны.

Алкоголь и вода образуют бинарную смесь с постоянной точкой кипения при содержании около 96,5% спирта по весу. Эта смесь кипит примерно на 0,2 градуса ниже чистого спирта, и, следовательно, путем дробной перегонки, спирт может быть освобожден от воды только до этой концентрации.

Примеси, оставшиеся в спирте при вступлении его в колонну, состоят по преимуществу из высших алкогелей, пропилового, изобутилового и изоамилового. Эти спирты полностью растворяются в этиловом спирте и могут быть отделены от него дробной перегонкой. Но в воде они растворимы только отчасти и потому летят с паром, если находятся в избытке, сверх предела их растворимости. Нужно помнить, что в колонне D жидкость, находящаяся на верхних тарелках, представляет практически чистый спирт, в котором эти масла растворимы, и что жидкость на дне колонны является практически чистой водой, в которой они практически нерастворимы. Концентрация спирта на промежуточных тарелках изменяется между этими пределами. Когда масла с разбавленным спиртом вводятся в колонну и стекают вниз по тарелкам испарительной ее части, они в конце концов доходят до спирта такой слабой концентрации, что становятся в нем нераствори-



Фиг. 40. Схема действия очистительн. колонны.

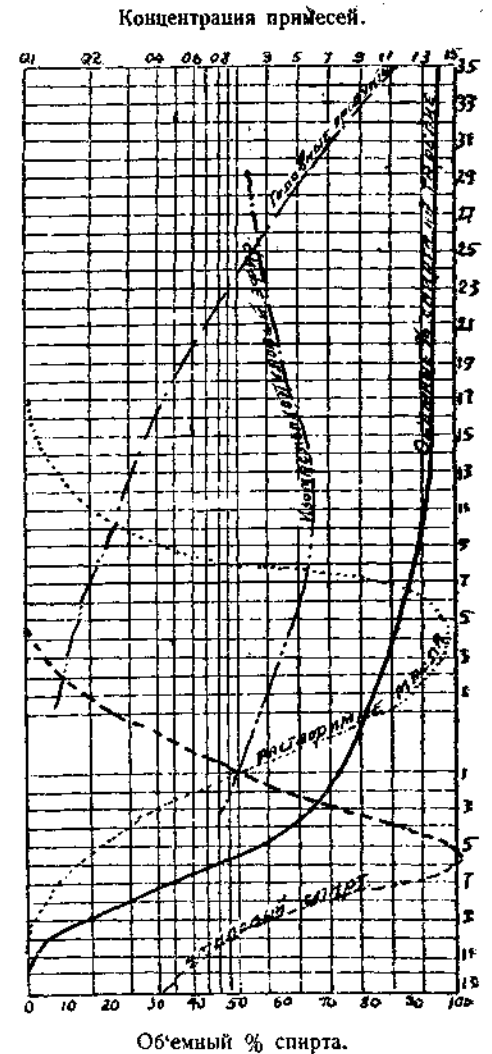
мыми и выделяются на тарелке в виде масляного слоя. Так как они летучи с паром, то пары их будут подниматься в верхние части колонны. Но здесь, в силу их растворимости в более концентрированном спирте, они растворяются. Однако, имея более высокую точку кипения, чем этиловый спирт, они стекают обратно к низу колонны. Так как они не могут выделиться ни через верхнюю, ни через нижнюю часть колонны, то скопляются в центральной ее части. Поэтому, отбирая жидкость с этих тарелок, где скопляются масла, возможно путем декантации отделить их от водных слоев и вернуть в колонну слой, содержащий спирт.

становятся в нем нераствори-

Это выполняется непрерывными переливными масляными сосудами Q и R, из которых масло направляется соответственно в резервуары S и T. Так как эти масла при низкой температуре растворяются меньше, то отобранная из колонны жидкость иногда по пути к сливным сосудам охлаждается в соответственном холодильнике. Обыкновенно различают две группы этих масел, которые обладают совершенно различной растворимостью. Они собираются в двух особых частях колонны и должны выдаваться из них отдельно, как указано на схеме, при чем менее растворимые в воде масла собираются в более высоких частях колонны, а лучше растворимые — в более низких.

Этиловый спирт, выделяющийся из верхней части колонны, должен бы быть свободен от всех примесей, кроме воды, если бы не то обстоятельство, что, при кипячении его на пути через колонну, образуется больше летучих эфиров, чем выделяется в очистительной колонне. Они, следовательно, будучи более летучими, чем сам спирт, стремятся накапливаться в вершине колонны. Это условие иллюстрируется второй диаграммой Барбе на фиг. 41, подобной диаграмме для очистительной колонны.

Из этой диаграммы можно видеть, что спирт достигает максимальной крепости вскоре над двенадцатой тарелкой из числа тех, которые расположены выше подачи перерабатываемой жидкости, но что концентрация легких погонов в этом пункте составляет только одну пятнадцатую концентрации их у вершины колонны. Поэтому рекомендуется лучше отбирать спирт в этом пункте колонны, чем у вершины, что известно под названием „пастеризации“. Легкие погонья отгоняются из колонны, конденсируются и направляются к фонарю N таким же точно образом, как погонья колонны C направляются



Фиг. 41. Схема действия ректифик. колонны.

к фонарю М. Горячая спиртовая пастеризованная жидкость, отобранная из колонны, затем охлаждается в холодильнике Е и направляется к фонарю F.

Отработанная жидкость со дна колонны D течет через рекуператор В и затем в сточную трубу.

ПРИЛОЖЕНИЯ

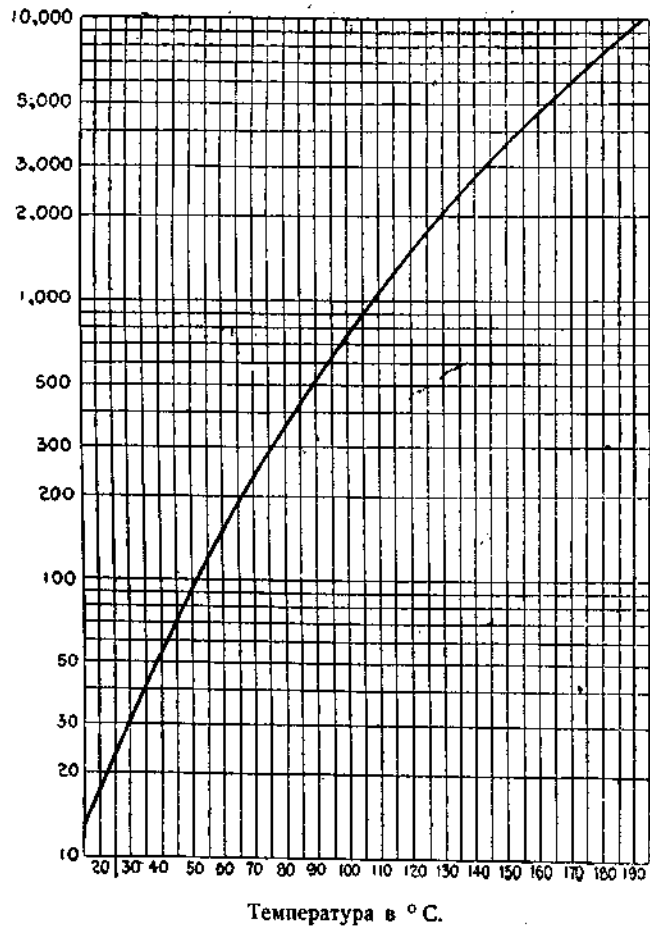


Табл. I. Фиг. 1 — Кривая давления водяного пара.

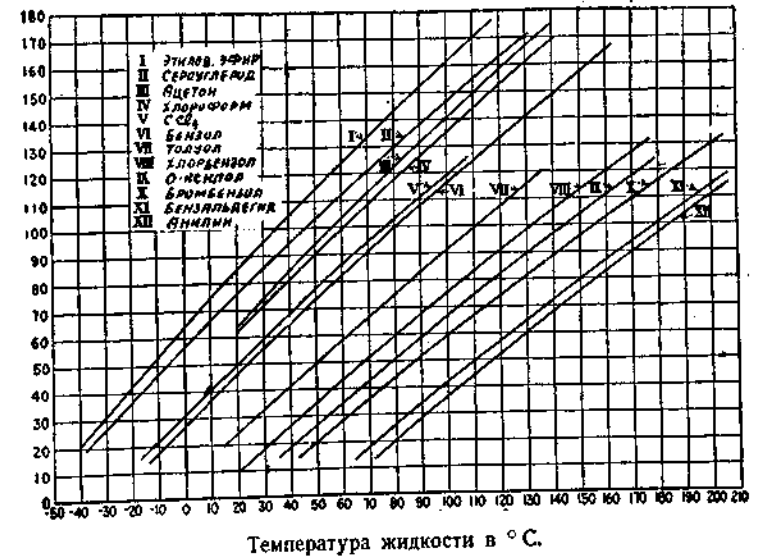


Табл. I. Фиг. 2 — Соотношение температур некоторых жидкостей и воды при одинаковом давлении. (Объяснение: этиловый эфир (кривая I) при 50° С имеет то же давление пара, что и вода при 114° С, которое по табл. I фиг. 1 равняется 1300 мм.)

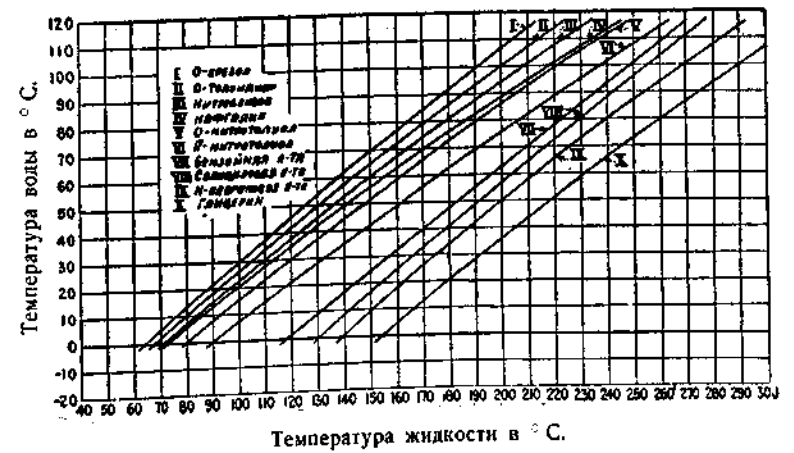


Табл. I. Фиг. 3.

Таблица II. Температуры кипения веществ в град. С° при различных давлениях, расположенных по точкам кипения их при 760 мм.

Таблица заимствована, главным образом, из Ребенбурга (см. Предисловие).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
	Триметиламин	$N(CH_3)_3$	9,5°							
	Ацетальдегид	CH_3CHO	20,8							
1	Изопентан	C_5H_{12}	27,95	-20,0	-82,0					
2	Метилмуравьиный эфир	HCO_2CH_3	31,8	-13,5						
3	Этиловый эфир	$(C_2H_5)_2O$	34,6	-11,1	-24,0					
4	n-Пентан	C_5H_{12}	36,8	-13,2	-26,1					
5	Бромистый этил	C_2H_5Br	38,2	-10,4	-23,4					
	Метилаль	$CH_3(OCH_3)_2$	41,9							
	Иодистый метил	CH_3I	42,4							
6	Сероуглерод	CS_2	46,0	-5,8	-12,0	-23,7	-26,5	-29,4		
124	Циклопентан	$(CH_2CH_2)_2CH_2$	50,5							
2	Этиломуравьиный эфир	$HCO_2C_2H_5$	54,3	+5,8	-7,3					
7	Четыреххлористый силил	$SiCl_4$	56,9	4,6	-9	-18,2	-21,5			
7	Ацетон	CH_3COCH_3	56,6							
2	Минтоуксусный эфир	$CH_3CO_2CH_3$	57,1	8,0	-4,5					
	Хлористый этилден	CH_3CH_2Cl	58,0							
8	Диизопропил	C_6H_{14}	58,1	4,6	-8,6					

9	Бром	Br_2	58,75	8,2	-5,05	-12,0	-16,65			
10	Хлороформ	$CHCl_3$	61,2							
12	Диметил-ацеталь	$CH_3CH(OCH_3)_2$	64,4							
12	Метилловый спирт	CH_3OH	64,7	20,62	+8,13	+0,16	-6,81	-16,47	-25,0	
13	p-Гексан	C_6H_{14}	69,0	15,6	+1,5	-7,9	-15,0	-25,7	-34,1	
5	Иодистый этил	C_2H_5I	72,3	17,5	3,1					
7	Треххлористый фосфор	PCl_3	73,8	19,8	4,8					
14	Четыреххлористый углерод	CCl_4	76,8	22,1	7,6	-2,2	-9,2	-32,5		
2	Этилоуксусный эфир	$CH_3CO_2C_2H_5$	77,2	25,9	12,4	+3,1	-3,8	-14,2	-23,9	
15	Этиловый спирт	C_2H_5OH	78,2	33,9	21,8	12,9	+6,3	-4,3	-14,7	
2	Метилпропионовый эфир	$C_3H_7CO_2CH_3$	78,7	28,1	14,1	4,8	-1,8	-12,6	-22,3	
14	Бензол	C_6H_6	80,2	25,8	11,6	1,8	-4,3	-13,6	-22,1	
16	Гексаметилен	C_6H_{12}	80,9	25,6	11,0	1,8				
2	Пропиломуравьиный эфир	$HCO_2C_3H_7$	80,9	29,0	14,7	5,2	-1,4	-12,6	-23,0	
10	Хлористый этилен	CH_2ClCH_2Cl	83,5							
17	Фторбензол	C_6H_5F	84,0	30,8	16,0	6,0	-1,0	-13,0		
18	Метил-изопропил кетон	$CH_3CO_2C_3H_7$	88,9	-	32,1	23,2	+17,9	+11,9		
2	Метил-изоомасляный эфир	$C_3H_7CO_2CH_3$	92,3	36,8	24,2	14,5	7,7	-3,6	-13,8	
	Пропионитрил	CH_3CN_2CN	95,0							
19	p-Пропил. спирт	C_3H_7OH	97,4	51,8	39,5	30,8	28,9	+13,2	+3,5	
20	Хлораль-гидрат	$CCl_3CHO.H_2O$	97,5	53,2	48,3	36,0	28,2	18,2		
20	Хлораль	CCl_3COH	97,7	40,4	23,7	16,0				
21	Изобутилово-муравьиный эфир	$HCO_2C_4H_9$	97,9	42,9	28,4	19,0				

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низком давлении
22	п-Гептан	C_7H_{16}	98,4	41,6	26,4	16,3	9,5	—	2,1	
145	Гептлен	C_7H_{14}	98,5							
2	Этилпропионовый эфир	$C_2H_5CO_2C_3H_7$	99,0	44,9	30,8	21,1	13,6	+ 2,1	+ 7,8	
	Вода	H_2O	100,0	51,7	38,3	29,9	23,3	11,4	+ 1,3	
23	Муравьиная кислота	HCO_2H	100,8	46,9	37,0	19,5	12,3	—	0,3	
2	Пропилоуксусный эфир	$CH_3CO_2C_3H_7$	101,6	47,1	32,6	22,8	15,4	+ 4,4		
	Диэтилоуксусный эфир	$CH_3CH(OC_2H_5)_2$	102,2	47,3	32,8	25,0	20,2			
2	Метиломасляный эфир	$CH_3CO_2C_4H_9$	102,8	48,0	33,0	23,2	15,6	4,2	—	6,1
24	Диметил-этил-карбинол	$(CH_3)_2C_2H_5COH$	102,9							
	Метил-пропил кетон	$CH_3COC_3H_7$	103,3							
25	Хлораль-метиловый спирт	CCl_3COHCH_2OH	103,0							
18	Пиперидин	$CH_2(CH_2CH_2)_4NH$	103,0	42,3	30,4	22,1	17,2			
26	Гидрат муравьиной кислоты	$HCO_2H \cdot H_2O$	107,6							
27	Изобутиловый спирт	$C_4H_{10}OH$	107,9	61,7	47,3	40,2	33,9	21,2	11,1	
8	Диизобутил	C_8H_{18}	109,2	50,8	34,9	24,5	16,9	5,7	—	0,0
	Этило-изомасляный эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	110,1	53,6	38,2					
28	Толуол	$C_6H_5CH_3$	110,4	51,8	36,3	25,5	17,9	6,0		
29	Четыреххлористое олово	$SnCl_4$	114,2	55,35	39,6	29,9	21,1	8,8	—	3,2
28	Пиридин	C_5H_5N	114,5	51,9	41,6	34,0	27,0	18,8		

10	Нитроэтан	$C_2H_5NO_2$	114,9							
21	Изобутилоуксусный эфир	$CH_3CO_2C_4H_9$	116,3	50,7	48,7					
21	Метиловалерьянный эфир	$C_4H_9CO_2CH_3$	116,7	50,4	43,4					
28	п-Бутиловый спирт	C_4H_9OH	117,6	69,8	56,9	48,0	41,5	31,0	21,7	
18	Бромистый изоамил	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2Br$	118,6	—	48,5	33,4	27,0	17,6		
9	Уксусная кислота	CH_3CO_2H	118,7	63,1	47,0	38,6	29,3	16,8	5,5	0° 3,3
	Этило-масляный эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	119,9	62,6	46,1					
24	Иодистый изобутил	C_4H_9I	120,0	—	—	—	30,0	17,0		
32	Изопропило-изомасляный эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	120,2	62,8	46,8	36,4	29,0	16,4	7,0	
21	Пропило-пропион. эфир	$C_3H_7CO_2C_3H_7$	123,2	65,1	48,0					
24	Каприлен (октилен)	C_8H_{16}	123,0	—	—	—	31,0	19,0		
10	Параальдегид	$(CH_3COH)_2$	123,1							
21	Амилмуравьиный эфир	$HCO_2C_5H_{11}$	123,3	65,4	47,8	39,2	29,2	18,6		0° 2,94
33	л-Октан	C_8H_{18}	125,8	65,6	50,2	39,3	31,3	19,1	7,7	
18	Ликолан	$CH_3C_8H_{17}$	126,2	—	57,3	45,1	37,4	24,4		
18	Окись мезитила	$(CH_3)_2C=CHCOCH_3$	129,5	—	55,0	—	37,9	26,5	18,5	
34	Изоамилловый спирт	$C_5H_{11}OH$	130,1	80,7	66,9	58,4	51,5	40,3	30,2	10° 1
5,10	Бромистый этилен	CH_2BrCH_2Br	131,5	70,4	53,1	41,6	32,7	18,6	4,4	—20° 1,73
17	Хлор-бензол	C_6H_5Cl	131,8	70,4	53,7	42,7	34,5	21,8	10,4	0° 2,56
21	Пропило-изомаслян. эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	133,9	73,9	58,7	48,5				
21	Этиловалерьян. эфир	$C_4H_9CO_2C_4H_9$	134,3	74,4	61,0	51,0				
19	Уксусный ангидрид	$(CH_3CO)_2O$	136,4	104,0	66,4	55,6	40,2	39,9		
35	Этил-бензол	C_8H_{10}	136,6	74,2	57,4	46,2				

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
21	Изобутило-пропионовый эфир	$C_8H_{16}CO_2C_3H_7$	136,8	77,8	65,3	—	—	28,0	—	$\left. \begin{array}{l} 20^{\circ} \\ 10^{\circ} \\ 1^{\circ} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 3,0 \\ 29,5 \\ 1,5 \end{array}$
24	Аллил сульфид	$(C_3H_5)_2S$	188,6	—	—	—	41,0	—	—	
35	p-Ксилол	$C_8H_{10}(CH_3)_2$	138,9	76,4	59,5	48,0	—	—	—	
146	Пентаметиленовый спирт	$(CH_2CH_2)_2CHOH$	139,0	—	—	—	—	—	—	
85	m-Ксилол	$C_8H_{10}(CH_3)_2$	139,2	76,9	60,2	49,1	—	30,0	—	
24	Диизобутил амин	$(C_4H_9)_2NH$	139,5	—	—	—	43,0	31,0	—	
34,36	Пропионовая кислота	$C_3H_7CO_2H$	140,3	87,6	71,9	60,4	53,1	42,1	29,5	
28	Бромистый пропилен	$CH_2CHBrCH_2Br$	141,0	78,4	61,8	50,6	42,5	29,0	—	
21	Пропило-масляная эфир	$C_3H_7CO_2C_3H_7$	142,7	81,9	65,4	55,0	—	—	—	
85	o-Ксилол	$C_8H_{10}(CH_3)_2$	144,0	81,2	64,1	52,6	44,5	—	—	
87	Стирол	$C_6H_5CH=CH_2$	145,5	—	—	—	49,0	36,0	—	
21	Изобутило-изомасляный эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	146,6	85,8	68,2	56,0	—	—	—	
24	Азотно-кислый амил	$NO_2C_5H_{11}$	147,5	—	—	—	—	40,0	—	
24	Иодистый амил	$C_5H_{11}I$	148,2	—	—	—	—	35,0	—	
18	Изородановый аллил (горч. масло)	C_8H_9NCS	148,2	91,0	72,2	60,7	53,8	41,5	—	
38	p-Нонад	C_9H_{20}	149,5	86,0	70,0	59,0	49,0	38,0	—	
18	Бромоформ	$CHBr_3$	150,5	—	66,0	56,7	49,0	40,9	—	
39	Метил . p- амил - кетон	$CH_3CO C_5H_{11}$	151,0	—	—	—	—	—	—	

34	Изомасляная кислота	$C_4H_7CO_2H$	153,3	97,6	82,2	71,4	63,2	51,0	38,8	$\left. \begin{array}{l} 20^{\circ} \\ 10^{\circ} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 1,5 \\ 0,7 \end{array}$
147	Тримезил - амин - ацетат	$(CH_3)_3N \cdot 4CH_3CO_2H$	154,3	—	—	76-77	—	—	—	
28	p-Гептиловый альдегид	$CH_3(CH_2)_5CHO$	155,0	82,4	70,2	61,9	54,2	45,3	—	
35	Изопропил-бензол	$C_6H_5CH(CH_3)_2$	155,1	90,1	72,5	60,8	52,0	40,6	29,8	$\left. \begin{array}{l} 22,3^{\circ} \\ 10,0^{\circ} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 3 \\ 1 \end{array}$
28	Бромбензол	C_6H_5Br	155,5	90,0	73,0	61,2	52,8	40,6	—	
24	Фенил-метиловый эфир (анизол)	$C_6H_5OCH_3$	155,5	—	—	—	—	42,5	—	
21	Пропиловалериановый эфир	$C_4H_9CO_2C_3H_7$	155,9	93,9	79,5	—	—	38,0	22,0	
5	Пинен	$C_{10}H_{16}$	156,0	92,0	79,0	63,0	53,0	—	—	
21	Изобутиломасляный эфир	$C_3H_7CO_2C_4H_9$	156,9	94,7	76,3	—	—	—	—	
	p-Гексоловый спирт	$C_6H_{14}O$	157,0	—	—	—	—	45,0	—	
24	p-Пропил бензол	$C_6H_5C_3H_7$	158,8	—	—	—	—	45,0	—	
21	Амлопропионовый эфир	$C_3H_7CO_2C_6H_{11}$	160,2	97,4	80,4	70,0	59,4	45,0	29,3	
40	Терпентиновое масло (Камфен)	$C_{10}H_{16}$	160,5	—	—	—	—	46,0	—	
18	p-Хлор - толуол	$C_6H_4ClCH_3$	161,5	—	—	—	—	48,9	—	
148	Фурфуrol	C_4H_3OCHO	161,5	—	—	—	—	—	—	
24	p-Этил - толуол	$C_6H_4(C_2H_5)CH_3$	162,0	—	—	—	—	46,0	—	
34	p- Масляная кислота	$C_5H_7CO_2H$	162,2	106,4	80,9	80,3	72,0	59,6	47,4	$\left. \begin{array}{l} 40^{\circ} \\ 30^{\circ} \\ 20^{\circ} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 3,0 \\ 1,5 \\ 0,76 \end{array}$
24	Трибром-этилен	$CHBr CBr_2$	162,5	—	—	—	—	—	—	
41	Метило-шавелевый эфир	$(CO_2CH_3)_2$	164,0	—	—	—	—	—	—	
29	Бромистый триметилен	$CH_2BrCH_2CH_2Br$	164,4	99,4	82,0	70,4	61,6	48,0	—	
24	Мезитилен	$C_6H_3(CH_3)_3$	164,5	—	—	—	—	49,0	—	
18	Ангидрид пропионов. кислоты	$(C_2H_3CO)_2O$	167,0	—	86,7	77,4	70,4	59,0	—	

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
21	Изобутило-валер. нан. эфир	$C_4H_9CO_2C_4H_9$	168,7	104,8	85,3	76,0	—	—	—	—
21	Амла-изо-масляный эфир	$C_8H_7CO_2C_8H_{11}$	168,8	104,8	86,3	76,0	—	—	—	—
	п - Гексилдуксусный эфир	$CH_3CO_2C_6H_{13}$	169,0	—	—	—	—	—	—	—
149	Этил - п - амил - кетон	$C_2H_5CO C_5H_{11}$	170,0	—	—	—	—	—	—	—
42	Фурилов. алкоголь	$C_4H_5OC_2H_5OH$	171,0	—	—	—	81,0	68,0	—	—
24	Метил - гексил - кетон	$CH_3CO C_6H_{13}$	171,0	—	—	—	—	60,0	—	—
43	Мирцен	$C_{10}H_{16}$	171,5	—	—	—	67,0	—	—	—
24	Изокротонов. кислота	$C_5H_7CO_2H$	171,9	—	—	—	—	69,0	—	—
44	Фенетоль	$C_6H_5OC_2H_5$	172,0	—	87,7	76,4	70,0	59,0	—	—
45	Дезилен	$CH_3CH(CH_2)_7CH_3$	172,0	107,0	88,0	—	68,6	54,0	—	—
24	Амилловый эфир	$(C_5H_{11})_2O$	172,5	—	—	—	—	56,0	—	—
38	п - Декан	$C_{10}H_{22}$	173,0	107,0	90,0	78,0	68,0	55,0	—	—
	Метил-гептенол	$(CH_3)_2C=CHCH_2CH_2CH_2CH_2CO$	173,0	—	—	—	—	—	—	—
18	Бромаль	CBr_3CHO	174,0	110,1	92,4	80,7	74,1	62,3	—	—
28	р - Цимол	$C_9H_7(C_2H_5)CH_3$	174,3	—	—	—	—	57,0	—	—
34	Изо-валериановая кислота	$C_4H_9CO_2H$	174,7	118,2	102,5	91,6	83,3	70,9	58,7	40° 1,5 20°
47	Сильвестрен	$C_{10}H_{16}$	175,0	—	—	—	—	59,0	47,0	0,37
	Фелландрен	$C_{10}H_{16}$	175,0	—	—	—	—	55,0	—	—
40	п - Октиловый альдегид	$C_7H_{15}CHO$	175,0	—	—	—	—	—	—	—
24	d - Лимонен	$C_{10}H_{16}$	175,0	—	—	—	—	—	—	—
24	Бромистый амилен	$C_8H_{10}Br_2$	175,0	—	—	—	71,0	58,0	—	—
49	Метил - гептенол	$(CH_3)_2C=CHCH_2CH_2CH_2CH_2OH$	175—176	—	—	—	—	65,0	—	—
24	d - Гептиловый спирт	$C_7H_{15}OH$	175,8	—	—	—	86,0	73,0	—	—
48	Цивеол	$C_{10}H_{18}O$	176,0	—	—	—	66,0	54,0	—	—
28	Бензальдегид	C_6H_5CHO	178,3	112,5	95,3	88,5	75,2	62,0	50,1	42,5° 3 29,8° 1
18	Октиловый спирт	$CH_3(CH_2)_7CH_2OH$	178,5	106,0	94,4	86,6	82,8	75,4	—	—
21	Амилмасляный эфир	$C_5H_7CO_2C_6H_{11}$	178,6	113,1	94,2	84,0	—	—	—	—
147	Триметиламин-муравьиновокислый	$2(CH_3)_3N.5HCO_2H$	179—180,5	—	—	—	100,3	87,7	—	—
18	Хлористый бензил	$C_6H_5CH_2Cl$	179,0	—	94,5	—	—	66,1	—	—
150	Хлористый октил	$C_8H_{17}Cl$	180,0	—	95,5	88,0	80,3	67,2	—	—
18	Ацетоуксусный эфир	$CH_3COC_2H_5$	180,8	—	104,7	93,8	85,8	73,5	62,5	55,8° 3 44,8° 1
28	Фенол	C_6H_5OH	181,4	120,2	—	—	—	—	—	—
18	α - Дихлоргидрин	$CH_2ClCH(OH)CH_2Cl$	182,0	—	95,1	85,6	79,1	68,8	—	—
18	o - Бром-толуол	$C_6H_4BrCH_3$	183,0	—	95,7	83,0	75,2	63,4	—	—
24	Безиламин	$C_6H_5CH_2NH_2$	183,0	—	—	—	80,0	68,0	—	—
28	Анлилин	$C_6H_5NH_2$	183,9	110,4	101,9	90,9	82,8	69,2	57,9	51,8° 3 43,1° 1
28	п - Валериановая кислота	$C_4H_9CO_2H$	184,4	128,3	112,1	100,7	93,0	80,8	70,5	65° 3,1 55° 1,0
28	Диметил - o - толуидин	$C_8H_7(CH_3)_2N(CH_3)_2$	184,8	118,1	100,4	88,5	79,7	66,2	54,1	45° 0,1

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
24	Бензил-этилов. эфир	$C_8H_5CH_2OC_2H_5$	185,0	—	—	—	—	65,0	—	40° 2,73 30° 1,48
24	Крононов. кислота	$C_9H_5CO_2H$	185,0	—	—	—	98,0	80,0	—	
50	Иод	I_2	195,3	117,0	102,15	92,2	85,0	72,4	61,0	
18	Этилошвейцевый эфир	$(CO_2C_2H_5)_2$	185,3	—	113,2	103,3	96,5	83,9	—	
145	Иодистый гептил	$C_7H_{13}I$	—	—	98,0	—	—	69,0	—	
40	Терпинол	$C_{10}H_{16}$	186,0	—	—	—	87,0	68,0	—	
151	Пентацеталь	$CH_3COCH_2CH_2CHO$	186—188	—	—	—	—	68,0	—	
17	Иод бензол	C_6H_5I	183,2	118,1	99,7	87,0	78,0	63,3	50,5	
28	Монохлоруксусная кислота	CH_2ClCO_2H	188,9	132,0	115,0	104,6	96,9	84,7	71,4	
28	o-Крезол	$C_6H_4(CH_3)OH$	190,1	127,4	110,3	98,8	90,6	77,6	65,5	38,6° 1
28	Бензонитрил	C_6H_5CN	190,6	121,3	103,9	92,1	83,0	69,1	56,9	50,0° 3 38,4° 1
150	n-Октиловый спирт	$CH_3(CH_2)_7CH_2OH$	190—192	—	—	—	—	72,0	—	
51	n-Нонилловый альдегид	$CH_3(CH_2)_8CHO$	—	—	—	—	83,0	69,0	—	
52	Фенхон	$C_{10}H_{16}O$	191,0	—	—	—	83,0	69,0	—	
28	Диэтилн ангилн	$C_8H_5N(CH_3)_2$	193,1	125,7	108,2	96,3	87,5	73,1	61,6	41,1° 1
28	Метил-ангилн	$C_8H_5NCH_3$	193,8	120,8	112,5	101,1	92,6	79,2	67,7	46,8° 1
18	Изоамило-п-толуилер. эфир	$C_{11}H_{16}CO_2C_6H_{11}$	194,0	—	102,8	93,4	86,6	71,0	—	
38	p-Увдская	$C_{11}H_{24}$	194,5	127,0	108,5	96,5	87,0	72,0	—	
53	Метил-гептил-кетон	$CH_3COC_7H_{15}$	195,0	—	—	—	86,0	74,0	—	
24	Метил-октил-кетон	$C_2H_5CH(CH_2)_7CH_2COCH_3$	196—198	—	—	—	—	74,0	—	
153	Салициловый альдегид	$C_6H_4(OH)CHO$	197,0	—	—	—	—	73,8	60,5	38,6° 1
28	Андрол	$C_{10}H_{20}O$	197,1	128,0	109,4	97,2	88,2	73,8	—	
54	Хлористый бензол	C_6H_5COCl	197,1	140,6	124,7	—	—	80,0	64,4	48,0° 1
28	Этилен-гликоль	$C_2H_4(OH)_2$	197,5	130,8	112,6	100,5	91,6	77,3	—	
40	Ливалеель	$C_{10}H_{18}O$	198,0	—	—	101,0	93,0	81,0	68,0	
150	Бромистый октил	$C_8H_{17}Br$	198—200	—	—	—	—	97,0	—	
24	Формамил	$HCO NH_2$	—	—	—	—	—	—	—	
154	Метил-p-гептил-карбином	$CH_3(CH_2)_7CHONCH_3$	198—200	—	—	—	—	—	—	
28	o-Толуидин	$C_6H_4CH_3NH_2$	199,7	133,0	115,1	103,6	94,9	81,4	69,3	61,4° 3 46,2° 1
28	p-Толуидин	$C_6H_4(CH_3)NH_2$	200,4	133,7	115,8	104,3	95,6	82,3	70,1	46,9° 1
28	m-Крезол	$C_6H_3(CH_3)OH$	200,5	138,0	120,8	108,5	101,3	87,8	76,9	55,9° 1
28	Изокапроновая кислота	$(CH_3)_2CH(CH_2)_3CO_2H$	200,5	141,3	125,3	114,9	106,3	93,9	82,0	70° 1,5 60° 0,3
35	Туйон	$C_{10}H_{16}O$	201,0	—	—	—	93,0	80,0	71,5	55,7° 1
28	p-Крезол	$C_6H_3(CH_3)OH$	201,1	138,4	121,3	110,1	101,8	88,6	75,0	
28	Ацетофенон	$C_6H_5COCH_3$	201,5	133,2	114,7	102,4	93,4	79,0	65,0	
155	Изопулегол	$C_{10}H_{16}O$	—	—	—	—	—	87,0	—	
150	Изопулегол	$C_{10}H_{16}O$	—	—	—	—	—	87,0	—	
25	m-Толуидин	$C_6H_4(CH_3)NH_2$	203,3	136,6	118,7	107,1	98,5	85,3	72,8	49,8° 1

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	160 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более выск. давлении
28	Этил-анилин	$C_6H_5NH C_2H_5$	204,0	136,8	119,1	106,7	97,6	83,8	72,0	40,0° ¹
	Бензило-Муравьиный эфир.	$HCO_2CH_2C_6H_5$	204,0							
150	Этило-п-каприловый эфир	$C_{11}H_{22}O$	204—206							
56	Цитронелаль	$C_{10}H_{18}O$	205,0			106,0	96,0	84,0		
58	Кафен-гидрат	$C_{10}H_{18}O$	205,0							
57	п-Гексил-п-масляный эфир.	$C_{17}H_{34}O$	205,0							
28	Бензиловый спирт	$C_6H_5CH_2OH$	205,0	141,3	124,4	113,4	106,3	92,6	80,5	72,9° ³ 60,9° ³
24	Гвайякол	$C_8H_7(OCH_3)OH$	205,1					92,0		80° ³ 70° ³ 66° ³ 55° ³ 45° ³
28	п-Капроновая кислота	$C_6H_{11}CO_2H$	205,7	146,0	129,9	119,2	111,1	99,0	90,4	80° ³ 70° ³ 66° ³ 55° ³ 45° ³
59	Камафара	$C_{10}H_{16}O$	206,0	138,7	118,8	104,0	95,8	82,5	71,1	64,9° ³ 53,1° ³
10	Ментон	$C_{10}H_{18}O$	207,0							
60	п-Дециловый альдегид	$CH_3(CH_2)_8CHO$	208,0					92,0		
61	Додецилен	$CH_3CH(CH_2)_9CH_3$	208,0				102,0	89,0		
28	Нитробензол	$C_6H_5(NO_2)$	208,3	139,9	120,2	108,2	99,1	85,4	72,9	

28	о-Хлор-анилин	$C_6H_4ClNH_2$	208,8	139,5	120,7	108,4	92,2	84,8	72,8	
28	Диметил-р-толуидин	$C_6H_4(CH_3)N(CH_3)_2$	209,5	140,3	121,8	109,3	100,4	86,7	74,3	
62	Терпинеол (точка плавл. 32—33°)	$C_{10}H_{18}O$	209,5					90		
38	п-Метил-октил-кетон	$C_8H_{17}COCH_3$	211,0	142,0						
18	п-Ксиллидин	$C_6H_5(CH_2)_2NH_2$	211,5		125,8	114,2	107,6	93,0		
24	Борнеол	$C_{10}H_{18}O$	212,0							
24	Пропион-амид	$C_2H_5CONH_2$	213,0				119,0	104,0		
154	Уксусный метил-гептил-карбинол	$CH_3CO_2C_7H_{15}$	213—215							
24	Бензойно-этиловый эфир	$C_6H_5CO_2C_2H_5$	213,4					86,0		
63	п-Ноналовый спирт	$C_9H_{19}OH$	213,5				114,0	99,0		
64	Ментол	$C_{10}H_{20}O$	213,6					96,0		
40	Муравьино-борниловый эфир	$HCO_2C_{10}H_{17}$	около 214,0				104,0	90,0		
38	п-Додекан	$C_{12}H_{26}$	214,5	145,5	126,0	113,8	103,0	88,0		
24	Диметил-резорцин	$C_6H_4(OCH_3)_2$	215,0				104,0	92,0		
158	1,3-Диметил-бензоальдегид	$(CH_3)_2C_6H_3CHO$	215—216					89,0		
28	п-Диэтил-анилин	$C_6H_5N(C_2H_5)_2$	215,5	147,3	128,6	116,4	107,2	91,9	79,8	
66	Бенз. уксусный эфир	$CH_3CO_2C_6H_5$	216,0							
72	Фенил-этиловый спирт	$C_6H_5CH_2CH_2OH$	218—220							70° ³ 2,92° ³ 65° ³ 1,92° ³ 60° ³ 1,24° ³
67	Нафталин	$C_{10}H_8$	218,1		125,8	112,6	101,9	86,9	75,0	
18	Изородановый фенил	C_6H_5NCS	218,5		126,6	114,6	106,2	91,2		
68	Терпинеол (точка плавл. 35—36°)	$C_{10}H_{18}O$	219,0				110,0	98,0		

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	160 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
69	Мурваино-ментилов. эфир	$\text{HCO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{19}$	219,0	—	—	—	—	90,0	—	
159	Третичн. бутил-фенил-кетон	$\text{C}_9\text{H}_9\text{COC}(\text{CH}_3)_3$	219—221	—	—	—	—	99,0	—	
40	Линаллило-уксусн. эфир	$\text{CH}_3\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	220,0	—	—	120,9	112,0	96,0	—	
28	o-Нитро-толуидин	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)\text{NO}_2$	220,4	150,6	131,7	119,2	109,0	94,8	81,8	
40	Пулетон	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{O}$	221,0	—	126,0	—	106,0	94,0	—	
	Пулегол	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{O}$	—	—	—	—	111,0	98,0	—	
163	Дигидро-цитронеллол	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	—	—	—	—	114—116	102—104	—	90°
28	n-Гептилов. кислота	$\text{C}_7\text{H}_{14}\text{CO}_2\text{H}$	221,0	160,0	144,0	132,9	125,1	113,2	105,5	1,9 80°
70	Дигидро-карвеол	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	222,0	—	—	—	118,0	105,0	94,0	0,7
24	Ацетамид	CH_3CONH_2	222,0	—	—	—	—	105,0	—	
71	Диацетамид	$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{NH}$	223,0	—	—	—	—	108,0	—	
40	Дигидро-карнон	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{O}$	223,0	—	—	—	106,0	98,0	—	
40	Ацето борнилов. эфир	$\text{CH}_3\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	223,0	—	—	—	113,0	98,0	—	
73	Метил-салицилов. эфир	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})\text{CO}_2\text{CH}_3$	223,0	—	—	—	—	95,0	—	
74	Иодистый n-октил	$\text{C}_8\text{H}_{17}\text{I}$	225,5	—	—	—	—	90,5	—	
40	Цитронеллол	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	226,0	—	—	—	106,5	90,5	—	
161	Нерол	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	226—227	—	—	—	122,0	111,0	90,0	
40	Уксусно-ментил. эфир	$\text{CH}_3\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{19}$	227,0	—	—	126,7	120,3	102,0	—	
161	Мурваино-нерилов. эфир	$\text{HCO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	—	—	—	123—125	114—116	—	—	
40	Цитраль	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	228,0	—	—	—	118,0	106,0	—	
28	m-Хлоранлин	$\text{C}_6\text{H}_4\text{ClNH}_2$	228,5	158,0	136,8	126,2	116,8	102,0	89,8	
24	Бензойно-n-пропил. эфир	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CO}_2\text{C}_3\text{H}_7$	229,5	—	—	—	—	98,0	—	
163	Цитронеллаля-диметил-ацеталь	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}(\text{OCH}_3)_2$	—	—	—	—	—	106—107	—	
164	Цитронеллило-мурваин. эфир	$\text{HCO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{19}$	—	—	—	—	—	97—100	—	
75	Карвон	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{O}$	230,0	—	137,0	125,0	—	102,0	90,0	34,5° 0,192
40	Гераниол	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}\text{O}$	230,0	—	—	—	124,0	110,0	101,0	22,6° 0,069
76	Метил-n-нонил-кетон	$\text{CH}_3\text{COC}_9\text{H}_{19}$	231,0	—	—	—	120,0	108,0	95,0	
74	n-Дециловый алкоголь	$\text{C}_{10}\text{H}_{21}\text{OH}$	231,0	—	—	—	125,0	112,0	—	
154	Метил-n-нониял-карбинол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_8\text{CHONCH}_3$	231—233	—	—	—	126,0	115,0	—	
18	Этило-салицилов. эфир	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})\text{CO}_2\text{C}_2\text{H}_5$	231,5	—	—	127,1	119,0	104,8	—	
77	Тимол	$\text{C}_6\text{H}_9(\text{CH}_3)(\text{C}_3\text{H}_7)\text{OH}$	231,8	—	—	—	—	109,0	—	
	Тимохинон	$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2$	232,0	—	—	—	—	—	—	
40	Диосфенол	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}\text{O}_2$	232,0	—	—	—	—	109,0	—	
28	Куминов. альдегид	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{C}_3\text{H}_7)\text{CHO}$	232,0	158,0	138,1	125,5	117,9	103,5	91,0	
40	Сафрол	$\text{C}_6\text{H}_3(\text{O}_2\text{CH}_2)_2\text{C}_3\text{H}_5$	233,0	—	—	—	123,0	107,0	93,0	
	Шавелево-изобутилов. эфир	$(\text{CO}_2\text{C}_4\text{H}_9)_2$	233,0	—	—	—	—	106,0	—	
24	Гептил-бензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_7\text{H}_{15}$	233,0	—	—	—	—	108,0	—	
165	Фенило-уксусн. нитрил	$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_6\text{H}_4\text{CN}$	233,5	—	—	—	—	—	—	
98	n-Тридекан	$\text{C}_{13}\text{H}_{28}$	234,0	162,5	142,5	130,0	120,0	106,0	—	
24	Псевдокумидин	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_2)_2\text{NH}_2$	234,5	—	—	—	—	109,0	—	

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
40	Пропионоборнилов. эфир	$C_3H_5CO_2C_{10}H_{17}$	235,0	—	—	—	123,0	108,0	—	—
24	Анестоль	$C_8H_{14}(OSCH_3)_2C_8H_5$	235,0	—	—	—	—	106,0	—	—
166	Муравьино-геранил. эфир	$HCO_2C_{10}H_{17}$	—	—	—	118—119	102—103	—	—	—
78	Фенил-пропилов. спирт	$C_6H_5(CN)_2CH_2OH$	235,0	—	—	—	—	116,0	—	—
161	Ацетонерилов. эфир	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	—	—	—	—	137,5	129,5	—	—
79	Карвакрол	$C_{10}H_{16}(CH_3)(C_6H_7)OH$	237,0	—	—	—	—	113,0	—	—
24	p-Изобутил фенол	$C_6H_4(C_4H_9)OH$	237,0	—	—	—	—	116,0	—	—
80	Хавигол	$C_6H_4(OH)C_8H_5$	237,0	—	—	—	—	—	—	—
18	Бензойно изобутил. эфир	$C_6H_5CO_2C_4H_9$	237,5	174,0	146,0	123,0	124,4	109,5	113,7	105°, 2,6 95° 0,8
28	p-Каприлов. кисл.	$C_{11}H_{23}CO_2H$	237,7	164,0	143,8	130,4	120,3	105,6	92,3	—
81	Хинолин	C_9H_7N	237,8	106,7	142,3	129,0	119,0	103,0	89,0	—
167	Этил-р-амил-кетон	$CH_3C_6H_4COC_2H_5$	238—239	—	—	129,0	121,5	—	—	—
69	Пропионо-ментил. эфир	$C_2H_5CO_2C_{10}H_{19}$	—	—	—	—	—	110,0	—	—
82	Пропионо-линалилов. эфир	$C_2H_5CO_2C_{10}H_{17}$	—	—	—	—	—	115,0	—	—
84	Ацето-цитронеллилов. эфир	$CH_3CO_2C_{10}H_{19}$	—	—	—	—	120,0	113,0	—	—
85	Изобутилоборнилов. эфир.	$C_8H_{17}CO_2C_{10}H_{17}$	243,0	—	—	—	—	—	—	—
	Изороланист. бензил	$C_8H_5CH_2NCS$	243,0	—	—	—	—	—	—	—

69	p-Масляно-Ментилев. эфир.	$C_{10}H_{17}CO_2C_{10}H_{19}$	—	—	—	—	—	121,0	—	—
86	Тетрадецилен	$CH_3CH(CH_2)_11CH_3$	243,0	—	—	—	133,0	120,0	—	—
87	p-Масляно-п-октиловый эфир.	$C_8H_{17}CO_2C_8H_{17}$	244,0	—	—	—	123,0	109,0	—	—
74	Иодистый p-нонил	$C_9H_{19}I$	—	—	—	—	—	—	—	—
154	Уксусн. метил-p-нонил-карбинол	$CH_3CO_2C_{11}H_{23}$	245,0	—	—	—	—	119,0	—	—
88	Ацетогеранилов. эфир	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	245,0	—	—	—	133,0	119,0	—	—
24	Пирокатахинол	$C_{10}H_4(OH)_2$	245,5	—	—	—	—	119,0	—	—
	Капроново-p-гексил. эфир	$C_6H_{11}CO_2C_6H_{13}$	246,0	—	—	—	—	—	—	—
88	Метил-децил-кетон	$C_{11}H_{23}COSH_3$	246,5	177,5	—	—	—	—	—	—
24	Хинальдин	$C_{10}H_{16}N$	246—247	—	—	—	—	118,0	—	—
24	Куминовый спирт	$C_6H_4(C_3H_7)CH_2OH$	246,6	—	—	—	—	127,0	—	—
40	p-Масляно-борнилов. эфир	$C_3H_7CO_2C_{10}H_{17}$	247,0	—	—	—	133,0	120,0	94,0	—
	Метил-псевдокумил кетон	$(CH_3)_2C_6H_2COSC_3H_7$	247—248	—	—	—	137—138	—	—	—
90	Метил эгенол	$C_6H_5(OCH_2)_2C_8H_5$	248,0	—	—	—	—	127,0	—	110° 3,74
91	Анизалягид	$C_6H_4(OCH_2)_2CHO$	248,0	—	—	—	—	118,0	—	100° 1,40
92	Додецил-амин	$C_{12}H_{25}NH_2$	248,0	—	—	—	140,0	125,0	—	90° 0,60
	Бензойн. кислота	$C_6H_5CO_2H$	249,0	185,9	167,2	155,5	146,5	132,5	116,2	80° 0,30
168	Валериан. акил. эфир	$C_{14}H_{27}CO_2C_8H_{17}$	249—251	—	—	—	—	—	—	70° 0,16 60° 0,11

Таблица II. (Продолжение).

Температура	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
94	Ионон	$C_{18}H_{30}O$	260,0	—	—	—	—	123,0	—	$\left\{ \begin{array}{l} 120^\circ \\ 110^\circ \\ 100^\circ \end{array} \right.$ 3 1,2 0,3
95	Эвгенол	$C_8H_9(C_8H_7)(OCH_3)OH$	около 250,5	—	—	146,0	—	125,0	—	
24	Янтарно-п-пропил. эфир	$(C_2H_5CO_2C_3H_7)_2$	250,8	—	—	—	—	123,0	—	
96	Изомасляно-геранил. эфир	$C_9H_7CO_2C_{10}H_{17}$	251,0	—	—	—	—	133,0	—	
38	п-Тетрадекан	$C_{14}H_{30}$	около 252,5	178,5	158,0	145,5	136,0	121,0	—	
	Индол	$C_8H_7 \begin{array}{l} \text{NH} \\ \text{CH} \end{array}$	253—254	—	—	—	—	—	—	
28	п-Пеларгон. кислота	$C_8H_{15}CO_2H$	253,4	189,0	170,8	159,0	150,0	136,9	126,6	
100	Изоафрол	$C_8H_8(O_2CH)_2C_8H_5$	254,0	—	—	—	—	—	—	
24	Дибромист. стирол	$C_8H_6CBr_2CH_2Br$	254,0	—	—	—	—	129,0	—	
97	Дифенил	$(C_6H_5)_2$	254,0	—	—	—	—	117,0	—	
95	Бетоло-фенол	$CH_2(C_8H_9)(OH)OCH_9$	254,0	—	—	—	—	127,0	—	
45	Дещисен-гликоль	$C_{10}H_{20}(OH)_2$	255,0	—	—	—	151,0	137,0	—	
98	Изовалерианов. борнилов. эфир	$C_4H_9CO_2C_{10}H_{17}$	—	—	—	—	—	188,0	—	
99	Салицил. кисл.	$C_6H_4(OH)CO_2H$	256,0	193,4	177,2	164,7	156,2	143,9	135,5	
169	Цитронеллов. кисл.	$C_{10}H_{18}O_2$	около 257,0	—	—	—	154,0	143,5	—	
100	Метилов. эфир кориич. кислоты	$C_8H_8(CN)_2CO_2CH_3$	258,0	—	—	—	—	123,0	—	
28	α-Хлорфталин	$C_{10}H_7Cl$	259,3	180,4	159,3	145,1	134,7	118,6	104,8	$\left\{ \begin{array}{l} 80,6^\circ \\ 1 \end{array} \right.$
96	п-Маслян. геранилов. эфир	$C_9H_7CO_2C_{10}H_{17}$	—	—	—	—	—	139,0	—	
45	Дибромистый дещисен	$C_{10}H_{20}Br_2$	—	—	—	—	151,0	137,0	—	
40	Кариофиллен	$C_{15}H_{24}$	260,0	—	—	—	—	120,0	—	
74	Иодистый п-дещис	$C_{10}H_{21}I$	—	—	—	—	133,0	124,0	—	
101	Ангидрид-ятар. кислоты	$(CH_2CO)_2O$	261,0	189,0	169,0	—	145,0	130,0	—	
40	Изоэвгенол	$C_8H_8(C_8H_7)(OCH_3)OH$	261,0	198,0	—	—	150,0	—	117,0	
170	Альдегид-лавров. кислоты	$C_{12}H_{22}O$	—	184—185	—	—	—	—	—	
171	Гераниолов. кисл.	$C_{10}H_{18}O_2$	—	—	—	—	—	147,5	—	
172	Фенило-пропионов натрил	$C_8H_6(CH_2)_2CN$	261,0	—	—	—	—	124,8	—	
18	Бензойно-изоамилов. эфир	$C_8H_6CO_2C_6H_{11}$	262,0	—	165,8	148,2	138,4	—	—	
38	Метил-увлещикфтон	$C_{11}H_{22}COCH_3$	262,5	191,5	—	—	—	—	—	
24	Пипсрвал	$C_8H_8(O_2CH_2)CHO$	263,0	—	—	—	149,0	135,0	—	
102	Метил-изоэвгенол	$C_8H_8(OCH_3)_2C_8H_5$	263,0	—	—	—	—	—	—	
	Цедрин	$C_{15}H_{24}$	263,0	—	—	—	—	—	—	
	β-Сантали	$C_{15}H_{24}$	263,0	—	—	—	—	—	—	
41	Дифенил метан	$(C_6H_5)_2CH_2$	265,0	—	—	—	—	—	—	
	Скатоль	$C_8H_4 \begin{array}{l} \text{NH} \\ \text{C(CH}_3\text{)} \end{array}$	265—266	—	—	—	—	—	—	
24	Фенило уксусн. кисл.	$C_6H_5CH_2CO_2H$	265,5	—	—	—	—	141,0	—	
103	п-Додецилов. алког.	$C_{12}H_{25}OH$	—	—	—	—	140,0	135,0	—	
40	Антравило-метил. эфир	$C_8H_4(NH_2)_2CO_2CH_3$	—	—	—	—	141,0	124,0	—	
28	п-Капроновая кислота	$C_6H_{13}CO_2H$	269,4	202,0	184,8	173,5	165,0	152,0	141,3	$\left\{ \begin{array}{l} 135^\circ \\ 125^\circ \end{array} \right.$ 3 1

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
38	n-Пентадекан	C ₁₅ H ₃₂	270,5	194,0	173,0	160,0	150,0	135,0		
178	Фенил-гексил-кетон	C ₆ H ₅ COC ₆ H ₁₃	271,3	—	—	—	161,0	145,5		
24	Корицно-этилов. эфир	C ₆ H ₅ (CH) ₂ CO ₂ C ₂ H ₅	271,0	—	—	—	—	184,0		
	Дигидро-кумарин	C ₉ H ₈ O ₂	272,0	—	—	—	—	—		
105	Стирол-гликоль	C ₆ H ₅ CHONCH ₂ OH	273,0	—	—	—	—	—		
40	Гексадецилен	CH ₃ CH(CH ₂) ₁₆ CH ₃	274,0	—	—	—	161,0	144,0		
106	Калинен	C ₁₅ H ₂₄	274,0	—	—	—	—	—	131,0	
174	Ундециленовая кислота	CH ₃ CH(CH ₂) ₉ CO ₂ H	275,0	213,5	—	—	171,0	159,0		
24	Пропионил-ацетофенон	C ₆ H ₅ COC ₂ H ₅ COC ₂ H ₅	276—277	—	—	169—171	—	—		
24	Резорцин	C ₆ H ₄ (OH) ₂	276,5	—	—	—	167,0	152,0		
24	Дифенил-этилен	(C ₆ H ₅) ₂ C=CH ₂	277,0	—	—	—	—	135,0		
24	m-Фенилен-диамин	C ₆ H ₄ (NH ₂) ₂	277,0	—	—	—	—	145,5		
24	Аценафтен	C ₁₀ H ₆ (CH) ₂	277,5	—	—	—	—	189,5		
38	Метил-додецил-кетон	C ₁₆ H ₃₃ COC ₂ H ₅	278,0	206,0	—	—	150,0	145,0		
24	Диацетил-резорцин	C ₆ H ₄ (OCOC ₂ H ₅) ₂	278,0	—	—	—	—	—		
168	Диоктил	(C ₈ H ₁₇) ₂	278,0	—	—	—	153,0	145,0		
107	Муравьино-эвгенол. эфир	HCO ₂ C ₆ H ₄ (OCH ₂) ₂ C ₆ H ₅	—	—	—	—	150,0	147,0		
24	Этилов. эфир виннокамен. кисл.	(CHONCO ₂ C ₂ H ₅) ₂	280,0	—	—	—	—	—		
24	m-Толуол Диамин (1СН ₃ :2:4)	C ₆ H ₃ CH ₃ (NH ₂) ₂	280,0	—	—	—	—	151,0		
38	Ундецилов. кислота	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	—	212,5	—	—	—	147,0		
24	Этилов. эфир d-винн. кислоты	(CHONCO ₂ C ₂ H ₅) ₂	280,0	—	—	—	—	—		
175	p-Октил-этилов. эфир	C ₈ H ₁₇ OC ₂ H ₅	280—282	—	—	—	—	134,0	117,5	
28	α-Бром-нафталин	C ₁₀ H ₇ Br	281,1	198,8	177,1	162,3	151,3	149,0	132,0	
109	Ацето-эвгеноловый эфир	C ₆ H ₅ CO ₂ C ₆ H ₄ (OCH ₂) ₂ C ₆ H ₅	—	—	—	—	—	—	—	
24	Метилев. эфир виннокаменн. кисл.	(CHONCO ₂ CH ₃) ₂	282,0	—	—	—	—	144,5		
24,112	α-Нафтол	C ₁₀ H ₇ OH	282,5	—	—	—	—	145,0		
110	Гидрохинон	C ₆ H ₄ (OH) ₂	—	216,7	196,0	183,9	175,1	162,8	152,0	
176	Дилапиль (1:2:3:4:5)	C ₆ H ₄ (CH ₂ CHCH ₂) ₂ (OCH ₂) ₂ (O ₂ CH ₂)	285,0	—	—	—	—	159,5		
24,100	Ванилин	C ₆ H ₃ (CHO)(OCH ₃)OH	285,0	—	—	—	—	155,0		
41	Фталев. ангидрид	C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	286,0	—	—	—	—	—		
112	α и β-Тнонафтол	C ₁₀ H ₇ SH	286,0	—	—	—	—	134,0		
24	Бензил-фенил. эфир	C ₆ H ₅ CH ₂ OC ₆ H ₅	287,0	—	—	—	—	144,0		
24,101	Ангидрид глотаровой кислоты	(CH ₂ CO) ₂ OH	287,0	—	—	—	—	150,0		
24	Сукцинимид	(CH ₂ CO) ₂ NH	287,5	—	—	—	—	157,0		
38	n-Гексадекан	C ₁₆ H ₃₄	287,5	208,5	187,5	174,0	165,0	149,0		
113	β-Нафтол	C ₁₀ H ₇ OH	288,0	—	—	—	—	146,0		80° 0,03
114	Гвайон (полугортерпен. спирт)	C ₁₅ H ₂₆ O	288,0	—	—	—	—	148,0		
92	Тетрадецил амин	C ₁₄ H ₂₉ NH ₂	—	—	—	—	170,0	153,0		
24	Фталид	C ₆ H ₄ (CH ₂)(CO)O	290,0	—	—	—	—	144,0		
115	Глицерин	C ₃ H ₅ (OH) ₃	290,0	220,1	203,5	191,8	182,2	167,2	155,5	118° 0,28
116	Маристицин	C ₆ H ₄ (C ₆ H ₄) ₂ (OCH ₃) ₂ (O ₂ CH ₂)	—	—	—	—	—	142,0		
24	Куминовая кислота	C ₆ H ₄ (C ₆ H ₇)CO ₂ H	—	—	—	—	—	160,0		

Таблица II. (Продолжение).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
24	Кумарин	$C_9H_6O_2$	290,5	—	—	—	—	—	—	152,0
177	Дамасценин	$C_9H_{10}O_2N$	—	—	—	—	—	—	—	157,0
170	Миристинов. альдегид	$C_{11}H_{20}O$	—	214—215	—	—	166—167	—	—	—
117	Фенил сульфид	$(C_6H_5)_2S$	292,5	—	—	—	—	—	—	—
38	Метил-тридецил-кетон	$C_{13}H_{27}COCH_3$	—	219,0	—	—	—	—	—	145,0
24	Фталев.-этилов. эфир	$C_6H_4(CO_2C_2H_5)_2$	294,0	—	—	—	—	—	—	156,0
24	Пирогаллол	$C_6H_3(OH)_3$	—	—	—	—	—	—	—	168,0
118	Лавровая кислота	$C_{11}H_{20}CO_2H$	—	227,5	—	—	—	—	—	167,0
119	Флуоран	$(C_8H_7)_2CH_2$	295,0	—	—	—	—	—	—	147,0
179	Метил-α-нафтил-кетон	$CH_3COC_{10}H_7$	295—296	—	—	—	—	—	—	161—162
168	Азарон	$C_8H_5(OCH_3)_3C_8H_5$	296,0	—	—	—	—	—	—	—
24	Октил п-каприлов. эфир	$C_7H_{15}CO_2C_8H_{17}$	297—299	—	—	—	—	—	—	154,0
24	Дитонил-этан	$C_2H_4(C_8H_7CH_2)_2$	298,0	—	—	—	—	—	—	—
24	Этило-п-нитробензойн. эфир	$C_6H_4NO_2CO_2C_2H_5$	298,0	—	—	—	—	—	—	155,0
24	Коричная кислота	$C_6H_5(CH)_2CO_2H$	306,0	—	—	—	—	—	—	178,0
24	α-Нафтил-амин	$C_{10}H_7NH_2$	300,0	—	—	—	—	—	—	153,0
24	Дибензил-амин	$(C_6H_5CH_2)_2NH$	300,0	—	—	—	—	—	—	163,0
179	Метил-β-нафтил-кетон	$CH_3COC_{10}H_7$	300—301	—	—	—	—	—	—	168,5
120	Октадецилен	$CH_3CH(CH_2)_{15}CH_3$	—	—	—	—	—	—	—	169,0
121	β-Санталол	$C_{13}H_{24}O$	301,0	—	—	—	—	—	—	160,0
24	Бензгидрол	$(C_6H_5)_2CHON$	301,0	—	—	—	—	—	—	162,0

24	Дифенил-амин	$(C_6H_5)_2NH$	302,0	—	—	—	—	—	—	157,0
123	p-Глутаров. кисл.	$CH_2(CH_2CO_2H)_2$	303,0	—	—	—	—	—	—	136,0
38	p-Гептадекан	$C_{17}H_{36}$	303,0	228,0	201,5	187,5	177,0	161,0	—	161,0
24	Ацетанилид	$CH_3CONHC_6H_5$	308,8	—	—	—	—	—	—	162,0
40	Метил-бензойн. эфир	$C_6H_5CO_2C_{10}H_{19}$	—	—	—	—	—	—	—	170,0
124	Тридецилов. кисл.	$C_{13}H_{26}CO_2H$	—	236,0	—	—	—	—	—	—
24	p-Метил-стильбен	$C_6H_5(CH)_2C_6H_4CH_3$	304,0	—	—	—	—	—	—	175,0
168	Бензойно-октилов. эфир	$C_8H_5CO_2C_8H_{17}$	305—306	—	—	—	—	—	—	—
125	Бензофенон	$C_6H_5COC_6H_5$	305,8	—	—	—	—	—	—	138,0
179	Этил-α-нафтилкетон	$C_2H_5COC_{10}H_7$	305—307	—	—	—	—	—	—	170—172
126	p-Тетрадецилов. спирт	$C_{14}H_{28}OH$	306,0	—	—	—	—	—	—	159,0
24	Стильбен	$(C_6H_5CH)_2$	306,0	—	—	—	—	—	—	161,0
38	Метил-тетрадецилкетон	$C_{14}H_{27}COCH_3$	306,0	230,5	—	—	—	—	—	—
127	β-Санталол	$C_{15}H_{26}O$	308,0	—	—	—	—	—	—	168,0
117	Фенил-ансульфид	$(C_6H_5)_2S_2$	310,0	—	—	—	—	—	—	180,0
24	p-Окси-бензальдегид	$C_6H_4(OH)CHO$	310,0	—	—	—	—	—	—	—
179	i-Пропил-β-нафтилкетон	$C_6H_7COC_{10}H_7$	312—314	—	—	—	—	—	—	191,0
24	Фенило-саллиллов. эфир (салол)	$C_6H_5(OH)CO_2C_6H_5$	около 313,0	—	—	—	—	—	—	—
24	Фенило-бензойн. эфир	$C_6H_5CO_2C_6H_5$	314,0	—	—	—	—	—	—	158,0
98	p-Окта-декан	$C_{10}H_{20}$	317,0	—	—	—	—	—	—	172,0
24, 118	Миристинов. кислота	$C_{13}H_{26}CO_2H$	318,0	250,0	—	—	—	—	—	187,0
38	Метил-пентадецилкетон	$C_{15}H_{31}COCH_3$	319,0	242,0	—	—	—	—	—	—
179	Изобутил-α-нафтил-кетон	$C_4H_9COC_{10}H_7$	319—321	—	—	—	—	—	—	183—185
170	Пальмитинов. альдегид	$C_{16}H_{32}O$	—	239—240	—	—	—	—	—	105,0
180	Фенил-бензил-кетон	$C_6H_5COC_6H_5$	320—322	—	—	—	—	—	—	173,5
181	Бензойно-бензил. эфир	$C_6H_5CO_2C_6H_5$	323—324	—	—	—	—	—	—	—

Таблица II. (Окончание).

Литература	Химическое соединение	Химическая формула	760 мм.	100 мм.	50 мм.	30 мм.	20 мм.	10 мм.	5 мм.	Температура кипения при более низк. давлении
24	Изобутил. эфир d-линокам. кисл.	$(\text{C}_9\text{H}_{19}\text{O}_2\text{C}_4\text{H}_9)_2$	324,0	—	—	—	—	169,0	—	—
38	Пентадецилов. кисл.	$\text{C}_{14}\text{H}_{29}\text{CO}_2\text{H}$	—	257,0	—	—	—	—	158,0	—
128	Мускон	$\text{C}_{16}\text{H}_{30}\text{O}$	—	—	—	—	—	170,0	—	—
131	Адипинов. кислота.	$(\text{CH}_2)_4(\text{CO}_2\text{H})_2$	—	165,0	244,5	—	223,0	205,5	—	—
131	Пимелинов. кислота	$(\text{CH}_2)_6(\text{CO}_2\text{H})_2$	—	272,0	251,5	—	231,0	212,0	—	—
38	n-Нонадекан	$\text{C}_{19}\text{H}_{40}$	330,0	248,0	226,5	212,0	200,0	188,0	—	—
129	Гексадецил-амин	$\text{C}_{16}\text{H}_{33}\text{NH}_2$	380,0	—	—	—	194,0	177,0	—	—
130	Дибензил-кетон	$(\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2)_2\text{CO}$	330,5	246,6	224,5	—	—	—	—	—
38	Метил-гексадецил кетон	$\text{CH}_3\text{COC}_{16}\text{H}_{32}$	—	251,0	—	—	—	—	—	—
24	Фенатрен	$(\text{C}_6\text{H}_5\text{CH})_2$	340,0	—	—	—	—	173,0	—	—
132	Пальмитин. кисл.	$\text{C}_{15}\text{H}_{31}\text{CO}_2\text{H}$	—	271,5	—	—	—	207,0	—	—
38	Метил-гептадецил кетон	$\text{CH}_3\text{COC}_{17}\text{H}_{35}$	—	262,5	—	—	—	—	—	—
133	n-Гексадециловый (цетил.) спиртов.	$\text{C}_{16}\text{H}_{33}\text{OH}$	344,0	—	—	—	196,0	179,0	—	—
38	Маргаринов. кисл.	$\text{C}_{16}\text{H}_{33}\text{O}_2\text{H}$	—	277,0	—	—	—	196,0	—	—
38	n-Эйкозан	$\text{C}_{20}\text{H}_{42}$	—	—	—	—	215,0	196,0	—	—
182	Бензил	$(\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2)_2$	346—348	—	—	—	—	183,0	—	—
131	Суберинов. кислота	$\text{C}_8\text{H}_{14}\text{O}_4$	—	279,0	258,5	—	237,0	219,5	—	—
134	Корицно-бензил. эфир.	$\text{C}_6\text{H}_5(\text{CH}_2)_2\text{CO}_2\text{C}_9\text{H}_{19}$	350,0	—	—	—	—	190,0	—	—
135	Бензойно- геранил. эфир	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	—	—	—	—	—	190,0	—	—
135	Антрацен	$(\text{C}_{10}\text{H}_8\text{CH})$	351,0	250,2	224,7	203,9	194,4	174,7	158,5	—
136	Трифенил-метан	$(\text{C}_6\text{H}_5)_3\text{CH}$	358,0	—	—	—	—	197,0	—	—

24	Диэтил-гексадецил амин	$(\text{C}_{16}\text{H}_{33}\text{N}(\text{C}_2\text{H}_5)_2$	355,0	—	—	—	—	—	—	—
137	Ртуть	Hg	356,83	261,3	235,3	218,5	204,0	183,5	164,4	—
188	Нитроглицерин	$\text{C}_3\text{H}_5(\text{ONO}_2)_3$	—	286,5	265,0	—	244,0	225,5	—	—
181	Азеланинов. кислота	$(\text{CH}_2)_7(\text{CO}_2\text{H})_2$	—	259—261	—	—	210—212	—	—	—
170	Стеаринов. альдегид	$\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}$	—	—	—	—	244,0	205,0	—	—
38	n-Генэйкозан	$\text{C}_{21}\text{H}_{44}$	около 358,0	—	—	—	—	—	—	—
24	Бензойный ангидрид	$(\text{C}_6\text{H}_5\text{CO})_2\text{O}$	360,0	286,0	264,0	248,5	240,0	223,0	—	—
138	Олеинов. кислота	$\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{CO}_2\text{H}$	300,0	—	—	—	—	—	—	—
129	Элаидинов. кислота	$\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{CO}_2\text{H}$	около 302,0	288,0	266,0	251,5	242,0	225,0	—	—
130	Стеаринов. кислота	$\text{C}_{17}\text{H}_{35}\text{CO}_2\text{H}$	302,0	—	—	—	—	—	—	—
38	n-Докозан	$\text{C}_{22}\text{H}_{46}$	302,0	291,0	—	—	—	225,0	—	—
140	Антрахион	$(\text{C}_6\text{H}_4\text{CO})_2$	около 370,0	—	—	—	—	213,0	—	—
131	Себаций. кислота	$(\text{CH}_2)_8(\text{CO}_2\text{H})_2$	377,0	286,2	268,4	256,4	247,7	233,0	216,0	—
38	n-Трикозан	$\text{C}_{23}\text{H}_{48}$	—	294,5	273,0	—	—	232,0	—	—
133	Октадециловый спирт	$\text{C}_{18}\text{H}_{37}\text{OH}$	около 383,0	—	—	—	—	233,0	—	—
38	n-Тетракозан	$\text{C}_{24}\text{H}_{50}$	около 384,0	—	—	—	—	202,0	—	—
101	Брасидинов. кисл.	$\text{C}_{21}\text{H}_{41}\text{CO}_2\text{H}$	около 395,0	—	—	—	—	231,0	—	—
181	Пальмитиново-геранилов. эфир.	$\text{C}_{14}\text{H}_{21}\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	—	—	—	—	—	256,0	—	—
141	С е р а	S ₈	444,0	330,7	303,2	—	—	256,0	—	—
38	n-Гептакозан	$\text{C}_{27}\text{H}_{56}$	около 480,0	—	—	—	—	215,0	—	—
142	n-Дотриаконтан	$\text{C}_{32}\text{H}_{66}$	около 485,0	—	—	—	—	270,5	—	—
38	n-Пента триаконтан	$\text{C}_{36}\text{H}_{74}$	около 555,0	—	—	—	—	310,5	—	—
143	Натрий	Na	742,0	—	—	—	—	331,5	—	—
144	Калий	K	770,0	636,0	593,0	559,4	547,0	507,4	471,6	—
144	Ц и н к	Zn	923,0	755,0	720,0	688,0	661,0	—	—	—

1. Young, Zeitschr. f. physik. Chem. 29 (1899), 139.
2. Young & Thomas, J. Chem. Soc. 63 (1893), 1191, 1207, 1211, 1216, 1222, 1226, 1232, 1234.
3. Batelli, *Annal. de Chim. et Phys.* VI. 25 (1892) 38. from Winkelmanns Handbuch der Physik, 2 Aufl., Bd. III, S. 962 Beckmann & Fuchs, Zeitschr. f. physik. Chem. 18 (1895), 495.
4. Young, J. Chem. Soc. 71 (1897), 446.
5. Regnault, *Rel. des exp.* 2, 440, 455, 462.
6. Batelli, *Mem. Acc. di Torino* 41 (1890), 1 & 42 (1891), 1, Ramsay & Shields, Zeitschr. f. physik. Chem. 12 (1893), 461.
7. Regnault, *Rel. des exp.* 2, 470, 474, 477.
8. Young & Fortey, J. Chem. Soc. 77 (1900), 1126.
9. Ramsay & Young, J. Chem. Soc. 49 (1886), 453.
10. Beckmann & Fuchs, Zeitschr. f. physik. Chem. 18 (1895), 495.
11. Ryland, *Am. Chem. Soc.* 22 (1899), 384.
12. Ramsay & Young, *Phil. Trans.* 178 A (1887), 313.
13. Young & Thomas, J. Chem. Soc. 67 (1895), 1071.
14. Young, J. Chem. Soc. 59 (1891), 626 & 911.
15. Regnault, *Mem. de l'Acad.* 26 (1862), 339.
16. Young & Fortey, J. Chem. Soc. 75 (1899), 873.
17. Young, J. Chem. Soc. 55 (1889), 483 & 486.
18. Kahlbaum, *Siedetemp. & Druck.* Leipzig. 1885.
19. Ramsay & Young, *Phil. Trans.* 180 (1889) 137.
20. Moitessier & Engel, *Jahresber. d. Chem.* 1888, 142.
21. Schumann, *Wiedemanns Annalen* 12 (1881), 40.
22. Young, J. Chem. Soc. 73 (1898), 675.
23. Richardson, J. Chem. Soc. 49 (1886). 762 & 765, Schmidt, Zeitschr. f. physik. Chem. 7 (1891), 433.
24. Anschütz & Reitter, *Die Destillation unter vermind. Druck.* 2. Aufl. 1895.
25. Jacobsen, *Liebigs Annalen* 157 (1871), 244.
26. Kahlbaum, Zeitschr. f. physik. Chem. 13 (1893), 14. Konowalow, *Wiedemanns Annalen* 14 (1881), 34.
27. S. No. 23 and Schmidt, Zeitschr. f. physik. Chem. 7 (1891), 433 & 8 (1891), 641.
28. Kahlbaum, *Studien über Dampfspannkraftmessungen*, Bd. I (1893), Bd. II (1897); Zeitschr. f. physik. Chem. 13 (1894), 14 & 26 (1898), 577.
29. Young, J. Chem. Soc. 49 (1891), 911; *Phil. Mag.* V. 34 (1892), 512.
30. Oglialoro, *Berl. Berichte* 7 (1874), 1462.
31. Young & Fortey, J. Chem. Soc. 81 (1902), 783.
32. Young & Thomas, J. Chem. Soc. 77 (1900), 1145.
33. Schmidt, Zeitschr. f. physik. Chem. 7 (1891), 433 & 8 (1891), 641.
34. C. Mangold, *Wiener Akad. Ber.* 102, II A (1893), 1071.
35. Richardson, J. Chem. Soc. 40 (1881), 766.
36. H. Biltz, *Liebigs Annalen* 296 (1897), 274; S. No. 24.
37. F. Krafft, *Berl. Berichte* 15 (1882), 1687.
38. Schimmel & Co., *Bericht April* 1897, 50.
39. Semmler, *Die ätherischen Öle*, Leipzig 1906 & 1907.
40. J. M. Crafts, *Berl. Berichte* 20 (1887), 709.
41. Ernst Erdmann, *Berl. Berichte* 35 (1902), 1855.
42. Power & Kleber, *Pharm. Review* 13 (1895), 60. Semmler, *Berl. Berichte* 34 (1901), 3126.
43. Anschütz, *Berl. Berichte* 17 (1884), 1245.
44. L. Grosjean, *Berl. Berichte* 25 (1892), 478.
45. See No. 24.
46. Wallach, *Liebigs Annalen* 336 (1904), 12 and 42.
47. Schimmel & Co, See No. 24.
48. Schimmel & Co., *Berichte, October.* 1908, 78. Tiemann & Semmler, *Berl. Berichte* 26 (1893), 2720. Tiemann, *Berl. Berichte* 31 (1898), 2989, Wallach., *Liebigs Annalen* 275 (1893), 171.

49. Ramsay & Young, J. Chem. Soc. 49 (1886), 453. v. Richter, *Berl. Berichte* 19 (1886), 1060. K. Stelzner, *Über den Dampfdruck fester Körper*, Dissert., Erlangen. 1901.
50. Schimmel & Co., *Bericht October*, 1900, 56.
51. Bertram & Helle, J. f. prakt. Chem. II. 61 (1900), 298.
52. Power & Lees, J. Soc. Chem. Ind. 21 (1902), 1585. Houben, *Berl. Berichte* 35 (1902), 3587.
53. de Forcrand, *Compt. rend.* 132 (1901), 688.
54. Wallach, *Berl. Berichte* 28 (1895), 1965; *Liebigs Annalen* 336 (1904), 263. Semmler, *Berl. Berichte* 25 (1892), 3343 & 27 (1894), 895.
55. Tiemann & Schmidt, *Berl. Berichte* 29 (1896), 904 & 32 (1899), 818.
56. Gartenmeister, *Liebigs Annalen* 233 (1886), 270.
57. O. Aschan, *Berl. Berichte* 41 (1908), 1092.
58. Allen, J. Chem. Soc. 77 (1900), 400 & 413. Ramsay & Young, *Phil. Trans.* 175, I (1884), 37.
59. Stephan, *Journ. f. prakt. Chem.* II 62 (1900), 523.
60. Krafft, *Berl. Berichte* 16 (1883), 3018.
61. Stephan & Helle, *Berl. Berichte* 35 (1902), 2147.
62. Stephan, *Journ. f. prakt. Chem.* II 62 (1900), 523. Krafft, *Berl. Berichte* 19 (1886), 2218.
63. See No. 48 Power & Kleber, *Arch. der Pharm.* 232 (1894), 647 & 653. See No. 10.
64. Tiffeneau, *Compt. rend.* 139 (1904), 481. Schimmel & Co.
65. Hesse & Müller, *Berl. Berichte* 32 (1899), 565.
66. Allen, J. Chem. Soc. 77. (1900), 400 & 413. See No. 116. Speranski, Zeitschr. f. physik. Chem. 46 (1903), 74.
67. Hesse & Zeitschel, *Journ. f. prakt. Chem.* II. 66 (1902), 497. Stephan & Helle, *Berl. Berichte* 35 (1902), 2147.
68. Tschugaeff., *Berl. Berichte* 31 (1898), 364.
69. Schimmel & Co., *Bericht April* 1905, 51, Tschugaeff. *Berl. Berichte* 33 (1900), 735.
70. See No. 24, Hentschel, *Berl. Berichte* 23 (1890), 2394.
71. Walbaum & Stephan, *Berl. Berichte* 33 (1900), 2301. Soden & Rojahn, *Berl. Berichte* 33 (1900), 1723 & 3665.
72. See No. 24; Ramsay & Young, Zeitschr. f. physik. Chem. I (1887), 247.
73. Krafft, *Berl. Berichte* 16 (1883), 1714 & 19 (1886), 2218.
74. Brühl, *Berl. Berichte* 32 (1899), 1224. Harries, *Berl. Berichte* 34 (1901), 1928. Schimmel & Co., *Bericht April* 1905, 50.
75. Houben, *Berl. Berichte* 35 (1902), 3590. Power & Lees, J. Chem. Soc. 81 (1902), 1585.
76. See No. 24, Pinette, *Liebigs Annalen* 243 (1888), 46.
77. Schimmel & Co., Thomas & Biltz, Zeitschr. d. allg. österr. Apoth. Ver. 43 (1904), 943.
78. Brühl, *Berl. Berichte* 32 (1899), 1224. Semmler, *Berl. Berichte* 25 (1892) 3353.
79. Eykman, *Berl. Berichte* 22 (1889), 2739.
80. Young, J. Chem. Soc. 55 (1881), 483.
81. Bertram & Walbaum, *Journ. f. prakt. Chem.* II. 45 (1892), 590.
82. Walbaum & Hüttig, *Journ. f. prakt. Chem.* II. 66 (1902), 52.
83. Tiemann & Schmidt, *Berl. Berichte* 29 (1896), 907.
84. Minguin & de Bollemont, *Compt. rend.* 134 (1902), 609.
85. Krafft, *Berl. Berichte* 16 (1883), 3018.
86. van Renesse, *Liebigs Annalen* 166 (1873), 80.
87. Bertram & Gildemeister, *Journ. f. prakt. Chem.* II. 49 (1894), 188.
88. Peine, *Berl. Berichte* 17 (1884), 2110. Perkin, J. Chem. Soc. 69 (1896), 1247; Schimmel & Co.
89. Bertram & Gildemeister, *Journ. f. prakt. Chem.* II. 39 (1889), 353.
90. Perkin, J. Chem. Soc. 55 (1881), 551. See No. 24.
91. Krafft, *Berl. Berichte* 23 (1890), 2360.
92. See No. 28 G. Nieberschulte, *Über den Dampfdruck fester Körper*, Dissert., Erlangen 1903.
93. Tiemann & Krüger, *Berl. Berichte* 26 (1893), 267.

94. Bertrant & Gildemeister, Journ. f. prakt. Chem. II 39 (1889), 349.
95. E. Erdmann, Berl. Berichte 31 (1898), 356.
96. Schultz, Liebigs Annalen 174 (1874), 205. See No. 24.
97. Schimmel & Co., Bericht April 1893, 62.
98. K. Stelzner, Über den Dampfdruck fester Körper, Dissert., Erlangen 1901.
99. Schimmel & Co.
100. Krafft & Noerdlinger, Berl. Berichte 22 (1889), 816.
101. Ciamician & Silber, Berl. Berichte 23 (1890), 1164.
102. Krafft, Berl. Berichte 16 (1883), 1714.
103. Walbaum, Journ. f. prakt. Chem. II. 62 (1900), 136.
104. Krafft, Berl. Berichte 16 (1883), 3018.
105. Brunner, Berl. Berichte 19 (1886), 2218.
106. Einhorn & Hollandt, Liebigs Annalen 301 (1898), 113.
107. Schimmel & Co., Bericht October 1899, 20; April 1900, 11.
108. E. Erdmann, Journ. f. prakt. Chem. II 56 (1897), 143.
109. K. Stelzner. See No. 99.
110. Ciamician & Silber, Berl. Berichte 29 (1896), 1799.
111. See No. 24. Crafft & Schönherr, Berl. Berichte 22 (1889), 821.
112. See No. 24 & 112. Speranski, Zeitschr. f. physik. Chem. 46 (1903), 76.
113. Wallach, Liebigs Annalen 279 (1894), 395. Schimmel & Co., Bericht April 1892, 42.
114. Richardson, J. Chem. Soc. 49 (1886), 764. Fischer & Harries, Berl. Berichte 35 (1902), 2158.
115. Semmler, Berl. Berichte 23 (1890), 1803. Thoms, Berl. Berichte 36 (1903), 3447.
116. Krafft & Vorster, Berl. Berichte 26 (1893), 2813. Krafft & Lyons, Berl. Berichte 27 (1894), 1761.
117. Krafft, Berl. Berichte 12 (1879), 1664 & 1668; 15 (1882), 1687; 16 (1883), 1714. See No. 48.
118. Fittig & Schwigz, Liebigs Annalen 193 (1878), 134. See No. 48.
119. Krafft, Berl. Berichte 16 (1883), 3018.
120. Soden, Arch. der Pharm. 238 (1900), 353. Schimmel & Co., Bericht April 1899, 43.
121. Bertram & Gildemeister, Arch. der Pharm. 228 (1890), 483.
122. Kraft & Noerdlinger, Berl. Berichte 22 (1889), 816.
123. Wislicenus, Liebigs Annalen 275 (1893), 327.
124. Callender & Griffiths, Chem. News 63 (1891), 1; See No. 48 & 116.
125. Krafft, Berl. Berichte 16 (1883), 1714.
126. See No. 121.
127. Walbaum, Journ. f. prakt. Chem. II. 73 (1906), 488.
128. Krafft & Noerdlinger, Berl. Berichte 22 (1889), 811; 28 (1890), 2360.
129. Young, J. Chem. Soc. 59 (1891), 626.
130. Krafft & Noerdlinger, See No. 123.
131. Krafft, Berl. Berichte 12 (1879), 1664; 15 (1882), 1687; 16 (1883), 1714; 25 (1892), 478. See No. 48.
132. Krafft, Berl. Berichte 16 (1883), 1714.
133. Eramann & Huth, Berl. Berichte 31 (1898), 358.
134. Schweitzer Liebigs Annalen 264 (1891), 195. See No. 41. K. Stelzner, Über den Dampfdruck fester Körper, Dissert., Erlangen 1901. G. Niederschulte über den Dampfdruck fester Körper, Dissert., Erlangen 1903.
135. Callender & Griffiths, Chem. News 63 (1891), 1. See No. 41.
136. Hertz, Wiedemanns Annalen 17 (1882), 193. Ramsay & Young, Zeitschr. f. physik. Chem. 1 (1887), 252. Callender & Griffiths, Chem. News 63 (1891), 1. Pfundler, Wiedemanns Annalen 63 (1897), 36.
137. See No. 109; Fischer & Harries, Berl. Berichte 35 (1902), 2158.
138. See No. 38, 129 & 132. See Fischer & Harries in No. 138.
139. Recklinghausen, Berl. Berichte 26 (1893), 1515. See No. 41. K. Stelzner, Über den Dampfdruck fester Körper, Dissert., Erlangen 1901.
140. Callender & Griffiths, Chem. News 63 (1891), 1. Regnault, Réides. exp. 2, 526. C. Barus, Phil. Mag. V 29 (1890), 141.

141. Krafft, Berl. Berichte 19 (1886), 2218.
142. Carnelly & Williams, J. Chem. Soc. 37 (1880), 126. Gebhardt, Dissert., Erlangen 1904. Wiedemanns Annalen 29 (1903), 945. H. Gruener, Chem. Zentralbl. 1097, I. 2021. O. Ruff & H. Graf, Chem. Zentralbl. 1907, I. 2022.
143. Barus, Phil. Mag. V, 29 (1890), 141.
144. Venable, Berl. Berichte 13 (1880), 1650.
145. Wislicenus & Hentschel, Liebigs Annalen 275 (1893), 322.
146. André, Compt. rend. 126 (1898), 1107.
147. Schiff, Liebigs Annalen 220 (1883), 103.
148. Schimmel & Co., Bericht April 1903, 42; October 1903, 42.
149. Zincke, Annalen Liebigs 152 (1869), 1. Möslinger, Berl. Berichte 9 (1876), 998; Liebigs Annalen; 185 (1877), 51.
150. Harries, Berl. Berichte 31 (1898), 43.
151. Pelouze & Cahours, Jahresber. d. Chem. 1863, 529. Lemoine, Bull. Soc. Chim. 41, 164. Stephan, Journ. f. Prakt. Chem. II 62 (1900), 523.
152. Schimmel & Co., Bericht October, 1904, 91.
153. Power & Lees, Proc. Chem. Soc. 18 (1902), 102. Mannich, Berl. Berichte 35 (1902), 2144. Houben, Berl. Berichte 35 (1902), 3587.
154. Tiemann & Schmidt, Berl. Berichte 30 (1897), 22.
155. Tiemann & Schmidt, Berl. Berichte 29 (1896), 913.
156. Tiffeneau, Compt. rend. 134 (1902), 846.
157. Bayer & Co., Chem. Zentralbl. 1898, II. 952; 1899, I. 462. Bouveault, Bull. Soc. Chim. III. 17 (1897), 369.
158. Liebigs Annalen 310 (1900), 318.
159. Haifer & Martine, Compt. rend. 140 (1905), 1303.
160. Hesse & Zeitschel, Journ. f. prakt. Chem. II. 66 (1902), 501; Chem. Ztg. 27 (1903), 897.
161. See No. 154.
162. Harries, Berl. Berichte 33 (1900), 857.
163. Tiemann & Schmidt, Berl. Berichte 29 (1896), 907. Walbaum & Stephan, Berl. Berichte 33 (1900), 2306. Schimmel & Co., Bericht October 1904, 82.
164. Perkin, J. Chem. Soc. 69 (1896), 1244.
165. Tiemann & Schmidt, Berl. Berichte 29 (1896), 907.
166. Klages, Berl. Berichte 35 (1902), 2252.
167. Zincke, Liebigs Annalen 152 (1869), 6.
168. Tiemann & Schmidt, Berl. Berichte 30 (1897), 33. Semmler, Berl. Berichte 26 (1893), 2255. Tiemann, Berl. Berichte 31 (1898), 2899.
169. Krafft, Berl. Berichte 13 (1880), 1414; 16 (1883), 1717; 23 (1891), 2361.
170. Semmler, Berl. Berichte 23 (1890), 3556.
171. A. W. Hofmann, Berl. Berichte 7 (1874), 520.
172. Krafft, Berl. Berichte 19 (1886), 2987.
173. Stylos, Berl. Berichte 20 (1887), 2181.
174. Möslinger, Liebigs Annalen 185 (1877), 57.
175. Ciamician & Silber, Berl. Berichte 29 (1896), 1799.
176. Schimmel & Co., Bericht October 1899, 40.
177. Ciamician & Silber, Berl. Berichte 21 (1888), 913.
178. Rousset, Bull. Soc. Chim. III, 15 (1896), 59.
179. Anschütz & Berns, Berl. Berichte 20 (1887), 1392.
180. Kraut & Claisen, Berl. Berichte 20 (1887), 647. Pechmann, Berl. Berichte 31 (1898), 2645.
181. Wittenberg & V. Meyer, Berl. Berichte 16 (1883), 501. Krafft & Wellandt, Berl. Berichte 29 (1896), 1326.
182. Marshall, J. Chem. Soc. 89 (1906), 1371.
183. E. Erdmann, Berl. Berichte 31 (1898), 358.

Таблица III. Соотношения точек кипения для различных бинарных смесей.

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температурах	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения п. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в п. к. с.	Литература
Ацетальдегид	Паральдегид	Полная	Не образ.	—	—	1
Азот	Кислород	"	"	—	—	121, 122
Ацетон	Бензойн. кислота	"	"	—	—	2
"	Бензол	"	"	—	—	16, 17, 18
"	Сероуглерод	"	Минимальн.	89,25°	34,0	8, 19, 20, 21
"	Четыреххлорис. углерод	"	"	—	—	22
"	Хлороформ	"	Максим.	64,7°	80,0	12, 8, 22, 19, 20, 21, 23, 24
"	Диэтил-амин	"	Минимальн.	51,3°	88,2	25
"	Бенз. этил. эфир	"	Не образ.	—	—	2
"	Ацето-этилов. эфир	"	"	—	—	8
"	Этилов. спирт	"	"	—	—	22, 24
"	Бром этил	"	"	—	—	8
"	Этилов. эфир	"	"	—	—	2, 22, 8, 9, 7
"	Иодистый эфир	"	Минимальн.	55,5°	60,0	8, 12
"	Метилоуксусный эфир	"	"	55,5°	—	8
"	Метилов. спирт	"	"	55,95°	86,5	22, 28, 8
"	Метил-этил-кетон	"	Не образ.	—	—	29
"	Фенол	"	"	—	—	30

Ацетон	Бромист. пропиол	"	Не образ.	—	—	—
"	Нитроглицерин	"	"	—	—	25
"	Вода	"	"	—	—	32, 22, 30, 33
Ацетилен	Этан	"	Минимальн.	—	—	34, 35, 36
Алилов. спирт	Бензол	"	"	76,5°	20,0	8
"	Толуол	"	"	91,5°	50,0	8
"	Вода	"	"	—	—	37
Аммиак	Этилов. спирт	"	Не образ.	—	—	38
"	Изобутилов. спирт	"	"	—	—	38
"	Пропилов. спирт	"	"	—	—	38
"	Вода	"	"	—	—	39, 40, 15, 42
Амилоуксусн. эф.	Амилов. спирт	"	Минимальн.	129,1°	2,6	43
"	Бромист. амин	"	Не образ.	—	—	43
"	Иодистый амил	"	"	—	—	43
"	Бромформ	"	"	—	—	43
"	Бромист. этилен	"	"	—	—	43
Амилов. спирт	Бромист. амил	"	Минимальн.	116,15°	12,7	43
"	Бензол	"	Не образ.	—	—	19, 20
"	Бромбензол	"	"	—	—	8
"	Бромформ	"	"	—	—	43
"	Этан	"	"	—	—	44, 45
"	Этило-маслян. эфир	"	"	—	—	43
"	Бромист. этилен	"	Минимальн.	121,5°	80,0	8

Таблица III (продолжение)

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температурах	Постоянно кипящая смесь	Точки кипения при 760 мм п. к. с.	Весов. % компонента № 1 в п. к. с.	Литература
Амил. спирт	Гексан	Полная	Не образ.	—	—	19, 20
•	Иодист. изобутин	”	Минимальн.	115,5°	20,0	8
•	Бромист. пропилен	”	Не образ.	—	—	31
•	Толуол	”	”	—	—	8
•	Вода	Частичная	”	—	—	3, 14, 46, 25
•	Ксилолы	Полная	Минимальн.	125—128°	52,0	8
Амил бромистый	Этиловый спирт	”	”	—	—	31
•	Этилмаслян. эфир	”	Не образ.	—	—	43
•	Изобутил. спирт	”	Минимальн.	108,4°	36,4	43
•	Метил. спирт	”	”	—	—	31
•	Пропил. спирт	”	”	—	—	43
•	Толуол	”	Не образ.	—	—	43
Амил нодистый	Изобутилов. спирт	”	”	—	—	43
•	Пропил. спирт	”	Минимальн.	—	—	43, 47
Амиловалериан. эфир	Вода	Частичная	”	—	—	46
Амилден	Амил	”	”	—	—	49
•	Этилов. спирт	Полная	Не образ.	—	—	49
•	Нитробензол	”	”	—	—	48

Амилден	Терпентин	Полная	”	—	—	2
•	Тимол	”	”	—	—	2
•	Валериан. кислота	”	”	—	—	2
Амил	Сероуглерод	”	”	—	—	2
•	Этилов. эфир	”	”	—	—	50, 51
•	Вода	Частичная	”	—	—	52, 53
•	Бензойн. кислота	”	”	—	—	2
Бензол	Бромбензол	Полная	Не образ.	—	—	5
•	Сероуглерод	”	”	—	—	54, 55, 56, 52, 57, 58
•	Четыреххлорист. углерод	”	Минимальн.	—	—	58, 59, 60, 5, 61, 19, 20, 12, 31
•	Хлорбензол	”	Не образ.	—	—	5
•	Хлороформ	”	”	—	—	56, 5, 8
•	Дифенил амин	”	”	—	—	2
•	Ацет. этилов. эфир	”	Минимальн.	—	—	59, 60, 8
•	Этилов. спирт	”	”	68,25°	67,6	56, 59, 60, 57, 8, 61, 62, 19, 20
•	Этило-бензойн. эфир	”	”	—	—	2
•	Бромист. этил	”	Не образ.	—	—	55
•	Этилов. эфир	”	”	—	—	56
•	Иодистый этил	”	”	—	—	8
•	Хлорист. этилен	”	”	—	—	12, 21
•	Гексан	”	Минимальн.	—	—	63
•	Изобутилов. спирт	”	”	79,85°	90,7	8, 19, 20
•	Изопропил. спирт	”	”	71,9°	60,7	8, 19, 20

Таблица III (продолжение).

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температур.	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения л. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в л. к. с.	Литература
Бензол	Метилоуксусн. эфир	Полная	Не образ.	—	—	59, 60
"	Метилов. спирт	"	Минимальн.	56,35°	60,5	56, 8, 19, 20
"	Нафталин	"	"	—	—	2
"	Нитробензол	"	"	—	—	2
"	Пропилов. спирт	"	"	77,10	83,1	8, 19, 20
"	Третицн. бутил. спирт	"	"	73,95°	63,4	19, 20
"	Толуол	"	Не образ.	—	—	19, 20
"	Вода	Частичная	"	—	—	64, 57, 19
Бензойн. кислота	Бромистый этил	"	"	—	—	2
Бром. бензол	Масляная кислота	Полная	Минимальн.	148,0°	81,0	8
"	Хлор бензол	"	Не образ.	—	—	19, 20
"	Толуол	"	"	—	—	5
Бром	Вода	Частичная	"	—	—	65
Бромформ	Маслян. кислота	Полная	Минимальн.	—	—	81
Бромисто-водор. кислота	Вода	Частичная	Максим.	126,0°	47,5	99, 65, 100, 101, 105
Бутилов. спирт	Сероуглерод	"	"	—	—	66
"	Этан	"	"	—	—	44, 45
"	Вода	"	"	—	—	3

Бутилово-маслян. эф.	Вода	"	"	—	—	46
Бутил. нодистый	Вода	"	"	—	—	67
Глицерин	Вода	Полная	Не образ.	—	—	162
Гексан	Изобутилов. спирт	"	Минимальн.	68,1°	—	19, 20
"	Метилов. спирт	Частичная	"	50,6°	—	8, 66
"	Нитробензол	Полная	Не образ.	—	—	—
"	Октан	"	"	—	—	19, 20
"	Пропилов. спирт	"	Минимальн.	65,65°	—	19, 20
Гидразин	Вода	"	"	119,0°	—	104
Дифенил-амин	Этилов. спирт	"	"	—	—	2
Изобутило-уксусн. эфир	Изобутил. спирт	"	Не образ.	—	—	31
Изобутилов. спирт	Бромист-изобутил	"	"	—	—	31
"	л.-Ксилол	"	"	—	—	8
"	Пропилов. спирт	"	"	—	—	8
"	Бромист. пропила	"	"	—	—	31
"	Толуол	"	Минимальн.	100,0°	43,0	8
"	Вода	Частичная	"	—	—	19, 14, 67
Изобутил бромист.	Метилов. спирт	Полная	"	—	—	31
"	Пропилов. спирт	"	"	—	—	31
"	Изобутилов. спирт	"	"	101,0°	—	8
"	Изопропил. спирт	"	"	81,0°	30,0	8
"	Метилов. спирт	"	"	64,0°	30,0	8
"	Пропилов спирт	"	"	92,5°	55,0	8

Таблица III (продолжение).

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температур.	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения п. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в п. к. с.	Литература
Изобутил. водист.	Толуол	Полная	Не образ.	—	—	8
Изопропил. спирт	Толуол	"	"	—	—	8
"	Вода	"	Минимальн.	80,26°	87,9	8, 116, 117
Иодисто-водор. кисл.	Вода	"	Максим.	127,5°	87,0	100, 101, 105
Каприл. кислота	Вода	Частичная	"	—	—	3
Ксилол	Вода	"	"	—	—	64
Крезол (о, п, р)	Фенол	Полная	Не образ.	—	—	85
п.-Крезол	о-Крезол	"	"	—	—	85
Маслян. кислота	Вода	Частичная	Минимальн.	99,0°	68,0	3, 14, 37, 8
Метилоуксусн. эфир	Метилов. спирт	Полная	"	54,0°	82,0	8, 43
"	Вода	Частичная	"	—	—	25
Метил. спирт	Метил. шанист.	Полная	"	63,7°	77,0	90
"	Иодистый метил	"	"	—	—	31
"	Метилосалицил. эф.	"	"	—	—	98
"	Пенган	Частичная	"	—	—	66
"	Толуол	Полная	Не образ.	—	—	8
"	Вода	"	"	—	—	3, 119, 22, 14, 96, 97
Метил хлорист.	Двуокись серы	"	Максим. минимальн.	—	—	120

Метил-этил-кетон	Вода	Частичная	"	—	—	25
Метил-иодистый	Нитробензол	Полная	Не образ.	—	—	48
Муравьи. кисл.	Пиколин	"	Максим.	156—159°	—	11
"	Пиридин	"	"	149°	—	11, 10
"	Триметиламин	"	"	—	—	9
"	Вода	"	"	107,1°	77	99, 3, 18, 7, 14, 37, 100, 101
Нафталин	Вода	Частичная	"	—	—	64
Нитробензол	Вода	"	"	—	—	64
"	Пентан	"	"	—	—	48
Пропионов. кисл.	Вода	Полная	Не образ.	—	—	14
"	Пиридин	"	Максим.	149,0°	—	10, 11
Пропилов. спирт	Бромист. пропиол	"	Минимальн.	—	—	81
"	Толуол	"	"	91,0°	53,0	8
"	Вода	"	"	87,7°	71,7	125, 3, 4, 18, 22, 14, 23, 8, 126, 127
Пропило-пропион. эфир	Вода	Частичная	"	—	—	19, 97, 46
Пиридин	Вода	"	"	—	—	128, 12
Сера	Толуол	"	"	—	—	129
"	Ксилол	"	"	—	—	129
Серы двуокись	Вода	"	"	—	—	65, 84
Серн. кислота	Вода	Полная	Максим.	—	—	130, 131
Сероводород	Вода	Частичная	"	—	—	84
Сероуглерод	Каифора	"	"	—	—	2
"	Углекисл. газ	Полная	Не образ.	—	—	68

Таблица III (продолжение).

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температур.	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения п. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в п. к. с.	Литература
Сероуглерод	Четыреххлорист углерод	Полная	Не образ.	—	—	69, 70, 57
"	Хлороформ	Частичная	Минимальн.	—	—	49
"	Ацето-этилов. эфир	Полная	"	45,0°	92,0	8, 70
"	Этиловый спирт	Частичная	"	42,0°	91,0	71, 69, 70, 72, 40, 66, 8
"	Бензойно-этил. эфир	"	"	—	—	2
"	Бромистый этил	Полная	"	37,0°	68,0	8
"	Этиловый эфир	"	"	34,5°	41,0	71, 55, 49, 57, 8, 19, 20
"	Иодистый этил	"	"	—	—	8
"	Изопропил. спирт	"	"	44,0°	91,0	8
"	Метилоуксусн. эфир	"	"	40,0°	71,0	8
"	Метилов. спирт	Частичная	"	—	—	8, 73
"	Метилаль	Полная	"	37,25°	60,0	19, 20, 12
"	Нафталин	"	"	—	—	2
"	Нитробензол	"	"	—	—	2
"	Хлорный этан	"	Не образ.	—	—	2, 57
"	Пропилов. спирт	Частичная	"	—	—	69
"	Тимол	"	"	—	—	2
"	Терпентин	"	"	—	—	2

Сероуглерод	Валерианов. кисл.	"	"	—	—	2
"	Вода	"	"	—	—	57, 64
Терпентин	Вода	"	"	—	—	64
Толуол	Вода	"	"	—	—	64, 19
Третичн. Бутилов спирт	Вода	Полная	Минимальн.	—	—	19, 136
Триэтил-амин	Вода	Частичная	"	—	—	66, 49, 137
Триметил-пиридин	Вода	"	"	—	—	137
Углекисл. газ	Хлороформ	Полная	Не образ.	—	—	68
"	Этан	"	Минимальн.	—	—	52, 60, 36, 23
"	Хлористо-водород. кислота	"	Не образ.	—	—	74
"	Хлорист. метил	"	"	—	—	75, 76
"	Сернист. ангидрид	"	"	—	—	77, 78
"	Серная кислота	"	"	—	—	75
"	Вода	Частичная	"	—	—	44, 45, 80
Уксусная кисл.	Бензойн. кислота	"	"	—	—	2
"	Бензол	"	Миним.	20,1°	2	3, 4, 5, 6
"	Бензофенон	"	"	—	—	2
"	Масляк. кислота	"	"	—	—	7
"	Сероуглерод	Полная	Не образ.	—	—	8
"	Дифенил-амин	"	"	—	—	2
"	п-Ксилол	"	Минимальн.	14,0°	27,0	8
"	Пиколлин	"	Максим.	146,5%	около 50,0	9
"	Пикринов. кисл.	"	"	—	—	2

Таблица III (продолжение).

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных условиях, температур.	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения в п. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в п. к. с.	Литература
Уксусная кислота	Пиридин	Полная	Максим.	—	—	10, 11, 12
"	Салицилов. кисл.	"	"	—	—	2
"	Толуол	"	"	104,0°	30,0	5, 8, 12
"	Триэтил-амин	"	"	162,0°	31,3	11
"	Триметил-амин	"	"	—	—	9
"	Вода	"	Не образ.	—	—	3, 13, 7, 14, 15
Хлористо-водородн. кисл.	Метилов. эфир	"	Максим.	-2°	—	—
"	Вода	Частичная	"	110,0°	—	—
Хлорная кислота	"	Полная	"	203,0°	71,6	123
Хлораль	"	"	Минимальн.	95,0°	93,3	83
Хлорбензол	Толуол	"	Не образ.	—	—	—
"	Вода	Частичная	"	—	—	—
Хаор	"	"	"	—	—	—
Хлороформ	Этилоуксусн. эфир	Полная	"	—	—	—
"	Этилов. спирт	"	Минимальн.	59,0°	94,0	8, 22, 24
"	Этилабензойн. эфир	"	"	—	—	2
"	Бромистый этил	"	Не образ.	—	—	8
"	Этиловый эфир	"	"	—	—	55, 49, 56, 61, 8

"	Иодистый этил	"	"	—	—	8
"	Изопропилов. спирт	"	"	—	—	8
"	Метилоуксусн. эфир	"	Максим.	64,5°	22	8
"	Метилов. спирт	"	Минимальн.	54,0°	89,0	8, 22, 28
"	Толуол	"	Не образ.	—	—	56, 5
"	Вода	Частичная	Минимальн.	—	—	124, 52, 59
Фенол	"	"	Максим.	120,0°	37,0	112, 113
Фтористо-водородн. кислота	Хлорбензол	"	Не образ.	—	—	81
Углерод четыреххлорист.	Хлороформ	"	"	—	—	22
"	Этилоуксусн. эфир	"	Минимальн.	74,8°	—	19, 20, 82
"	Этилов. спирт	"	"	64,9°	84,0	22, 61
"	Иодистый этил	"	"	—	—	12
"	Метилов. спирт	"	"	55,7°	79,4	56, 54, 19, 20
"	Нитробензол	"	Не образ.	—	—	5
"	Пропилов. спирт	"	Минимальн.	—	—	31
"	Толуол	"	Не образ.	—	—	59, 60, 5, 81
"	Этилов. спирт	Частичная	"	—	—	44, 45
"	Хлористоводородн. кисл.	Полная	Минимальн.	—	—	86
"	Изопропилов. спирт	Частичная	"	—	—	44, 45
"	Метилов. спирт	"	"	—	—	44, 45, 66
"	Закись азота	Полная	"	—	—	34, 35, 36
"	Пропилов. спирт	Частичная	"	—	—	44, 45

Таблица III (продолжение).

Компонент № 1	Компонент № 2	Взаимная растворимость при обычных температур.	Постоянно кипящая смесь	Точка кипения п. к. с. при 760 мм	Весов. % компонента № 1 в к. п. с.	Литература
Этан	Вода	Частичная	Минимальн.	—	—	44, 45
Этилоуксусн. эфир	Этилов. спирт	Полная	"	71,0°	69,0	8
"	Этиломаслян. эфир	"	Не образ.	—	—	48
"	Иодистый этил.	"	Минимальн.	70,0°	22,0	12
"	Пропионо-этилов. эфир	"	Не образ.	—	—	19, 20
"	Изопропилов. спирт	"	Минимальн.	74,0°	74,0	8
"	Метилов. спирт	"	"	62,0°	53,0	8
"	Пропилов. спирт	"	Не образ.	—	—	8
"	Этило-бензойн. эфир	"	"	—	—	8
Этилов. спирт	Бромистый этил	"	Минимальн.	37,0°	3,0	2
"	Этиловый эфир	"	Не образ.	—	—	8
"	Иодистый этил	"	Минимальн.	—	—	22, 23, 57, 87
"	Гексан	Частичная	"	63,0°	14,0	8
"	Бромист. изобутыл	Полная	"	—	—	19, 20, 66
"	Иодистый изобутыл	"	"	77,0°	70,0	31
"	Метилов. спирт	"	Не образ.	—	—	8
"	Цианист. метил	"	"	—	—	56, 19, 20, 89
"	Метил-этил-кетон	"	Минимальн.	72,6°	55,0	90
"	Нафталин	"	"	73,0°	—	25
"	Нитробензол	"	"	—	—	2
"	Пикринов. кислота	"	"	—	—	2

"	Пропилов. спирт	"	Не образ.	—	—	8
"	Бромист. пропила	"	Минимальн.	—	—	31
"	Резорцин	"	Не образ.	—	—	91
"	Тимол	"	"	—	—	2
"	Толуол	"	Минимальн.	76,7°	—	19, 20, 59, 60
"	Вода	"	"	78,15°	95,57	71, 60, 92, 93, 3, 22, 14, 34, 95, 15, 19, 96, 97
Этилобензойн. эфир	Бромистый этил	"	Не образ.	—	—	2
"	Этилов. эфир	"	"	—	—	50, 98, 65
"	Вода	Частичная	"	—	—	64
"	Толуол	Полная	"	—	—	19, 20
Этил-бензол	Иодистый этил	"	"	—	—	49
Этил-бромистый	Метилов. спирт	"	Минимальн.	85,0°	95,0	8
"	Вода	Частичная	"	—	—	64
Этиловый эфир	Метилов. спирт	Полная	Не образ.	—	—	8, 56, 28
"	Метилсалицил. эфир	"	"	—	—	2, 65
"	Нитробензол	"	"	—	—	50, 98, 65, 48
"	Терпентин	"	"	—	—	50, 98, 65
"	Вода	Частичная	"	—	—	44, 6, 57, 47, 25
Этил иодистый	Изобутилов. спирт	Полная	Не образ.	—	—	8
"	Изопропилов. спирт	"	Минимальн.	16,0°	87,0	8
"	Метилов. спирт	"	"	55,0°	83,0	8, 54, 42
"	Пропилов. спирт	"	"	70,0	83,0	8
"	Вода	Частичная	"	—	—	67
Этилен бромист.	Изобутилов. спирт	Полная	"	163,0°	98,0	8
"	m-Ксилол	"	Не образ.	—	—	8
"	Бромист. пропилен	"	"	—	—	12

1. Z. physik. Chem. 43, p. 129 (1903).
2. Ann. Chim. Phys. (6) 20, p. 297 (1890).
3. Ann. Chim. Phys. (5) 7, p. 264 (1876).
4. Am. Chim. Phys. (5) 14, p. 305 (1878).
5. J. Am. Chem. Soc. 17, p. 615, 690 (1895).
6. Z. physik. Chem. 8, p. 129 (1891).
7. G. W. Kahlbaum, Studien über Dampfspannungskraftmessungen, Basil, 1893.
8. Am. Chem. J. 22, p. 384 (1899).
9. Comptes Rendues, 126, p. 1105 (1898).
10. Comptes Rendues, 125, p. 1187 (1897).
11. Berl. Ber. 23, p. 1587 (1890).
12. Z. physik. Chem. 35, p. 129 (1900).
13. O. Gerber, Dissertation, Jena (1892).
14. Wied. Ann. 14, p. 34 (1881).
15. Phil. Mag. (6) 4, p. 521 (1902).
16. J. Phys. Chem. 5, p. 239 (1901).
17. J. Am. Chem. Soc. 21, p. 230 (1901).
18. J. Phys. Chem. 3, p. 204 (1899).
19. J. Chem. Soc. 81, p. 768 (1902).
20. J. Chem. Soc. 83, p. 68 (1903).
21. J. Am. Chem. Soc. 31, p. 974 (1909).
22. J. Phys. Chem. 3, p. 317 (1899).
23. Phil. Mag. (6) 4, p. 11 (1902).
24. J. Phys. Chem. 3, p. 36 (1899).
25. J. Chem. Soc. 89, p. 1350 (1906).
26. Z. physik. Chem. 36, p. 232 (1901).
27. J. Am. Chem. Soc. 40, p. 1482 (1918).
28. J. Phys. Chem. 3, p. 349 (1899).
29. J. Chem. Soc. 115, p. 1116 (1919).
30. Z. physik. Chem. 39, p. 485 (1902).
31. J. Am. Chem. Soc. 27, p. 1049 (1905).
32. J. Phys. Chem. 3, p. 193 (1899).
33. J. Phys. Chem. 4, p. 355 (1900).
34. Phil. Mag. (5) 40, p. 173 (1895).
35. Phil. Mag. (5) 44, p. 174 (1897).
36. Z. physik. Chem. 24, p. 667 (1897).
37. Berl. Ber. 17, p. 1531 (1894).
38. Atti. R. Acc. Torino 18, p. 67 (1882).
39. Am. Chem. J. 19, p. 804 (1897).
40. J. Chem. Soc. 63, p. 1168 (1903).
41. Ann. Chim. Phys. (5) 1, p. 262 (1874).
42. Proc. R. Soc. London, 12, p. 534 (1868).
43. J. Am. Chem. Soc. 24, p. 457 (1902).
44. Phil. Mag. (5) 48, p. 180 (1899).
45. Z. physik. Chem. 28, p. 342 (1899).
46. Comptes Rendues 73, pp. 599, 778 (1871).
47. Z. physik. Chem. 46, p. 21 (1903).
48. Drud. Ann. 10, p. 360 (1903).
49. Phil. Mag. (5) 18, p. 495 (1884).

50. Ann. Chim. Phys. (6) 15, p. 375 (1888).
51. Z. physik. Chem. 2, p. 353 (1888).
52. Phil. Mag. (5) 47, p. 284 (1899).
53. Z. physik. Chem. 35, p. 459 (1900).
54. J. Chem. Soc. 35, p. 547 (1879).
55. Rendic. R. Acc. dei Lincei (6) 1, p. 242, 294 (1892).
56. J. Am. Chem. Soc. 21, p. 994 (1899).
57. M. de l'Acad. des Sci. 26, p. 715 (1862).
58. J. Am. Chem. Soc. 40, p. 1503 (1918).
59. Phil. Mag. (5) 40, p. 308 (1895).
60. Phil. Mag. (5) 46, p. 42 (1898).
61. Z. physik. Chem. 47, p. 445 (1904).
62. J. Phys. Chem. 2, p. 382 (1898).
63. J. Chem. Soc. 73, p. 922 (1898).
64. Berl. Ber. 10, p. 1421, 1819, 2014, 2099 (1877).
65. Z. physik. Chem. 2, p. 449 (1888).
66. Phil. Mag. (6) 6, p. 647 (1903).
67. Comptes Rendues, 74, p. 224 (1872).
68. Comptes Rendues, 108, p. 674 (1889).
69. Comptes Rendues, 57, p. 430 (1863).
70. J. Chem. Soc. 39, p. 304 (1881).
71. Ann. Chim. Phys. (4) 1, p. 243 (1864).
72. Comptes Rendues, 59, p. 673 (1864).
73. Chem. Abs. p. 3149 (1917).
74. Proc. R. Soc. London, 34, p. 113 (1882).
75. Z. physik. Chem. 40, p. 257 (1902).
76. Z. physik. Chem. 11, p. 38 (1893).
77. Wied. Ann. 34, p. 10 (1888).
78. Wied. Ann. 36, p. 911 (1889).
79. Ann. Chim. Phys. (4) 11, p. 412 (1867).
80. Ann. Chim. Phys. (6) 25, p. 226 (1892).
81. Ph. A. Kohnstamm, Dissertation, Jena (1902).
82. Z. physik. Chem. 35, p. 125 (1900).
83. J. Phys. Chem. 4, p. 585 (1900).
84. Lieb. Ann. 95, p. 1 (1855).
85. J. S. C. I., p. 845 (1917).
86. U. Quint, Dissertation, Amsterdam (1900).
87. J. Chem. Soc. 51, p. 755 (1887).
88. Pogg. Ann. 129, p. 353 (1866).
89. Chem. Abs. 6, p. 179 (1912).
90. Ann. Chim. Phys. (5) 20, p. 207 (1880).
91. Comptes Rendues 139, p. 595 (1904).
92. Comptes Rendues 88, p. 912 (1879).
93. A. Drouke, Dissertation, Marburg (1862).
94. J. Am. Chem. Soc. 23, p. 463 (1901).
95. Pogg. Ann. 98, p. 193 (1254).
96. Wied. Ann. 32, p. 683 (1887).

97. Z. physik. Chem. 81, p. 1 (1912).
98. Ann. Chim. Phys. (6) 20, p. 297 (1890).
99. Berl. Ber. 12, p. 613 (1879).
100. Lieb. Ann. 125, p. 319 (1863).
101. J. Chem. Soc. 15, p. 270 (1862).
102. Z. anal. Chem. 24, p. 106 (1885).
103. Chem. Abs. 12, p. 878 (1918).
104. Ak. v. Wet, Amsterdam, p. 155 (1902).
105. Berl. Ber. 3, p. 403 (1870).
106. J. Phys. Chem. 2, p. 120 (1898).
107. Ann. Chim. Phys. (3) 7, p. 257 (1843).
108. Pogg. Ann. 119, p. 156 (1863).
109. Z. physik. Chem. 26, p. 321 (1898).
110. Z. physik. Chem. 33, p. 178 (1900).
111. Lieb. Ann. 112, p. 327 (1859).
112. J. Chem. Soc. 22, p. 368 (1869).
113. Lieb. Ann. 116, p. 203 (1860).
114. Comptes Rendues, 81, p. 152, 236 (1875).
115. Phil. Mag. (6) 1, p. 592 (1901).
116. Lieb. Ann. 126, p. 305 (1863).
117. Lieb. Ann. 136, p. 37 (1865).

118. J. Chem. Soc. 71, p. 920 (1897).
119. Pogg. Ann. 148, p. 236 (1873).
120. Z. physik. Chem. 40, p. 257 (1902).
121. Phil. Mag. (5) 49, p. 517 (1900).
122. Z. ges. Kalte-Ind. 5, p. 179 (1893).
123. Lieb. Ann. 121, p. 353 (1862).
124. Z. physik. Chem. 33, p. 622 (1900).
125. Lieb. Ann. 151, p. 298 (1869).
126. Comptes Rendues 74, p. 511 (1872).
127. Wied. Ann. 39, p. 1 (1890).
128. Berl. Ber. 16, p. 2976 (1883).
129. J. Phys. Chem. 1, p. 232 (1897).
130. Wied. Ann. 62, p. 616 (1900).
131. Berl. Ber. 34, p. 4069 (1901).
132. Berl. Ber. 11, p. 370 (1878).
133. Ann. Chim. Phys. (3) 39, p. 184 (1853).
134. Ann. Chim. Phys. (3) 15, p. 262 (1845).
135. Lieb. Ann. 116, p. 203 (1860).
136. Lieb. Ann. 162, p. 128 (1872).
137. J. Chem. Soc. 91, p. 1959 (1907).

Таблица IV. Перегонка с водяным паром различн. веществ
(по Рахенбергу).

Вещество	Формула	Молекуляр. вес вещества	Точка кипения при 760 мм	Температура перегонки с паром	Парциальн. давление компонентов числит.—вода знаменат. вещество	Молекул. % в паре	Весов. % в паре	Литература
Амил-маслян. эфир	$C_{11}H_{22}O_2$	158,0 158,0	178,6	97,87 140,83	708,0/56,2 2782,0/253,0	7,19 8,08	40,5 43,5	18
Амил-муравьян. эфир	$C_{10}H_{20}O_2$	116,0 116,0 116,0	123,3	86,55 89,1 131,0	45,5/30,5 506,0/252,0 2082,0/948,0	39,8 32,3 30,1	81,0 75,7 73,5	18
Амил-пропил. эфир	$C_{12}H_{24}O_2$	144,0 144,0 144,0	160,2	43,8 96,25 158,77	67,0/9,0 683,9/961,0 2642,0/4157,0	11,7 12,3 13,7	51,5 52,9 54,6	18
Анилин	$C_6H_5NH_2$	93,0 93,0 93,0	183,9	45,9 98,4 141,3	74,75/1,56 717,7/43,0 2819,5/219,0	2,02 5,50 6,87	9,64 23,1 27,4	14
Ацетофенон	C_8H_8CO	120,0 120,0 120,0	201,5	45,9 99,05 142,32	74,7/1,32 734,6/25,8 2901,4/138,3	1,72 3,30 4,31	10,4 18,8 23,1	14
Бензальдегид	C_7H_6CHO	106,0 106,0 106,0	178,3	45,3 97,9 140,7	72,5/3,6 706,0/56,5 2772,0/268,0	4,70 7,21 9,50	22,5 31,4 38,2	14
Бензол	C_6H_6	78,0 78,0 78,0	80,2	16,0 69,2 112,6	13,5/62,3 225,0/535,0 1173,0/1867,0	82,3 70,0 60,4	95,3 91,0 86,9	15
Бензойн. кислота	$C_7H_6CO_2H$	122,0	249,0	143,78	3021,9/17,6	2,56	3,65	14
Бензонитрил	C_6H_5CN	108,0 103,0 103,0	190,6	45,7 98,5 141,55	74,0/2,08 720,4/40,0 2839,4/201,0	2,72 5,12 6,25	13,8 23,6 27,7	14

Бензлов. спирт	$C_6H_5CH_2OH$	108,0 108,0	205,0	94,4 142,7	744,0/14,58 2932,4/106,5	1,87 3,32	10,2 17,1	14
Бромбензол	C_6H_5Br	157,0 157,0 157,0	155,5	43,0 95,1 137,0	64,3/11,8 636,1/123,2 2559,7/481,3	15,3 15,9 15,1	61,3 62,2 60,9	14
α-Бромнафталин	$C_{10}H_7Br$	207,0 207,0	281,1	99,9 149,8	757,33/2,27 2023,6/14,94	0,290 0,545	3,24 5,09	14
Бутилов. спирт	C_4H_9OH	74,0 74,0	117,6	40,6 89,4	56,7/19,0 513,7/247,0	25,1 31,9	59,0 65,8	14
γ-Валериан. кислота	$C_9H_{16}O_2$	162,0 162,0	184,4	99,0 141,9	733,3/27,5 2867,3/175,0	3,54 5,46	17,1 24,6	14
n-Гептан	C_7H_{16}	100,0 100,0 100,0	98,43	26,8 79,15 122,06	26,17/50,35 842,9/417,3 1591,5/1448,8	64,6 54,4 46,6	91,3 86,9 82,9	19
n-Гептил. кисл.	$C_7H_{14}CO_2H$	130,0 130,0	221,0	90,9 143,5	757,7/4,27 2998,6/50,4	0,51 1,36	3,71 10,3	14
Гексаметилен	C_6H_{12}	84,0 84,0 84,0	80,85	15,8 69,5 113,3	13,3/62,8 223,4/582,7 1200,0/1840,0	82,6 69,0 59,6	95,7 91,3 87,3	16
n-Гексан	C_6H_{14}	86,0 86,0	69,0	7,7 61,55	7,83/68,1 160,0/600,4	89,5 78,6	97,7 94,6	10
Глицерин	$C_3H_5(OH)_3$	92,0	290,0	143,96	3036,9/3,0	0,098	0,475	29
Диэтил амилан	$C_8H_{18}N(C_2H_5)_2$	149,0 149,0	215,5	99,5 142,96	746,7/14,2 2933,5/56,7	1,81 2,70	13,3 18,7	14
Диизобутил	C_8H_{18}	114,0 114,0 114,0	106,2	31,6 83,7 120,5	34,6/41,65 411,6/346,9 1825,3/1214,4	54,5 45,2 38,8	88,4 83,9 80,1	7
Диизопропил	C_8H_{18}	86,0 86,0 86,0	52,08	1,3 53,4 98,55	4,21/71,9 108,9/651,1 716,4/2323,0	94,7 85,2 75,9	98,4 96,5 93,8	7

Таблица IV (продолжение).

Вещество	Формула	Молекулярн. вес вещества	Точка кипения при 760 мм	Температура перегонки с паром	Парциальное давление компонента в паре — вода	Молек. % в паре	Весов. % в паре	Литература
Диметиланилин	$C_6H_5N(CH_3)_2$	151,0 151,0 151,0	199,1	46,0 98,7 141,85	75,13/1,69 725,5/88,4 2863,6/176,7	2,17 4,28 5,44	15,7 27,3 32,5	14
Диметил-о-толуидин	$C_6H_4(CH_3)_2N(CH_3)_2$	135,0 135,0 135,0	184,8	45,5 98,3 141,3	73,25/2,78 715,1/45,6 2819,4/220,8	3,66 5,82 7,64	22,0 31,7 38,3	14
Диметил-р-толуидин	$C_6H_4(CH_3)_2N(CH_3)_2$	135,0 135,0	209,5	99,3 142,56	741,3/19,0 2921,0/109,0	2,43 3,41	15,7 20,9	14
Иодбензол	C_6H_5I	203,85 203,85 203,85	188,2	45,2 98,2 141,4	72,1/3,8 712,5/47,4 2827,5/214,0	4,97 6,06 6,68	37,2 42,2 44,8	25
Изоамилов. спирт	$C_5H_{11}(OH)$	88,1 88,0 88,0	180,1	43,0 92,7 132,9	64,3/11,7 581,9/176,0 2210,0/831,0	15,2 22,7 26,3	46,8 59,0 63,5	21
Изобутило-уксусн.-эфир	$C_4H_8O_2C_2H_5$	116,0 116,0 116,0	116,3	36,15 87,9 128,75	44,5/31,5 484,9/275,1 1954,5/1085,5	41,4 36,5 34,9	81,9 78,1 77,2	18
Изобутилов. спирт	C_4H_9OH	74,0 74,0	107,92	38,1 85,5	49,7/26,3 441,8/318,2	34,5 42,1	68,4 74,9	20
Изобутило-масл. эфир	$C_4H_8CO_2C_4H_9$	144,0 144,0	156,9	95,9 138,35	654,8/105,2 2593,0/447,0	13,5 16,4	55,5 56,7	18
Изобутило-муравьи. эфир	$HC_2O_2C_4H_9$	102,0 102,0 102,0	97,9	28,5 79,0 126,1	29,0/17,0 340,7/419,3 1344,0/1496,0	61,9 54,5 44,9	90,2 87,2 84,0	18
Изомасляк. кисл.	$C_4H_7CO_2H$	88,0 88,0 88,0	153,3	44,2 96,25 138,2	68,5/7,1 663,7/96,1 2582,0/450,0	9,32 12,0 14,4	33,4 40,7 45,2	21

Изокаприн. кисл.	$(C_6H_5)_2CH(C_6H_5)CO_2H$	116,0 116,0	200,5	99,5 142,7	746,7/12,7 2982,6/107,0	1,62 3,33	9,61 18,2	14
Каффора	$C_{10}H_{16}O$	152,0 152,0 152,0	208,0	40,0 99,08 142,6	75,13 735,4 2924,0	1,27 3,14 3,41	9,82 21,5 24,2	26 27 27
л-Капринов. кисл.	$C_8H_{17}CO_2H$	172,0	268,4	143,93	3084,4/5,97	0,185	1,74	14
п-Капронов. кисл.	$C_6H_{11}CO_2H$	116,0	205,7	99,6	749,3/10,26	1,32	7,93	14
п-Каприлов. кисл.	$C_8H_{15}CO_2H$	142,0 142,0	237,5	99,9 143,65	759,38/1,58 3011,1/20,08	0,202 0,903	1,57 6,71	14
m-Крезол	$C_6H_4(C_6H_5)OH$	108,0 108,0	200,5	99,3 142,54	741,3/18,0 2919,9/120,6	2,30 3,76	12,4 19,0	14
o-Крезол	$C_6H_4(C_6H_5)OH$	108,0 108,0 108,0	190,1	45,8 98,84 141,95	74,38/1,64 729,14/30,0 2871,0/171,3	2,16 3,88 5,34	11,7 19,3 25,3	14
p-Крезол	$C_6H_4(C_6H_5)OH$	108,0 108,0	201,1	99,85 142,56	742,6/17,6 2921,0/118,9	2,25 3,70	12,1 18,7	14
p-Ксилол	$C_6H_4(C_6H_5)_2$	106,0	138,45	92,2	571,0/188,0	24,3	65,3	22
п-Масляк. кисл.	$C_8H_{17}CO_2H$	88,0 88,0 88,0	160,0	45,2 97,5 139,7	72,1/3,9 694,4/66,0 2695,0/343,0	5,09 8,4 10,8	20,8 31,0 37,1	24
Метилуксусн. эфир	$CH_3CO_2C_2H_5$	74,0 74,0 74,0	57,1	2,05 53,3 94,5	5,30/70,5 108,3/632,0 633,0/2417,0	93,0 86,7 79,1	98,2 96,1 94,0	1
Метилов. спирт	CH_3OH	32,0 32,0 32,0	64,7	12,5 59,5 96,8	10,9/65,2 145,5/614,5 677,0/2363,0	85,8 80,6 77,4	91,5 88,1 85,9	8
Метил-авалин	$C_6H_5NHCH_3$	107,0 107,0	193,8	99,9 142,1	733,3/27,25 2883,5/157,1	3,48 4,90	17,7 23,4	14
Метилбенозойн. эфир	$C_6H_5CO_2C_2H_5$	136,0 136,0 136,0	197,5	46,0 98,95 142,2	75,13/1,89 732,0/28,06 1891,6/148,5	1,80 3,58 4,60	12,15 21,9 26,7	14

Таблица IV (продолжение).

Вещество	Формула	Молекулярн. вес вещества	Точка кипения при 760 мм	Температура перегонки с паром	Парциальн. давление компонентов числит.—вода знаменат. вещество	Молекул. % веществ. в паре	Весов. % веществ. в паре	Литература
Метиловая эфир . . .	$C_2H_5CO_2CH_3$	102,0	102,75	30,6	32,6/43,3	56,9	88,2	
		102,0		81,6	373,6/382,0	49,2	84,8	
		102,0		123,4	1660,0/1375,0	44,2	81,8	
Метилмуравьиная эфир . . .	HCO_2CH_3	60,0	31,8	18,2	1,1/74,0	98,3	99,5	1
		60,0		30,65	32,7/227,6	95,8	98,7	
		60,0		71,42	248,1/2791,6	91,8	97,4	
Метиловый эфир . . .	$C_2H_5CO_2CH_3$	102,0	92,3	25,0	23,5/52,2	69,9	92,7	1
		102,0		76,5	307,5/452,5	59,1	89,1	
		102,0		113,7	1009,0/1431,0	49,9	84,5	
Метилпропионовый эфир . . .	$C_3H_7CO_2CH_3$	88,0	79,7	18,2	15,5/60,6	79,6	95,0	1
		88,0		69,2	225,4/534,0	76,7	94,2	
		88,0		111,2	1117,6/1321,8	62,3	89,0	
Муравьиная кислота . . .	HCO_2H	46,0	100,75	27,9	27,75	63,4	81,6	14
		46,0		81,35	374,8	50,1	72,0	20
Нафталин . . .	$C_{10}H_8$	128,0	218,1	46,08	75,4/0,565	0,785	5,0	26
		128,0		99,33	741,8/18,1	2,31	14,4	
Нитробензол . . .	$C_6H_5NO_2$	123,0	208,3	99,25	740,0/29,15	2,58	15,3	14
		123,0		142,65	2938,3/110,5	3,44	19,6	
o-Нитротолуол . . .	$C_6H_4(CH_3)NO_2$	137,0	220,4	99,55	748,0/12,5	1,3	11,2	14
		137,0		143,07	2962,7/77,8	2,72	15,8	
p-Нитротолуол . . .	$C_6H_4(CH_3)NO_2$	137,0	237,7	99,7	752,0/7,38	0,955	6,82	14
		137,0		193,4	2990,2/48,68	1,51	10,5	
n-Октан . . .	C_8H_{18}	114,0	145,8	37,8	48,7/27,4	35,6	77,8	11
		114,0		89,3	511,5/248,0	32,0	74,9	
		114,0		131,7	2136,0/802,4	28,9	71,8	

p-Пеларгоновая кислота . . .	$C_8H_{17}CO_2H$	156,0	263,4	99,99	759,75/0,28	0,088	0,81	14
		156,0		143,8	3028,6/15,06	0,468	3,91	
p-Пентагидрофуран . . .	C_5H_{12}	72,0	36,3	—18,2	1,1/75,0	98,4	99,6	4
		72,0		34,6	40,9/719,0	94,6	98,6	
		72,0		79,35	345,7/2695,0	98,3	96,8	
Пропионовая кислота . . .	$C_2H_5CO_2H$	74,0	140,3	43,3	65,4/10,9	14,2	40,4	23
		74,0		94,3	617,6/142,5	18,3	48,0	
		74,0		135,6	2395,0/645,0	20,4	51,3	
Пропилоуксусный эфир . . .	$C_3H_7CO_2C_2H_5$	102,0	101,55	30,3	32,1/43,9	57,7	88,6	1
		102,0		81,1	371,0/389,5	50,6	86,3	
		102,0		122,95	1686,4/1404,5	45,1	82,3	
p-Пропилспирт . . .	C_3H_7OH	60,0	97,4	33,8	39,0/37,0	48,4	75,8	17
		60,0		80,9	368,0/382,0	51,0	77,6	
		60,0		118,7	1431,0/1609,0	51,8	78,2	
Пропиломуравьиный эфир . . .	$HCO_2C_3H_7$	88,0	80,9	18,7	16,03/59,9	78,8	94,8	1
		88,0		70,1	244,6/526,0	68,8	91,5	
		88,0		112,15	1155,7/1883,0	61,1	88,5	
Пропиленбромистый . . .	$C_3H_5BrCH_2CH_2Br$	202,0	141,0	41,0	57,87/18,4	25,0	78,9	14
		202,0		92,9	586,2/173,1	22,4	76,4	
		202,0		135,55	2392,2/347,4	20,5	74,3	
Ртуть . . .	Hg	200,0	356,63	46,22	0,0103	0,014	0,16	30
		200,0		99,99	0,284	0,086	0,40	30
		200,0		143,97	2,206	0,073	0,80	30
Сера . . .	S ₈	—	440,0	103,0	760,0/0,007	—	0,013	32
Сероуглерод . . .	CS ₂	76,12	46,2	—11,5	1,784/74,09	97,6	90,4	5
		76,12		43,27	65,24/694,85	91,3	97,8	
		76,12		88,13	489,3/2550,4	82,7	95,3	
Толуол . . .	$C_6H_5CH_3$	92,0	110,4	32,0	35,32/40,8	53,3	85,4	14
		92,0		34,45	421,6/838,5	43,9	80,0	

Таблица IV (продолжение).

Вещество	Формула	Молекулярный вес вещества	Точка кипения при 760 мм	Температура перегонки с паром	Парциальная давление компонент в числит. — вода знаменат. вещество	Молекул. % в паре	Весов. % в паре	Литература
m-Толуидин	$C_6H_4(CH_3)NH_2$	107,0 107,0	208,3	99,22 142,5	739,2/20,5 2916,1/124,0	2,06 3,88	14,0 19,4	14
o-Толуидин	$C_6H_4(CH_3)NH_2$	107,0 107,0 107,0	199,7	46,0 99,1 142,3	75,19/0,89 736,0/24,4 2899,8/139,1	1,16 3,12 4,34	6,51 16,1 21,2	14
p-Толуидин	$C_6H_4(CH_3)NH_2$	107,0 107,0	200,4	99,1 142,35	736,0/23,6 2903,8/136,3	3,01 4,25	15,6 20,9	14
Триметилен бромистый	$CBr_3CH_2CH_2CH_2Br$	202,0 202,0	164,4	96,5 139,31	669,7/90,1 2665,1/375,1	11,6 11,8	59,4 90,0	14
Уксусн. кисл.	CH_3COOH	60,0 60,0 60,0	118,7	87,0 88,0 120,18	46,7/29,3 487,0/273,0 1981,0/1089,0	35,3 35,4 33,8	67,4 64,6 63,0	6
Фенол	C_6H_5OH	94,0 94,0 94,0	181,4	46,0 98,6 141,4	75,13/1,18 722,9/37,8 2827,5/214,0	1,63 4,81 6,68	7,50 20,9 27,2	14
Хлорид аммиака	NH_4Cl	129,0 129,0	237,8	99,7 143,4	752,0/8,4 2990,0/52,2	1,08 1,62	7,28 10,6	28
m-Хлоранилин	$C_6H_4ClNH_2$	127,45 127,45	238,5	99,08 143,27	751,4/8,65 2979,4/60,06	1,13 2,16	7,49 13,5	14

o-Хлоранилин	$C_6H_4ClNH_2$	127,45 127,45	208,8	99,25 142,63	7,0/0/20,05 2926,7/113,4	2,64 3,53	16,1 20,6	14
Хлор-нафталин	$C_{10}H_7Cl$	162,45 162,45	259,3	99,85 149,65	756,0/3,87 3011,1/28,88	0,496 0,882	4,30 7,43	14
Этилоуксусн. эфир	$CH_3CO_2C_2H_5$	88,0 88,0 88,0	77,15	17,0 67,5 109,6	14,4/61,5 208,2/551,8 1061,0/1976,0	80,9 71,9 64,3	95,4 92,6 89,8	1
Этилов. спирт	C_2H_5OH	46,0 46,0 46,0	78,3	23,75 69,2 106,1	21,8 225,4 942,0	70,2 69,9 68,2	86,4 85,6 84,6	14 12 12
Этил-анилин	$C_6H_5NHCO_2C_2H_5$	121,0 121,0	204,0	99,9 142,5	757,3/2,2 2916,1/124,6	3,29 3,88	18,6 21,34	14
Этилов. эфир	$(C_2H_5)_2O$	74,0 74,0 74,0	34,61	17,23 32,7 76,25	1,1 36,8 304,8	98,4 94,8 89,8	99,6 98,7 97,8	2 2 2
Этило-муравьиный эфир	$HCO_2C_2H_5$	74,0 74,0 74,0	54,3	0° 50,7 92,8	4,6/2,45 95,3/664,8 584,0/2457,0	94,1 87,3 80,4	98,5 96,6 94,4	
Этило-изо-масляный эфир	$C_6H_5CO_2C_2H_5$	116,0 116,0 116,0	110,1	92,7 84,5 126,8	36,8/39,2 434,7/335,3 1826,0/1214,0	51,4 46,8 38,7	87,2 85,0 80,8	18
Этилпропион. эфир	$C_6H_5CO_2C_3H_7$	102,0 102,0 102,0	99,0	29,2 80,0 121,8	30,1/43,9 354,8/403,6 1578,6/1462,8	61,2 52,6 47,0	88,1 86,3 83,4	1

1. Young & Thomas. J. Chem. Soc. 63 (1893), 1191, 1207, 1211, 1216, 1219, 1222, 1226, 1234.
2. Batelli, Annal. de Chim. et Phys. VI. 25 (1892), 38.
3. Ramsay & Young, Phil. Trans. 177 (1887), 57.
4. Young, J. Chem. Soc. 71 (1897), 446.
5. Batelli, Mem. Acc. di Torino 41 (1890), 1 & 42 (1891), 1.
6. Ramsay & Young. J. Chem. Soc. 49 (1886), 790.
7. Young & Fortey, J. Chem. Soc. 77 (1900), 1126.
8. Ramsay & Young, Phil. Trans. 178 A (1887), 313 & 321.
9. Woringer, Zeitschrift f. physik. Chem. 34 (1900), 261.
10. Young & Thomas, J. Chem. Soc. 67 (1895), 1071.
11. Young & Thomas, J. Chem. Soc. 77 (1900), 1145.
12. Ramsay & Young, Phil. Trans. 176 (1885), 123.
13. Batelli, Mem. Acc. di Torino 44 (1893) (2), 1.
14. Kahlbaur, Siede temperatur und Druck (1892), Zeitschr. f. physik. Chem. 13 (1894) 14 and 26 (1898), 577.
15. Young, J. Chem. Soc. 59 (1891), 626 & 911.
16. Young & Fortey, J. Chem. Soc. 75 (1899), 873.
17. Ramsay & Young, Phil. Trans. 180 (1889) 137.
18. Schumann. Wiedemanns Annalen 12 (1882), 40.
19. Young, J. Chem. Soc. 73 (1898), 675.
20. Richardson, J. Chem. Soc. 49 (1886), 762 & 765.
21. Schmidt, Zeitschr. f. physik. Chem. 7 (1891), 433 & 8 (1891), 641.
22. Neubeck, Zeitschr. f. physik. Chem. 1 (1887), 655.
23. Richardson, J. Chem. Soc. 40 (1881), 766.
24. Ramsay & Young, Berl. Berichte 19 (1885), 2107.
25. Young, J. Chem. Soc. 55 (1889) 486.
26. Allen, J. Chem. Soc. 77 (1900), 400 & 413.
27. Ramsay & Young, Phil. Trans. 175, 1 (1884), 37.
28. Young, J. Chem. Soc. 55 (1881), 483.
29. Richardson, J. Chem. Soc. 49 (1886), 764.
30. Hertz, Wiedemanns Annalen 17 (1882), 193.
31. Ramsay & Young, Zeitsch. f. physik. Chem. 1 (1887), 252.
32. H. Gruener, Chem. Zentralbl. 1907, II 2021 & Ruff & Graf ibid S 2022

Таблица V. Скрытая теплота испарения.

Вещество	Температ. кипения в °C	Молек. вес	Скрытая теплота в мал. калор. по точке кипения
Ацеталь	104,0	118,1	66,2
Ацетальдегид	20,8	44,0	134,6
Ангидрид уксусн.	136,4	102,1	66,1
Ацетон	56,6	58,1	125,3
Аммиак	— 34,7	17,0	341,0
Анилин	183,9	93,1	100,6
Бензальдегид	178,3	103,1	86,6
Бензол	80,2	78,1	93,5
Бензил. спирт	205,0	108,1	98,5
Бромбензол	155,5	157,0	57,9
Бутилов. спирт (н)	117,6	74,1	143,3
" " (изо)	107,9	74,1	138,9
Вода	100,0	18,0	536,6
Глицоль	197,1	62,1	190,9
Гептал	98,4	100,2	74,0
Гексан	69,0	86,1	79,2
Изоамилов. спирт	130,1	88,1	125,1
Изопропилов. спирт	82,9	60,1	161,1
m-Крезол	200,5	108,1	100,5
o-Ксилол	144,0	106,1	82,5
Маслян. кислота (изо)	162,2	88,1	114,0
Метилов. спирт	64,7	32,0	261,7
Метил хлористый	— 24,1	50,5	96,9 (при 0°C)
" иодистый	42,4	141,9	46,0
Метил-этил-кетон	81,0	72,1	103,5
Метил-анилин	193,8	107,1	95,5
Нитробензол	208,3	123,1	79,2 (при 151,5°C)
Октан	125,8	114,2	71,1
Пентан	36,3	72,1	83,8
Пропилов. спирт (н)	97,4	60,1	162,6
Толуол	110,4	92,1	86,8
o-Толуидин	203,3	107,1	95,1
Уксусная кислота	118,7	60,0	89,8
Хлор-бензол	131,8	112,5	75,9
Хлороформ	61,2	119,4	58,9
Четыреххлорист. углерод	76,8	153,8	46,4
Этил бромистый	88,2	109,0	60,4
" иодистый	72,3	155,9	47,6

БИБЛИОГРАФИЯ

1906—1920 г.г.

- Adams, A. B.—The distillation of alcohol. *J. Ind. Eng. Chem.* 4, pp. 8—14 (1912).
- Atkins, W. R. G.—The application of the method of constant boiling point mixtures to the qualitative analysis of certain mixed organic liquids. *Analyst*, 41, pp. 334—5 (1916).
- Baril, A.—The continuous rectification of benzene. *Chemie et industrie*, 2, pp. 1013—16 (1919).
- Bergstrom, H.—Distillation of methyl alcohol in aqueous solution. *J. Soc. Chem. Ind.*, 30, p. 274 (1911).
- Berry, A. J.—Distillation of binary mixture of metals in vacuo. *Chem. News*, 106, p. 129 (1913).
- Birstein, G. and Others.—Distillation of methyl alcohol. *Z. angew. Chem.* 24, pp. 2429—30 (1911).
- Borrmann, C. H.—Kubierschky's apparatus. *Chem. Ztg.* 35, pp. 345—7; 355—6. *Z. angew. Chem.* 32, pp. 149—55 (1919).
- Bonsfield, W. R.—The continuous fractional distillation of water. *J. Chem. Soc.* 101 pp. 1443—53 (1911).
- Bröckenhagen, W.—Innovations in rectifying apparatus, etc. *Z. angew. Chem.* 24, p. 2104 (1911).
- Burrell, G. A. and Robertson, I. W.—Separation of gases by fractional distillation. *J. Ind. Eng. Chem.* 7, pp. 209—10 (1915). *J. Am. Chem. Soc.* 37 pp. 898—902 (1915).
- Chenard, E.—Thermodynamics and fractional distillation. *Bull. assoc. chim. sucr. dist.* 33, pp. 47—55 (1915).
Chenard tube for multiple fractionation by adiabatic condensation. *Rev. gén. chim.* 17, pp. 52—5 (1914).
Theory of fractional distillation of mixtures of water and alcohol. *Bull. soc. chim.*, 15, pp. 646—9 (1914).
- Dabrowski, S.—Method of fractionation by diffusion. *Bull. intern. acad. sci. Cracovie, A.* pp. 485—526 (1912).
- Dieterle, E. A.—Ammonia waste liquor still. *Gas Age*, 46, pp. 427—28 (1920).
- Dufton, S. F.—The limits of separation by fractional distillation. *J. Soc. Chem. Ind.* 38, pp. 45—6 (1919).
- Foth.—Raschig rings as a supplement for sieve or bell bottoms in distilling and rectifying columns. *Z. Spiritusind.* 41, pp. 299—300 (1918).
- Foucar, J. L.—Differential distillation. *J. Soc. Chem. Ind.* 29, pp. 787—91 (1910).
- Friedrichs, J.—Comparative investigations of laboratory distilling columns. *Z. angew. Chem.* 32, 1, pp. 340—7 (1919).
- Gay, L.—Distillation and rectification. *Chemie et industrie* 3, pp. 157—66 (1920); 4, pp. 178—88 (1920); 4, pp. 734—43 (1920).
- Guiselin.—Separation of the paraffins by distillation in a vacuum. *J. Petrole* 11, p. 35.
- Harvich, L.—Fractional distillation with steam. *Z. angew. Chem.* pp. 102—3 (1913).
- Hamer, J. D.—Benzol rectification. *Gas World*, 68, pp. 13—16 (1918).
- Hardy, H. and Richens, B. E.—Fractional distillation by means of steam. *Analyst*, 32, pp. 197—203 (1907).
- Hildt, E.—New fractionating apparatus for oil and other volatile products. *Compt. rend.* 165, pp. 790—3 (1917).
- Hildt, E.—Chenard's tube for multiple fractionation by adiabatic condensation. *Ann. Chim. anal.* 19, pp. 146—50 (1914).
- Hirsch, A.—Differential condensation in distillation and rectification of binary liquid mixtures. *J. Ind. Eng. Chem.* 2, pp. 403—19 (1910).
- Kuennen, J. P.—Distillation of mixtures. *Chem. Weekblad* 8, p. 349. (1911).
- Lewis, W. K.—The theory of fractional distillation. *J. Ind. Eng. Chem.*, 1, pp. 522—33, (1909).
Vapor composition of alcohol-water mixtures. *J. Ind. Eng. Chem.*, 12, pp. 496—9 (1920).
- Lippmann, E. O. M.—Some remarks on the history of distillation. *Z. angew. Chem.* 26, pp. 46—7 (1913).
- Ludwig, F.—A new filling material for fractionating columns, etc. *Chem. App.* 2, pp. 247—8 (1915).
- McGurty, W. J.—Toluene recovery operations in greater New York. *Gas. Age*, 43, pp. 170—80 (1919).
- McKee, R. H.—Still for absolute alcohol. *J. Ind. Eng. Chem.* 4, p. 46 (1912).
- Mallet, P.—Continuous distillation. *Chemie et industrie*, 2, pp. 1005—7 (1919).
- Mariller, C.—Thermodynamics and fractional distillation. *Bull. assoc. chim. sucr. dist.* 35, Nos. 7—9 (1918).
Composition of distillates obtained in fraction distillation. *Bull. assoc. chim. sucr. dist.* 32; pp. 99—107 (1915).
Contribution to the study of the laws of distillation of binary liquid mixtures. *Bull. assoc. chim. sucr. dist.* 28, pp. 473—90; 537—59 (1911).
Note on the boiling point of alcohol-water mixtures. *Bull. assoc. chim. sucr. dist.* 32, pp. 768—70 (1915).
- Masing, H.—New method for the rectification of spirits. *Chem. Ztg.* 37, pp. 329—30 (1913).
Paraffin fractionating distillation. *Chem. Tech. Ztg.* 29, pp. 140—1 (1912).
- Mausfarand, S.—Distillation plant. *Chem. Age (London)*, 2, pp. 469—70 (1920).
- Mouren, C. and Others.—Analysis by fractional distillation. *Bull. soc. chim.* 27, pp. 523—7 (1920).
- Norton, K.—The control of continuous ammonia stills. *Gas. World*, 68, pp. 397—9 (1918).
- Offermann, H.—New process for distillation. *Chem. Ztg.* 44, pp. 773—4 (1920).
- Parker, J.—Method of increasing the efficiency of pot stills for benzene recovery. *Gas World*, 70, p. 12 (1919).
- Pascal, P.—The distillation of ternary mixtures. *Bull. soc. chim.* 27, pp. 514—20 (1920).
- Rechenberg, C. von.—Normal vapor pressure. *J. prakt. Chem.* 101, pp. 112—22 (1920).
- Robert, J.—Fractional distillation apparatus. *Met. Chem. Eng.* 10, pp. 60—1 (1912).
- Rosanoff, M. A. and Bacon, C. W.—Fractional distillation with regulated still head. *J. Am. Chem. Soc.* 37, pp. 301—9 (1915), and pp. 1072—9 (1915).
- Rosanoff, M. A. and Others.—Theory of fractional distillation. *J. Am. Chem. Soc.* 36, pp. 1993—2004 (1914).
- Rosanoff, M. A.—The vapor pressure of liquid mixtures and fractional distillation. *J. Frank Inst.* 172, pp. 527—44 (1911).

- Schröder, H.—Intermittent rectification apparatus in theory and practice. Chem App., 1, pp. 281—6; 294—7; 307—11; 321—4 (1914).
- Schulze, A.—Vapor pressure of benzene—toluene mixtures. Ann. Physik. 59, pp. 73—85 (1919).
- Sidersky, D.—Continuous distillation and rectification—in „Breunereifragen“—Branuschweig (1914).
- Streeter, E.—Continuous vacuum still for mustard gas. J. Ind. Eng. Chem. 11, pp. 292—4 (1919).
- Thau, A.—Ammonia and benzene column stills. Chem. Met. Eng. 23, pp. 1203—7 (1920).
- Tungay, S. J.—Column apparatus in chemical industry. Chem. Age, 1, pp. 11—14. (1919).
- Vigreux, H.—Laboratory fractionation apparatus. Bull. soc. chim. 15, pp. 682—5, (1914).
- Walter, E.—The modern art of distillation. (Book) Frankfurt a/O (1913).
- Washburn, F. M.—Constant temperature still heads. J. Ind. Eng. Chem. 12, pp. 73—7 (1920).
- Williamson, P. B.—Pressure and temperature relations for vapor of liquids. Chem. Met. Eng. 22, pp. 1151—5 (1920).
- Young, Sidney.—Brown's formula for distillation. Sci. Proc. Royal Dublin Soc., 15 pp. 667—72 (1920).

УКАЗАТЕЛЬ ПО ПРЕДМЕТАМ.

- Абсолютный нуль — 18.
- Аммиак: парциальное давление над водой — 24, источники — 92, схема установки — 93. Анализатор. — 80, 90.
- Арматура: для установок периодическ. действия — 79, для фракционных колонн — 79. для непрерывных установок — 89.
- Ацетон — метиловый спирт: смесь, кипящая при постоянной температуре — 103, установка 104.
- Безводные растворы — 88.
- Бензол — толуол: кривая точек кипения — 28, кривая парциальных давлений — 28, кривая давлений пара — 26.
- Бензол: давление паров — 22, кривая давления паров — 27.
- Бензол — поглотительное масло: точка кипения смеси — 97, температура — 98.
- Бинарные смеси — 13.
- Бойля закон — 18.
- Вакуумная установка — 98.
- Весовые проценты расчета — 20.
- Винный спирт: нейтрализация — 107, непрерывная установка — 108, примеси — 110.
- Вода — водяной пар — лед: диаграмма — 5, охлаждающая — 74, фенол — 7, эфир — спирт: трехкомпонентная система — 16, уксусная кислота — 33, охлаждающая скорость — 75, удаление из аммиака — 96.
- Воздух: состав — 20, в конденсаторе — 57.
- Высота колонны — 71.
- Газовые законы — 18.
- Газы неконденсирующиеся — 73, совершенные — 19.
- Гей — Люссака закон — 18.
- Генри — закон — 24, 25.
- Гольм пар — 84.
- Давление водяного пара — 5, 22, — над сахарными растворами — 23, парциальное — 25, 28, пара смесей бензол — толуол — 26, 28, падение в колонне — 50, 67.
- Дальтона закон — 20.
- Двухкомпонентная система: пространств. модель — 7.
- Дестилляция непрерывная — 11, 90, многократная 11, — простая 32, дробная — 1, последовательная — 10, периодическая — 47, расчет — 30.
- Дестиллят: охлаждение — 72.
- Диаграмма: вода, водяной пар, лед — 5. температура — состав — 8, трехкомпонентной системы 16.
- Диаметр колонны: — 70.
- Дробная дестилляция — 1, равновесие — 10, конденсация — 12.
- Жидкости: частично смешивающиеся — 7.
- Загрузка: подогрев в котле — 60, скорость — 81, подогреватель — 82, контроль — 89.
- Законы: Гей — Люссака — 18, газовые 18, Бойля — 18, Генри — 24, 25, Дальтона — 20, Рауля — 23, 24, совершенных газов — 19.

- Известь** — 94.
Изменение температуры при постоянном давлении — 6.
Изоляция колонны — 37, 63.
Испарительная колонна — 84.
Клапейрона уравнение — 21.
Колонны: тарелчатые — 51, с колпачками — 52, 53, производительность — 58, с насадкой — 49, эффективность — 54, периодические — 43, размеры — 70, изоляция — 37, 63, аммиачной схема — 93, эффективность термическая — 37, непрерывные 40, 82, 87, испарительные — 84, фракционные — 12, 36, 66, ректификационная — 85.
Конденсатора: поверхность — 71, 78, проблема работ — 57, конструкция 71.
Конденсатор: для непрерывной установки — 83, множественный — 56.
Конденсация: дробная — 12, простая 34.
Компонент — 3, 17.
Кольца Рашига — 50.
Контакт — 68.
Конструкция периодической установки — 58, конденсатора — 71.
Концентрированные растворы — 26.
Контроль загрузки — 89.
Коефициент — 75.
Кривая: точек кипения смесей — 28, 30, 97; парциальных давлений — 28, давлений паров смесей — 26, давлений пара бензола — 27, давлений водяного пара, зависимости между флегмой и числом тарелок — 43, состава пара смесей — 39, 33, 34.
Куб для периодической установки — 48, 58, чистка — 59.
Легкое масло — 58, 96.
Лед — вода — водяной пар — 5.
Логарифмическая средняя температура — 77.
Луиса метод — 38, 39, анализ — 35.
Максимальная точка кипения — 13.
Масло: поглотительное — 96, 100, легкое — 58, 96, удаление при дистилляции аммиака — 95.
Метод Луиса — 38, 39, фракционирования — 10.
Метил — ацетон — 102.
Метиловый спирт — 101.
Минимальная точка кипения — 14.
Максимальная точка кипения — 13.
Многokратная дистилляция — 11, конденсаторы — 56.
Многокомпонентные системы — 89.
Модель пространственная — 7, 17.
Молекулярный объем — 19, процент. — 21.
Нагрев загрузки — 60.
Нагрева поверхность — 59.
Насадка колонн — 49.
Неконденсирующиеся газы — 73.
Непрерывная дистилляция — 11, 90.
Непрерывно действующая установка — 40, 82, 88.
Неустойчивое состояние — 6.
Объем молекулярный — 19.
Объемные проценты — 21.
Однокомпонентные системы — 3.
Оптимальное число тарелок — 44.

- Отходящих газов температура** — 78.
Охлаждение дистиллята — 72.
Охлаждения скорость — 75.
Охлаждающая поверхность — 74, 86, вода — 74.
Очистительная колонна — 108.
Пар голый — 84.
Пара: расход в вакуумной установке — 99, подача для постоянной установки — 81, давлении — 4, 23, 25, 27, скорость — 74, кривая давлений 26, 27, характеристика — 76.
Парциальное давление — 25, 28.
Падение давления в колонне — 50, 67.
Перегонка: непрерывная — 11, 90, простая — 32, последовательная — 10, множественная — 11, периодическая — 47, дробная — 1.
Периодическая установка — 43.
Переливные трубы — 69, 53.
Поверхность конденсации — 71, 78, охлаждения — 78, нагрева — 59.
Поглотительное масло — 96, 98.
Последовательная дистилляция — 10.
Постоянно кипящие смеси — 17, 102.
Подогреватель загрузки — 60.
Пленки коэффициент — 75.
Преимущество непрерывной дистилляции — 90, периодической — 48.
Производительность колонны — 58.
Простая конденсация — 33.
Правило фаз — 2, 3, 4, 6, 7, 8, 9.
Проценты молекулярные — 21, объемные — 21, весовые — 20.
Проблема работы конденсатора — 57.
Пространственные модели — 7, 17.
Работа периодической установки — 59, конденсатора — 57.
Размеры колонн — 70.
Расстояние между тарелками — 69.
Разность логарифмическая — 77, температуры — 65.
Растворы концентрированные — 26, безводные — 88, сахар. — 23.
Растворимость полная — 8.
Расход пара — 99.
Расчет объемных процентов — 21, весовых процентов 20.
Рауля закон — 23, 24.
Рашига кольца — 50.
Ректификационная колонна — 85.
Сахарные растворы — 23, свобод степень. — 3.
Сероводород — 94.
Сероуглерод — 8, 12.
Системы: трехкомпонентные — 14, 16, 17, сложные — 14, однокомпонентная — 4, многокомпонентные — 89.
Ситчатые тарелки — 51.
Скрубберы — 95.
Скорость в колоннах — 55, охлаждающей воды — 75, пара — 74, теплопередачи — 63, загрузки — 81, охлаждения — 75.
Сложные системы — 14.
Смеси: постоянно кипящие — 17, 102, бинарные — 18, фенол—вода — 7.
Совершенные газы — 19, законы — 18.
Состав — температура — 8, воздуха — 20, пара смеси: вода, уксусная кислота — 33.
Спирт — эфир — вода — 17, винный, метиловый — 101.

Степень фракционировки — 33, свобод — 3.
 Схема аммиачн. установки — 93, фракционной колонны — 12, 36, 66.
Тарелки — 69, ситчатые — 51.
 Температура при постоянном давлении — 6, смеси: бензол — поглот. масло — 97, исходящих газов — 73, паров в конденсаторе — 73, состав — 8, средняя логарифмич. — 77.
 Температура разность — 65.
 Теплопередачи коэффициент — 75, скорость — 63.
 Теплота конденсатора — 73.
 Термическая эффективность колонны — 37.
 Трехкомпонентные системы — 14, 16, 17.
 Тoluол — бензол: кривая точек — 28, кривая давлений пара — 26, парциальных давлений — 28.
 Точки кипения: максимальные — 13, минимальные — 14, биварных смесей — 13, бензол толуол — 28, смесей бензол — поглотительное масло — 98.
 Трубы переливные — 53, 69, для паров — 71.
Углерод четыреххлористый — 8, 12.
 Углекислота — 94.
 Удаление некоонденсир. газов — 73, сероводорода и углекислоты — 94, масел при дистилляции аммиака — 95, воды из аммиака — 96.
 Уксусная кислота — вода — 33.
 Уравнение Клапейрона — 21, эмпирическое — 22, 26, совершенных газов — 19.
 Установка для трехкомпонентных систем — 86, вакуумная — 98.
Фенол — вода — 7.
 Фаз правила — 2, 3, 4, 6, 7, 8, 9.
 Флегма — 40, 43, 60.
 Формула Клапейрона — 21, 22.
Частично смешивающ. компоненты — 17, жидкости — 7.
 Четыреххлористый углерод — 8, 12.
 Число тарелок — 69.
 Чистка куба — 59.
Эмпирическое уравнение — 22, 26.
 Эффективность колонны — 54, термическая — 37.
 Эфир — вода — спирт — 17.

ОПЕЧАТКИ.

Напечатано:

Стр. 4, 24-я строка (перед II главой): 750 мм.
 „ 9, последний абзац: t_3, X_3
 „ 10, первый абзац: X_3
 „ 18, предпоследняя строка снизу: 270°C
 „ 21, 15-я строка сверху: 48,7
 „ 22, восьмая строка сверху: 2,203
 „ 24, первая строка сверху: 753,3
 „ 30, последняя строка: $p = x_e \left(-\frac{L}{RT} + k \right)$
 „ 34, одиннадцатая строка сверху: $\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{F(x) \cdot x}$
 „ 36, вторая стр. сверху: $V_0 V_0 = V_c V_c + R_0 X_1$
 „ 37, восьмая стр. сверху: $X_1 = X_0$
 „ 44, третья стр. снизу: $V_0 R + V_c = \text{Constant}$
 „ 47, после шестой строки вставить:

Нужно читать:

750 мм.
 t_3, X_3
 X_3
 273°C
 43,7
 2,303
 753,3
 $p = x_e \left(-\frac{LR}{T} + k \right)$
 $\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{F(x) - x}$
 $V_0 V_0 = V_c V_c + R_0 X_1$
 $X_1 = X_0$
 $V_c R + V_c = \text{Constant}$
 при $X_0 = 0,200$