

АЭАА VII Î ÑÎ Î ÂÎ ÛÂ ÒÈÏ Û È ÐÃÑ×ÃÒÛ ÐÃÈÒÈÔÈÊÀÖÈÎ Î Î ÛÕ È ÄÃÑÎ ÐÃÀÖÈÎ Î Î ÛÕ ÊÎ ÊÎ Î Î

Î ÑÎ Î ÂÎ ÊÊÃÑÑÈÔÈÊÀÖÈÈ ÄÎ Î ÐÃÀÖÎ Â
ÊÎ ÊÎ Î Î Î Î ÒÈÏ Ä

Для контактирования потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяются аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств.

В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К **атмосферным колоннам** обычно относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенных на потоке движения паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит в основном от сопротивления её внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В **вакуумных колоннах** давление ниже атмосферного (создано разрежение), что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых продуктов и главным образом допустимой максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В **колоннах, работающих под давлением**, величина последнего может значительно превышать атмосферное (колонны ГФУ, стабилизаторы, абсорберы и др.).

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и мазута, колонны установок вторичной перегонки бензинов, каталитического крекинга, установок газоразделения, установок регенерации растворителей при депарафинизации масел и др.

По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты (рис. VII-1). Области применения контактных устройств определяются свойствами разделяемых смесей, рабочим давлением в аппарате, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т.п.

В **тарельчатых аппаратах** (рис. VII-1, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке).

В **насадочных колоннах** (рис. VII-1, б) контакт между газом (паром) и

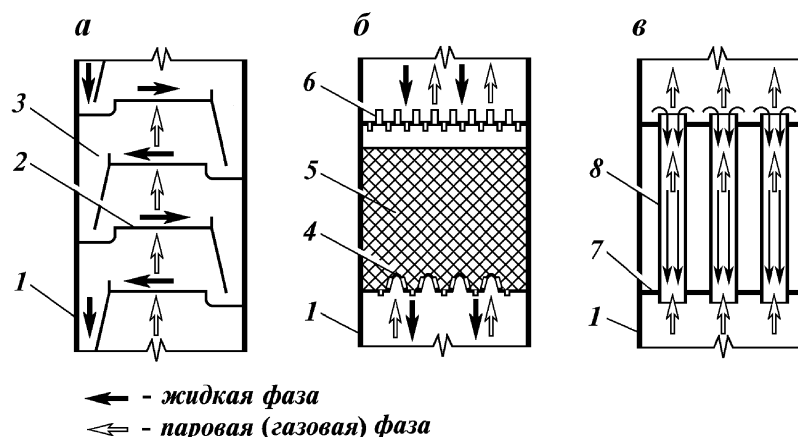


Рис. VII-1. Схемы основных типов колонных аппаратов:

а — тарельчатый; б — насадочный; в — пленочный; 1 — корпус колонны; 2 — полотно тарелки; 3 — переточное устройство; 4 — опорная решетка; 5 — насадка; 6 — распределитель; 7 — трубная решетка; 8 — трубка

жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

В **пленочной колонне** (рис. VII-1, в) фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

В нефтегазопереработке в основном применяются тарельчатые колонны. Однако в последние годы в связи с созданием эффективных насадок возрос интерес и к насадочным колоннам, особенно это относится к вакуумным процессам, приобретающим в этом случае ряд положительных характеристик: низкое гидравлическое сопротивление, малая задержка жидкости, высокая эффективность в широком интервале изменения нагрузок по пару (газу) и жидкости и др.

РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ И АБСОРБЦИОННЫЕ КОЛОННЫ

В ректификационных и абсорбционных колоннах применяются тарелки различных конструкций (колпачковые, клапанные, струйные, провальные и т.п.), существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным. При выборе конструкции контактного устройства учитывают как их гидродинамические и массообменные характеристики, так и экономические показатели работы колонны при использовании того или иного типа контактных устройств.

Основные принципы классификации тарелок. В настоящее время в промышленной практике известны сотни различных конструкций тарелок, которые можно классифицировать по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку, по способу взаимодействия жидкой и паровой (газовой) фаз, по характеру диспергирования взаимодействующих фаз, по конструкции устройства для ввода пара (газа) в жидкость и др.

По способу передачи жидкости различают тарелки со специальными переточными устройствами и тарелки провольные.

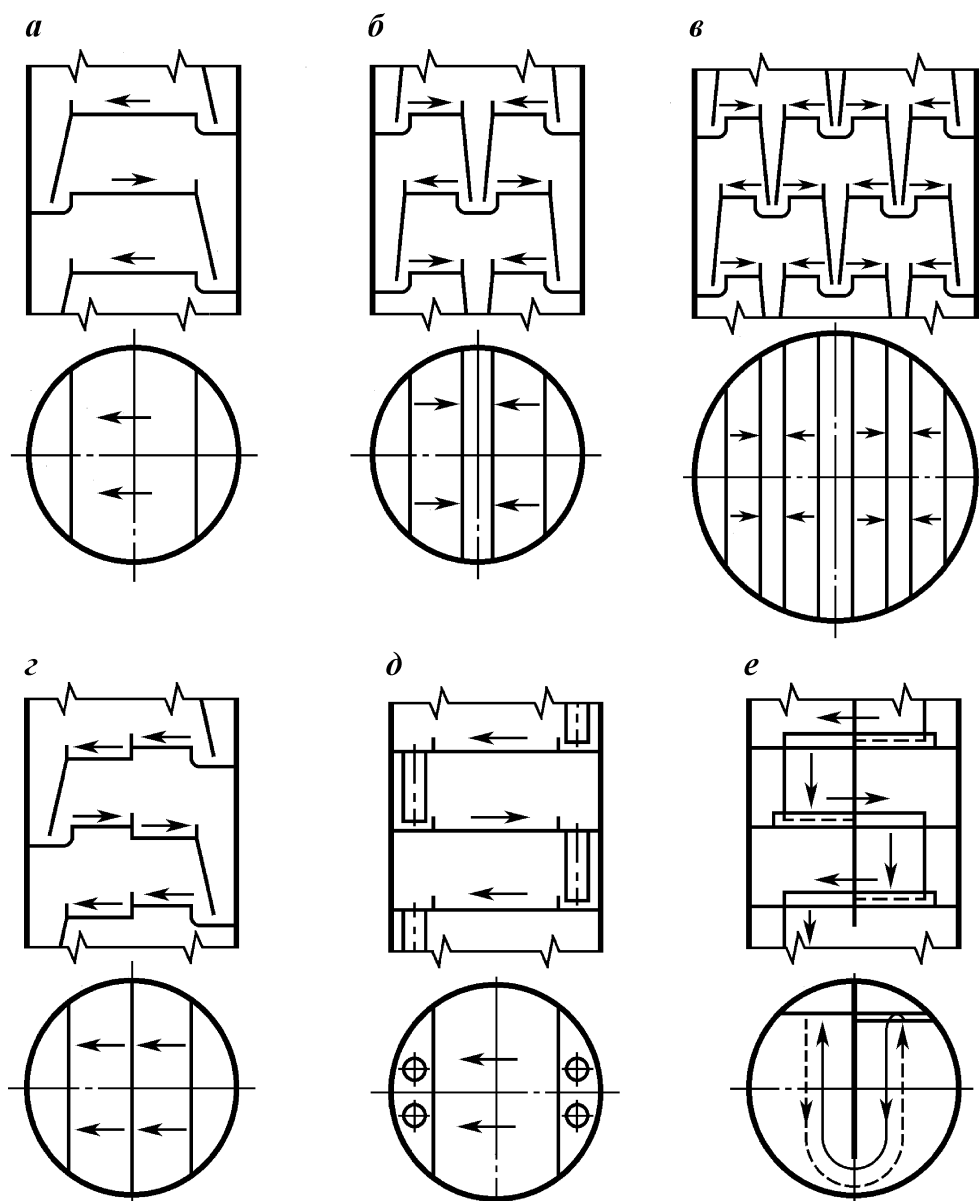
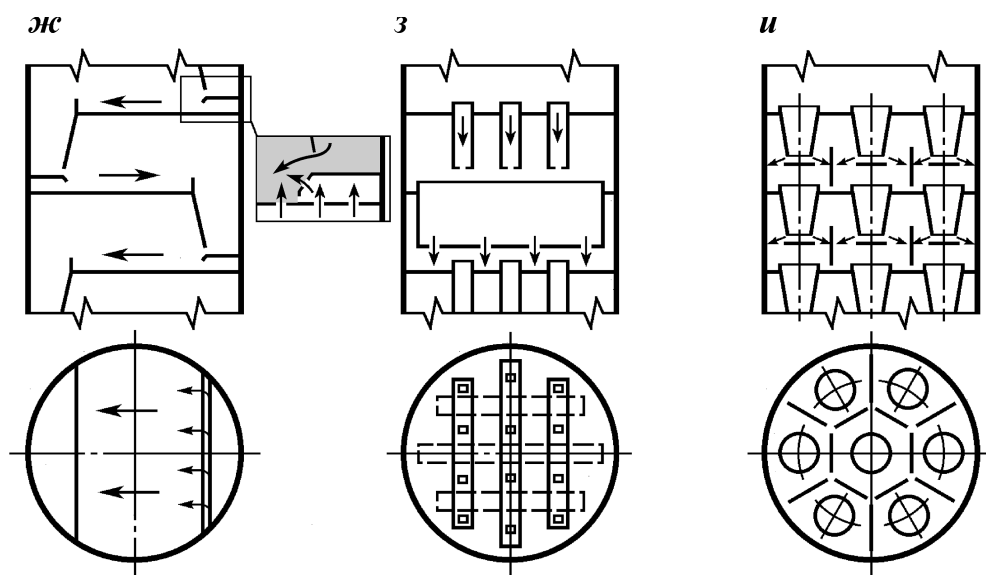


Рис. VII-2. Различные схемы организации движения потока жидкости на тарелках с переливными устройствами:
a — однопоточная; *б* — двухпоточная; *в* — четырехпоточная; *г* — каскадная; *д* — с переливными трубами; *е* — с кольцевым движением жидкости на тарелке; *ж* — тарелка NYE фирмы "Glitsch"; *з* — многосливная тарелка фирмы "Union Carbide Corp."; *и* — с двумя зонами контакта фаз

У тарелок со специальными переточными устройствами жидкость перетекает с тарелки на тарелку отдельно от потока пара через специальные каналы (рис. VII-2). В зависимости от нагрузки по жидкости и технологического назначения колонны переток жидкости может осуществляться



одним, двумя и более потоками (рис. VII-2, а — â). При применении тарелок с большим числом потоков следует учитывать, что при этом уменьшается длина пути жидкости на тарелке и, как следствие, снижается эффективность массопередачи. Колонна разбивается на несколько самостоятельных отсеков, что препятствует перераспределению пара по сечению аппарата в целом и ухудшает равномерность работы тарелок.

В пределах полотна тарелки течение жидкой фазы можно направить по горизонтальной поверхности или по слегка наклонной в сторону слива как в одном уровне, так и каскадом (рис. VII-2, â). Применение каскадных тарелок позволяет уменьшить значение градиента уровня жидкости Δ , что обеспечивает в колоннах большого диаметра более эффективную работу тарелок. Однако в этом случае увеличивается расстояние между тарелками и усложняется конструкция полотна.

При низких значениях нагрузки по жидкости обычно используют переливные трубы (рис. VII-2, â) или специальные конструкции переливов с кольцевым движением жидкости на тарелке (рис. VII-2, е). В последнем случае корпус аппарата и полотно тарелки разделяются вертикальной перегородкой на две части, что позволяет вдвое уменьшить длину сливной перегородки и увеличить нагрузку по жидкости на единицу длины сливной перегородки.

Стремление увеличить производительность колонны по паровой фазе привело к разработке переливных устройств (рис. VII-2, ж), оснащенных в месте ввода жидкости на тарелку дополнительной горизонтальной перегородкой, под которой располагаются контактные элементы (отверстия, клапаны и т. д.). Такая конструкция устраняет «мертвые» зоны под сливным карманом, что позволяет увеличить производительность колонны на 10÷20 %.

Конструкции тарелок, приведенных на рис. VII-2, з и VII-2, и, оснащены специальными переливными устройствами, распределенными по полотну и не достигающими до нижележащей тарелки. Применение таких тарелок

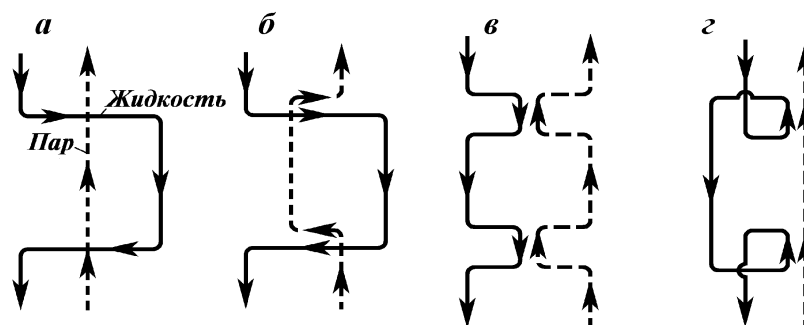


Рис. VII-3. Основные схемы движения пара и жидкости в контактной зоне тарелки:
а — перекрестный ток; *б* — перекрестный проток; *в* — противоток; *г* — проток

лок целесообразно при повышенных нагрузках по жидкости. Тарелки с двумя зонами контакта фаз (см. рис. VII-2, *и*) обеспечивают взаимодействие жидкости и пара как в барботажном слое на полотне тарелки, так и в стекающих струях, что увеличивает эффективность массопередачи.

Контакт между жидкой и паровой фазами осуществляется главным образом по схемам *перекрестного тока* (тарелки с переливными устройствами) (рис. VII-3, *а*) или *противотока* (провальные тарелки) (рис. VII-3, *в*). В последние годы получили распространение *перекрестно-прямоточные* контактные устройства, использующие сочетание перекрестного тока и прямотока в зоне контакта фаз, что в целом обеспечивает высокие показатели по производительности и эффективности (рис. VII-3, *б*). Скоростные *прямоточные* тарелки (рис. VII-3, *г*) обеспечивают контактирование пара и жидкости в закрученном восходящем потоке.

По характеру диспергирования взаимодействующих фаз различают тарелки *барботажного* и *струйного* типов. На тарелках пар (газ), диспергируясь на мелкие пузырьки и струи, с большой скоростью проходит через слой жидкости. Образующаяся при этом газожидкостная система называется пеной. Режим взаимодействия фаз, когда пар является дисперсной фазой, а жидкость сплошной фазой, называется *барботажным*, а тарелки, реализующие этот режим работы, называются *барботажными*. У барботажных тарелок элементы контактных устройств (колпачки, клапаны, отверстия) создают в слое жидкости движение пара почти в вертикальном направлении. Барботажный режим имеет место при относительно небольших скоростях пара.

Тарелки барботажного типа могут иметь стесненное или свободное зеркало барботажа (рис. VII-4). У тарелок со *стесненным зеркалом барботажа* часть поверхности жидкости, через которую пар выходит в межтарельчатое пространство, занята контактными устройствами — желобчатыми или круглыми колпачками (примерно от 40 до 75 %), поэтому площадь для выхода пара из жидкости составляет 25–60 % рабочей площади тарелки. У тарелок со *свободным зеркалом барботажа* устройства для ввода пара в жидкость размещены практически на одном уровне с полотном тарелки (отверстия, клапаны и т. п.), вследствие чего пар может выходить из слоя жидкости в межтарельчатое пространство практически в любом месте барботажного слоя. Площадь для выхода пара из жидкости в этом случае составляет 70–90 % рабочей площади тарелки.

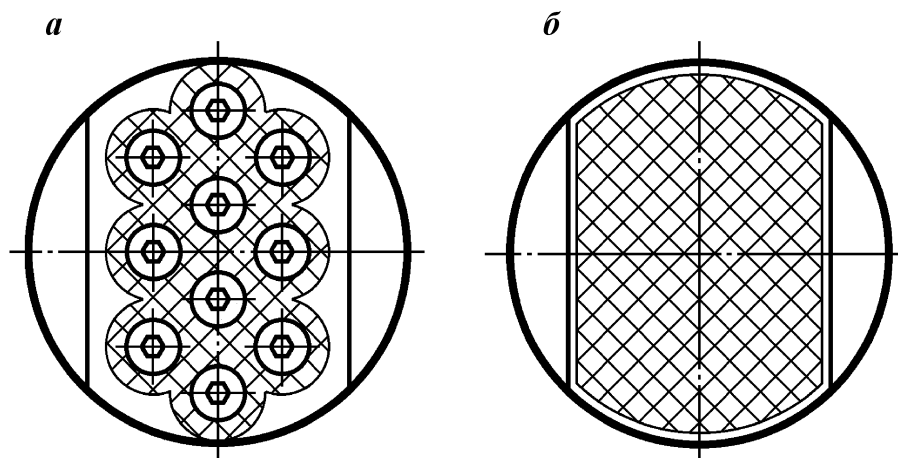


Рис. VII-4. Схемы барботажных тарелок со стесненным (а) и свободным (б) зеркалом барботаж. Зеркало барботаж заштриховано

При больших скоростях пара дисперсной фазой становится жидкость, а пар — сплошной фазой. Контакт между фазами осуществляется на поверхности капель и струй жидкости, движущихся в межтарельчатом пространстве с большой скоростью. Этот режим называется *струйным*, а контактные устройства, основанные на этом принципе взаимодействия фаз, — *струйными*.

При струйном режиме контакт между паром (газом) и жидкостью осуществляется в прямотоке. Необходимо отметить, что при реализации чистого прямоточного движения контактирующих фаз, несмотря на значительное повышение производительности аппарата, эффективность такого взаимодействия в пределах отдельного контактного элемента обычно невысока и ограничена условиями достижения равновесия на выходе из области контактной зоны, где осуществляется прямоток фаз. Для повышения общей эффективности взаимодействия контактирующих фаз прибегают к различным способам локализации (компенсации) прямотока.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и другие типы тарелок.

Направление ввода газа (пара) в жидкость и характер взаимодействия фаз в зоне контакта оказывают существенное влияние на производительность и эффективность работы тарелки, а также на зависимость эффективности тарелки от нагрузки по пару.

Для повышения производительности тарелки используют для контактирования фаз прямоток, а для повышения эффективности взаимодействия фаз предпочитают перекрестный ток или противоток. Оптимальное сочетание указанных характеристик обеспечивает реализацию наиболее высоких эксплуатационных показателей тарельчатых контактных устройств.

Оценка конструкций тарелок. При оценке конструкций тарелок обычно принимают во внимание следующие показатели: производительность; гидравлическое сопротивление Δp ; эффективность η при разных

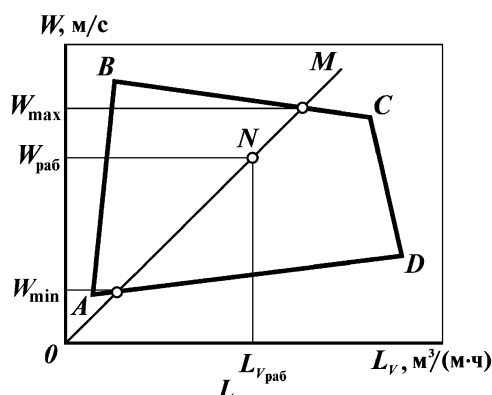


Рис. VII-5. Область устойчивой работы тарелки с переливными устройствами.

рабочих нагрузках; диапазон рабочих нагрузок в условиях достаточно высокой эффективности; сопротивление одной теоретической тарелки ($\Delta p/\eta$) при различных рабочих нагрузках; возможность работы на средах, склонных к полимеризации, образованию инкрустаций и т.п.; простоту конструкции, проявляющуюся в трудоемкости изготовления, монтажа, ремонтов; металлоемкость.

В большинстве случаев для оценки конструкции решающее значение имеют первые четыре показателя.

Важной характеристикой тарелки является диапазон рабочих нагрузок $n = W_{\max}/W_{\min}$, где W_{\max} и W_{\min} — максимальная и минимальная допустимые скорости пара в колонне. Чем больше величина n , тем большие колебания нагрузок по жидкой и паровой фазам можно допустить в условиях эксплуатации аппарата с тем или иным типом контактных устройств.

На рис. VII-5 показана область устойчивой работы контактных тарелок с переливными устройствами. Максимально допустимая скорость пара в колонне (линия BC) определяется величиной допустимого уноса жидкости, которая обычно принимается равной 10 %. Линия AD определяет минимально допустимые скорости пара, соответствующие 10 % провалу жидкости. Справа область устойчивой работы ограничена линией CD, которая соответствует максимальным нагрузкам по жидкости, соответствующим 85 % режима «захлебывания». Линия AB определяет минимальные нагрузки по жидкости, при которых на тарелке обеспечивается устойчивый барботажный слой и отсутствует «проскок» пара. Нагрузки по пару и жидкости, соответствующие координатам любой точки внутри области, обеспечивают устойчивую работу аппарата.

Линия OM, соединяющая рабочую точку N с началом координат, называется рабочей линией процесса. Пересечение рабочей линии OM с прямыми, ограничивающими область устойчивой работы тарелки, позволяет определить максимальную и минимальную допустимую скорость пара в колонне.

Построение области устойчивой работы тарелки является одним из основных этапов гидравлического расчета тарелки. В инженерных методиках расчета используются эмпирические зависимости для построения области устойчивой работы, полученные при исследовании контактных устройств на экспериментальных стендах и модельных системах.

Ниже приведены усредненные данные по величинам рабочего диапазона нагрузок n для тарелок некоторых типов:

Колпачковая с круглыми колпачками.....	4–5
Струйная с вертикальными перегородками.....	3–3,5
Из S-образных элементов.....	2,5
Решетчатые провального типа.....	2
Клапанные.....	4 и более

Поскольку величина эффективности η зависит от изменения значения скорости паров W , важной характеристикой работы контактной тарелки является диапазон ее эффективной работы $n_{\text{эф}} = W_{\text{эф.макс}}/W_{\text{эф.мин}}$, где $W_{\text{эф.макс}}$ и $W_{\text{эф.мин}}$ — максимальная и минимальная скорости пара в колонне, соответствующие принятому значению эффективности η . На рис. VII-6 приведены типичные кривые зависимости η от W для основных типов тарелок.

У тарелок барботажного типа с переливными устройствами зависимость η от W соответствует кривой 1, т.е. эффективность мало изменяется в широком интервале изменения нагрузок (обычно $n_{\text{эф}} > 3$). Кривая 2 характерна для тарелок с барботажным режимом работы в начале рабочего диапазона и прямоточным движением фаз в его конце, а также для барботажных тарелок провального типа. В этом случае реализация большого рабочего диапазона связана с существенной потерей эффективности тарелки по сравнению с максимальной. Кривая 3 характерна для тарелок с прямоточным движением фаз, имеющих максимальную эффективность в области больших скоростей пара. В этом случае широкий диапазон рабочих нагрузок может быть получен при относительно низкой эффективности.

Стремление при проектировании реализовать рабочую нагрузку колонны вблизи максимума эффективности может привести к тому, что на практике даже при наличии современных систем автоматизации колонна не сможет обеспечить заданное разделение фракций или производительность.

Устройство и работа барботажной тарелки. Рассмотрим особенности работы барботажной тарелки на примере колпачковой тарелки с круглыми колпачками, схема которой приведена на рис. VII-7.

Жидкость поступает на полотно тарелки из переливного устройства (рис. VII-7, а) и течет от приточной стороны тарелки к сточной, при этом на тарелке возникает градиент уровня жидкости Δ . Стенка переливного устройства погружена в жидкость, находящуюся на нижележащей тарелке, что обеспечивает в колонне соответствующий гидравлический затвор, ис-

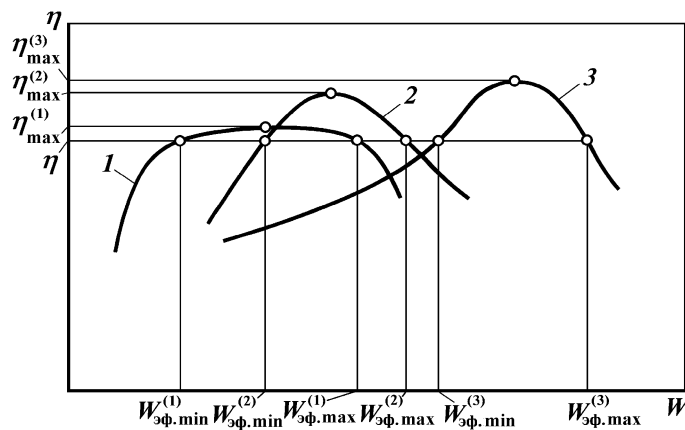


Рис. VII-6. Кривые зависимости эффективности работы тарелки η от скорости пара (газа) для тарелок с переливными устройствами: 1 — барботажная; 2 — барботажно-прямоточная; 3 — прямоточная (струйная)

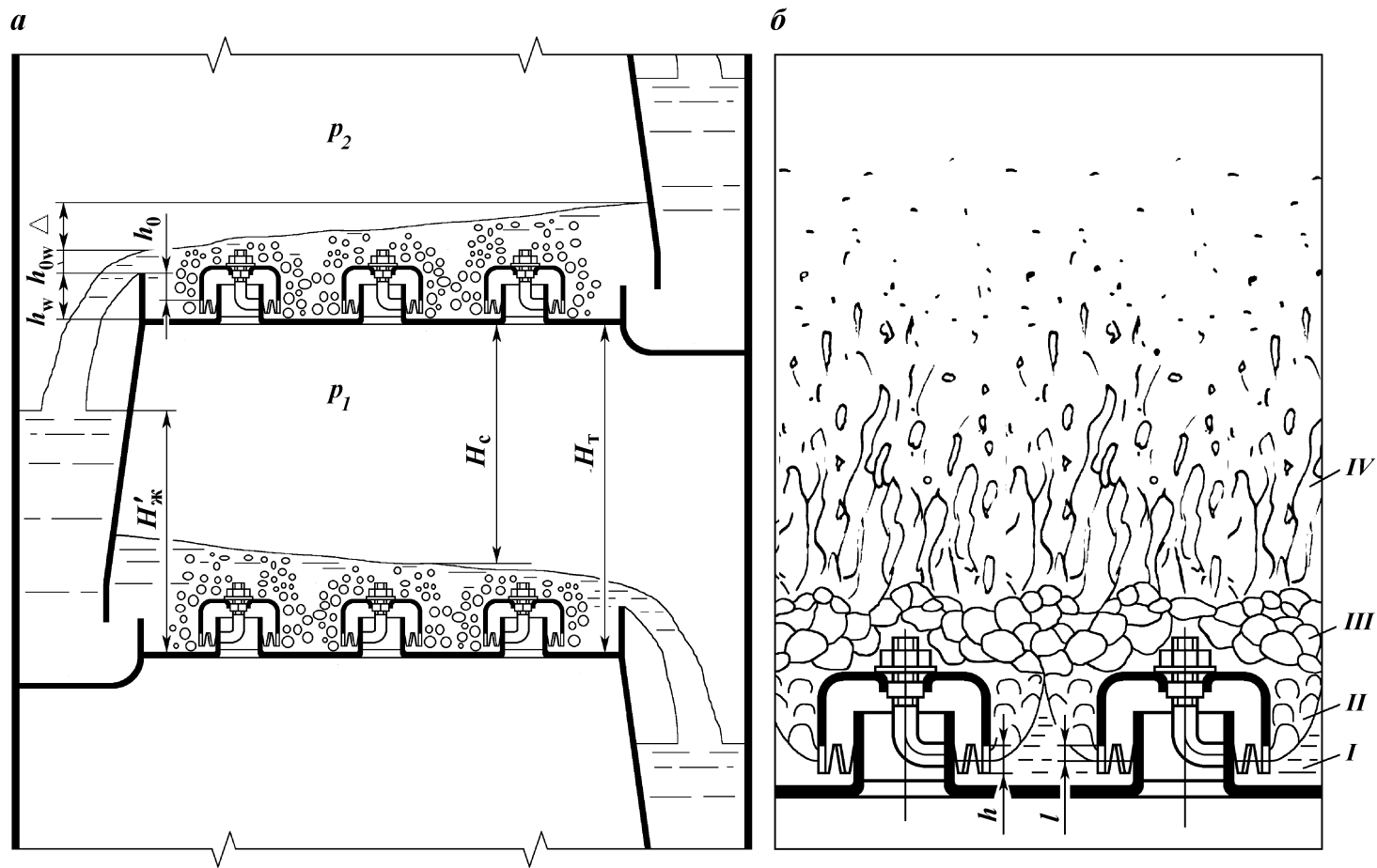


Рис. VII-7. Схема работы барботажной тарелки с круглыми колпачками:
a – общий вид тарелки; *б* – схема барботажа газа в зоне контакта

ключающий возможность прохождения паров через переливное устройство. Уровень жидкости $H'_ж$ в переливном устройстве выше уровня жидкости на тарелке, что обеспечивает необходимый расход жидкости.

Высота слоя жидкости на полотне тарелки определяется высотой сливной перегородки h_w и подпором жидкости над гребнем слива h_{ow} . Изменяя высоту сливной перегородки, можно менять уровень жидкости на тарелке.

Вследствие разности давлений $p_1 > p_2$ между двумя смежными тарелками и наличия гидравлического затвора в переливном устройстве поток паров направляется через паровые патрубки под колпачки и через прорезы в его нижних кромках поступает в слой жидкости на тарелке. При барботаже, т. е. прохождении газа (пара) сквозь слой жидкости, осуществляется контакт между фазами и протекает процесс массообмена между ними.

Данному рабочему режиму соответствует определенная степень открытия прорезей колпачков I , которая обеспечивает пропуск паров, приходящихся на одну прорезь. При этом уровень жидкости под колпачком ниже, чем на полотне тарелки (см. также рис. VII-16).

Поток паров при поступлении в слой жидкости прорезями колпачков разбивается на большое число отдельных струй, которые с большой скоростью входят в жидкость. В пространстве между смежными колпачками паровые и жидкостные струи, сталкиваясь, деформируются, образуя слой газожидкостной системы (пены) с сильно развитой поверхностью контакта фаз (рис. VII-7, б).

Наблюдения за работой колпачков тарелки на прозрачных моделях показали, что все пространство между смежными колпачками может быть разбито на следующие основные зоны: 1) небарботируемой жидкости (зона *I*); 2) недеформируемых струй (зона *II*); 3) деформируемых струй — пены (зона *III*); 4) парового пространства с взвешенными каплями жидкости (зона *IV*).

Зона небарботируемой жидкости *I* образуется между полотном тарелки и нижней границей открытых прорезей. Непосредственно через этот слой жидкости пар не проходит, поэтому массообмен в этой зоне малоэффективен. Он обусловлен главным образом молекулярной диффузией в слое жидкости, а также перемешиванием жидкости вследствие наличия градиента давления.

Для уменьшения высоты зоны небарботируемой жидкости следует более глубоко погружать колпачки в жидкость, оставляя зазор между нижним обрезом прорезей колпачков и дном тарелки не более 5–10 мм. При этом паровая нагрузка, приходящаяся на одну прорезь, должна быть такой, чтобы обеспечить по возможности более полное открытие прорези, включая случай $l \geq h$.

К зоне недеформируемых струй *II* относится часть пространства между колпачками от места выхода паровых струй из прорезей колпачков до места столкновения струй, выходящих из двух смежных колпачков. В этой зоне поверхность контакта фаз обусловлена в основном поверхностью струй. Высота этой зоны зависит от расстояния между колпачками и скорости выхода пара (газа) из прорезей колпачков.

С увеличением скорости паров в прорезях колпачков увеличивается вылет газовой струи в жидкость и сокращается путь струй до момента их столкновения, что приводит к уменьшению высоты зоны недеформируемых струй.

Уменьшение расстояния между колпачками также приводит к сокращению зоны недеформируемых струй. Однако чрезмерное уменьшение этого расстояния затрудняет движение жидкости по тарелке, увеличивает градиент уровня жидкости Δ и может привести к повышению уноса жидкости с тарелки потоком паров вследствие увеличения скорости выхода паров из жидкости между колпачками в зоне барботажа.

Для зоны пены *III* характерны наиболее развитая поверхность контакта и наиболее эффективный массообмен. Высота зоны пены возрастает с увеличением слоя жидкости на тарелке и скорости потока паров. Высота слоя пены на тарелке зависит от физических свойств жидкости, характеризующих ее способность к пенообразованию (поверхностное натяжение, плотности фаз). Вместе с тем необходимо иметь в виду, что при увеличении высоты слоя пены увеличивается гидравлическое сопротивление дви-

жению потока паров и вследствие уменьшения высоты сепарационного пространства H_c (расстояния от поверхности пены до вышележащей тарелки) возрастает унос жидкости на вышележащую тарелку. При максимальных рабочих нагрузках высота сепарационного пространства не должна быть меньше 100—150 мм.

В межтарельчатое сепарационное пространство вместе с потоком паров попадают капли жидкости различных размеров. Крупные капли, вследствие того что скорость паров в межтарельчатом пространстве меньше их скорости витания, как правило, под действием силы тяжести вновь возвращаются в слой жидкости. Мелкие капли, скорость витания которых меньше скорости движения паров в межтарельчатом пространстве, а также часть крупных капель, получивших большую начальную скорость, транспортируются потоком паров на вышележащую тарелку, что и приводит к их уносу. Концентрация капель жидкости в межтарельчатом пространстве убывает в направлении движения паров. Поверхность контакта фаз в сепарационном пространстве барботажных тарелок в основном определяется поверхностью капель жидкости, вклад которой в массообмен незначителен.

Для нормальной работы барботажной тарелки должно быть обеспечено равномерное распределение потока паров по всей рабочей площади тарелки, т.е. гидравлическое сопротивление каждого контактного элемента (колпачка, клапана, отверстия) должно быть одинаковым. Этого можно достичь погружением контактных элементов в слой жидкости на одну и ту же глубину. Если высота слоя жидкости на тарелке меняется незначительно, что характерно для колонн относительно небольшого диаметра (обычно менее 1 м), то колпачки могут быть установлены на одном горизонтальном уровне. Для колонн большого диаметра и при значительных расходах жидкости, когда высота слоя жидкости на тарелке существенно меняется (более 10 мм), применяют разный уровень установки колпачков (более высокий у колпачков, расположенных ближе к входу жидкости на тарелку). Кроме того, устраивают несколько каскадов по пути движения жидкости или делят общий поток жидкости на несколько потоков (см. рис. VII-2, а-а).

Из рассмотренной схемы работы колпачковой тарелки следует, что на тарелке контакт между паровой и жидкой фазами осуществляется по схеме перекрестного тока: пары движутся снизу вверх, жидкость течет перпендикулярно направлению движения потока паров. В пространстве между смежными колпачками жидкость интенсивно перемешивается по высоте слоя, и концентрации ее в этих зонах выравниваются. Состав жидкости вдоль потока за счет массообмена меняется. Обычно принимают, что пар в межтарельчатом пространстве полностью перемешан, т.е. во всех точках поперечного сечения колонны состав его одинаков. Такое допущение справедливо для колонн относительно небольшого размера при достаточной величине межтарельчатого расстояния. Для колонн большого диаметра это допущение неправомерно. Однако на эффективность контакта фаз степень перемешивания пара в межтарельчатом пространстве оказывает значительно меньшее влияние, чем степень перемешивания жидкости на полотно тарелки.

Бесколпачковые барботажные тарелки (из S-образных элементов, клапанные, струйные, ситчатые), снабженные переливными устройствами, по принципу работы аналогичны работе колпачковой тарелки. У этих тарелок поток паров разбивается на струи в соответствии с числом отверстий, имеющихся на тарелке. Слой жидкости удерживается на таких тарелках благодаря напору потока паров, проходящих через отверстия в полотне тарелки. Высота слоя жидкости регулируется высотой сливной перегородки h_w . При недостаточном напоре паров жидкость начинает стекать на нижележащую тарелку через те же отверстия, через которые проходит и пар, в связи с чем поддержание необходимого уровня жидкости на та-

релке становится невозможным. Это приводит к значительному снижению эффективности контакта фаз (см. левую ветвь кривой зависимости эффективности от скорости пара, приведенной на рис. VII-6).

Тарелки из S-образных элементов (рис. VII-8) являются разновидностью колпачковых тарелок и состоят из отдельных элементов, каждый из которых образует одновременно полость для паров и жидкости. В начале

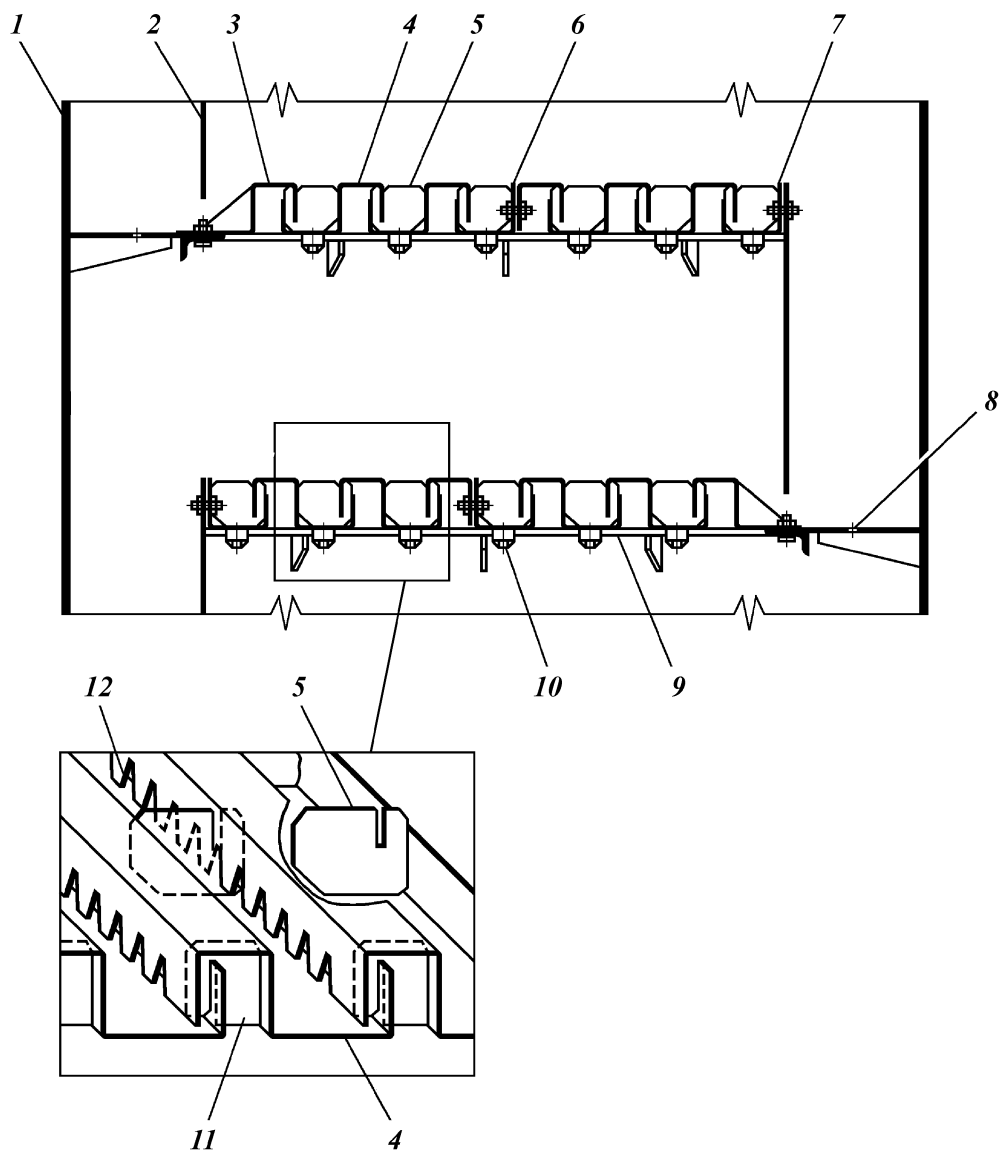


Рис. VII-8. Конструкция тарелки из S-образных элементов:

1 – корпус колонны; 2 – сливная перегородка; 3 – паровой элемент; 4 – S-образный элемент; 5 – поперечные перегородки; 6 – разъемный S-образный элемент; 7 – жидкостный элемент; 8 – отверстие для слива жидкости; 9 – опорное кольцо; 10 – трубуцина; 11 – заглушки; 12 – прорезы в S-образных элементах

тарелки установлен паровой элемент 3, у слива с тарелки — жидкостный элемент 7. Вертикальная стенка части S-образного элемента 4, выполняющей роль колпачка, снабжена трапециевидными прорезями 12. Паровая часть S-образного элемента с торцов перекрыта заглушками 11, препятствующими выходу пара в этом направлении. Для повышения жесткости конструкции и упрощения монтажа тарелки по длине S-образных элементов привариваются поперечные перегородки 5. При большом числе элементов вдоль потока жидкости в середине тарелки предусматривают разъемный S-образный элемент, что позволяет начинать разборку тарелки также и в средней части. Профиль S-образного элемента имеет повышенную жесткость, что позволяет изготавливать их из стального листа толщиной 2 мм и при диаметре колонны до 4000 мм не применять промежуточных опорных балок.

Жидкость движется единым потоком по тарелке в направлении к сливу, проходя над S-образными элементами и переливаясь через них. Пары проходят через прорези S-образных элементов, барботируют через жидкость и при этом способствуют ее движению по тарелке.

Клапанные тарелки. Отличительной особенностью клапанных тарелок является увеличение их свободного сечения по мере увеличения скорости газа. Благодаря этому скорость газа при его выходе в слой жидкости остается примерно постоянной вплоть до полного открытия клапана. Перекрытие отверстий тарелки саморегулирующимися клапанами позволяет расширить интервал рабочих нагрузок.

Первые конструкции контактных тарелок клапанного типа были разработаны и запатентованы в США в начале двадцатых годов. В отверстиях полотна тарелки вместо неподвижных колпачков предлагалось устанавливать подвижные элементы в форме заклепок с развернутыми внизу стержнями. Эти конструкции оказались неработоспособными и, не найдя применения в промышленности, не могли составить сколько-нибудь серьезной конкуренции колпачковым тарелкам, которые в то время занимали ведущее положение в массообменных аппаратах. Но идея устанавливать на полотнах тарелок подвижные элементы, которые могли бы изменять свободное сечение полотна тарелки в зависимости от газовой нагрузки, сыграла важную роль в дальнейшем совершенствовании тарельчатых контактных устройств.

Понадобилось еще более тридцати лет, прежде чем были разработаны конструкции клапанных тарелок, нашедших широкое применение в промышленности. В пятидесятых годах американские фирмы «Glitsch», «Koch» и «Nutter» вводят в эксплуатацию первые промышленные колонны с клапанными тарелками. Тарелки испытывались в абсорберах, отпарных и ректификационных колоннах. Оказалось, что клапанные тарелки, по сравнению с колпачковыми, имеют меньшую массу и меньшую склонность к загрязнению, повышенную пропускную способность, более высокую эффективность массопередачи в широком диапазоне нагрузок по газу (пару) и жидкости.

Первое отечественное авторское свидетельство на клапанную тарелку было выдано в 1961 г. И.Ф. Малежику. Эта конструкция была успешно внедрена в спиртовой промышленности. Вторая клапанная прямоточная тарелка, разработанная во ВНИИнефтемаше в 1965 г., получила широкое распространение в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Среди известных в настоящее время конструкций клапанных тарелок с перекрестным движением фаз особое место занимает тарелка, разработанная фирмой "Glitsch", с дисковыми клапанами V-1, у которых направляющие с нижними ограничителями подъема штампуются заодно с клапаном и отгибаются затем под углом 90° . Края клапана несколько отогнуты вниз, что повышает локальную скорость газа при выходе его из-под клапана. Эти тарелки многие годы успешно эксплуатируются в промышленности и хорошо себя зарекомендовали.

На рис. VII-9, а представлена конструкция тарелки с дисковыми клапанами, являющаяся дальнейшим усовершенствованием клапана V-1. В отверстиях полотна 1 тарелки установлены дисковые клапаны 2, которые центрируются тремя, расположенными под углом 120° , направляющими 4, имеющими нижние ограничители подъема 5. Начальный зазор между кромкой диска клапана и полотном тарелки получают при помощи ограничителей 6. Для уменьшения гидравлического сопротивления в центре клапана выполнено коническое углубление 3, направленное навстречу потоку пара, что обеспечивает плавное обтекание паровым потоком диска клапана.

При сборке клапанных тарелок в зависимости от диаметра аппарата на полотне одной тарелки устанавливают от нескольких десятков до нескольких тысяч клапанов. В связи с этим для аппаратов больших диаметров необходимо упрощение сборки клапанных тарелок. Один из вариантов конструкции клапана, которая значительно облегчает сборку тарелки, представлена на рис. VII-9, б. Направляющие 4 выполнены с упругими язычками 5, ограничивающими вертикальный подъем клапана. Клапаны устанавливаются сверху без специальных приспособлений путем нажатия на пластину клапана. При этом пружинящие концы направляющих 4 сжимаются навстречу друг другу, а язычки-ограничители 5 заводятся под полотно тарелки. Такая конструкция обеспечивает также снижение расхода металла, так как для изготовления клапана используют диски, образовавшиеся при вырубке отверстий в полотне тарелки.

Во ВНИИнефтемаше разработана тарелка с трапециевидными клапанами (рис. VII-9, в), у которых меньшее основание трапеции обращено в сторону слива жидкости. Интенсивность прямотока на таких тарелках зависит от отношения высоты трапеции к длине ее боковой стороны: чем меньше это отношение, тем интенсивнее прямоток на тарелке. Простота конструкции тарелок с трапециевидными клапанами и практически безотходная технология изготовления клапанов позволяет изготавливать их в ремонтно-механических цехах НПЗ.

С целью повышения производительности тарелки, увеличения поверхности контакта фаз и расширения диапазона устойчивой работы разработаны балластные клапанные тарелки (рис. VII-9, г). При малых нагрузках по пару тарелка работает как обычная с дисковыми клапанами меньшей массы. При увеличении нагрузки дисковый клапан упирается в балласт и работает совместно с ним как один утяжеленный клапан. Такая конструкция позволяет расширить диапазон саморегулирования и уменьшить сопротивление тарелки, особенно при низких нагрузках по пару.

Представляет интерес конструкция прямоточной клапанной тарелки с групповым балластом, разработанная во ВНИИнефтемаше (рис. VII-9, д). Полотно 1 тарелки изготовлено с прямоугольными отверстиями, закрытыми сверху клапанами 2 прямоугольной формы 25×150 или 25×300 мм.

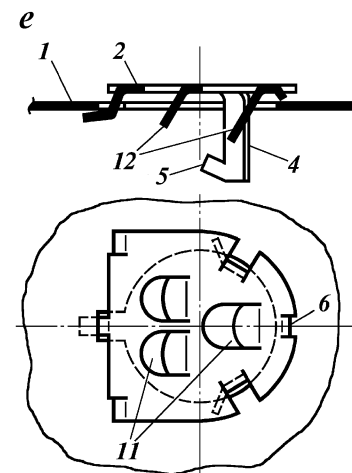
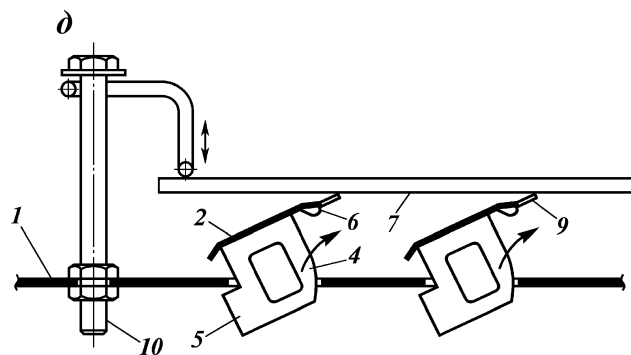
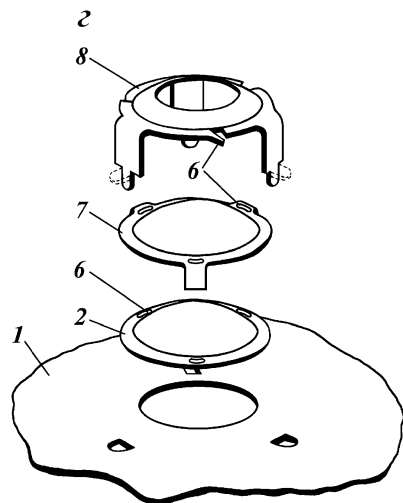
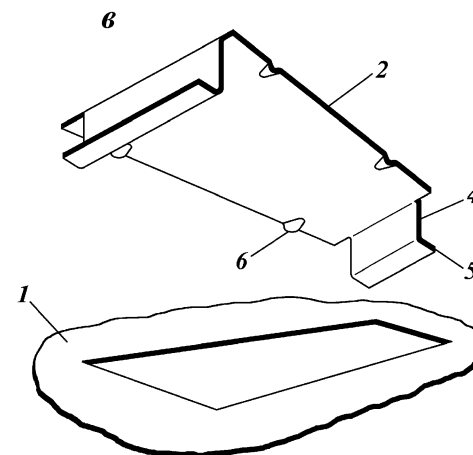
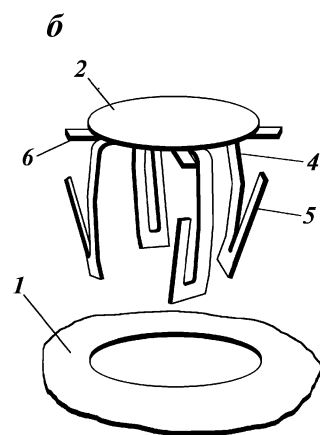
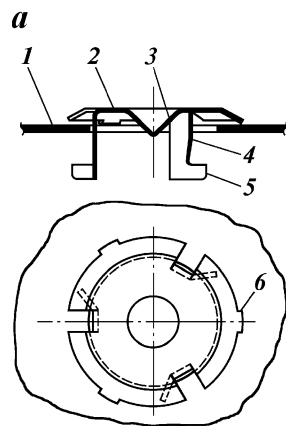


Рис. VII-9. Конструкции клапанных тарелок:

a — дисковый клапан фирмы "Nutter"; *б* — дисковый клапан фирмы "Sulzer"; *â* — трапециевидный клапан ВНИИнефтемаша; *ã* — балластный клапан V-4 фирмы "Glitsch"; *ä* — балластный клапан ВНИИнефтемаша; *е* — прямоточный клапан РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина; *1* — полотно тарелки; *2* — клапан; *3* — коническое углубление; *4* — направляющие; *5* — ограничители вертикального подъема; *6* — ограничители начального зазора; *7* — балласт; *8* — специальный ограничитель подъема; *9* — рычаг; *10* — болт; *11* — отверстия в клапане; *12* — козырьки

Клапаны такой формы изготавливаются практически без отходов, а достаточно большие размеры клапана позволяют уменьшить их количество на полотне и снизить тем самым трудоемкость изготовления и стоимость тарелки. Клапаны центрируются в отверстиях полотна тарелки двумя направляющими *4* с ограничителями *5* вертикального перемещения. Каждый клапан имеет рычаг *9*, один конец которого жестко прикреплен к клапану, а другой находится над полотном тарелки между клапанами.

При низких паровых нагрузках клапаны поднимаются вертикально до тех пор, пока ограничители на направляющих *4* не упрутся в полотно тарелки. При этом тарелка работает в режиме перекрестного тока. Увеличение паровой нагрузки приводит к повороту клапанов, который обеспечивает выход пара в сторону слива жидкости, т.е. на тарелке создается перекрестно-прямоточный режим. Наличие рычагов *9* на клапанах сдвигает переход от перекрестного к перекрестно-прямоточному режиму в сторону повышенных скоростей парового потока.

На рис. VII-9, *е* представлена конструкция прямоточной клапанной тарелки с перфорированными клапанами, в которой выгодно сочетаются повышенная производительность прямоточных клапанных тарелок и высокая эффективность ситчатых тарелок. В отверстиях горизонтального полотна *1* установлены пластинчатые клапаны *2*, имеющие отверстия *11* с козырьками *12*, высота которых увеличивается в сторону открытия клапанов. Максимальный угол открытия клапанов составляет 25° , при этом площадь зазора между клапаном и полотном тарелки примерно равна площади отверстия в полотне тарелки.

При небольших нагрузках пар проходит через отверстия в клапанах и тарелка работает всем сечением как обычная ситчатая. В области повышенных газовых нагрузок одна часть парового потока выходит из-под клапанов в прямотоке с жидкостью, а другая направляется козырьками в отверстия клапанов. Этим достигаются интенсивное взаимодействие контактирующих фаз, увеличение запаса жидкости на тарелке и высокая эффективность массопередачи.

Струйные тарелки. У струйных тарелок контактные элементы (просечки, лепестки и т. п.) расположены таким образом, что пар, выходящий в жидкость под некоторым углом к горизонту, приобретает горизонтальную составляющую скорости, совпадающую с направлением движения жидкости по тарелке или под некоторым углом к нему. Благодаря этому можно создать наиболее благоприятные условия для эффективного контакта фаз при высокой производительности контактного устройства. При чисто прямоточном движении фаз и большой скорости пара происходит снос жидкости в направлении сливного кармана, что затрудняет работу переливного устройства и приводит к снижению эффективности работы тарелки.

Чтобы избежать этого, прибегают к различным приемам, позволяющим локализовать (скомпенсировать) прямоточное движение фаз и не

допустить его распространения на всю тарелку, примером может служить установка поперечных секционирующих перегородок (рис. VII-10, б и ä), создание движения фаз в пересекающихся направлениях, когда оси соседних лепестков расположены во взаимно перпендикулярном направлении или образуют пучок прямых (рис. VII-10, â и ä) и т.п.

Тарелки провального типа (рис. VII-11) перекрывают все сечение колонны и состоят из отдельных секций, укрепленных на опорном кольце и балках каркаса. Для прохода паровой и жидкой фаз выполнены отверстия или прорезы, площадь которых составляет от 10 до 30 % площади всей тарелки. На тарелках провального типа паровая и жидкая фазы контактируют по схеме противотока, благодаря чему происходит интенсивное перемешивание жидкости по всей высоте контактной зоны. Пар и жидкость

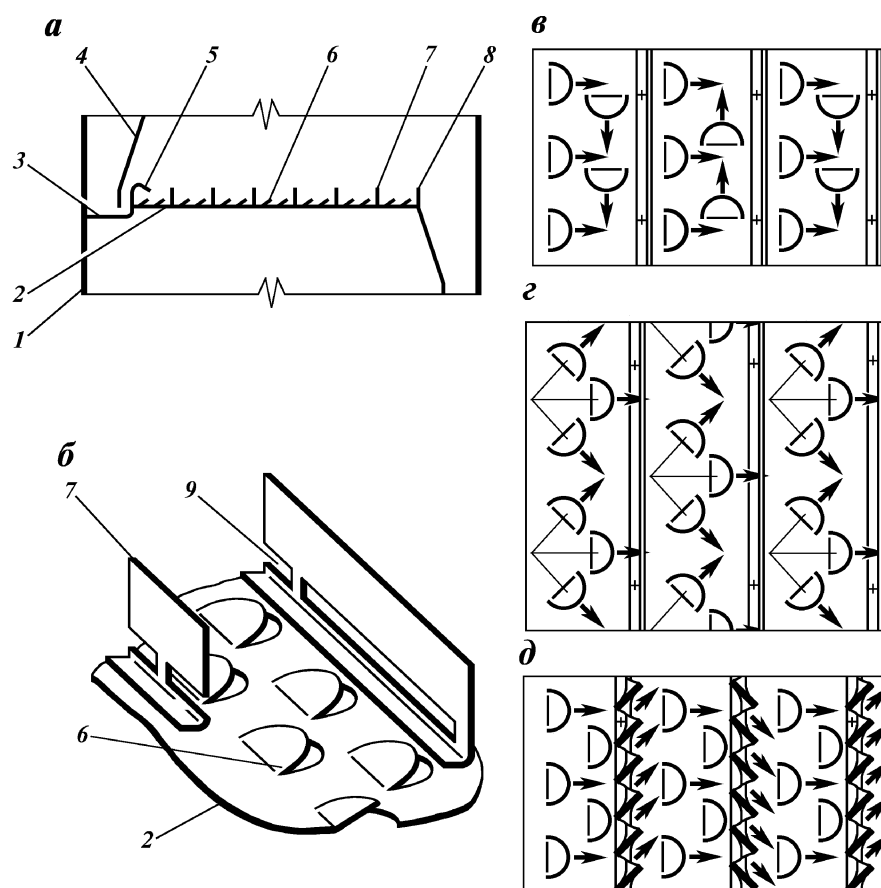


Рис. VII-10. Схема струйно-направленной тарелки с вертикальными поперечными секционирующими перегородками:

a — общий вид; *б* — схема контактной зоны; *â* — ввод части потока пара поперек потока жидкости; *ä* — ввод части потока пара под углом к потоку жидкости; *ä* — установка поперечных перегородок в форме гребенки; 1 — корпус колонны; 2 — полотно тарелки; 3 — приемный карман; 4 — стенка переливного кармана; 5 — подпорная перегородка; 6 — лепесток (язычок); 7 — вертикальная перегородка; 8 — сливная перегородка; 9 — прорезь в вертикальной перегородке

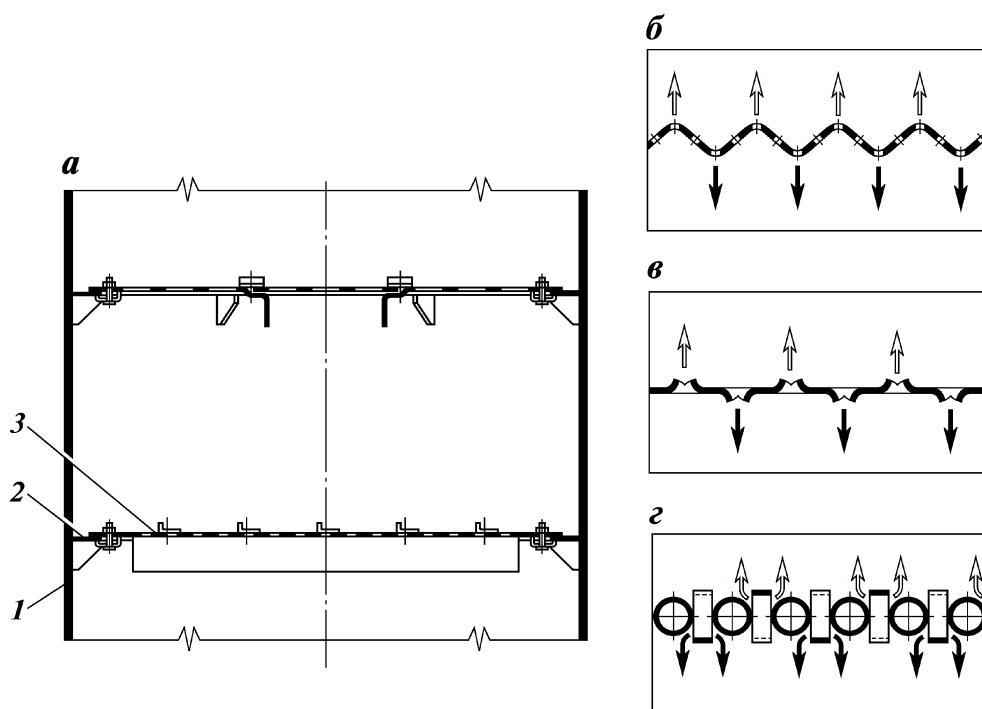


Рис. VII-11. Схемы тарелок провального типа:
a — решетчатая тарелка; *б* — ситчатая волнистая тарелка; *â* — решетчатая тарелка с отогнутыми кромками щелей; *ã* — трубчато-решетчатая тарелка, оснащенная гофрированной лентой; 1 — корпус колонны; 2 — опорное кольцо; 3 — секция полотна тарелки

проходят через одни и те же каналы, при этом места стока жидкости и прохода паров случайным образом перемещаются по площади тарелки.

Тарелки этого типа гораздо более чувствительны к изменению нагрузок по жидкости и пару и имеют более узкий диапазон рабочих нагрузок l , чем тарелки со специальными переливными устройствами. При небольшой паровой нагрузке напор паров недостаточен для образования слоя жидкости на тарелке. При больших паровых нагрузках сопротивление течению жидкости через отверстия тарелки становится столь значительным, что пена заполняет практически все межтарельчатое пространство и нормальный переток жидкости с тарелки на тарелку нарушается. При этом резко возрастает гидравлическое сопротивление потоку паров. Такой режим работы называется *захлебыванием* и определяет предельные паровую и жидкостную нагрузки колонны.

Стандартные провальные решетчатые тарелки диаметром 1000—3000 мм имеют ширину прямоугольных прорезей 6×60 мм, шаг от 10 до 36 мм. На двух смежных тарелках прорезы выполняют во взаимно перпендикулярных направлениях. На рис. VII-11, *a* показан прогрессивный вариант изготовления решетчатой провальной тарелки, когда край полотна отгибается и выполняет роль несущей балки. Такая конструкция применяется при переработке коррозионных продуктов и позволяет изготовить полотно и опорные конструкции из легированной стали.

Для увеличения производительности и эффективности провальных тарелок за счет более равномерного распределения потоков по сечению колонны применяют ситчатые волнистые тарелки (рис. VII-11, б), решетчатые тарелки с отогнутыми кромками щелей (рис. VII-11, а). Представляет интерес трубчато-решетчатая тарелка (рис. VII-11, а), полотно которой набирают из труб, расположенных параллельными рядами. В зазоре между трубами расположена гофрированная стальная лента, ширина которой равна величине зазора. Пар проходит через зазор между трубами в местах, где горизонтальные участки ленты выступают над поверхностью труб, так как сопротивление на этих участках минимально. В тех местах, где горизонтальные участки ленты расположены под трубами, проходит жидкость. В случае необходимости отвода (подвода) тепла по трубам может быть пущен хладагент (теплоноситель).

РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТАРЕЛКИ

Расчет гидравлического сопротивления тарелки. В результате гидравлического расчета определяют сопротивление тарелки прохождению потока паров, размеры переливного устройства и расстояние между тарелками.

Сопротивление потоку паров $\Delta p = p_1 - p_2$ (рис. VII-12) складывается из следующих трех составляющих: сопротивления сухой тарелки Δp_1 , обусловленного потерями на трение и местными сопротивлениями при движении пара в каналах тарелки; сопротивления слоя жидкости на тарелке Δp_2 ; сопротивления Δp_3 , связанного с преодолением сил поверхностного натяжения на границе жидкость — пар при выходе пара из отверстий тарелки в жидкость. Таким образом

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3.$$

Вследствие относительно небольшой длины каналов, по которым пар проходит сквозь тарелку, сопротивление сухой тарелки в основном определяется местными гидравлическими сопротивлениями, связанными с изменением сечений и направления движения потока; сопротивлением трения обычно можно пренебречь.

В этой связи сопротивление сухой тарелки рассчитывают по известному уравнению гидравлики:

$$\Delta p_1 = \rho_{\text{п}} \sum_{i=1}^n \xi_i \frac{W_i^2}{2}, \quad (\text{VII.1})$$

где $\rho_{\text{п}}$ — плотность пара, кг/м³; ξ_i — коэффициент местного сопротивления в произвольном i -м сечении парового канала; W_i — скорость пара в этом сечении, м/с.

Если взять скорость пара $W_{0\text{п}}$ в каком-то определенном сечении, то уравнение (VII.1) можно записать в следующем виде:

$$\Delta p_1 = \xi \frac{\rho_{\text{п}} W_{0\text{п}}^2}{2}, \quad (\text{VII.2})$$

где ξ — общий коэффициент сопротивления тарелки.

Из сопоставления уравнений (VII.1) и (VII.2) получим

$$\xi = \sum_{i=1}^n \xi_i \left(\frac{W_i}{W_{0\text{п}}} \right)^2 = \sum_{i=1}^n \xi_i \left(\frac{F_0}{F_i} \right)^2,$$

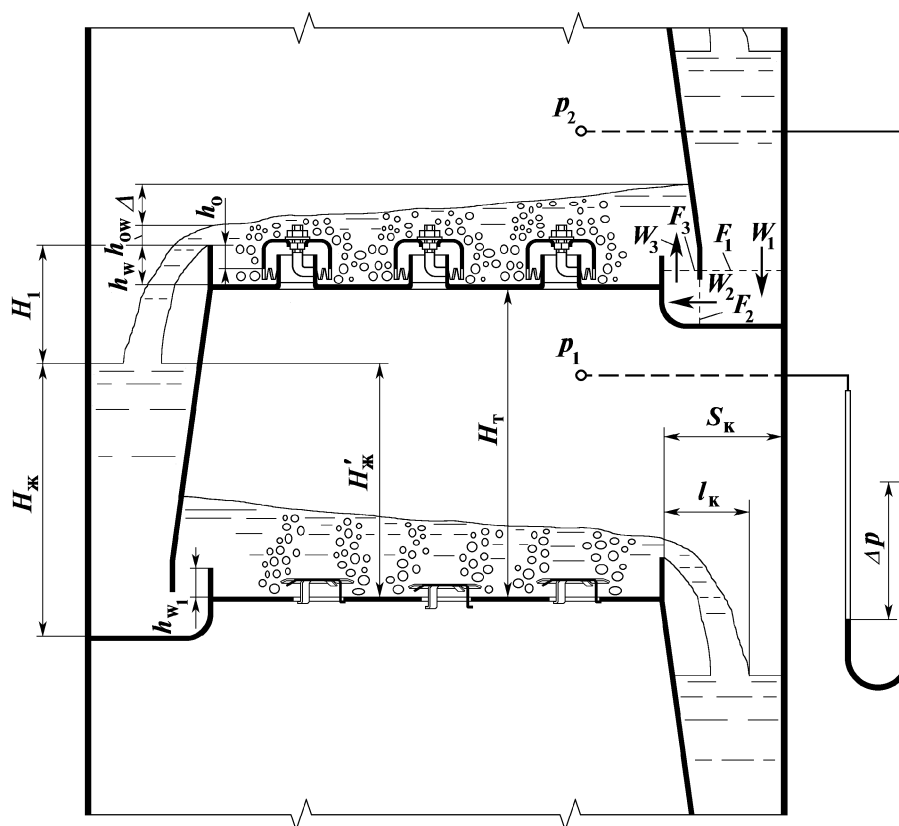


Рис. VII-12. Схема к гидравлическому расчету тарелок с переливными устройствами

где, F_i , F_0 — площади соответственно поперечного сечения канала для произвольного (i -го) и базового сечений, м^2 .

Как правило, в качестве базового сечения при определении общего коэффициента сопротивления тарелки ξ принимают площадь отверстий в полотне тарелки для прохода пара.

Тарелки некоторых типов имеют следующие значения коэффициента ξ :

Колпачковые тарелки	4,5—7,0
Тарелки из S-образных элементов (по скорости паров в патрубках)	20,0
Ситчатые тарелки	1,4—2,0
Клапанные тарелки (клапаны полностью открыты)	4,8
Струйные тарелки с углом отгибки лепестков 25° :	
без секционирующих перегородок	1,8
с секционирующими перегородками высотой 35—50 мм	2,37

Расчет с использованием общего коэффициента сопротивления тарелки дает достаточно хорошие результаты для тарелок со сложным каналом (колпачковые, из S-образных элементов и т.п.), у которых входные кромки не оказывают решающего влияния на величину гидравлического сопротивления, а стенки канала становятся достаточно гладкими в результате технологических операций при изготовлении тарелки (штамповка, гибка и т.п.). Для тарелок с относительно простым каналом (ситчатые, клапанные,

струйные и др.) большое влияние на расчет величины Δp_1 оказывают состояние кромок отверстий, относительный размер отверстий, а также направление ввода и вывода потока пара.

На рис. VII-13 показана зависимость общего коэффициента гидравлического сопротивления ξ от отношения высоты подъема клапана h к диаметру отверстия D_0 для клапана "Glitsch" V-1 и плоского дискового клапана с нижним ограничением подъема. В интервале значений $h = 2+10$ мм коэффициент гидравлического сопротивления клапана V-1 в среднем на 60 % меньше, чем у плоского дискового клапана. Это обусловлено влиянием конструкции клапана V-1, имеющего несколько отогнутые края, что увеличивает зазор между диском клапана и полотно тарелки при заданной высоте подъема клапана.

Величину общего коэффициента гидравлического сопротивления рассчитывают по уравнениям:

для клапана "Glitsch" V-1

$$\xi = \frac{0,0756}{(h/D_0)^{1,92}} + 3,12;$$

для плоского дискового клапана

$$\xi = \frac{0,14}{(h/D_0)^2} + 3,12.$$

Отличительной особенностью любой клапанной тарелки является наличие *диапазона саморегулирования* свободного сечения. Типовая зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки от скорости пара имеет три характерные области (рис. VII-14). При малых скоростях пара клапан неподвижен, пар проходит через начальный зазор между клапаном и плоскостью тарелки (область I, клапан закрыт), гидравлическое сопротивление тарелки пропорционально квадрату скорости пара. При дальнейшем увеличении нагрузки по пару клапан начинает подниматься в тот момент (точка A на кривой), когда энергия проходящего пара оказывается достаточной для того, чтобы поднять клапан (область II, клапан частично открыт). В этой области гидравлическое сопротивление тарелки определяется в основном массой клапана. При увеличении массы клапана гидравлическое сопротивление в области II растет (линии 1, 2 и 3). После подъема клапана в крайнее верхнее положение (точка B на кривой) свободное сечение тарелки становится постоянным и гидравлическое сопротивление растет пропорционально квадрату скорости пара (область III, клапан открыт). Увеличение максимальной высоты подъема в области III приводит к снижению гидравлического сопротивления (линии 4, 5 и 6). Граничные скорости смены режимов W_{I-II} и

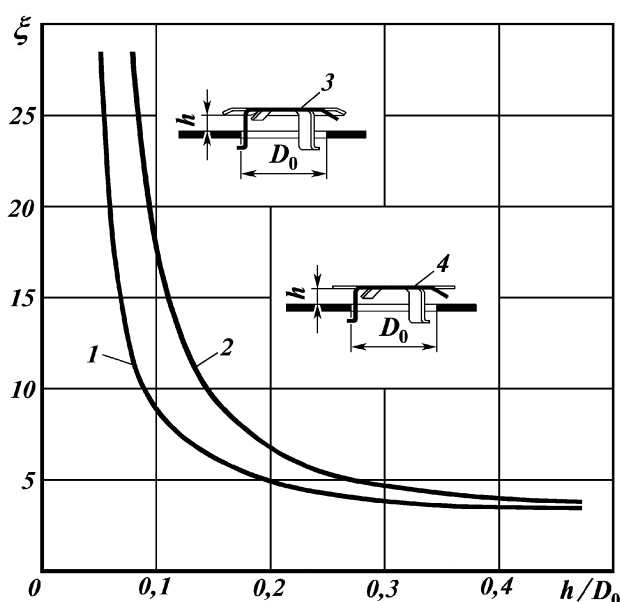
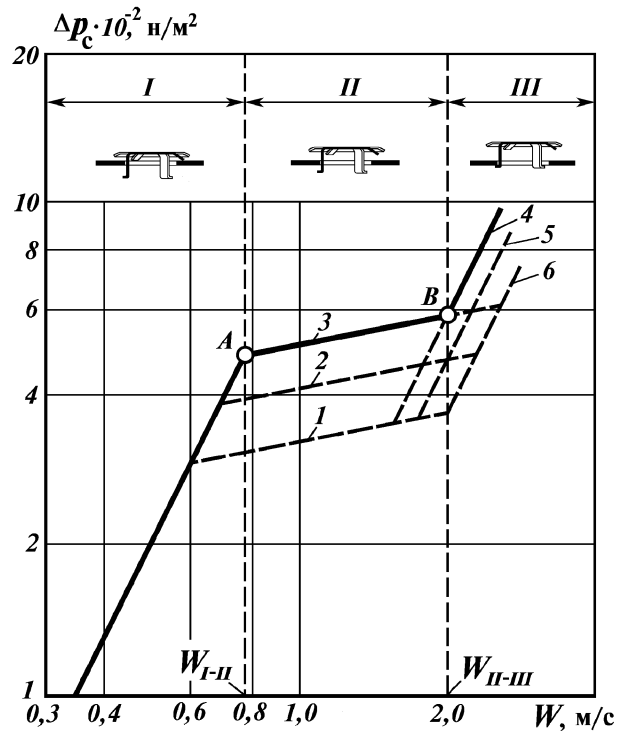


Рис. VII-13. Зависимость общего коэффициента гидравлического сопротивления ξ от отношения высоты подъема клапана h к диаметру отверстия D_0 :

1 — кривая для клапана "Glitsch" V-1; 2 — кривая для плоского дискового клапана с нижним ограничением подъема; 3 — клапан "Glitsch" V-1; 4 — плоский дисковый клапан с нижним ограничением подъема

Рис. VII-14. Зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки "Glitsch" V-1 от скорости газа в колонне диаметром 140 мм при различной массе и высоте подъема клапана (по данным К. Хоппе, диаметр клапана 75 мм):
 1 — масса клапана 88 г; 2 — масса клапана 116 г; 3 — масса клапана 138 г; 4 — максимальная высота подъема 12 мм; 5 — максимальная высота подъема 17 мм; 6 — максимальная высота подъема 22 мм



W_{II-III} зависят от свободного сечения тарелки, величины начального зазора, массы клапанов и максимальной высоты их подъема.

Зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки от скорости пара трудно представить одним уравнением. В специальной литературе для различных типов клапанов приводятся уравнения, позволяющие вести расчет во всем диапазоне изменения нагрузок.

При крайнем нижнем и крайнем верхнем положении клапанов (область I и III) гидравлическое сопротивление сухих клапанных тарелок определяется по уравнению (VII.2).

Гидравлическое сопротивление комбинированных тарелок (клапанно-ситчатых, клапанно-решетчатых) рассматривается как сопротивление любого из двух участков с параллельными потоками пара Q_k через клапан и Q_c через отверстия ситчатого полотна (рис. VII-15).

Используя уравнение (VII.2) можно записать:

$$\Delta p_1 = \xi_k \frac{\rho_{II}}{2} \left(\frac{Q_k}{3600 F_k} \right)^2 = \xi_c \frac{\rho_{II}}{2} \left(\frac{Q_c}{3600 F_c} \right)^2,$$

где ξ_k и ξ_c — коэффициенты гидравлического сопротивления клапана и отверстий ситчатого полотна соответственно; Q_k и Q_c — расход пара соответственно через клапан и отверстия ситчатого полотна, м³/ч; F_k и F_c — площадь отверстия под клапаном и отверстий ситчатого полотна, м².

Откуда получаем

$$Q_k = \sqrt{\frac{\Delta p_1 2 (F_k 3600)^2}{\xi_k \rho_{II}}}; \quad (VII.3)$$

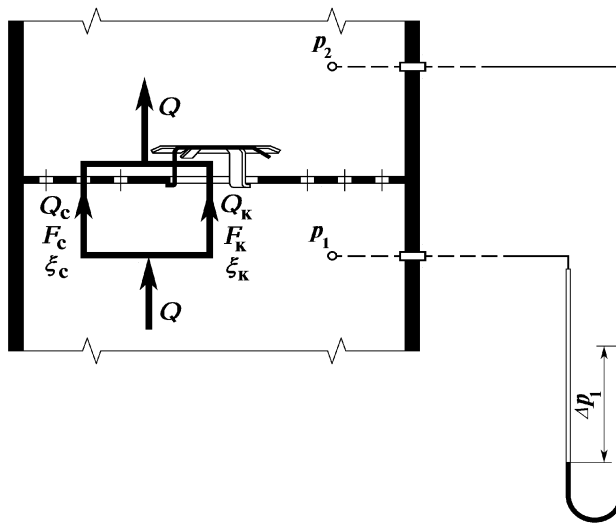


Рис. VII-15. Схема к расчету коэффициента гидравлического сопротивления клапанно-ситчатых тарелок

$$Q_c = \sqrt{\frac{\Delta p_1 2(F_c 3600)^2}{\xi_c \rho_{\text{п}}}}. \quad (\text{VII.4})$$

Общий расход пара, проходящего через тарелку,

$$Q = Q_k + Q_c. \quad (\text{VII.5})$$

Подставляя в уравнение (VII.5) выражения для расходов пара (VII.3) и (VII.4), находим гидравлическое сопротивление сухой клапанно-ситчатой тарелки:

$$\Delta p_1 = \left(F_k \sqrt{\frac{1}{\xi_k}} + F_c \sqrt{\frac{1}{\xi_c}} \right)^{-2} \left(\frac{Q}{3600} \right)^2 \frac{\rho_{\text{п}}}{2}. \quad (\text{VII.6})$$

Приравняв уравнение (VII.6) и выражение для потери напора на тарелке (при расчете скорости пара на суммарную площадь $F = F_k + F_c$), получаем уравнение для расчета гидравлического сопротивления клапанно-ситчатых тарелок:

$$\xi = \frac{(F_k + F_c)^2}{\left(F_k \sqrt{\frac{1}{\xi_k}} + F_c \sqrt{\frac{1}{\xi_c}} \right)^2}.$$

Сопротивление слоя жидкости на тарелке

$$\Delta p_2 = K g \rho_{\text{ж}} h_{\text{ж}},$$

где $K < 1$ — коэффициент аэрации жидкости при барботаже, зависящий от типа тарелки и свойств парожидкостной системы; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м^3 ; $h_{\text{ж}}$ — глубина барботируемого слоя жидкости, м.

Для колпачковых тарелок (см. рис. VII-7)

$$\Delta p_2 = g\rho_{\text{ж}} \left(l_c + h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right),$$

где l_c — глубина погружения в жидкость центра тяжести открытой части прорези колпачка, м; h_o — расстояние от верхней части прорези колпачка до кромки сливной перегородки, м; h_{ow} — подпор жидкости над сливом, м; Δ — градиент уровня жидкости на тарелке, м.

Для бесколпачковых тарелок (из S-образных элементов, клапанные, ситчатые, струйные и других) величиной градиента уровня жидкости на тарелке обычно пренебрегают и определяют Δp_2 по уравнению:

$$\Delta p_2 = K g \rho_{\text{ж}} (h_w + h_{ow}),$$

в котором коэффициент аэрации $K = 0,50 \div 0,66$.

Составляющую сопротивления Δp_3 , обусловленную действием сил поверхностного натяжения, вычисляют по уравнению

$$\Delta p_3 = \frac{\sigma}{r_{\text{гидр}}},$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; $r_{\text{гидр}}$ — гидравлический радиус отверстий, через которые пар выходит в жидкость, м.

Гидравлический радиус отверстий

$$r_{\text{гидр}} = \frac{F_o}{\Pi_o},$$

в котором F_o — площадь отверстий, через которые выходит пар, м²; Π_o — периметр отверстий, через которые выходит пар, м.

Обычно величина Δp_3 значительно меньше других составляющих общего сопротивления тарелки.

Для тарелок бесколпачковых (струйных с вертикальными секционирующими перегородками, клапанных в области I и III, ситчатых и других) величину общего сопротивления можно также определить по уравнению

$$\Delta p = \frac{2}{3} \left[(\xi + 0,5) \frac{\rho_{\text{п}} W_{0\text{п}}^2}{2} + g \rho_{\text{ж}} (h_w + h_{ow}) + 0,5 \Delta p_3 \right]. \quad (\text{VII.7})$$

Высоту сливной перегородки h_w выбирают так, чтобы обеспечить достаточный слой жидкости на тарелке $h_w + h_{ow} \geq 40$ мм. При малых расходах жидкости, когда подпор h_{ow} мал, это обеспечивается сливной перегородкой высотой h_w . При больших расходах жидкости, когда слой жидкости на тарелке составляет 80 мм и более, высота сливной перегородки может быть уменьшена вплоть до $h_w = 0$. В этом случае необходимый слой жидкости на тарелке обеспечивается за счет подпора жидкости над гребнем слива h_{ow} .

Расчет открытия прорезей колпачков. Особенность работы колпачковых тарелок заключается в том, что величина открытия прорезей колпачков и скорости пара в открытой части прорезей изменяются при изменении паровой нагрузки тарелки. Анализ работы и визуальные наблюдения показывают, что моменту появления первого пузырька пара, проходящего через прорезь, соответствует некоторое ее начальное открытие l_o , обусловленное необходимостью преодолеть действие сил поверхностного натяжения. Поток пара начинает проходить через прорезь, когда ее открытие l превысит l_o (см. рис. VII-16).

Наиболее часто применяются прорези трапециевидной, прямоугольной и треугольной форм. Расчет прорезей последних двух типов является частным случаем расчета трапециевидной прорези.

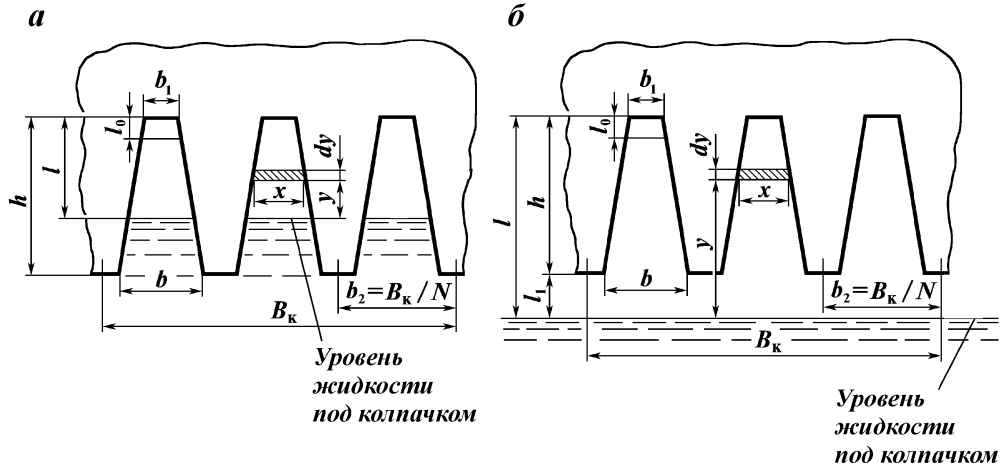


Рис. VII-16. Схема, иллюстрирующая открытие прорези колпачка:
 а — при неполном открытии прорезей ($l \leq h$); б — при наличии дополнительного открытия прорезей ($l > h$, $l = h + l_1$)

Рассмотрим течение газа (пара) через N затопленных трапециевидных прорезей (см. рис. VII-16). Элементарный расход газа на расстоянии y от уровня жидкости под колпачком через площадку $x dy$ равен

$$dQ = \mu \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} x dy.$$

Чтобы найти расход газа через сечение, расположенное ниже нижнего обреза прорезей (дополнительно открытая площадь $F_1 = B_k \cdot l_1$), заменим x на периметр колпачка B_k и проинтегрируем выражение для dQ в пределах от 0 до l_1 , получим

$$Q_{F_1} = \frac{2}{3} \mu B_k \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} l_1^{3/2}.$$

Чтобы найти расход газа через трапециевидную часть прорези площадью

$$F_2 = \frac{1}{2}(b_1 + b)(l - l_1),$$

выразим x через y , получим

$$dQ = \mu \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} y^{1/2} \left[b_1 + \frac{b - b_1}{h} (l - y) \right] dy.$$

Умножив обе части последнего выражения на N и проинтегрировав в пределах от l_1 до $(l - l_0)$, получим расход газа, проходящего через трапециевидную часть прорезей при $l = h + l_1$:

$$Q_{F_h} = \frac{2}{15} \mu N \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} \left[(l - l_0)^{3/2} \left(5b_1 + 2 \frac{b - b_1}{h} l + 3 \frac{b - b_1}{h} l_0 \right) - l_1^{3/2} \left(5b + 2 \frac{b - b_1}{h} l_1 \right) \right].$$

Сложив уравнения для Q_{F_h} и Q_{F_1} , получим выражение для расхода газа через прорези при наличии дополнительного открытия l_1 :

$$NQ_l = \frac{2}{15} \mu N \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} \left\{ N(l - l_0)^{3/2} \left(5b_1 + 2 \frac{b - b_1}{h} l + 3 \frac{b - b_1}{h} l_0 \right) + \right.$$

$$+ l_1^{3/2} \left[5(B - Nb) - 2N \frac{b - b_1}{h} l_1 \right] \Bigg\}.$$

Разделив обе части последнего равенства на N и обозначив отношение B/N через b_2 , получим уравнение для расчета расхода газа через одну трапециевидную прорезь:

$$Q_l = \frac{2}{15} \sqrt{\frac{2g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\rho_{\text{п}}}} \left\{ (l - l_o)^{3/2} \left(5b_1 + 2 \frac{b - b_1}{h} l + 3 \frac{b - b_1}{h} l_o \right) + l_1^{3/2} \left[5(b_2 - b) - 2N \frac{b - b_1}{h} l_1 \right] \right\}, \quad (\text{VII.8})$$

где μ — коэффициент расхода, $\mu = 0,88$; l_o — начальное открытие прорезей, м. Остальные обозначения ясны из рис. VII-16.

При $b_1 = b$ получим уравнение для расхода газа через одну прямоугольную прорезь, а при $b_1 = 0$ — треугольную.

Величину начального открытия прорези колпачка l_o определяют из следующих уравнений:

для трапециевидной прорези

$$l_o = 2,57 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}};$$

для прямоугольной прорези

$$l_o = \left(1,744 + \frac{3,05 \cdot 10^{-3}}{b} \right) \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}};$$

для треугольной прорези

$$l_o = 1,73 \sqrt{\frac{\sqrt{4 + (b/h)^2} + b/h}{b/h} \frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}}.$$

При заданной паровой нагрузке и принятой конструкции тарелки уравнение (VII.8) служит для определения величины открытия прорези l . Это уравнение соответствует общему случаю ($l > h$ и $l_1 > 0$), когда пар проходит как через прорези колпачка, так и по всему его нижнему краю (см. рис. VII-16, б).

Поскольку уравнение (VII.8) нелинейно относительно величины открытия прорези l , ее определяют методом последовательных приближений. При этом, чтобы ускорить решение, полезно вначале принять $l = h$ и определить расход пара Q_h через полностью открытую прорезь. Если фактический расход пара через прорезь $Q_l < Q_h$, то $l < h$ и $l_1 = 0$, если $Q_l > Q_h$, то $l > h$ и $l_1 = h + l_1$.

Устойчивая работа колпачковой тарелки в значительной степени определяется величиной рабочего открытия прорезей колпачков. При минимальной рабочей паровой нагрузке открытие прорези не должно быть меньше, чем $h/2$ или $3l_o$.

Следует заметить, что пропускная способность прорезей существенно увеличивается за счет создания относительно небольшого дополнительного открытия прорезей $l_1 = 5-10$ мм. Поэтому целесообразно применять колпачки с прорезями сравнительно небольшой высоты $h = 15-20$ мм, что обеспечивает необходимую пропускную способность колпачков за счет дополнительного открытия прорезей.

Среднюю скорость пара в открытой части прорези колпачка можно определить из уравнения (VII.8), разделив Q_l на площадь открытой части прорези F_l :

$$W_l = \frac{Q_l}{F_l} = \frac{Q_l}{b_2 l_1 + \frac{b + b_1}{2} h}.$$

Величины средних скоростей паров в прорезях колпачков мало зависят от формы и размеров прорезей, однако существенное влияние на них оказывает отношение плотностей контактирующих фаз.

Влияние уровня жидкости на распределение паров. Для правильно спроектированной колпачковой тарелки величина рабочего открытия про-

резей l должна быть близкой к высоте прорези h или превышать ее на величину l_1 (см. рис. VII-16).

Вследствие наличия градиента уровня жидкости на тарелке Δ и одинакового перепада давления $\Delta p = p_1 - p_2$ поток паров через разные участки тарелки будет различным. Колпачки, расположенные у приточной стороны тарелки, где слой жидкости выше на величину Δ , пропустят наименьшее количество паров, а колпачки, размещенные вблизи сливной перегородки, будут меньше погружены в слой жидкости и поэтому пропустят больше паров. По сравнению со средней паровой нагрузкой колпачков, соответствующей уровню жидкости на тарелке при градиенте $\Delta/2$, паровая нагрузка колпачков в местах поступления жидкости на тарелку или стока ее с тарелки должна изменяться на величину, обуславливающую эквивалентную величину сопротивления сухой тарелки $(\Delta/2)\rho_{ж}g$. Максимальная степень неравномерности по сравнению с работой средних колпачков определится из выражения

$$\frac{W_{ср}}{W} = \sqrt{\frac{\Delta p_1}{\Delta p_1 \pm \rho_{ж}g \frac{\Delta}{2}}},$$

где $W_{ср}$ и W — скорость паров (в паровых патрубках, прорезях и т.п.) соответственно при средней величине сопротивления тарелки и в месте поступления жидкости на тарелку или слива ее с тарелки; Δp_1 — сопротивление сухой тарелки при средней скорости паров.

Из приведенного уравнения следует, что степень неравномерности паровой нагрузки отдельных сечений тарелки увеличивается при уменьшении сопротивления сухой тарелки Δp_1 и увеличении градиента уровня жидкости Δ . Значительная неравномерность распределения потока паров между отдельными колпачками наблюдается при большом количестве флегмы, большом диаметре тарелки, тесном расположении колпачков, наличии различных деталей (подвесок колпачков, траверс и т.п.), создающих дополнительные сопротивления течению жидкости по тарелке.

При расчете бесколпачковых и особенно клапанных прямооточных и струйных тарелок, т. е. для случая, когда энергия газа используется для продвижения жидкости по тарелке, градиент Δ можно не принимать во внимание.

Расчет минимальной скорости паров в отверстиях тарелки. Для тарелок бесколпачкового типа с переливными устройствами (ситчатые, клапанные, струйные и др.) и размещением устройств для ввода пара в жидкость под уровнем жидкости и практически в одной плоскости с полотном тарелки всегда имеется свободное сечение, доступное для стока жидкости через отверстия для прохода пара. В этих случаях необходимо выполнять расчет минимальной скорости пара в отверстиях $W_{0п.мин}$, обеспечивающей отсутствие провала жидкости на нижележащую тарелку. Фактическая скорость пара в отверстиях тарелки $W_{0п}$ должна быть больше $W_{0п.мин}$ при всех рабочих режимах тарелки (колонны). Нарушение этого условия приводит к протечке на нижележащую тарелку значительного количества жидкости, не проконтактировавшей с паром, в результате чего существенно снижается эффективность работы тарелки.

В момент прекращения провала жидкости часть свободного сечения отверстий τ занята жидкостью, в результате чего скорость пара в отвер-

ствиях возрастет до $W_{0п}/(1 - \tau)$. Значение τ можно определить из выражения

$$\tau = \frac{W_{0ж}}{\mu \sqrt{2g(h_w + h_{ow})}},$$

где μ — коэффициент расхода при истечении жидкости через отверстие, $\mu \approx 0,62$.

В момент прекращения провала жидкости гидравлическое сопротивление тарелки примерно равно сопротивлению слоя жидкости на тарелке, т.е.

$$\Delta p = g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}).$$

С учетом сделанных замечаний уравнение (VII.7) запишется в следующем виде:

$$\Delta p = \frac{2}{3} \left[(\xi + 0,5) \frac{\rho_{п} W_{0п.мин}^2}{2(1 - \tau)^2} + g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}) + 0,5\Delta p_3 \right].$$

Приравняв левые и правые части приведенных уравнений для Δp , получим

$$\frac{2}{3} \left[(\xi + 0,5) \frac{\rho_{п} W_{0п.мин}^2}{2(1 - \tau)^2} + g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}) + 0,5\Delta p_3 \right] = g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}).$$

Откуда получим следующее выражение:

$$W_{0п.мин} = \left(1 - \frac{W_{0ж}}{\mu \sqrt{2g(h_w + h_{ow})}} \right) \frac{\sqrt{g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}) - \Delta p_3}}{(\xi + 0,5)\rho_{п}},$$

где $W_{0ж}$ — скорость жидкости при ее истечении через отверстия тарелки в отсутствие потока газа, определяемая из уравнения, м/с

$$W_{0ж} = \frac{Q_{ж}}{3600F_0};$$

$Q_{ж}$ — объемный расход жидкости на тарелке, м³/ч; F_0 — площадь свободного сечения контактных элементов, через которые происходит протечка жидкости, м².

Межтарельчатый унос жидкости. Максимальная скорость движения паров лимитируется величиной уноса жидкости потоком паров, зависящей от конструкции тарелки, характеризуемой долей зеркала барботажа ψ в общем сечении колонны, от глубины барботажа, плотностей паров и жидкости, а также вязкости паров и поверхностного натяжения жидкости. Вынос жидкости в межтарельчатое пространство в основном зависит от скорости пара при выходе из слоя жидкости, которая определяется величиной зеркала барботажа. Чем меньше доля зеркала барботажа ψ , тем с большей скоростью выходят из слоя жидкости пары и тем самым растет величина уноса жидкости из слоя.

В зависимости от типа тарелки значение ψ изменяется в следующих пределах для:

желобчатых колпачков.....	0,25–0,4
круглых колпачков.....	0,4–0,6
S-образных элементов.....	0,3–0,6
клапанных тарелок.....	0,6–0,8
ситчатых тарелок.....	0,8–0,9

Значение относительного уноса для различных тарелок может быть найдено из обобщенного уравнения

$$e = A \frac{(W_k / m_W)^{3,7}}{\psi^2 H_T^n} m k,$$

где e — относительный унос жидкости паром, кг/кг; W_k — скорость паров в свободном сечении колонны, равном полному ее сечению за вычетом сечения переливных устройств, м/с; ψ — доля зеркала барботажа; H_T — расстояние между тарелками, мм; k — коэффициент, учитывающий глубину барботажа, мм; m_W и m — коэффициенты, учитывающие влияние физических свойств жидкой и паровой фаз на унос и определяемые по уравнениям:

$$m_W = \left(\frac{\rho'_\Pi}{\rho_\Pi} \right)^{0,286} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_\Pi}{\rho'_{ж} - \rho'_\Pi} \right)^{0,714} \left(\frac{\mu'_\Pi}{\mu_\Pi} \right)^{0,429}; \quad (\text{VII.9})$$

$$m = \left(\frac{\sigma' \rho_{ж} - \rho_\Pi}{\sigma \rho'_{ж} - \rho'_\Pi} \right)^{1,1}, \quad (\text{VII.10})$$

где σ , $\rho_{ж}$ — соответственно поверхностное натяжение жидкости и ее плотность; ρ_Π , μ_Π — соответственно плотность паров и их вязкость. Величины со штрихом относятся к системе воздух — вода при 20 °С и 1013 гПа (760 мм рт. ст.).

При $H_T < 400$ мм $A = 9,48 \cdot 10^7$ и $n = 4,36$.

При $H_T \geq 400$ мм $A = 0,159$ и $n = 0,95$.

Для колпачковых тарелок коэффициент k может быть вычислен по уравнению:

$$k = 0,0521(h_o + l),$$

где h_o — гидравлический затвор верхнего обреза прорезей колпачка, мм; l — величина открытия прорезей, мм.

Если производительность задана и флегмовое (паровое) число выбрано, высота и диаметр колонны в известной степени связаны между собой — увеличение высоты колонны позволяет уменьшить ее диаметр и наоборот. Этим обуславливается возможность повышения скорости паров за счет увеличения расстояния между тарелками. Оптимальная величина уноса, соответствующая минимальным затратам, может быть найдена из выражения

$$e_{\text{опт}} = (0,1 + 0,3) \frac{L}{G\eta}, \quad (\text{VII.11})$$

где η — эффективность (КПД) тарелки.

Оценка оптимальной величины уноса по уравнению (VII.11) показывает, что с точки зрения минимальных затрат целесообразна работа ректификационной колонны при сравнительно высокой величине уноса жидкости, равной примерно 0,2–0,3.

Расчет переливных устройств. Важнейшим элементом гидравлического расчета тарелки является определение размеров переливного устройства. К переливному устройству предъявляются следующие основные требования: перетекание заданного количества жидкости с тарелки на тарелку без захлебывания колонны; малое гидравлическое сопротивление; достаточная

величина гидравлического затвора, исключая прорыв пара через переливное устройство; спокойный ввод жидкости на тарелку; возможно полная дегазация жидкости, перетекающей на нижележащую тарелку.

При расчете переливных устройств обычно принимают, что через них течет свободная от пара жидкость, а способность жидкости к вспениванию (газонасыщению) учитывают последующим введением в расчетные уравнения соответствующих поправочных коэффициентов.

Схема для гидравлического расчета переливного устройства показана на рис. VII-12.

Уровень слоя жидкости на тарелке обусловлен высотой сливной перегородки h_w и зависит от расхода жидкости, формы и длины сливной перегородки.

Для сегментной сливной перегородки

$$h_{ow} = 0,0029 K_{ow} \left(\frac{Q_{ж}}{B} \right)^{2/3} = 0,0029 K_{ow} L_v^{2/3};$$

для перегородки с треугольными вырезами

$$h_{ow} = 0,0322 \left(\frac{2hQ_{ж}}{bN} \right)^{0,405};$$

для трубы круглого сечения

$$h_{ow} = 0,0275 \left(\frac{Q_{ж}}{D} \right)^{0,704},$$

где h_{ow} — подпор жидкости над сливом, м; B — периметр сливной планки, м; L_v — нагрузка по жидкости на единицу длины сливной перегородки, м³/(м·ч); h, b — соответственно высота и ширина вырезов в сливной перегородке, м; N — число вырезов; D — диаметр переливной трубы, м; K_{ow} — поправочный коэффициент, учитывающий влияние стенок колонны на работу сегментного переливного кармана и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-17.

Уровень жидкости в переливном устройстве $H'_{ж}$, отсчитываемый от плоскости тарелки, можно определить (см. рис. VII-12) из уравнения

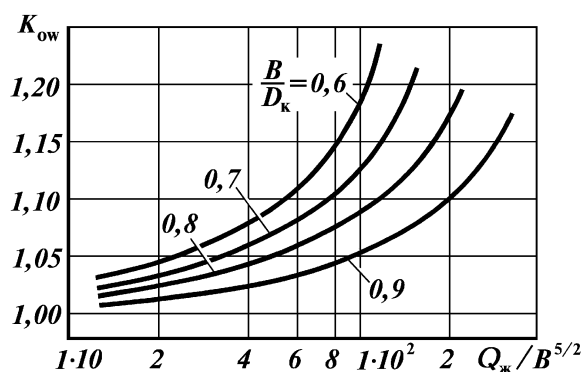


Рис. VII-17. График для определения поправочного коэффициента при расчете подпора жидкости над сегментной сливной перегородкой

$$H'_{\text{ж}} = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{ж}} g} + h_{w1} + h_{ow} + \Delta + h_{g\text{ж}},$$

где $h_{g\text{ж}}$ — сопротивление переливного устройства потоку жидкости, м столба жидкости.

Поток жидкости проходит сечения F_1 , F_2 и F_3 (см. рис. VII-12) и в общем случае скорость жидкости в переливе может изменяться. Расчет сопротивления переливного устройства движению жидкостного потока производят в самом узком сечении по формуле местных сопротивлений для значения скорости большего из $W_{\text{ж}1}$, $W_{\text{ж}2}$ и $W_{\text{ж}3}$:

$$h_{g\text{ж}} = \xi_{\text{ж}} \frac{W_{\text{ж}}^2}{2g},$$

где коэффициент сопротивления $\xi_{\text{ж}}$ равен 2,1 при плавном закруглении нижней кромки и 3,2 для перегородок с острой нижней кромкой.

При проектировании колонны с переливными тарелками размеры сечений F_1 , F_2 и F_3 определяются исходя из равенства скоростей жидкости в этих сечениях.

Для нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, очевидно, необходимо выполнить условие

$$H_{\text{т}} \geq K_{\text{п}} H'_{\text{ж}} - h_w.$$

В этом выражении коэффициент запаса высоты переливного устройства $K_{\text{п}}$ принимают равным для:

слабопнящихся жидкостей.....	1,25—1,50
среднепнящихся жидкостей.....	2,0
сильнопнящихся жидкостей.....	2,5—3,0

В верхней части переливного устройства (см. рис. VII-12) происходит удаление основной массы пара (газа) из жидкости, стекающей на тарелку, расположенную ниже. Поэтому ширина переливного кармана в верхней части переливного устройства $S_{\text{к}}$ должна быть достаточно большой, чтобы обеспечить необходимую площадь для дегазации. Обычно должно соблюдаться условие

$$S_{\text{к}} \geq (1,5 \div 2,0) I_{\text{к}}, \quad (\text{VII.12})$$

где $I_{\text{к}}$ — вылет струи жидкости, стекающей с тарелки, м. Вылет струи жидкости определяют по уравнению

$$I_{\text{к}} = 0,8 \sqrt{h_{ow}(H_1 + h_{ow})},$$

где H_1 — расстояние от верха сливной перегородки до уровня жидкости в переливном устройстве.

Если переливной карман имеет двухсторонний слив жидкости, условие (VII.12) должно выполняться для половины общей ширины переливного кармана.

При сегментном переливном кармане его ширина $S_{\text{к}}$ связана с периметром сливной планки B и диаметром колонны $D_{\text{к}}$ следующим соотношением:

$$\frac{S_k}{D_k} = 0,5 \left[1 - \sqrt{1 - \left(\frac{B}{D_k} \right)^2} \right].$$

Относительная длина сливной планки B/D_k обычно выбирается в пределах от 0,6 до 0,8.

Сечение нижней части переливного устройства определяется из условия, что скорость движения жидкости в самом узком сечении $W_{ж}$, не превышает 0,2 м/с и, как правило, не более скорости W^* всплывания пузырей грибообразной формы, рассчитываемой по уравнению

$$W^* = 1,184 \sqrt{\frac{g\sigma}{\rho_{ж}}}.$$

При значительной величине относительного уноса e жидкостная нагрузка переливного устройства определяется с учетом величины уноса.

При использовании стандартизованных конструкций тарелок размеры переливных устройств проверяют на соответствие заданным нагрузкам по пару и жидкости.

В случае необходимости некоторые размеры стандартных конструкций могут быть изменены с учетом изложенных выше соображений.

Тарелки провального типа

Тарелки провального типа, т.е. не имеющие специальных переливных устройств, отличаются той особенностью, что жидкость и пар (газ) движутся в противотоке через одно и то же сечение тарелки (рис. VII-18), создавая гидродинамические условия, которые существенно отличаются от условий для тарелок со специальными переливными устройствами. Для провальных тарелок характерно поочередное прохождение пара и жидкости через отверстия (рис. VII-18, б). При этом через одни отверстия в данный момент времени проходит пар, а через другие сливается жидкость. Распределение потоков пара и жидкости по площади тарелки носит случайный характер и изменяется во времени. Жидкость сливается из отверстий, статическое давление столба жидкости над которыми выше ($h_{ст1}$), чем над другими ($h_{ст2}$), через которые проходит пар.

Как показали многочисленные исследования, различные гидродинамические режимы для тарелок подобного типа легко выявляются при графической интерпретации зависимости сопротивления тарелки от скорости газа (пара) в колонне в логарифмических координатах. Характерная зависимость такого типа представлена на рис. VII-19. Из приведенного графика следует, что зависимость $\Delta p = f(W)$ имеет различный характер для различных гидродинамических режимов.

При относительно небольших скоростях газа (пара) и их увеличении вплоть до скоростей, отвечающих точке А, жидкость на тарелке практически не удерживается. Соответствующий режим движения фаз называется *режимом «смоченной тарелки»*. В этой области сопротивление тарелки несколько превышает сопротивление сухой тарелки вследствие того, что часть сечения отверстий τ занята стекающей жидкостью. При различном орошении гидравлическое сопротивление тарелки в логарифмических координатах выражается в виде пря-

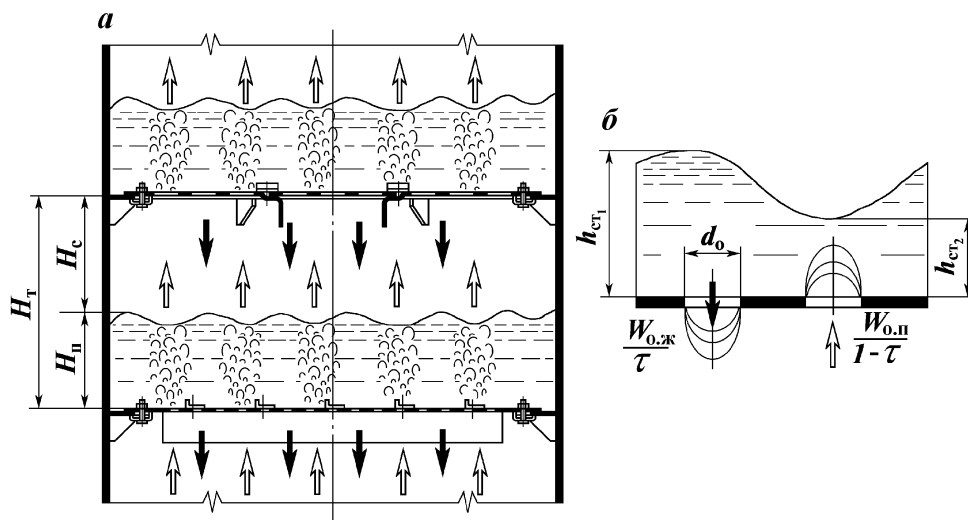


Рис. VII-18. Схема к гидравлическому расчету тарелок провального типа:

a — схема провальной тарелки; *б* — схема движения потоков пара и жидкости через отверстия провальной тарелки

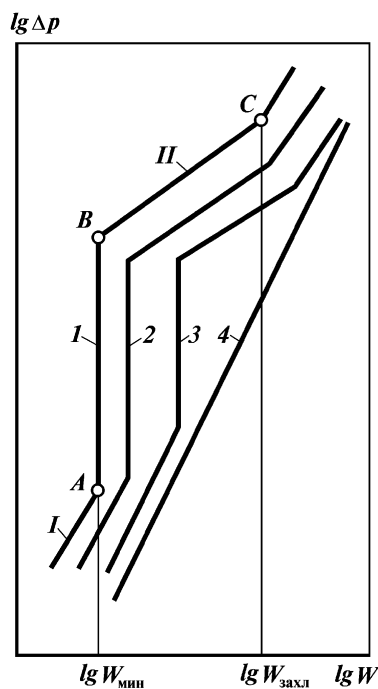


Рис. VII-19. Зависимость гидравлического сопротивления тарелки провального типа от скорости газа:

1 — при больших нагрузках по жидкости; *2* — при средних нагрузках по жидкости; *3* — при малых нагрузках по жидкости; *4* — сухая тарелка. Режимы: *I* — смоченной тарелки; *II* — барботажный

ных, практически параллельных сопротивлению сухой тарелки и расположенных тем выше, чем больше орошение. Режим смоченной тарелки существует до некоторой критической скорости газа W_{\min} , при которой силы трения газа о стекающую жидкость возрастают настолько, что образуют на тарелке слой жидкости (участок *AB* на кривых).

При дальнейшем увеличении скорости газа в пределах от точки *B* до точки *C* происходит накапливание жидкости на тарелке и образование газожидкостного слоя (пены) вследствие увеличения сопротивления на границе раздела фаз, движущихся противотоком через отверстия в полотне тарелки.

Превышение скоростью газа (пара) точки *C* сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления тарелки за счет накопления жидкости на тарелке; в конечном

Значение коэффициента \dot{A} в уравнении (VII.13)

Скорость пара (газа) W	Тип тарелки	
	Стандартная решетчатая	С отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая
Минимальная W_{\min} Захлебывания $W_{\text{захл}}$ при $D_k \leq 1$ м	2,95 $10 \left[\exp \left(0,465 \frac{D_k - 0,4}{0,4} \right) \right]$	3,9 $13 \left[\exp \left(0,465 \frac{D_k - 0,4}{0,4} \right) \right]$
при $D_k > 1$ м	20	26

счете это приводит к нарушению нормального перетока жидкости на нижележащую тарелку. Режим, соответствующий точке C , носит название *режима «захлебывания»*.

Таким образом, скорость паров в колонне с тарелками провального типа должна лежать в пределах между W_{\min} (точка B) и $W_{\text{захл}}$ (точка C) на рис. VII-19.

При скорости пара, несколько меньшей $W_{\text{захл}}$, тарелка работает нормально с большой высотой слоя пены $H_{\text{п}}$, а следовательно, и с развитой поверхностью контакта фаз. Поэтому рабочую скорость пара в колонне W следует выбирать так, чтобы она приближалась к скорости захлебывания, но не превышая ее. Обычно принимают, что

$$W_{\min} < W < (0,8 \div 0,85) W_{\text{захл}}.$$

При расчете предельных скоростей паров на тарелках провального типа может быть использовано уравнение

$$Y = A \exp(-4X), \quad (\text{VII.13})$$

где Y и X — комплексы, определяемые из выражений:

$$Y = \frac{W^2}{g d_o^2} \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}; \quad X = \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/8},$$

где W — минимальная скорость пара в колонне или скорость захлебывания, м/с; g — ускорение свободного падения, м/с²; $d_o = 4F_o/P_o$ — эквивалентный диаметр отверстий тарелки, м; F_o — площадь сечения отверстий тарелки, м²; P_o — периметр отверстий тарелки, м; $\varphi_o = F_o/F_k$ — относительное свободное сечение тарелки, м²/м²; F_k — площадь сечения колонны, м²; $\rho_{\text{п}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — соответственно плотности пара (газа) и жидкости, кг/м³; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкости, мПа·с; L, G — соответственно массовые расходы жидкости и пара (газа), кг/с; A — коэффициент, значение которого определяется в зависимости от скорости пара, типа тарелки, диаметра колонны и может быть принято по данным табл. VII.1.

Расчет скорости пара в колоннах диаметром более 0,8 м может быть выполнен также по уравнению, полученному при разложении в ряд выражения (VII.13):

$$W = \frac{\frac{Z\varphi_o}{\mu_{\text{ж}}^{0,08}} \sqrt{\frac{d_o \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}}}}{\left[1 + \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}}} \right)^{0,25} + \frac{1}{2} \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}}} \right)^{0,5} \right]^2}. \quad (\text{VII.14})$$

Таблица VII.2

Значение коэффициента Z в уравнении (VII.14)

Скорость пара (газа) W	Тип тарелки	
	Стандартная решетчатая	С отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая
Минимальная W_{\min}	5,4	6,25
Рабочая W	10	12,5

Коэффициент Z в уравнении (VII.14) принимается по данным табл. VII.2.

Уравнение (VII.14) дает более наглядное представление о влиянии различных факторов на значение скорости пара в колонне с провальными тарелками. При расчете рабочей скорости пара по уравнению (VII.14) получается запас около 30–35 % по отношению к скорости захлебывания.

Полученную по приведенным уравнениям величину скорости захлебывания необходимо умножить на поправочный коэффициент K_H , зависящий от расстояния между тарелками H_T и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-20.

Расстояние между тарелками H_T определяют из выражения

$$H_T = H_{\Pi} + H_c,$$

где H_{Π} — высота пены на тарелке, мм; H_c — высота сепарационного пространства, мм.

Для расчета высоты пены используют уравнение

$$H_{\Pi} = \frac{\Delta p - \frac{\xi \rho_{\Pi} W_{o.п}^2}{2(1-\tau)^2}}{\rho_{ж}^* \rho_{ж} g},$$

где Δp — гидравлическое сопротивление тарелки, Па; τ — доля свободного сечения тарелки, занятого стекающей жидкостью, м²/м²; $\rho_{ж}^*$ — относительная плотность пены.

Долю свободного сечения тарелки τ , занятого стекающей жидкостью, определяют из выражения

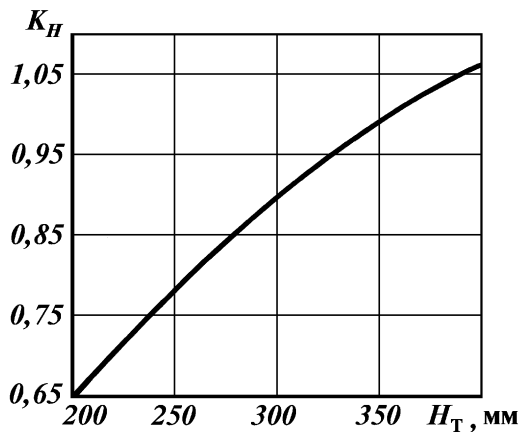


Рис. VII-20. Зависимость поправочного коэффициента K_H для расчета скорости захлебывания провальных тарелок от расстояния между тарелками H_T

$$\tau = \frac{1}{1 + \left[\frac{\xi + 0,5 \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} \left(\frac{G}{L} \right)^2}{\xi^*} \right]^{1/3}},$$

где ξ^* — коэффициент сопротивления при прохождении жидкости через отверстия в полотне тарелки. Значение ξ^* связано с коэффициентом расхода при истечении жидкости через отверстие μ соотношением $\xi^* = 1/\mu^2$. При $\mu = 0,62$ получаем значение $\xi^* = 2,6$.

Относительную плотность пены $\rho_{\text{ж}}^*$ можно рассчитать по уравнению

$$\rho_{\text{ж}}^* = 0,43 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,325} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,180} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,0362}.$$

Сопротивление провальной тарелки можно определить из уравнения

$$\Delta p = (2\xi + 1) \frac{\rho_{\text{п}} W_{\text{о.п}}^2}{2(1 - \tau)^3} + \Delta p_3,$$

а коэффициент сопротивления сухой тарелки

$$\xi = (1 - \varphi_o)^2 + (0,5 + 0,4\varphi_o) + \frac{4000\varphi_o d_o}{\text{Re}_{\text{о.п}}^{0,2}} \frac{\delta}{d_o},$$

где d_o — диаметр отверстия или ширина щели, м; δ — толщина тарелки, м.

Критерий Рейнольдса $\text{Re}_{\text{о.п}}$ определяют по скорости потока в свободном сечении тарелки $W_{\text{о.п}} = W/\varphi_o$.

Высоту сепарационного пространства H_c определяют в зависимости от величины относительного уноса жидкости с потоком паров по уравнению:

$$H_c = 0,032 \frac{W}{m_W} \left(\frac{m}{e} \right)^{0,39}. \quad (\text{VII.15})$$

Коэффициенты m_W и m в уравнении (VII.15), учитывающие влияние физических свойств жидкости, определяются по уравнениям (VII.9) и (VII.10).

Рассчитав высоту пены $H_{\text{п}}$ и высоту сепарационного пространства H_c по уравнению (VII.15), определяют расстояние между тарелками H_r .

І І ӘААӘЕАІ ЕА ӘЕАІ АӨДА ОАӘАӘҮ×АӨҮӦ ЕІ ЕІ І І

В результате технологических расчетов определяют основные параметры процесса ректификации или абсорбции: давление, температуру, жидкостные и паровые (газовые) нагрузки, число тарелок в колонне. Эти данные являются исходным материалом для проведения гидравлических расчетов, обуславливающих выбор размеров основных рабочих сечений колонны и тарелок.

Диаметр колонны

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi W_{\text{А}}}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi G_{\text{А}}}},$$

где V — объемный расход паров в рассчитываемом сечении колонны, м³/с; G — массовый расход паров в том же сечении, кг/с; W_A , G_A — соответственно линейная (м/с) и массовая [кг/(м²·с)] допустимые скорости паров в полном сечении колонны.

Если объемный расход паров V значительно меняется в различных сечениях колонны, то необходимо выполнить расчеты для всех сечений и затем из стандартного ряда внутренних диаметров аппаратов выбрать один (или несколько) диаметров проектируемой колонны. Допустимые скорости W_A , G_A определяются типом контактного устройства, принятого для данной колонны.

Допустимую линейную скорость паров в колонне определяют по уравнению

$$W_A = 0,85 \cdot 10^{-4} C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \quad (\text{VII.16})$$

а массовую скорость по уравнению

$$G_A = 0,85 \cdot 10^{-4} C_{\max} \sqrt{\rho_{\text{п}}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}, \quad (\text{VII.17})$$

где C_{\max} — коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелки, расстояния между тарелками, массового расхода жидкости и ее поверхностного натяжения.

В уравнениях (VII.16) и (VII.17) величина коэффициента

$$C_{\max} = K_1 K_2 C_1 - K_3 (\lambda - 35). \quad (\text{VII.18})$$

Коэффициент K_1 определяется в зависимости от конструкции тарелки и имеет следующие значения:

Колпачковая тарелка.....	1,0
Тарелка из S-образных элементов.....	1,0
Клапанная тарелка ($\varphi_0 = 0,04 \pm 0,1$).....	1,15
Ситчатая тарелка ($\varphi_0 = 0,04 \pm 0,08$), струйная тарелка.....	1,2
Струйная тарелка с отбойниками.....	1,4

Для атмосферных колонн при расстоянии между тарелками $H_T \geq 350$ мм коэффициент $K_2 = 1$; для вакуумных колонн с промывным сепаратором в питательной секции $K_2 = 1$ (без сепаратора 0,9), при перегонке пенящихся и высоковязких жидкостей $K_2 = 0,6$; для абсорберов $K_2 = 1$, а для десорберов $K_2 = 1,13$.

Значение коэффициента C_1 при $\sigma \geq 20 \cdot 10^{-3}$ Н/м определяют по графику, приведенному на рис. VII-21 (кривые 1 и 2); при более низких значениях ($\sigma < 20 \cdot 10^{-3}$ Н/м) величину коэффициента C_1 определяют по уравнению

$$C_1 = C_{120} \sqrt[4]{\frac{\sigma}{20 \cdot 10^{-3}}},$$

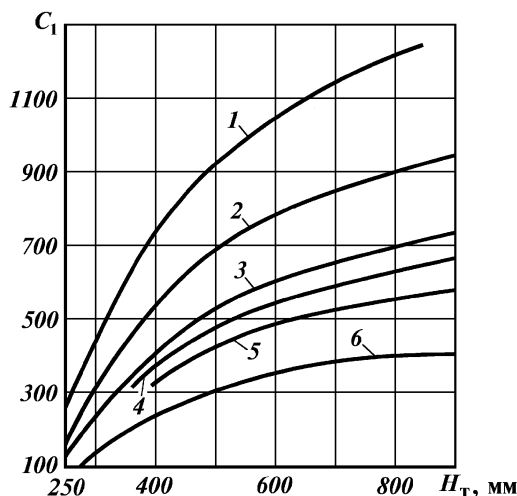
в котором коэффициент C_{120} определяют по кривой 1 и 2 на рис. VII-21. На этом же рисунке приведены также кривые, полученные при обработке опытных данных для конкретных условий эксплуатации колонн.

Коэффициент K_3 для струйных тарелок равен 5, а для остальных 4.

Значение коэффициента λ в уравнении (VII.18), учитывающего влияние жидкостной нагрузки на производительность колонны, рассчитывают по уравнению

Рис. VII-21. График для определения коэффициента ϵ_1 при расчете скорости паров в колонне:

1 — кривая максимальных нагрузок для колпачковых тарелок и нормальных рабочих нагрузок для ситчатых, каскадных, клапанных и других аналогичных конструкций; 2 — кривая нормальных рабочих нагрузок для колпачковых тарелок; зависимости: 3 — для вакуумных колонн, работающих без ввода водяного пара и имеющих сетчатые отбойники, стриппинг-секций атмосферных колонн; 4 — для десорбторов абсорбционных установок, вакуумных колонн, работающих с вводом водяного пара; 5 — для абсорбторов; 6 — для колонн, в которых при высоких температурах может иметь место вспенивание продукта вследствие его разложения под вакуумом, для колонн, разделяющих вязкие жидкости под вакуумом или высококипящие ароматические фракции, используемые в качестве абсорбентов



$$\lambda = \frac{0,655L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{K_1 C_1}{V_{\text{п}}}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

где $L_{\text{ж}}$ — массовый расход жидкости, кг/ч; $V_{\text{п}}$ — расход паров, м³/ч.

Расстояние между тарелками обычно составляет от 0,2 до 0,8 м, а для колонн диаметром 1 м и более при монтаже тарелок через люки — не менее 0,45 м.

Если паровая нагрузка колонны $G_{\text{п}}$ выражена в кг/ч, то с учетом уравнения (VII.17) диаметр колонны можно определить следующим образом:

$$\frac{\pi D_{\text{к}}^2}{4} 3600 \cdot 0,85 \cdot 10^{-4} C_{\text{max}} \sqrt{\rho_{\text{п}}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})} = G_{\text{п}}.$$

Округлив коэффициент, получим следующее уравнение для расчета диаметра колонны:

$$D_{\text{к}} = 2 \sqrt{\frac{G_{\text{п}}}{C_{\text{max}} \sqrt{\rho_{\text{п}}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}}}.$$

Для сечений колонн, работающих с большими жидкостными нагрузками $L_{\text{ж}} \geq 35$ м³/(м·ч) (отгонные части колонн, тарелки в зоне циркуляционного орошения, абсорберы и др.), диаметр колонны находят по уравнению

$$D_{\text{к}} = \frac{\frac{L_{\text{ж}}}{2\rho_{\text{ж}}} + \sqrt{(K_0 C_{\text{max}} + 35) \frac{G_{\text{п}}}{\sqrt{\rho_{\text{п}}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}}}}{K_0 C_{\text{max}} + 35}.$$

Коэффициент K_0 , зависящий от конструкции тарелки, при максимальной рабочей скорости паров в колонне имеет следующие значения для:

капсульной колпачковой тарелки и тарелки из S-образных элементов	0,25
тарелки из S-образных элементов с отбойниками и клапанной прямоточной.....	0,30
струйной тарелки с вертикальными секционирующими перегородками	0,35

Полученный по приведенным уравнениям диаметр колонны округляют до ближайшего стандартного и затем проверяют на приемлемость при расчете переливных устройств, уноса жидкости потоком паров, сопротивления тарелки и т.д. Для стальных аппаратов рекомендованы значения диаметров от 400 до 1000 мм через каждые 100 мм, от 1200 до 4000 мм через 200 мм, 2500, 4500, 5000, 5600, 6300 мм, от 7000 до 10000 мм через 500 мм, от 11000 до 14000 мм через 1000 мм, от 16000 до 20000 мм через 2000 мм.

Из вышеприведенных уравнений следует, что допустимая скорость паров в аппарате зависит от свойств жидкости (возрастает с увеличением плотности жидкости и ее поверхностного натяжения); от свойств паров (уменьшается с увеличением плотности паров); от давления в колонне (уменьшается с ростом давления в колонне); от расстояния между тарелками (возрастает с увеличением расстояния между ними). Однако, как видно из кривых (рис. VII-21), если до $H_T < 500$ мм коэффициент скорости C_1 возрастает весьма быстро, то при $H_T > 500$ мм рост коэффициента C_1 значительно меньше. В этой связи большие расстояния между тарелками обуславливаются в основном требованиями монтажа, ремонтов и т.п.

ЭФФЕКТИВНОСТЬ КОНТАКТНОЙ ТАРЕЛКИ

Эффективность контактной тарелки существенно зависит от ее конструкции, состава перерабатываемого сырья, соотношений нагрузок по пару и жидкости, рабочих условий, качества изготовления и монтажа колонны и тарелок и т.д. В связи с этим при сравнении различных типов тарелок можно использовать только те данные, которые получены в одинаковых или близких условиях.

На рис. VII-22 показана зависимость эффективности от F-фактора для четырех конструкций тарелок (по данным К. Хоппе). Наибольшей эффективностью на уровне 85 % обладает клапанная тарелка в широком диапа-

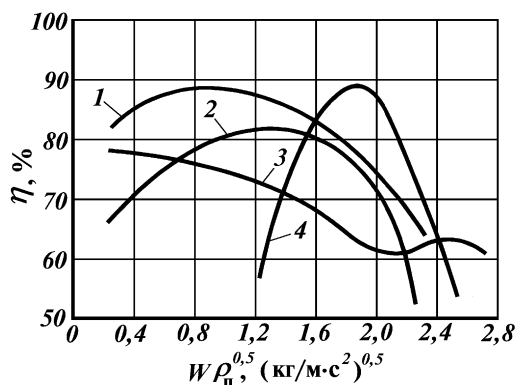
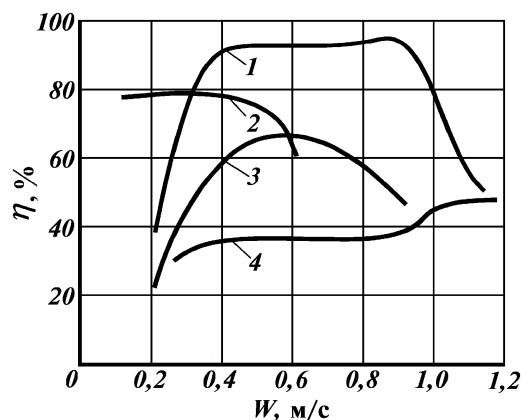


Рис. VII-22. Зависимость эффективности тарелок различных конструкций от F-фактора (по данным К. Хоппе): 1 — клапанная тарелка с дисковыми клапанами; 2 — колпачковая тарелка; 3 — ситчатая тарелка; 4 — провальная решетчатая тарелка

Рис. VII-23. Зависимость эффективности тарелок различных конструкций от скорости пара в полном сечении колонны при ректификации метилхлорсиланов:

1 — струйная с вертикальными перегородками (высота перегородок 50 мм, угол отгибки лепестков 25°, свободное сечение 5,86 %); 2 — колпачковая тарелка (диаметр колпачков 50 мм, свободное сечение 5 %); 3 — тарелка из S-образных элементов (свободное сечение 22 %); 4 — струйная без перегородок (угол отгибки лепестков 25°, свободное сечение 5,86 %)



зоне рабочих нагрузок. Эффективность колпачковых тарелок ниже, чем у клапанных и не превышает 82 %.

Ситчатая тарелка обладает сравнительно высокой эффективностью при малых и средних нагрузках по паровой фазе, когда контактирование пара и жидкости на тарелках в основном осуществляется в пенном режиме. В области повышенных паровых нагрузок при переходе к струйному режиму эффективность ситчатых тарелок уменьшается.

Провальные решетчатые тарелки так же, как и клапанные тарелки, имеют высокую эффективность близкую к 90 %, но достигается она практически только при значении F-фактора равного $1,85 \text{ (кг/м}^2\text{)}^{0,5}$. При меньших или больших значениях паровой нагрузки отмечается резкое снижение эффективности, что является существенным недостатком провальных тарелок.

На рис VII-23 приведены зависимости эффективности тарелок различных конструкций от скорости пара в полном сечении колонны W при ректификации метилхлорсиланов. Данные получены в колонне диаметром 800 мм, работающей при полном возврате флегмы, имеющей 10 тарелок, установленных на расстоянии 300 мм друг от друга.

Из приведенных данных следует, что лучшими рабочими характеристиками обладает струйная тарелка с вертикальными секционирующими перегородками высотой 50 мм. На полотне тарелки были выштампованы лепестки с углом отгиба 25°, что обеспечило настильное движение газожидкостных струй в зоне контакта. Эффективность струйных тарелок без перегородок примерно в два раза меньше во всем диапазоне изменения нагрузок.

При проектировании колонных массообменных аппаратов в первом приближении расчет эффективности (в %) тарелок с переливными устройствами может быть выполнен по уравнению

$$\lg \eta = 1,6 + 0,3 \lg(L/G) - 0,25 \lg(\mu_{\text{ж}} \alpha) + 0,03 h_c,$$

где L/G — мольное отношение жидкостного и парового потоков; α — коэффициент относительной летучести разделяемой пары компонентов; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкого сырья, мПа·с; h_c — глубина погружения центра тяжести прорези колпачка или слой жидкости на тарелке, см.

1. НАСАДКИ

Насадочные колонны применяются в основном для малотоннажных производств, где они имеют безусловные преимущества перед тарельчатыми колоннами. Благодаря созданию в последние годы новых типов насадок, позволяющих значительно снизить задержку жидкости в контактной зоне и гидравлическое сопротивление аппарата, создались перспективы применения их для многотоннажных производств (вакуумная ректификация мазута, газоразделение и др.). Применение насадок приобретает особое значение для вакуумных процессов, для которых низкое гидравлическое сопротивление при достаточно эффективном контакте взаимодействующих фаз является одним из важных условий проведения процесса.

Основными конструктивными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем.

Удельная поверхность насадки f — это суммарная поверхность насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата. Удельную поверхность обычно измеряют в $\text{м}^2/\text{м}^3$. Чем больше удельная поверхность насадки, тем выше эффективность колонны, но ниже производительность и больше гидравлическое сопротивление.

Под *свободным объемом насадки ϵ* понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой. Свободный объем измеряют в $\text{м}^3/\text{м}^3$. Чем больше свободный объем насадки, тем выше ее производительность и меньше гидравлическое сопротивление, однако при этом снижается эффективность работы насадки.

Конструкции насадок, применяемых в промышленных аппаратах нефтегазопереработки и нефтехимии, можно разделить на две группы — нерегулярные (насыпные) и регулярные насадки.

В зависимости от используемого для изготовления насадки материала они разделяются на металлические, керамические, пластмассовые, стеклянные, стеклопластиковые и др.

По способу изготовления элементы насадки бывают штампованные, литые, прокатанные, полученные методом экструзии и т. п.

На эффективность работы насадки в значительной степени влияет смачиваемость жидкостью поверхности элементов насадки. Для улучшения смачиваемости элементов насадки их зачастую подвергают специальной обработке, создают искусственным путем шероховатости или делают на поверхности просечки, выступы и т. д.

Нерегулярные (насыпные) насадки. В качестве нерегулярных насадок используют твердые тела различной формы, загруженные в корпус колонны в навал. В результате в колонне образуется сложная пространственная структура, обеспечивающая значительную поверхность контакта фаз.

Среди насадок, засыпаемых в навал, широкое распространение получили кольца Рашига, представляющие собой отрезки труб, высота которых равна наружному диаметру (рис. VII-24, а). Низкая стоимость и простота изготовления колец Рашига делают их одним из самых распространенных типов насадок. Наряду с гладкими цилиндрическими кольцами из металла, керамики или фарфора разработаны насадки с ребристыми наружной и (или) внутренней поверхностями. Для интенсификации процесса массообмена разработаны конструкции цилиндрических насадок с перегородками:

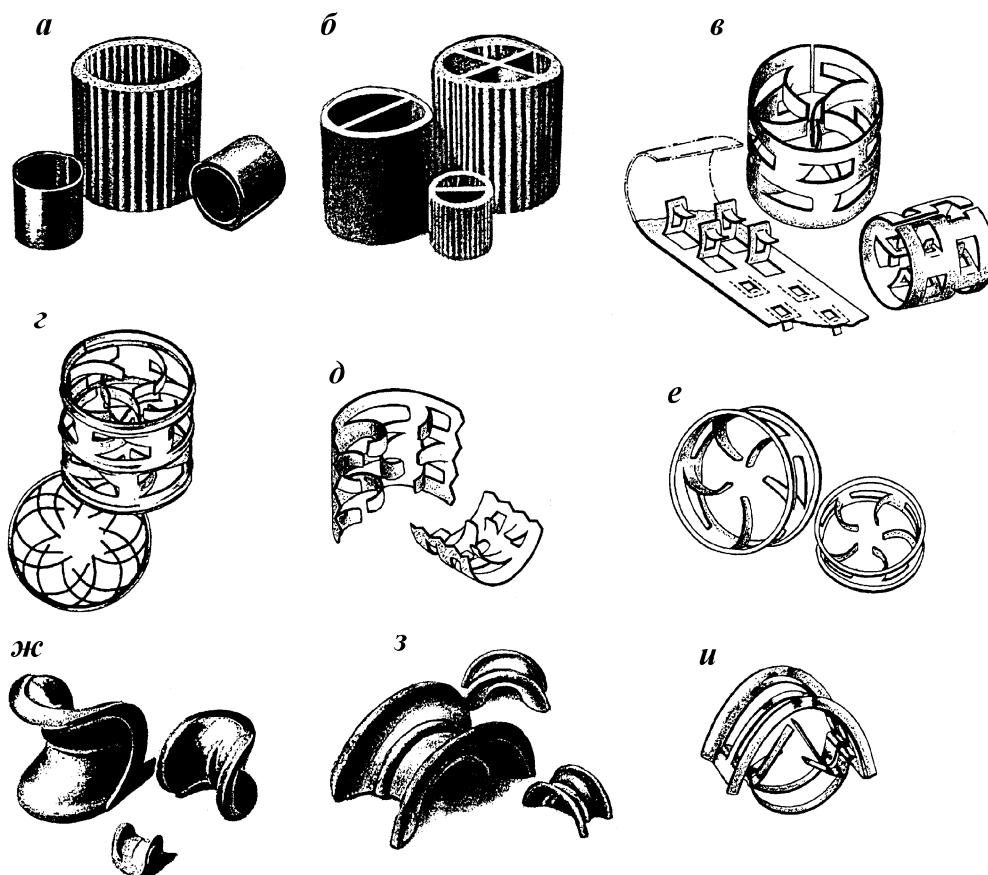


Рис. VII-24. Нерегулярные (насыпные) насадки:

a — кольца Рашига; *б* — кольца Рашига с перегородками; *â* — кольца Палля; *ã* — кольца Ну-Рак фирмы "Norton"; *ä* — полукольца Levarak; *e* — кольца Cascade Mini-Rings фирмы "Glitsch"; *ж* — седла Берля; *з* — седла Инталлокс; *и* — седла Инталлокс фирмы "Norton"

диаметрально расположенными, крестообразными или выполненными в виде лопастей (рис. VII-24, б). По сравнению с другими типами насадок кольца Рашига обладают относительно невысокой производительностью и сравнительно высоким сопротивлением.

Промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок — кольца Палля (рис. VII-24, â). При изготовлении таких колец на боковых стенках сделаны два ряда прямоугольных, смещенных относительно друг друга надрезов, лепестки которых отогнуты внутрь насадки. Конструкция колец Палля по сравнению с кольцами Рашига позволяет при их близких геометрических параметрах в 1,2 раза увеличить пропускную способность, в 1,6–4 раза снизить гидравлическое сопротивление и почти на 25 % увеличить ее эффективность.

На рис. VII-24, ã приведена насадка Ну-Рак (Хай-Пек), разработанная фирмой "Norton". Она представляет собой цилиндрические кольца, на боковой поверхности которых также выполнены отверстия, но в отличие от колец Палля каждый лепесток кроме того разрезан вдоль и отогнут внутри

кольца в противоположные стороны. Боковая поверхность элемента имеет три кольцевых ребра жесткости, что обеспечивает определенный зазор между кольцами в слое и увеличивает долю свободного объема. Во внутренней полости колец Ну-Рак происходит турбулизация парового потока и интенсивное дробление жидкости, что позволяет по сравнению с кольцами Палля при близких гидродинамических показателях увеличить интенсивность массообмена на 10–30 %.

На рис. VII-24, а показана насадка Levapak усовершенствованной конструкции, выполненная из колец, разрезанных по образующей на две части, каждая из которых имеет два или три ряда отверстий с язычками разной длины, отогнутыми в смежных рядах в разные стороны. Такая насадка образует слой с равномерно распределенной порозностью и насыпной плотностью, что способствует более равномерному распределению жидкости в слое. Боковые кромки элементов насадки имеют зубцы, что также способствует дополнительному дроблению и турбулизации потоков. Насадка Levapak превосходит кольца Палля по эффективности массопередачи в среднем на 27 % и имеет более низкое (на 23 %) гидравлическое сопротивление.

На рис. VII-24, б показана насыпная насадка Cascade Mini-Rings фирмы "Glitsch". На боковой стенке таких колец выполнен один ряд просечек, лепестки отогнуты внутрь кольца. При загрузке элементов насадки в аппарат осуществляется принцип автоориентации, т.е. кольца в слое ориентируются предпочтительно в открытом для потока паров положении, что обеспечивает равномерное распределение потока жидкости по поверхности насадки, высокую пропускную способность и малое гидравлическое сопротивление.

Основным отличием седлообразных насадок от цилиндрических является их высокая способность к перераспределению потоков жидкости по сечению аппарата. Седла Берля (рис. VII-24, в), поверхность которых представляет гиперболический параболоид, по сравнению с кольцами Рашига при одинаковых размерах насадочных тел имеют примерно на 25 % большую удельную поверхность и обладают меньшим гидравлическим сопротивлением.

Насадка (рис. VII-24, г), известная как седла Инталлокс, является сегодня наиболее распространенной керамической насадкой. Поверхность ее представляет часть тора. Седла Инталлокс по сравнению с седлами Берля проще в изготовлении, обладают большей механической прочностью, обеспечивают большую однородность размещения насадки и не создают предпочтительных путей для протекания жидкости.

Особое место среди седловидных насадок занимают металлические седла Инталлокс фирмы "Norton" (рис. VII-24, д), образованные дугообразной отбортованной полоской с выштампованной перегородкой и отогнутыми внутрь лепестками. Опыт эксплуатации промышленных аппаратов показал, что эта насадка обеспечивает высокую эффективность даже при низких нагрузках, хорошее самораспределение жидкости, механическую прочность, небольшую массу и давление на стенку аппарата.

В табл. VII-3 даны характеристики некоторых нерегулярных насадок, загружаемых в навал. С увеличением размеров насадочных тел увеличивается производительность колонны, снижается гидравлическое сопротивление, но одновременно уменьшается эффективность насадки.

Таблица VII.3

Характеристики насадок, загружаемых в навал

Название насадки и материал	Размеры (диаметр, высота, толщина стенки), мм	Число элементов в 1 м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Свободный объем, м ³ /м ³	Объемная масса, кг/м ³
Кольца Рашига керамические	15×15×2	192000	330	0,76	590
	25×25×3	48000	200	0,74	530
	35×35×4	14300	140	0,78	590
	50×50×5	6000	90	0,78	530
Кольца Рашига стальные	10×10×0,5	910000	500	0,88	960
	15×15×0,5	192000	350	0,92	660
	25×25×0,8	48000	220	0,92	640
	50×50×1,0	6000	110	0,95	430
Кольца Палля керамические	25×25×3	48000	220	0,74	610
	35×35×4	14300	165	0,76	540
	50×50×5	6000	120	0,78	520
Кольца Палля стальные	5×15×0,4	192000	380	0,9	525
	25×25×0,6	48000	170	0,9	455
	50×50×1,0	6000	108	0,9	415
	20×2,0	190000	310	0,69	800
Седла Берля керамические	25×2,5	79000	250	0,70	720
	35×4,5	22000	155	0,75	610
	50×6,0	8800	115	0,77	640
	20×2,0	210000	300	0,73	640
Седла Инталлокс керамические	25×2,5	84000	250	0,75	610
	35×4,5	22700	165	0,74	670
	50×6,0	8800	110	0,75	610

Загрузку насадок в навал осуществляют одним из приведенных на рис. VII-25, *а–б* способов. Более равномерное распределение жидкости по сечению колонны обеспечивает способ загрузки, показанный на рис. VII-25, *а*.

Регулярные насадки отличаются упорядоченной ориентацией отдельных структурообразующих элементов в пространстве и их разделяют на две группы — с индивидуальной укладкой и блочные (в том числе рулонные).

Регулярная насадка с индивидуальной укладкой состоит из отдельных элементов (кольца, треугольные призмы с постоянным или переменным по высоте сечением), которые располагают в корпусе колонны слоями. В смежных по высоте слоях для предотвращения образования сквозных каналов они смещены друг относительно друга. Для упрощения монтажа такой насадки отдельные элементы могут быть предварительно собраны в контейнеры, которые затем устанавливают в корпусе колонны. Широкого применения в промышленности насадки с индивидуальной укладкой не получили, так как это резко увеличивает трудоемкость и себестоимость монтажа.

На рис. VII-26 приведены варианты регулярной блочной насадки. Известны регулярные насадки фирмы "Sulzer", представляющие собой пакет гофрированных листов. Гофрирование листов выполнено под фиксированным к вертикальной оси углом (чаще 30° или 45°) и на смежных листах направлено в противоположные стороны. Имеются модификации такой насадки, изготавливаемые из различных материалов: стального рифленого листа, пластмассы, керамики, фарфора, стекла, графитового волокна. Для колонн диаметром от 200 до 12 000 мм фирма "Sulzer" рекомендует насадку Меллапак, выпускаемую 12 типов. На рис. VII-26, *а* показан элемент насадки Меллапак 250.Y (число характеризует величину удельной поверхности насадки в м²/м³, а Y указывает на то, что гофрирование листов выполнено под углом 45°).

Конструкция блочной регулярной насадки Инталлокс, разработанная фирмой "Norton", представлена на рис. VII-26, *б* и образована из стальных

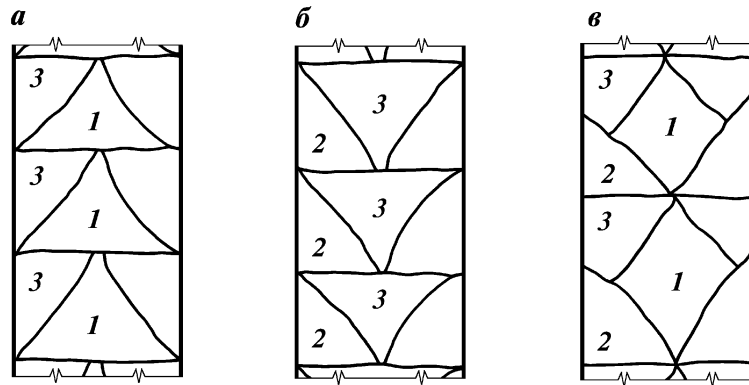


Рис. VII-25. Схемы способов засыпки насадки в колонну:

1 — слой, засыпанный по центру колонны; *2* — слой, засыпанный от стенок колонны; *3* — дополнительная засыпка до горизонтального уровня

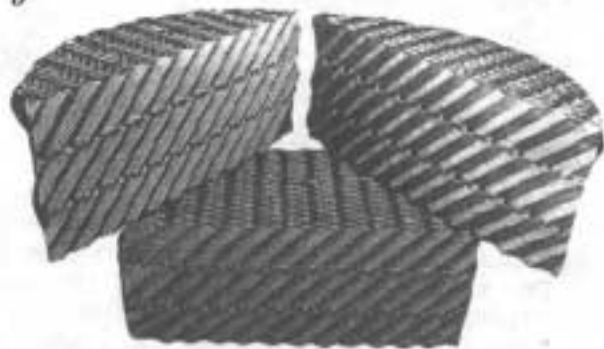
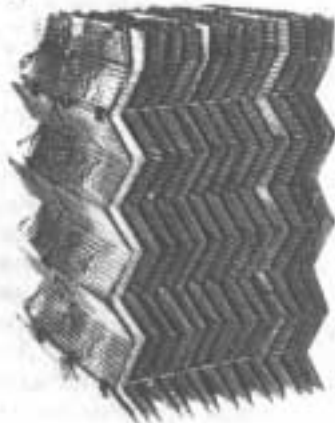
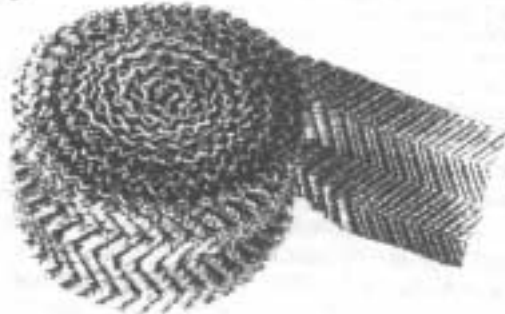
a*b**c**d*

Рис. VII-26. Регулярные насадки:

a — Меллапак фирмы "Sulzer"; *б* — Инталлокс фирмы "Norton"; *â* — Ваку-пак; *ã* — Панченкова

гофрированных листов. Каждый лист при гофрировании делится на несколько участков (на рис. VII-26, б три участка) с отгибкой металла в противоположные стороны. В местах перехода выполняются просечки, что способствует эффективному обновлению поверхности массообмена.

Насадка Ваку-пак разработана совместно ВНИИнефтемашем и фирмой "Apparate-und Anlagenbau Germania" (рис. VII-26, а). Она образована из вертикальных гофрированных пластин, изготовленных из просечно-вытяжного листа. Поверхность пластин имеет арочные просечки, направленные вниз и ориентированные в противоположные стороны с обеих сторон пластин. За счет этих просечек обеспечивается зазор в 20 мм между соседними гофрированными пластинами. Такая насадка имеет удельную поверхность $115 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем 98 % и объемную массу $150 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Среди регулярных насадок получили распространение сетчатые насадки, к которым относится и насадка, разработанная Г.М. Панченковым (рис. VII-26, б). Насадка Панченкова представляет сотканную из пучка металлических проволочек ленту, поверхность которой гофрирована в форме шеврона с углом при вершине 120° . Такую насадку в колонне устанавливают в виде рулонов высотой $\sim 100 \text{ мм}$, расположенных друг над другом и плотно прилегающих к стенке колонны.

При разработке массообменных аппаратов с использованием регулярной насадки необходимо индивидуальное проектирование выбранного типа насадки для данной колонны. Для этого слой насадки разбивают на отдельные блоки с учетом изменения кривизны стенки колонн разного диаметра. В колоннах диаметром до 1 м регулярная насадка монтируется одним блоком через верхнее съемное днище.

На рис. VII-27, а приведен вариант разделения колонны диаметром 5500 мм на блоки регулярной насадки Ваку-пак (цифрами обозначены одинаковые блоки). Высота всех блоков составляет 440 мм, максимальная ширина принята с учетом размеров люка-лаза и составляет 400 мм. При таком способе проектирования регулярной насадки выделяется базовый блок (номер 1) сечением $400 \times 440 \times 1000 \text{ мм}$, который можно использовать как типоразмер при проектировании колонн разного диаметра. Расчеты показывают, что для заполнения сечения колонны диаметром 5500 мм насадкой Ваку-пак требуется 80 блоков 21 типа.

На рис. VII-27, б показан другой вариант разделения насадки на блоки. Отдельные блоки получают при сечении слоя насадки вертикальными параллельными плоскостями. Это позволяет сократить число различных блоков и уменьшить их количество при монтаже слоя насадки. Для аппарата диаметром 5500 мм потребуется всего 14 блоков 7 типов, однако при этом по сравнению с первым вариантом (см. рис. VII-27, а) увеличивается масса каждого блока. Такой способ изготовления регулярной насадки применим только для конструкций, обеспечивающих достаточную прочность и жесткость отдельных блоков и имеющей небольшую объемную массу (например, для насадки Меллапак).

Вспомогательные узлы насадочных колонн включают опорно-распределительные решетки, распределители жидкости, ограничители, коллекторы и т.п.

Насадку укладывают на опорно-распределительные решетки или плиты, некоторые конструкции которых приведены на рис. VII-28. Свободное сечение этих устройств должно по возможности приближаться к величине свободного объема насадки, а размеры отверстий исключать провал наса-

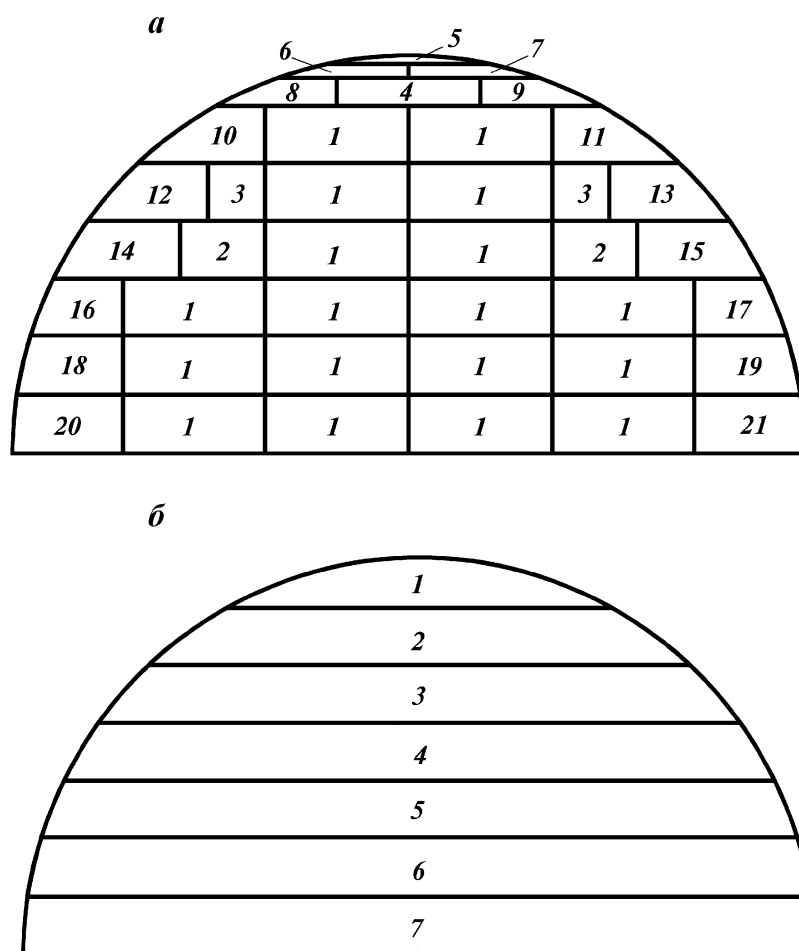


Рис. VII-27. Схема деления регулярной насадки на блоки:
a — для насадки Ваку-пак; *б* — для насадки Меллапак фирмы "Sulzer"

дочных тел. Насадку часто укладывают на решетки, выполненные из стальных полос, поставленных на ребро. Применение в качестве опорной конструкции под насадку различных сеток и перфорированных плит с мелкими отверстиями должно быть исключено, так как подобные устройства приводят к преждевременному захлебыванию колонны.

Колонны диаметром до 150 мм, заполненные насадкой в навал, могут орошаться из единичного источника. Для колонн большего диаметра применяются оросители с большим числом источников орошения: для неупорядоченных насадок 15÷30 на 1 м² сечения колонны, для упорядоченных 35÷50.

На рис. VII-29 приведены варианты распределительных устройств для жидкости, применяемые в колоннах различного назначения. Широко применяются распределительные устройства желобчатого типа (рис. VII-29, *a*). Жидкость в этом варианте подается в центральный желоб (для колонн

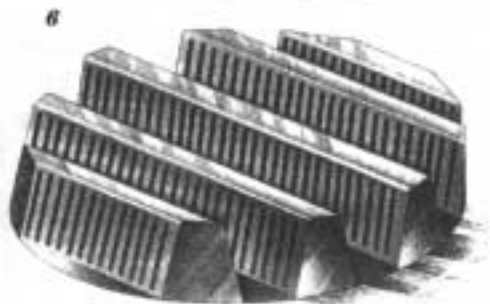
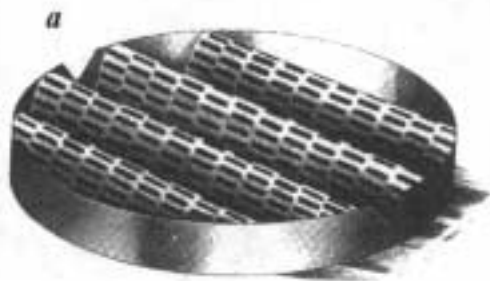


Рис. VII-28. Конструкции опорно-распределительных решеток фирмы "Norton":

a — волнистая из перфорированных пластин; *б* — волнистая из просечно-вытяжного листа; *â* — колапчкового типа

большого диаметра применяют два или три желоба), из которого по желобам меньшего сечения, оснащенных устройствами слива жидкости различных конструкций, распределяется по всему сечению насадки. При малых расходах жидкости с высокой плотностью и вязкостью применяют трубчатый распределитель (рис. VII-29, *б*). В колоннах для разделения нефти и скрубберах используют пневматические распределители, выполненные в виде коллектора с форсунками (рис. VII-29, *â*).

Для того чтобы исключить при работе колонны перемещение элементов насадки, в ее верхней части насадку закрепляют решетками с большим свободным сечением. На рис. VII-30, *а* показан вариант такой решетки для колонны с насыпной насадкой, а на рис. VII-30, *б* — для колонны с регулярной насадкой.

Необходимо отметить, что характер и структура распределения жидкости по сечению колонны не сохраняются при дальнейшем ее течении по насадке. Восходящий паровой поток, занимающий центральную часть слоя насадки, оттесняет жидкость к стенкам колонны. Для уменьшения неравномерности распределения потоков по высоте аппарата общий слой насадки в колонне делят по ее высоте на отдельные секции, между которыми устанавливают коллекторы для сбора жидкости (рис. VII-30, *в*) и распределительные устройства различных конструкций.

Гидравлические условия работы насадочных колонн. В насадочной колонне потоки пара (газа) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от нагрузок колонны по пару (газу) G и жидкости L изменяется характер взаимодействия фаз, проявляющийся в различных гидродинамических режимах. Наиболее четко эти режимы выявляются на кривых, показывающих зависимость сопротивления насадки от ее нагрузки по пару

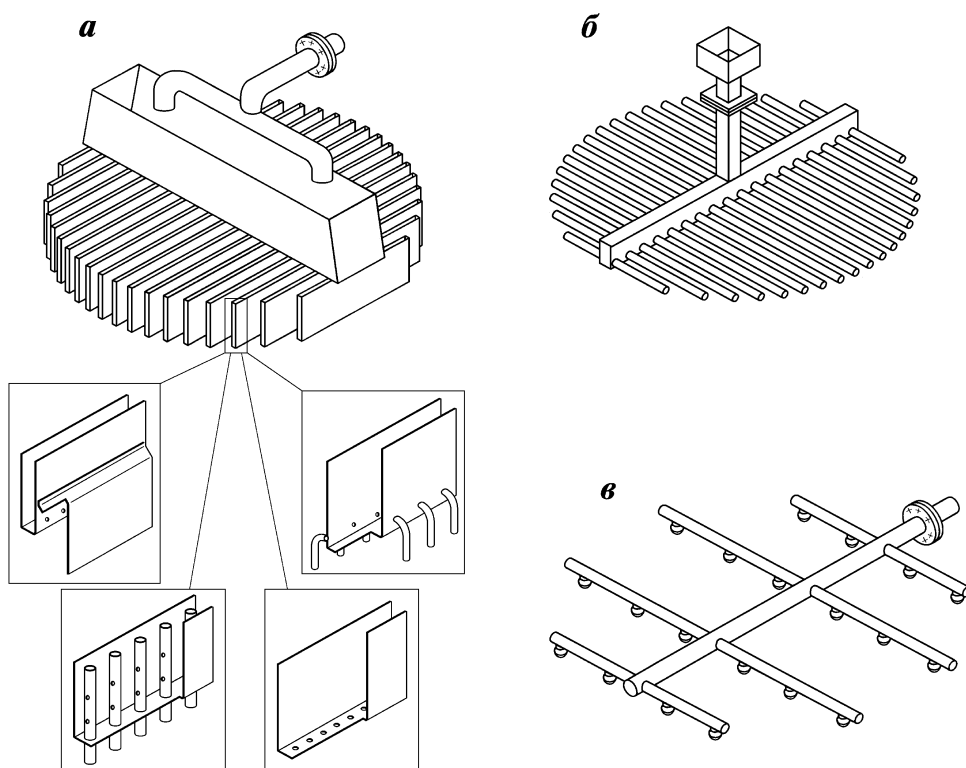


Рис. VII-29. Конструкции распределительных устройств для жидкости фирмы "Sulzer":
 а — желобчатого типа; б — трубчатый; в — пневматический

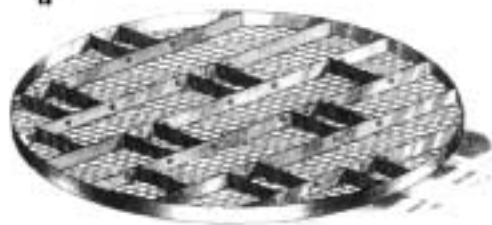
(газу) и жидкости, построенных в логарифмических координатах (рис. VII-31).

При малых нагрузках потоков взаимодействие между фазами незначительно. Жидкость смачивает поверхность насадочных элементов, а сопротивление насадки потоку пропорционально сопротивлению сухой насадки. Это так называемый *пленочный режим*.

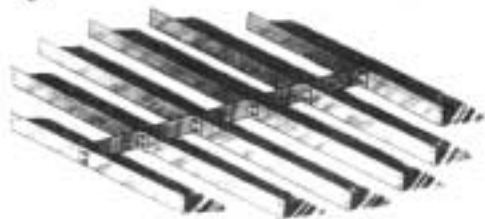
При дальнейшем увеличении скоростей потоков контактирующих фаз возрастает трение между ними, происходит торможение потока жидкости и в связи с этим увеличивается количество жидкости H_0 , удерживаемой в насадке. Этот режим характеризуется как *начало подвисания жидкости* и принимается в качестве нижнего предела устойчивой работы колонны. При больших жидкостных нагрузках этот режим выявляется не всегда четко. Сопротивление насадки в режиме подвисания пропорционально скорости пара в степени 3—4. Интенсивность массопередачи в этом режиме сильно возрастает.

Дальнейшее увеличение скоростей взаимодействующих фаз приводит к еще большему увеличению сопротивления насадки и количества удерживаемой жидкости в объеме, занятом насадкой. При определенных величинах паровой и жидкостной нагрузок происходит резкое увеличение количества удерживаемой насадкой жидкости и рост гидравлического сопротив-

a



б



в

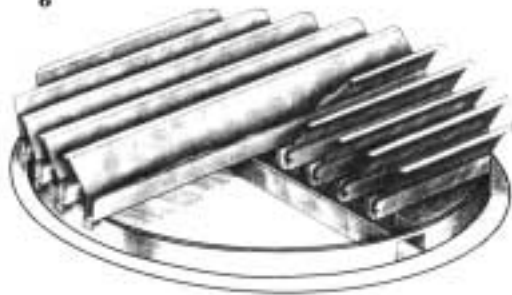


Рис. VII-30. Конструкция ограничительных решеток и коллектора фирмы "Norton":
 a — ограничительная решетка для насыпной насадки; b — ограничительная решетка для регулярной насадки; \hat{a} — коллектор для сбора жидкости

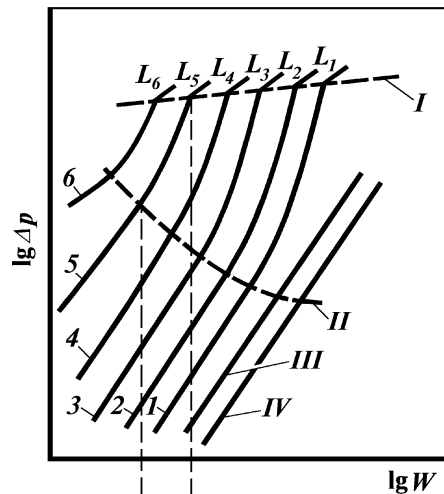
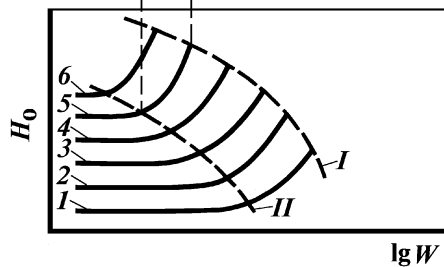


Рис. VII-31. Характер зависимости гидравлического сопротивления Δp и удерживающей способности H_0 от скорости пара в колонне W :

I — линия точек захлебывания; II — кривая точек подвисяния; III — линия для смоченной насадки (малый расход жидкости); IV — линия для сухой насадки; L — нагрузка по жидкости, $L_1 < L_2 < L_3 < L_4 < L_5 < L_6$



ления слоя насадки. Этот режим называется *захлебыванием колонны* и считается верхним пределом ее устойчивой работы. Количество удерживаемой насадкой жидкости зависит от удельной поверхности насадки f , доли свободного объема ϵ , скоростей движения взаимодействующих фаз. Полную задержку жидкости H_0 рассматривают как сумму двух составляющих: статической задержки H_c и динамической H_d . Статическая составляющая H_c определяет объем жидкости, удерживаемый насадкой за счет капиллярных сил, и не зависит от гидродинамических условий. Динамическая составляющая задержки H_d обусловлена гидродинамическим взаимодействием потоков пара и жидкости с насадочными телами.

Режим захлебывания характеризуется значительным количеством жидкости, удерживаемой на насадке, при этом сильно возрастает поверхность контакта фаз и интенсифицируется процесс массообмена. Однако при этом резко возрастает сопротивление движению потока паров. Поэтому для обеспечения эффективного массообмена при относительно небольшом гидравлическом сопротивлении желательно, чтобы гидродинамический режим работы колонны был возможно ближе к режиму захлебывания, но не достигал его, т. е. рабочая скорость пара в колонне W должна быть меньше, чем скорость захлебывания $W_{\text{захл}}$. Обычно принимают, что эти скорости связаны соотношением

$$W = (0,75 \div 0,85) W_{\text{захл}}. \quad (\text{VII.19})$$

Насадка занимает только часть объема колонны, поэтому скорость движения пара (газа) в каналах между элементами насадки выше, чем скорость, отнесенная к свободному сечению аппарата. Скорость движения паров в сухой насадке составляет

$$W_0 = W/\epsilon.$$

Действительная скорость пара при работе колонны будет несколько выше скорости W_0 , так как в этом случае часть свободного объема насадки занята стекающей по ней жидкостью.

Для расчета скорости захлебывания имеются различные уравнения, в том числе следующего вида:

$$\lg \left(\frac{W_{\text{захл}}^2 f}{g \epsilon^3} \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (\text{VII.20})$$

Величина коэффициента A в уравнении (VII.20) определяется экспериментально и зависит от условий эксплуатации аппарата, конструкции элементов насадки и ее размеров. Например, для насадки из колец Рашига, засыпанных в навал, для процесса абсорбции $A = 0,022$, а для ректификации $A = -0,125$.

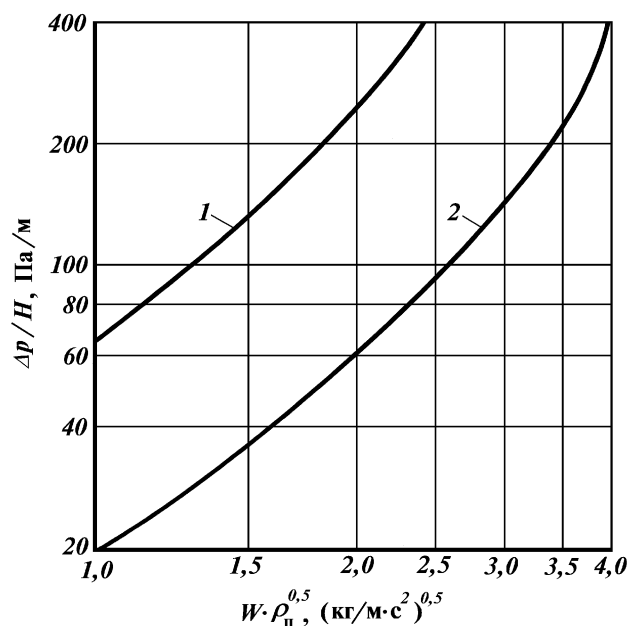
Определив скорость захлебывания, из уравнения (VII.19) находят рабочую скорость пара и затем, зная величину заданной паровой нагрузки G , определяют диаметр колонны D_k .

При определении рабочей скорости пара в насадочной колонне необходимо учитывать конструкцию и геометрические характеристики насадки.

Например, если принять значение рабочей скорости пара в колонне с насадкой Меллапак 250.Y за единицу, то для насадки Меллапак 125.Y рабо-

Рис. VII-32. Зависимость гидравлического сопротивления различных насадок от F-фактора:

1 — стальные кольца Палля 50×50; 2 — насадка Ваку-пак. (Колонна диаметром 800 мм, нагрузка по жидкости $5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$, нормальное давление)



чая скорость будет в 1,5 раза выше ее, а для насадки Меллапак 500.Y — на 30 % меньше. Более подробную информацию о расчете рабочей скорости пара можно получить в специальной литературе или у фирм, производящих ту или иную насадку.

Сопротивление насадочных колонн. На рис. VII-32 в качестве примера приведена зависимость гидравлического сопротивления 1 м слоя насадки от F-фактора для различных конструкций насадок. Экспериментальные данные получены в колонне диаметром 800 мм при нормальном давлении на системе воздух — вода. Как видно из рисунка, при достаточно близких значениях удельной поверхности f и свободного объема ϵ колец Палля 50×50 и насадки Ваку-пак гидравлическое сопротивление этой насадки во всем диапазоне изменения нагрузок значительно меньше, чем у колец Палля, что объясняется в основном особенностями их конструкции.

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки Δp обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки Δp_c и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков пара и жидкости $\Delta p_{\text{п-ж}}$, т.е.

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_{\text{п-ж}} = \Delta p_c \left(1 + \frac{\Delta p_{\text{п-ж}}}{\Delta p_c} \right) = A_1 \Delta p_c. \quad (\text{VII.21})$$

Коэффициент A_1 показывает, во сколько раз сопротивление орошаемой насадки больше, чем сухой.

Между элементами насадки для прохождения потока образуются длинные узкие каналы весьма сложной конфигурации, поэтому величину сопротивления сухой насадки можно рассчитать по известному уравнению гидравлики, в котором за длину канала принимают высоту насадочного

слоя H , а в качестве диаметра канала используют эквивалентный диаметр каналов насадки d_3 :

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H}{d_3} \frac{\rho_{\text{п}}}{2} \left(\frac{W}{\varepsilon} \right)^2.$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки

$$d_3 = 4\varepsilon/f.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ является функцией критерия Рейнольдса Re и зависит от режима движения пара (газа).

Например, для насадок из колец Рашига, засыпанных в навал, λ определяется из уравнений:

$$\begin{aligned} \text{при } Re \leq 40 \quad \lambda &= 140/Re, \\ \text{при } Re > 40 \quad \lambda &= 16/Re^{0,2}, \end{aligned}$$

где критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{W}{\varepsilon} \cdot \frac{d_3 \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} = \frac{4W\rho_{\text{п}}}{f\mu_{\text{п}}}.$$

Сопротивление орошаемых насадок рассчитывают по уравнению (VII.21), в котором коэффициент A_1 определяется из выражения

$$A_1 = 1 + C \left(\frac{L}{G} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0,0405}. \quad (\text{VII.22})$$

Коэффициент C в уравнении (VII.22), зависящий от величины отношения рабочей скорости пара к скорости захлебывания, находят по графику, приведенному на рис. VII-33.

В приведенных уравнениях L и G — массовые расходы или скорости жидкости и пара.

Эффективность насадочных колонн. В насадочной колонне потоки пара и жидкости непрерывно контактируют между собой, обмениваясь веществом и энергией. Эффективность массообмена зависит от удельной поверхности насадки, размеров насадочных тел, высоты слоя насадки, гидродинамического режима движения потоков контактирующих фаз, а также от физико-химических свойств компонентов разделяемой смеси.

В результате гидравлических расчетов определяют диаметр насадочной

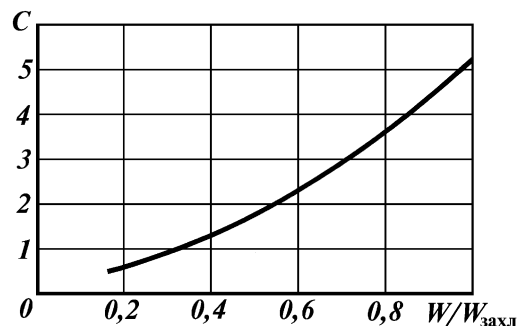
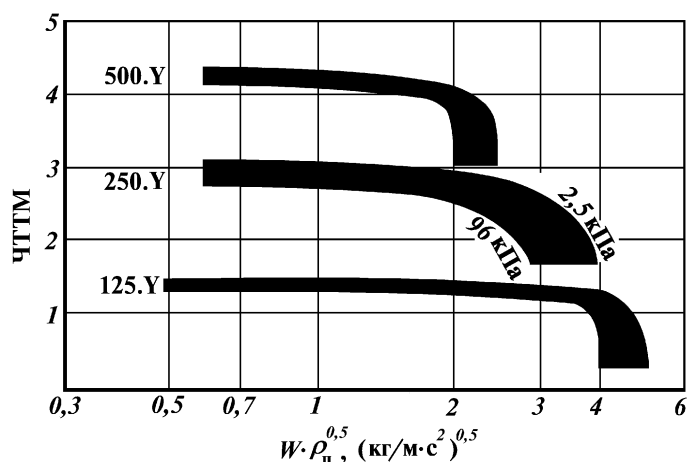


Рис. VII-33. График для определения коэффициента C в уравнении (VII. 22)

Рис. VII-34. Зависимость числа теоретических тарелок на 1 м насадки (ЧТТМ) Меллапак от F-фактора



колонны D_k . Высоту насадки H , необходимую для заданного разделения, находят из уравнения

$$H = NH_{\text{ЭКВ}},$$

где N — число теоретических тарелок (см. главы IV–VI); $H_{\text{ЭКВ}}$ — высота насадки, эквивалентная по своему разделительному эффекту одной теоретической тарелке (сокращенно обозначается ВЭТТ).

Как было показано выше, величина ВЭТТ зависит от большого числа факторов. Однако имеющиеся уравнения для расчета ВЭТТ, как правило, не в полной мере учитывают влияние различных факторов и поэтому они имеют ограниченную область применения — только для насадок определенных типов и размеров. В этой связи величину ВЭТТ обычно определяют экспериментально на модельных или реальных смесях.

Очевидно, чем меньше величина ВЭТТ, тем более эффективно работает насадка при разделении данной смеси. Вместе с тем необходимо отметить, что величина ВЭТТ возрастает при увеличении высоты слоя насадки, диаметра аппарата, а также размеров насадочных тел, коэффициента относительной летучести компонентов и вязкости жидкости.

Для оценки эффективности насадки используют также число теоретических тарелок на 1 м высоты насадки (сокращенно ЧТТМ), т.е. величину обратную ВЭТТ.

На рис. VII-34 приведена зависимость ЧТТМ от F-фактора для трех модификаций насадки Меллапак, удельная поверхность которых изменяется от 125 до 500 $\text{м}^2/\text{м}^3$. Эффективность насадки определена в опытной колонне диаметром 1 м в режиме полного возврата флегмы при изменении давления верха колонны от 2,5 до 96 кПа. Опытными смесями служили транс-цис-декалин и хлор-этилбензол, высота насадки изменялась от 1,4 до 8,5 м. Поскольку поверхность насадки увеличивается от Меллапак 125.Y к Меллапак 500.Y, ЧТТМ при этом возрастает в 4 раза, хотя максимально возможная паровая нагрузка снижается вдвое.