

И. Н. Мадышев, А. Т. Галимова

**РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ
МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ СО
СТРУЙНО-ПЛЕНОЧНЫМИ КОНТАКТНЫМИ
УСТРОЙСТВАМИ**

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

Санкт-Петербург
2021

УДК 66.021.3
ББК 35.113я7

Печатается по решению редакционно-издательского совета
ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологи-
ческий университет»

Рецензенты:

Дмитриев А. В., доктор технических наук, доцент, заведующий
кафедрой ТОТ КГЭУ

Шарафутдинова А. Ф., начальник производственного отдела
ООО «УОП «Нефтехим» ПАО «Нижнекамскнефтехим»

Мадышев И. Н.

М 13 Расчет и проектирование массообменных аппаратов со струйно-
пленочными контактными устройствами : учебное пособие / И. Н. Ма-
дышев, А. Т. Галимова. – Санкт-Петербург : Свое издательство, 2021. –
92 с.

ISBN 978-5-4386-2019-8

Посвящено колонным массообменным аппаратам, применяемым
в пищевой промышленности, химической технологии. Рассматрива-
ются методики расчета и проектирования новых контактных
устройств.

Предназначено для студентов технологического факультета,
изучающих дисциплину «Процессы и аппараты пищевых произ-
водств» в рамках бакалаврской подготовки по направлению 19.03.02
«Продукты питания из растительного сырья», а также для магистров
механического факультета, изучающих дисциплину «Методы интен-
сификации тепломассообмена» по направлению подготовки 15.04.02
«Технологические машины и оборудование».

Подготовлено на кафедре «Оборудования пищевых произ-
водств» ФГБОУ ВО «КНИТУ», процессов и аппаратов химических
технологий НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ».

ISBN 978-5-4386-2019-8

© И.Н. Мадышев, А.Т. Галимова, 2021

© Свое издательство, 2021

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	5
1 ПРИМЕНЕНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ТИПОВ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ В КОЛОННЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ.....	7
1.1 Пути повышения эффективности массообменных процессов в колонных аппаратах.....	7
1.2 Обзор насадочных устройств колонных аппаратов.....	10
2 РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СТРУЙНО- ПЛЕНОЧНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ КОЛОННЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ.....	18
2.1 Применение струйно-плёночных устройств для организации газожидкостного контакта в массообменных аппаратах.....	18
2.2 Диапазон устойчивой и эффективной работы колонных массообменных аппаратов с различными видами контактных устройств	23
3 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА В СТРУЙНО- ПЛЕНОЧНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ.....	33
3.1 Разработка математического описания массообменного процесса.....	33
3.2 Расчет эффективности контактной ступени струйно- плёночного устройства при ректификации смеси этиловый спирт – вода.....	45
3.3 Расчет эффективности нескольких контактных ступеней струйно-плёночного устройства.....	49
4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛОННЫХ АППАРАТОВ СО СТРУЙНО-ПЛЕНОЧНЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ НА ПРИМЕРЕ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ЭТИЛОВЫЙ СПИРТ – ВОДА.....	55
4.1 Описание узла выделения возвратного этанола.....	55

4.2 Техническая характеристика оборудования узла.....	58
4.3 Недостатки узла и рекомендации по их устранению.....	62
4.4 Пример технологического расчета колонны со струйно-пленочными контактными устройствами	63
4.4.1 Исходные данные.....	63
4.4.2 Определение рабочего флегмового числа.....	63
4.4.3 Материальный баланс.....	66
4.4.4 Определение скорости пара и диаметра колонны.....	67
4.4.5 Гидравлический расчет тарелок.....	69
4.4.6 Определение коэффициентов массоотдачи и эффективности массопереноса.....	73
4.4.7 Тепловой расчет установки.....	83
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	86
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	87

ВВЕДЕНИЕ

В колонных массообменных аппаратах пищевой промышленности широко используются насадочные устройства для организации газожидкостного контакта фаз. При этом в последнее время наметилась тенденция использования в массообменных аппаратах структурированных насадок, которые по сравнению с тарельчатыми колоннами обеспечивают существенное снижение гидравлического сопротивления, высокую эффективность процессов разделения или абсорбции, более высокие нагрузки по газу и жидкости, что приводит к существенному повышению производительности колонных аппаратов при снижении энергетических затрат [1].

Однако колонны, в особенности, с регулярными насадками весьма чувствительны к равномерности распределения жидкой и газовой фаз по сечению аппарата. Так, согласно исследованиям [2], проведенным на лабораторных стендах диаметром 200 и 400 мм, а также на действующих промышленных колоннах диаметром от 200 до 1400 мм, установлено, что увеличение числа точек орошения с 100...300 до 600...800 на 1 м² сечения аппарата уменьшает степень неравномерности распределения жидкости на 1 м высоты насадки с 30 до 5%, что приводит к повышению эффективности процессов разделения в колоннах с регулярными насадками на 10...15%. В связи с этим, известные мировые фирмы, такие как "Sulzer", "NORTON", ВАКУПАК, "Инжехим", Koch-glitsch устанавливают в колонны с регулярными насадками дополнительные перераспределители жидкого и газового потоков, занимающие до 3-4 м высоты колонны.

Активно развивается пленочная массообменная аппаратура, которая наиболее перспективна для проведения процессов ректификации под вакуумом, абсорбции газов при пониженных давлениях, так как она обладает низким гидравлическим сопротивлением и отличается высокой массообменной эффективностью. Исследованию пленочных течений жидкости в массообменных аппаратах по-

священы научные работы Капицы П.Л., Кафарова В.В., Жаворонкова Н.М., Малюсова В.А., Олевского В.М., Кагана А.М., Кулова Н.Н., Холпанова Л.П., Шкадова В.Я., Николаева Н.А., Телякова Э.Ш., Лаптева А.Г., Войнова Н.А. и др. Ими разработаны и исследованы наиболее перспективные типы пленочных массообменных аппаратов, получены критериальные уравнения, описывающие массоотдачу в стекающей пленке жидкости, массоперенос от газа к пленке и многое другое.

В учебном пособии приводится обзор наиболее перспективных конструкций контактных устройств, обсуждаются их преимущества и недостатки; рассматриваются различные методы повышения эффективности процессов массообмена в промышленных аппаратах. Представлены схемы (эскизы) разработанных авторами массообменных аппаратов со струйно-пленочными контактными устройствами, рекомендованы области их применения.

Учебное пособие написано при финансовой поддержке гранта Президента РФ № МК-2710.2021.4.

1 ПРИМЕНЕНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ТИПОВ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ В КОЛОННЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

1.1 Пути повышения эффективности массообменных процессов в колонных аппаратах

В химической, нефтехимической, нефтегазоперерабатывающей, энергетической, пищевой и других отраслях промышленности находят широкое применение различные массообменные процессы и аппараты. Одним из важных способов повышения эффективности таких процессов является совершенствование колонной массообменной аппаратуры и прежде всего контактных устройств [3].

При подборе типов контактных устройств, как правило, руководствуются такими основными показателями как: производительность; гидравлическое сопротивление; диапазон рабочих нагрузок в условиях достаточно высокой эффективности; возможность работы на средах, склонных к образованию смолистых или других отложений; металлоемкость; простота конструкции, удобство изготовления, монтажа и ремонта.

На сегодняшний день в установках промышленных предприятий повсеместно используются аппараты с тарельчатыми и насадочными контактными устройствами, которые имеют ряд недостатков. В тарельчатых колонных аппаратах необходимо предусматривать зоны сепарации, существенно увеличивающие размеры аппарата, его металлоемкость. При этом скорость газа, как правило, не превышает 0,3–0,6 м/с. Ограничение нагрузок по жидкости обуславливается пропускной способностью переливов, а увеличение их площади приводит к снижению рабочей площади тарелок и, как следствие, пропускной способности по газу. При работе колонн с насадками встречается неравномерность распределения жидкой и газовой фаз по поперечному сечению, что приводит к снижению

эффективности массообмена. Также существует проблема уноса капель жидкости газовым потоком, что может привести к «захлебыванию» колонны. В связи с этим в большинстве насадочных аппаратов требуется установка дополнительных сепарирующих устройств и каплеотбойников.

Экспериментальному исследованию влияния неравномерности орошения на входе структурированной насадки на эффективность процессов разделения посвящены работы [4-6]. Отмечается, что ввиду ограниченного числа точек орошения, наблюдается снижение эффективности процесса разделения на первых слоях насадки вследствие снижения поверхности массопередачи. Кроме того, в некоторых случаях неравномерность жидкости на входе в насадку может быть связана с установкой различных конструктивных элементов внутри колонны, таких как перераспределители жидкости, опорные решетки, кольца и др. По мере движения жидкости по насадке и в результате взаимодействия ее с газовой фазой возникает неравномерность, обусловленная геометрическими характеристиками самой насадки. При этом не вся геометрическая поверхность насадки является смоченной и активной, так как практически невозможно исключить наличие мертвых зон даже в режиме захлебывания и затопления насадок в местах соприкосновения насадочных элементов. В работе [7] представлены результаты расчетов активной поверхности элементов нерегулярных насадок, таких как кольца Рашига, Палля, насадки ГИАП-НЗ и седел Инталокс. Установлено, что наилучшими характеристиками обладает насадка ГИАП-НЗ с долей удельной активной поверхности 0,91.

В последние годы в нефтепереработке и нефтехимии резко возросла роль процессов, проводимых под вакуумом. Для данных процессов наибольшее значение имеет величина гидравлического сопротивления, приходящаяся на единицу высоты разделительной способности (ВЭТТ – высота эквивалентная теоретической тарелке). Данная характеристика в значительной мере определяет пере-

пад давления по высоте колонны, а значит и давление в кубах ректификационных колонн, которое весьма существенно влияет на экономичность процесса разделения. Современные вакуумные колонны оснащаются регулярной насадкой, которая позволяет в несколько раз снизить сопротивление по сравнению с тарельчатыми устройствами [8].

При разработке нового аппаратного оформления процессов разделения и абсорбции в массообменных аппаратах преследуются следующие цели: увеличение эффективности процесса массопередачи и расширение интервала устойчивой и эффективной работы аппаратов как по жидкой, так и по газовой фазам. Следовательно, современные контактные устройства должны обладать следующими характеристиками:

- 1) высокая эффективность массопередачи – заключается в высоких значениях коэффициентов массоотдачи в жидкой и газовой фазах, низких значениях ВЭТГ, ВЕП (высота единицы переноса);
- 2) высокая пропускная способность – заключается в высоких значениях среднерасходной скорости начала подвисания и захлебывания;
- 3) низкое гидравлическое сопротивление;
- 4) высокий диапазон рабочих нагрузок как по жидкой, так и по газовой фазам.

Кроме того, важнейшими требованиями являются простота технологии и доступность изготовления насадок, низкая металлоемкость и коррозионная стойкость.

Таким образом, можно сделать вывод, что разработка новых контактных устройств для процессов массообмена, проводимых в колонных аппаратах, является актуальной задачей, а решение проблемы повышения пропускной способности действующих и вновь проектируемых аппаратов при сохранении высокой эффективности протекания процессов позволит существенно улучшить технико-

экономические показатели производства.

1.2 Обзор насадочных устройств колонных аппаратов

В колонных массообменных аппаратах поверхностью контакта газожидкостных фаз является смоченная поверхность насадки, увеличение величины которой является критическим фактором. Дополнительно насадка должна обладать следующими характеристиками:

- малое гидравлическое сопротивление;
- обеспечение равномерного распределения орошаемой жидкости по поверхности насадки для достижения максимальной смачиваемости;
- высокая механическая прочность материала насадки;
- химическая стойкость;
- не снижать допустимую нагрузку по расходу фаз;
- дешевизна.

На данный момент существует громадное множество видов насадок, различающихся по многим параметрам: геометрическим (размер, форма), материалом (различные металлы и сплавы, керамика, полимеры и др.), выбор которых обуславливается основными требованиями технологического процесса. Наиболее широко распространены насадки из колец Рашига и фасонные насадки. Сегодня существуют насадки, которые намного более эффективны, чем классические кольца Рашига, но успешное моделирование течения с помощью колец Рашига способствовало заложению теоретических основ для моделирования течения с помощью более сложных насадок.

На рис. 1.1 представлены насадки – «кольца навалом». Следует отметить, что такое название они получили вследствие того, что они засыпаются в колонные массообменные аппараты навалом.

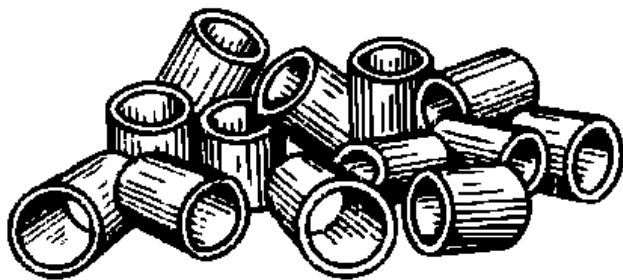


Рис. 1.1 Насадка «кольца навалом»

На рис. 1.2 представлены регулярные или структурированные насадки, особенностью которых является то, что они укладываются в колонном массообменном аппарате правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга.

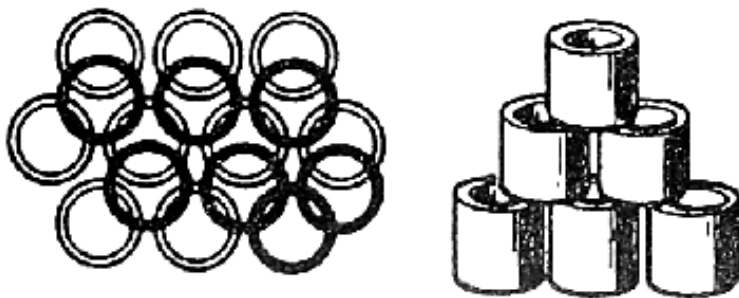


Рис. 1.2 Регулярные (структурированные) насадки

Основными достоинствами регулярных насадок является относительно низкое гидравлическое сопротивление и возможность использования в аппаратах с высокими значениями скоростей газовых потоков. Недостатками данных насадок является их сложность, в отличие от нерегулярных насадок, представленных на рис. 1.1.

На рис. 1.3 представлены насадки вида «кольцо Палля». Подобно кольцам Рашига, кольца Палля имеют одинаковую высоту и диаметр. Отличительной особенностью данных насадок является более сложная конструкция, что позволяет достигать лучшей пропускной способности и более низких значений по гидравлическому сопротивлению. Кольца Палля часто используются для проведения процессов абсорбции и ректификации.



Рис. 1.3 Насадки «кольцо Палля»

На рис. 1.4а представлена классическая «седлообразная насадка». Геометрическая сложность конструкции насадок данного типа значительно усложнена по сравнению с вышеназванными кольцевыми насадками. Однако это позволяет повысить смачиваемость поверхности насадки и создавать возможность для высоких нагрузок аппарата по жидкости и газу. Высокопроизводительная седлообразная насадка (рис. 1.4б) была разработана для снижения соотношения высоты к диаметру. При установке насадка оседает таким образом, что ориентирует более плоские поверхности параллельно потоку жидкости и пара. Поверхности увеличивают емкость при сохранении эффективной площади контактной поверхности. Такие насадки обеспечивают более высокую эффективность и вместимость, чем классические и насадки «Кольца Палля». Они обычно используются для дистилляции и ректификации, очистки газов.

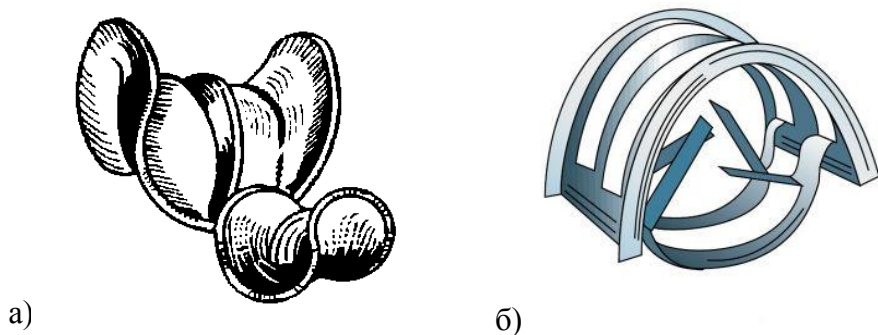


Рис. 1.4 Седлообразные насадки

На рис. 1.5 представлены насадки вида «кольца с крестообразными перегородками». Организация нескольких секционных пространств для движения жидкости позволяют интенсифицировать тепло- и массоотдачу. В химической и нефтегазохимической промышленности распространены фарфоровые крестообразные насадки диаметром от 15 до 150 мм, изготавливаемые из фарфора.



Рис. 1.5 Насадка вида «кольца с крестообразными перегородками»

На рис. 1.6 представлены насадки вида «кольца с внутренними спиралями». Более сложная геометрия внутри колец относительно колец, представленных на рис. 1.5, позволяют повысить значения коэффициента теплоотдачи, но в тоже время увеличивает

коэффициент гидравлического сопротивление устройства.

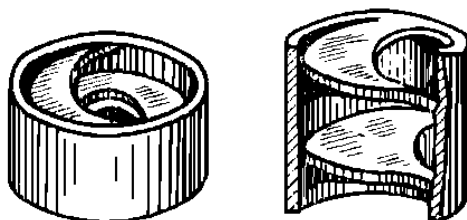


Рис. 1.6 Насадки вида «кольца с внутренними спиралями»

На рис. 1.7 представлены насадки вида «пропеллерная насадка». Данные виды насадок зарекомендовали себя во многих тепло-массообменных аппаратах, в частности в градирнях, используемых в нефтехимическом и энергетическом секторах. Форма данных насадок позволяет формировать волновую структуру течения жидкости в аппарате, что увеличивает значения теплоотдачи от жидкости к воздуху. Недостатком данных насадок является относительная хрупкость при высоких скоростях газового потока. Поэтому их применение наиболее целесообразно при относительно невысоких нагнетаемых скоростях движения газового потока и жидкости.

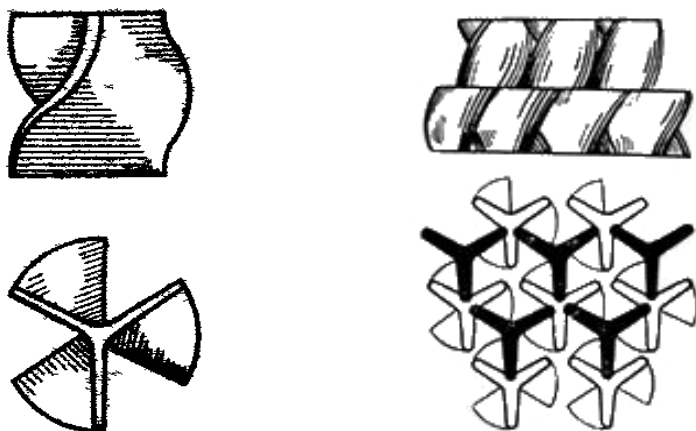


Рис. 1.7 Насадки вида «пропеллерная»

Далее рассмотрены некоторые варианты так называемых «блочных» насадок, состоящих из элементов (блоков) большого размера. На рис. 1.8 представлены насадки типа «керамические блоки». В конструкциях щелевых и решетчатых блоков должны быть предусмотрены «опоры» для того, чтобы обеспечивать между рядами насадки зазор от 1 до 2 см; при этом наблюдается снижение гидравлических потерь и увеличение массопередачи. К достоинствам насадки в виде блоков по сравнению с другими структурированными насадками можно отнести простоту устройства, эксплуатации и дешевизну.

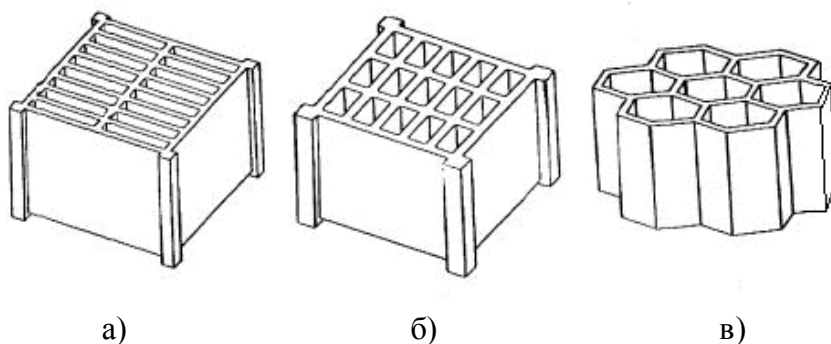


Рис. 1.8 Насадки «керамические блоки»: а – щелевые блоки; б – решетчатые блоки; в – сотовые блоки.

На рис. 1.9 представлены насадки вида «сетчатые насадки», которые изготавливаются из проволоки.

Насадки могут быть как регулярными, так и нерегулярными. Структурированная набивка из проволочной сетки изготавливается из различных материалов, таких как нержавеющая сталь, медь и др. Она отличается низким перепадом давления, высокой эффективностью разделения, поэтому наиболее широко для вакуумной дистилляции. Также распространены пластинчатые насадки с перфорацией, т.е. пластина перфорирована, образуя ряд отверстий диаметром

5 мм, а затем гофрирована. Такая конструкция обеспечивает равномерное распределение жидкости. Кроме того, он может улучшить смачиваемость поверхности структурированной насадки. Навивка с перфорированной пластиной обладает высокой прочностью и отличными характеристиками устойчивости к коррозии и ржавчине, что позволяет использовать ее в башнях большого диаметра и при высоких нагрузках по жидкости. Существует специальная насадка с перфорированной пластиной, которая называется насадкой с выступающей пластиной. Пластины выступают на поверхности пластины для повышения эффективности фильтрации.

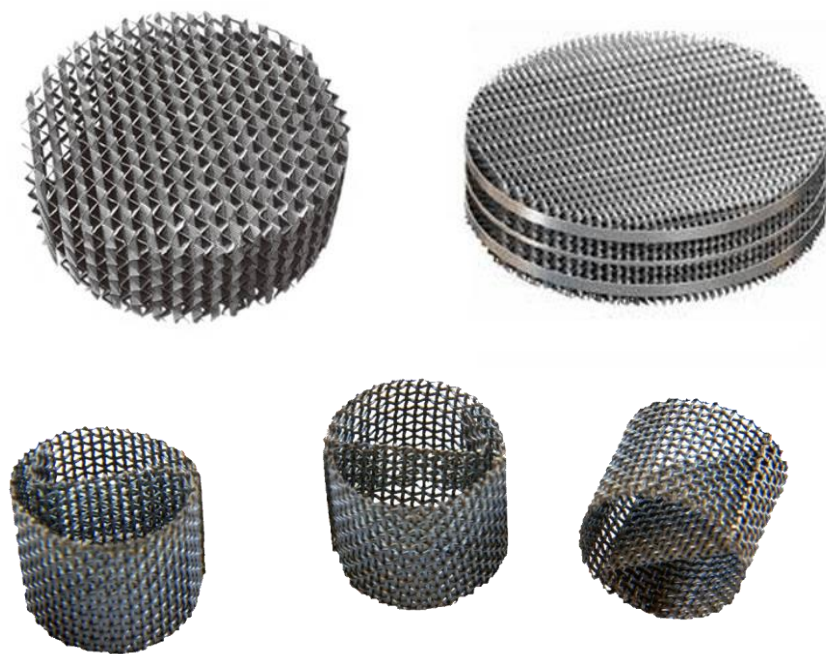


Рис. 1.9 Насадки вида «сетчатые насадки»

На рис. 1.10 представлены насадки вида «хордовая насадка», которые конструктивно представляют собой поставленные ребром доски (толщиной 1,0–1,3 см, высотой 10–15 см) в виде решетки по-
слойно под прямым углом. Данные насадки широко применяются в теплообменном аппарате большого диаметра.

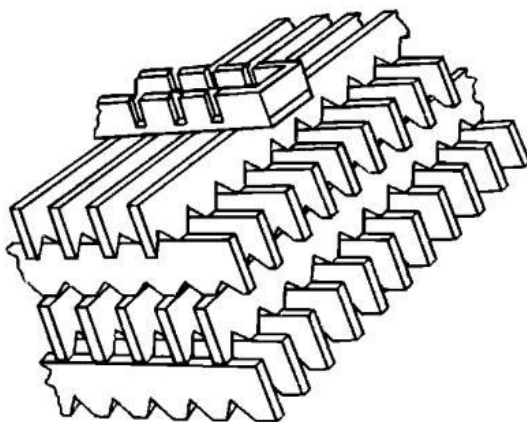


Рис. 1.10 Насадки вида «деревянная хордовая насадка»

2 РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СТРУЙНО-ПЛЕНОЧНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ КОЛОННЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

2.1 Применение струйно-пленочных устройств для организации газожидкостного контакта в массообменных аппаратах

Для обеспечения высоких технологических показателей новых конструкций контактных устройств при их разработке следует стремиться к выбору оптимального соотношения доли свободного объема и удельной поверхности контакта фаз. Однако, это является довольно сложной задачей, поскольку несет в себе два взаимоисключающих фактора. В связи с этим можно приветствовать каждое новое контактное устройство, которое обеспечивает прирост хотя бы одного показателя при сохранении неизменными других.

В настоящее время актуальным является разработка новых конструкций контактных устройств, сочетающих в себе высокую производительность, малое гидравлическое сопротивление и высокую эффективность протекания процесса. Одними из них могут быть разработанные авторами струйно-пленочные контактные устройства [9], состоящие из параллельных квадратных сливных стаканов 1 с вертикальными стенками (рис. 2.1).

Опорами для стаканов 1 служат вертикальные перегородки 2 с прорезями 3, для установки в них соответствующих стаканов 1. В днище устройства выполнены круговые сегменты 4, отогнутые к низу и необходимые для распределения жидкости по поверхности перегородок 2. Ступени контактного устройства формируются расположением в аппарате сливных стаканов 1 в шахматном порядке. Причем ниже расположенная ступень имеет смещение стаканов 1, формируя шахматное их расположение по вертикали.

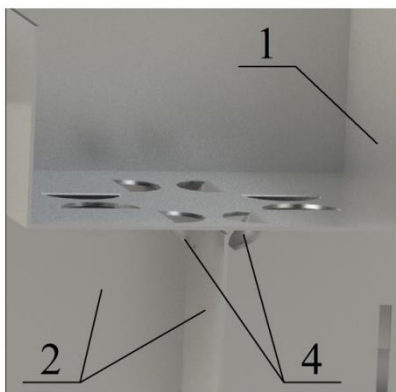
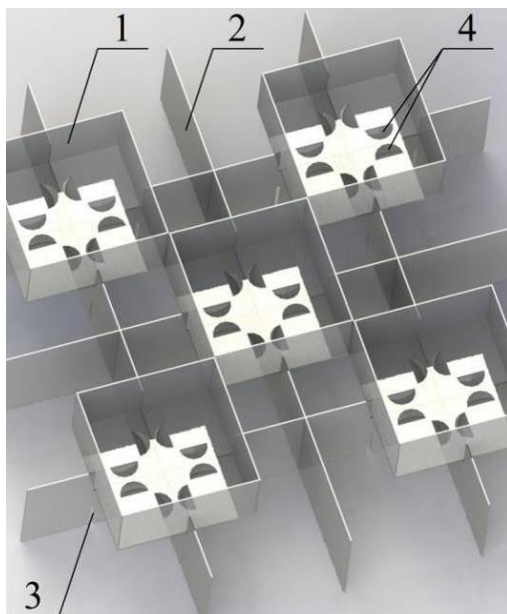


Рис. 2.1 Струйно-пленочное контактное устройство: 1 – сливной стакан; 2 – перегородка; 3 – прорезь; 4 – лепестки

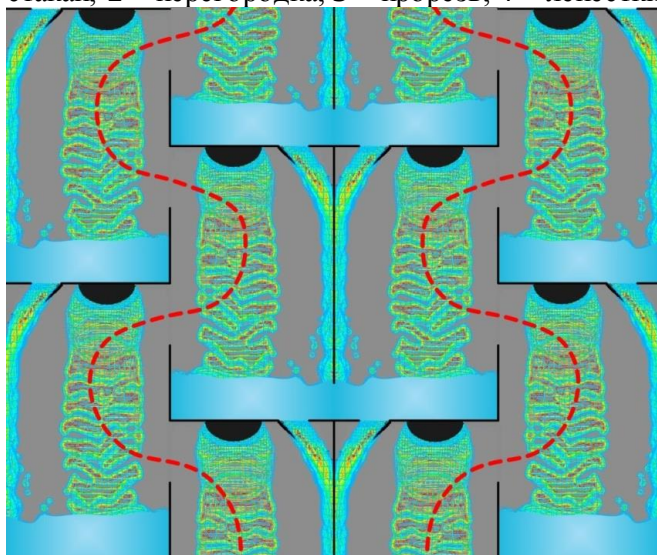


Рис. 2.2 Схема взаимодействия потоков газа и жидкости в струйно-пленочном контактном устройстве

При движении струй жидкости по поверхности перегородок 2 происходит распределение жидкости с образованием устойчивого пленочного течения. Далее образовавшаяся пленка, соударяясь о поверхность жидкости, находящейся внутри стаканов 1, разрушается. Схема взаимодействия потоков газа и жидкости в предлагаемом контактном устройстве представлена на рис. 2.2, рис. 2.3.

При высоких значениях ширины сливного стакана ($b > 60$ мм) для интенсификации массообменного процесса в днищах выполняются различные отверстия (рис. 2.4), при диспергировании жидкости из которых происходит распад струй с образованием капель. Последние, соударяясь о слой жидкости, находящийся внутри сливных стаканов вовлекают в него объем газа (рис. 2.3). По этой причине, формируется развитая постоянно обновляющаяся дополнительная поверхность контакта газа и жидкости, которая определяется наличием относительно небольших газовых пузырей в слое жидкости и вылетающими из него каплями.

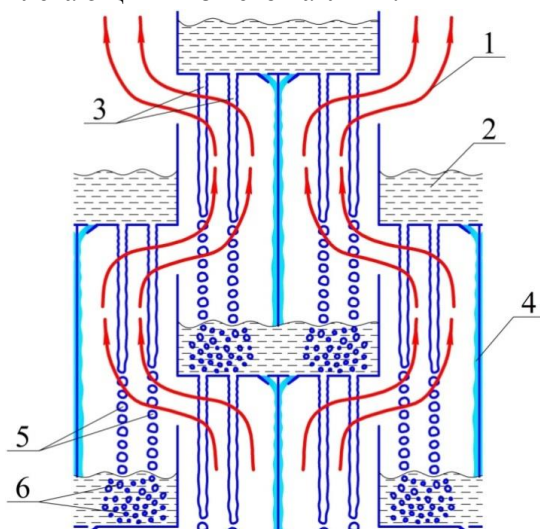


Рис. 2.3 Схема взаимодействия потоков газа и жидкости в струйно-пленочном контактном устройстве: 1 – поток газа; 2 – жидкость в сливном стакане; 3 – образующиеся струи жидкости; 4 – стекающая пленка жидкости; 5 – капли, образованные от распавшихся струй; 6 – газовые пузыри в слое жидкости

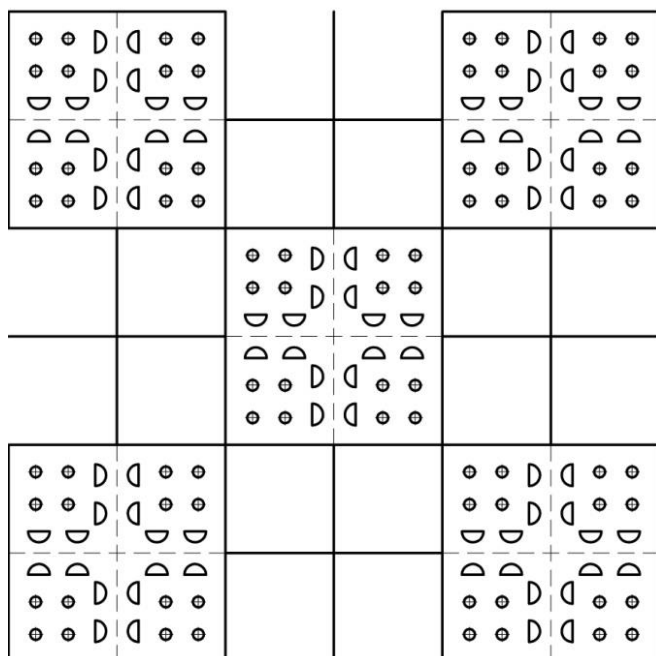


Рис. 2.4 Струйно-пленочное контактное устройство (вид сверху)

Таким образом, организация оригинального взаимодействия между газом и жидкостью позволяет интенсифицировать массообменные процессы как в жидкой, так и в газовой фазах при относительно простом аппаратном оформлении (рис. 2.5).

Основное отличие другой модификации струйно-пленочного контактного устройства заключается в том, что в вертикальных перегородках 2 выполнены отверстия (рис. 2.6). Наличие отверстий приводит к выравниванию профиля концентраций в стекающей пленки жидкости и ее более равномерному распределению по поверхности перегородок, кроме того, снижается металлоемкость предлагаемой конструкции.

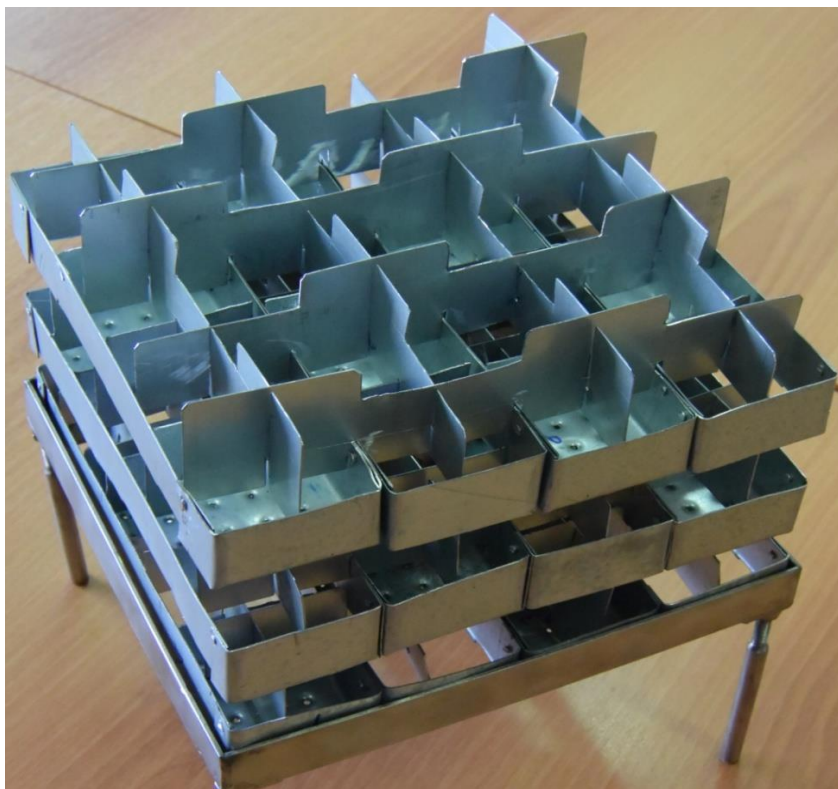


Рис. 2.5 Фотография струйно-пленочного контактного устройства

Геометрические размеры контактного устройства со струйно-пленочным взаимодействием газа и жидкости выбираются исходя из равенства площадей для прохода газа в поперечном и в продольном сечениях массообменного аппарата. Отсутствие локальных расширений и сужений для восходящего потока газа приводит к снижению гидравлического сопротивления контактного устройства, а отсутствие деталей, изготавливаемых с высокой точностью, обеспечивает невысокую себестоимость выпуска блоков предлагаемой насадки.

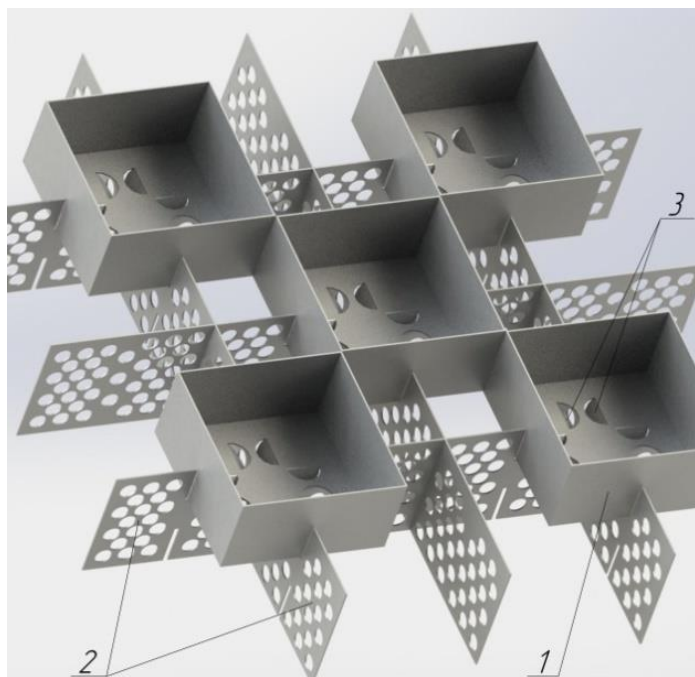


Рис. 2.6 Струйно-пленочное контактное устройство с перфорированными перегородками: 1 – сливной стакан; 2 – перфорированные перегородки; 3 – отогнутые лепестки

2.2 Диапазон устойчивой и эффективной работы колонных массообменных аппаратов с различными видами контактных устройств

Одним из важных критериев оценки диапазона устойчивой и эффективной работы контактных устройств является возможность реализации массообменных процессов при низких и высоких плотностях орошения [10]. Известно, что при увеличении плотности орошения предельная скорость газа в насадке снижается, т.е. захлебывание наступает при более низких скоростях газа. Следовательно, у каждого типа насадки существует своя максимально возможная плотность орошения U_{max} , при которой наступает захлебывание. Эта величина определяется из экспериментальных данных по исследованию гидродинамики различных насадок.

При уменьшении плотности орошения возникают неравномерности течения жидкой фазы по элементам насадки в поперечном сечении аппарата. При этом распределение жидкости становится существенно неравномерным в пристенной и центральной областях сечения колонны, кроме того, часть жидкости перетекает на стенку колонны. Это приводит к снижению эффективности процессов массопередачи вследствие уменьшения активной поверхности контакта фаз.

Известен расчетный коэффициент неравномерности [11] f_{max} , определяемый на основе изменения концентраций жидкой и паровой фаз на входе и на выходе из колонны, превышение которого будет свидетельствовать о снижении эффективности процесса разделения. При этом степень снижения эффективности зависит от расчетного числа теоретических ступеней разделения. Чем больше число теоретических ступеней в процессе разделения, тем больше снижение эффективности. При малой высоте колонны, т.е. небольшом числе теоретических ступеней допускается большая начальная неравномерность практически без потери эффективности.

Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения U_{min}^{eff} , выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной, следовательно, снижение эффективности процесса разделения не происходит. Для насадочных колонных аппаратов минимальную эффективную плотность орошения можно найти по уравнению [12]:

$$U_{min}^{eff} = a q_{eff} \quad (1)$$

где a – удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$; q_{eff} – эффективная линейная плотность орошения, $м^2/ч$.

Для большинства насадок q_{eff} можно принять равным 0,0792 $м^2/ч$.

Согласно уравнению (1) насадки с большей удельной поверхностью сильнее подвержены влиянию начальной неравномерности, что согласуется с результатами экспериментальных исследований, проведенных в работе [13].

Таким образом, выделим критерий $\varepsilon = U_{max} / U_{min}^{eff}$, показыва-

ющий диапазон устойчивой и эффективной работы при изменении нагрузок по жидкой фазе для различных насадок.

Сравнительный анализ различного типа контактных устройств по диапазону устойчивой и эффективной работы показывает, что отношение максимально возможной плотности орошения U_{max} к минимальной эффективной U_{min}^{eff} для насадок Инжехим-2012 с условным диаметром $d = 45$ мм может достигать 11,25 при среднерасходных скоростях газа до 2,24 м/с (рис. 2.7). При аналогичных условиях работы этот показатель для пакетно-вихревой насадки ПВН.22 может составлять 12,14. При этом для каждого типа насадки определена предельная скорость газа, при которой начинается захлебывание. Результаты обработки экспериментальных данных представлены в табл. 1.1. Стоит отметить, что предельная скорость газа получена при минимальном проведенном в эксперименте значении плотности орошения.

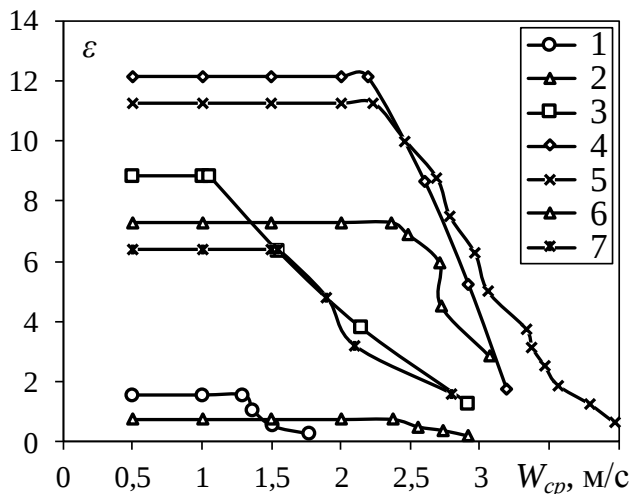


Рис. 2.7 Изменение диапазона устойчивой и эффективной работы различных насадок в зависимости от среднерасходной скорости газа: 1 – нерегулярная спиралевидная насадка [14]; 2 – насадка РГН-5 фирмы Инжехим [15]; 3 – насадка Меллапак 250.X [16]; 4 – пакетно-вихревая насадка ПВН.22 [17]; 5 – нерегулярная насадка Инжехим-2012, $d = 45$ мм [18]; 6 – струйно-пленочное контактное устройство, $b = 60$ мм [19]; 7 – Кольца Мёбиуса 50x15x0,8 мм [20]

Таблица 1.1

Скорости захлебывания и характеристики различных типов насадок

Тип насадки	Скорость захлебывания, м/с	Минимальная плотность орошения при эксперименте U_{min} , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельная поверхность насадки a , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Минимальная эффективная плотность орошения U_{min}^{eff} , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Показатель $\varepsilon = \frac{U_{max}}{U_{min}^{eff}}$
Нерегулярная спиралевидная насадка [14]	1,77	5,0	244	19,3	0,26
Насадка РГН-5 фирмы Инжехим [15]	2,92	7,5	515	40,8	0,18
Насадка Меллапак 250.X [16]	2,92	25,0	250	19,8	1,26
Пакетно-вихревая насадка ПВН.22 [17]	3,2	25,0	182	14,4	1,73
Нерегулярная насадка Инжехим-2012, $d = 45$ мм [18]	4,0	5,0	101	8,0	0,63
Струйно-плёночное контактное устройство, $b = 60$ мм [19]	3,07	17,5	95	7,5	2,33
Кольца Мёбиуса 50x15x0,8 мм [20]	2,8	20	158	12,5	1,6

Стоит отметить, что диапазон устойчивой и эффективной работы существенно зависит от типоразмера насадочных элементов. Так, известно, что более крупная насадка обеспечивает возможность работы колонных аппаратов при более высоких плотностях орошения за счет увеличения скорости захлебывания. Проведем анализ влияния размера насадочных элементов, а именно условного диаметра, на диапазон устойчивой и эффективной работы, на примере насадки Инжехим-2012.

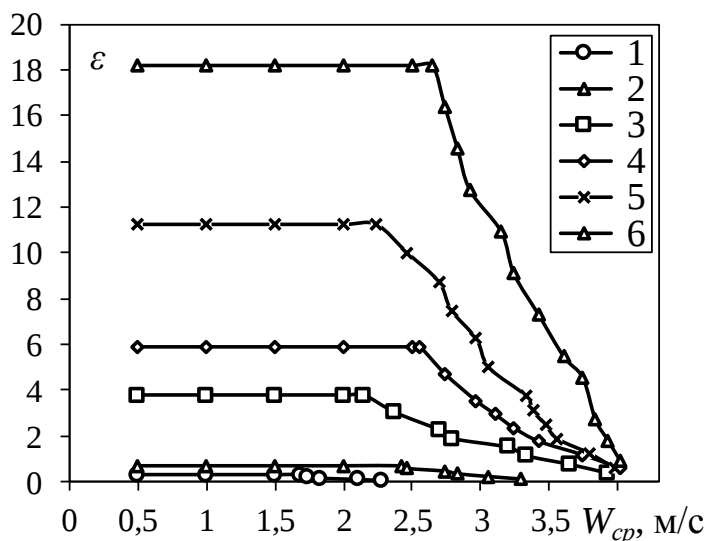


Рис. 2.8 Изменение диапазона устойчивой и эффективной работы нерегулярной насадки Инжехим-2012 в зависимости от среднерасходной скорости газа при различных условных диаметрах насадочных элементов d , мм: 1 – 8; 2 – 16; 3 – 24; 4 – 35; 5 – 45; 6 – 60

Из графиков, представленных на рис. 2.8, видно, что увеличение условного диаметра нерегулярной насадки Инжехим-2012 приводит к повышению диапазона устойчивой и эффективной работы. Так, при увеличении условного диаметра насадки с 35 до 60 мм наблюдается повышение показателя ε в 3,08 раза при среднерасходной скорости газа до 2,5 м/с. При этом скорость захлебывания

составляет 4 м/с при плотности орошения $5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что является достаточно высоким показателем для нерегулярной насадки.

Проведенные ранее экспериментальные исследования гидродинамики струйно-плёночных контактных устройств [21] при различных размерах сливного стакана позволили оценить диапазон устойчивой и эффективной работы предлагаемых устройств. Видно, что увеличение ширины сливного стакана приводит к повышению диапазона устойчивой и эффективной работы (рис. 2.9). При этом режим захлебывания при $b = 0,15 \text{ м}$ наступает при среднерасходной скорости газа $3,21 \text{ м/с}$ и плотности орошения $17,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

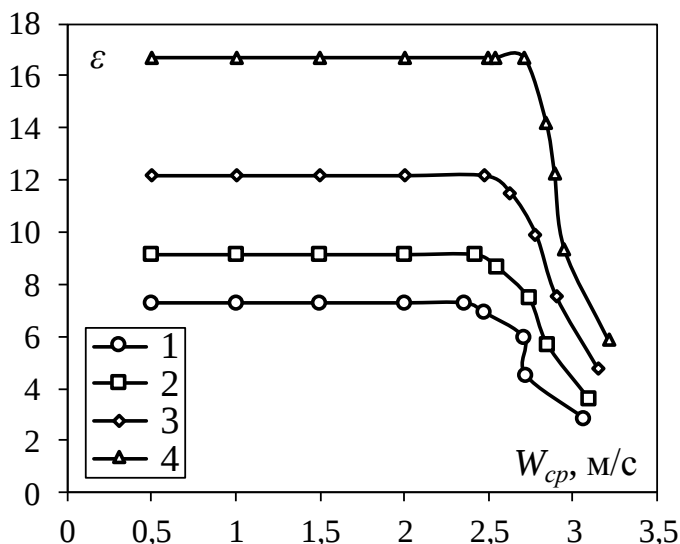


Рис. 2.9 Изменение диапазона устойчивой и эффективной работы струйно-плёночного контактного устройства в зависимости от среднерасходной скорости газа при различной ширине сливного стакана b , мм: 1 – 60; 2 – 75; 3 – 100; 4 – 150

Отличительной особенностью струйно-плёночных контактных устройств является возможность изменения диапазона устойчивой и эффективной работы в пределах одного типоразмера за счет конструктивного изменения проходного сечения отверстий в

днище, предназначенных для слива жидкости на нижележащий стакан. Следовательно, в процессе эксплуатации струйно-пленочных устройств возможно изменение уровня жидкости внутри сливного стакана от минимального, обеспечивающий создание гидрозатвора, до максимального, ограниченный высотой стенки сливного стакана.

Так, наиболее высокие значения диапазона устойчивой и эффективной работы струйно-пленочных контактных устройств наблюдаются при минимальном уровне жидкости в сливном стакане (рис. 2.10). Например, уменьшение высоты слоя жидкости с 30 до 7,5 мм приводит к повышению диапазона устойчивой и эффективной работы на 21,3% при исследуемых среднерасходных скоростях газа.

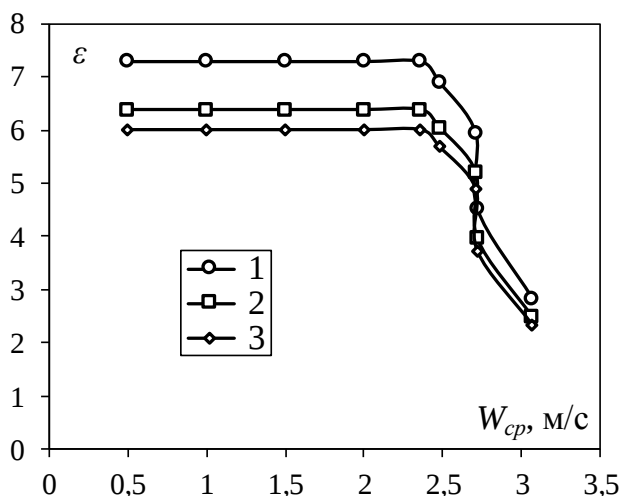


Рис. 2.10 Изменение диапазона устойчивой и эффективной работы струйно-пленочного контактного устройства в зависимости от среднерасходной скорости газа при различном уровне жидкости в сливном стакане h_2 , мм: 1 – 7,5; 2 – 15; 3 – 30

Однако, рассматриваемый критерий диапазона устойчивой и эффективной работы учитывает только гидродинамические характеристики контактных устройств. В связи с этим более комплексным показателем является критерий $\varepsilon/VЭТТ$, учитывающий эффек-

тивность массообменных процессов, выраженный через высоту эквивалентную теоретической тарелке. Для каждого типа насадочных устройств, путем экспериментальных исследований различных авторов определена величина ВЭТТ. Так, для струйно-пленочных контактных устройств ВЭТТ определена на основе расчета эффективности ступени при ректификации смеси этиловый спирт–вода и экспериментальных исследований по адиабатическому увлажнению воздуха [22].

Согласно полученным результатам расчета показателя $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$ для струйно-пленочных контактных устройств различных типоразмеров, наиболее выгодным является использование элементов с шириной сливного стакана равной 60 мм (рис. 2.11). Это означает, что при уменьшении ширины сливного стакана рост эффективности массообменных процессов, т.е. снижение ВЭТТ, превалирует над снижением диапазона устойчивой и эффективной работы. Так, например, уменьшение ширины сливного стакана со 100 до 60 мм приводит к снижению ВЭТТ в 2,18 раза, в то время как диапазон устойчивой и эффективной работы снижается в 1,67 раза.

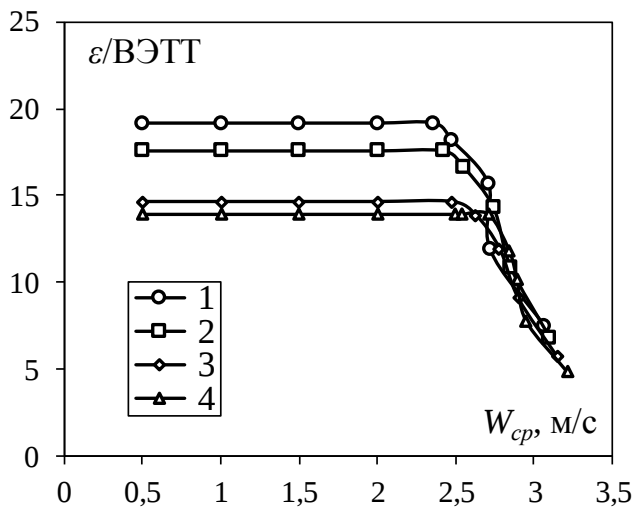


Рис. 2.11 Изменение показателя $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$ струйно-пленочного контактного устройства в зависимости от среднерасходной скорости газа при различной ширине сливного стакана b , мм: 1 – 60; 2 – 75; 3 – 100; 4 – 150

Проведем сравнительный анализ эффективности наиболее перспективных контактных устройств по критерию $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$. Так, из графиков, представленных на рис. 2.12, видно, что несмотря на относительно невысокие значения диапазона устойчивой и эффективной работы показатель $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$ струйно-плёночных контактных устройств может достигать 19,2, в то время как у нерегулярной насадки Инжехим-2012 – 17,6, пакетно-вихревой насадки – 14,6 при среднерасходных скоростях газа равной 2 м/с. Высокие значения $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$ струйно-плёночных контактных устройств объясняются высокой эффективностью процессов массообмена. Так, среднее значение ВЭТТ струйно-плёночных контактных устройств при $b = 0,06$ м составляет 0,38 м.

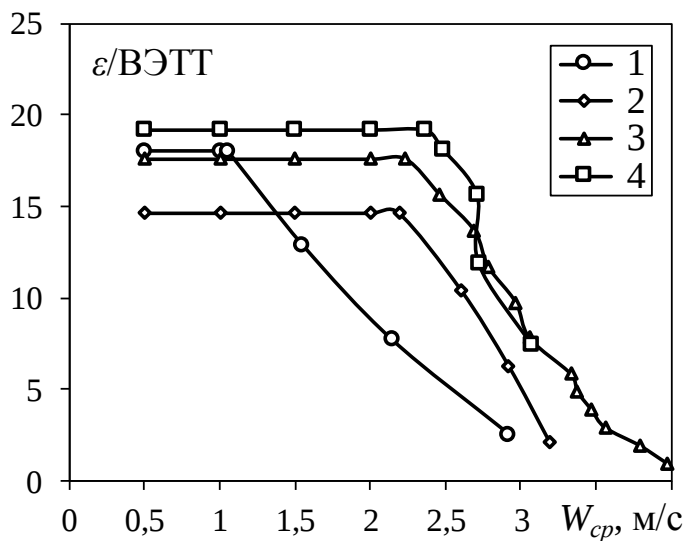


Рис. 2.12 Изменение показателя $\varepsilon/\text{ВЭТТ}$ различных контактных устройств в зависимости от среднерасходной скорости газа: 1 – насадка Меллапак 250.X [16]; 2 – пакетно-вихревая насадка ПВН.22 [17]; 3 – нерегулярная насадка Инжехим-2012, $d = 45$ мм [18]; 4 – струйно-плёночное контактное устройство, $b = 60$ мм [19]

Проведенные расчеты по оценке диапазона устойчивой и эффективной работы различных насадочных устройств показывают, что с увеличением среднерасходной скорости газа наблюдается снижение этого диапазона вплоть до минимальных значений, соответствующих скорости захлебывания. При этом выявлено, что с увеличением размеров насадочных элементов происходит расширение диапазона устойчивой и эффективной работы колонных аппаратов, однако снижается эффективность процессов разделения. В связи с этим рассмотрен диапазон устойчивой и эффективной работы с учетом ВЭТ, согласно которому одни из лучших показателей имеют пакетно-вихревая насадка, нерегулярная насадка Инжехим-2012 и предлагаемые струйно-плёночные контактные устройства.

Таким образом, проведенные расчеты позволяют выбрать наиболее предпочтительные конструкции контактных устройств и подобрать их типоразмер для обеспечения широкого диапазона устойчивой работы с учетом эффективности проводимых процессов разделения или абсорбции в колонных массообменных аппаратах.

3 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА В СТРУЙНО- ПЛЕНОЧНЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ

3.1 Разработка математического описания массообменного процесса

При разработке новых конструкций контактных устройств и их модернизации необходимо учитывать и анализировать реальные физические процессы, происходящие при массообмене [23]. Так, например, необходимо учесть, что кинетика массообмена определяется диффузионным сопротивлением контактирующих фаз, которое, в общем случае, зависит от физико-химических свойств взаимодействующих веществ, степени турбулизации потоков и распределения потоков по сечению аппарата [24].

В связи с тем, что турбулизация стекающей пленки жидкости приводит к существенному повышению общей эффективности процесса за счет увеличения коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе, можно сделать вывод, что в предлагаемой конструкции контактного устройства основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе. Однако, при ректификации смесей основное сопротивление массопередаче может быть сосредоточено как в жидкой, так и в паровой фазе. Очевидно, что для получения адекватной математической модели предлагаемого контактного устройства необходимо провести анализ влияния диффузионного сопротивления паровой фазы.

Следовательно, для определения массообменной эффективности контактной ступени струйно-плёночного устройства необходимо составить систему уравнений изменения концентрации распределяемого компонента в паре и пленке жидкости по высоте предлагаемого контактного устройства.

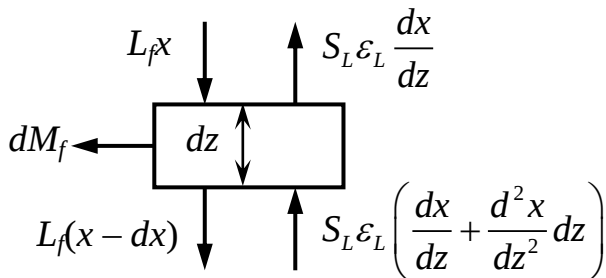


Рис. 3.1 Расчетная схема для составления материального баланса по жидкой фазе

Выделим в контактной зоне струйно-пленочного устройства элемент объема с высотой dz и с поперечным сечением, равным поперечному сечению пленки (рис. 3.1). Материальный баланс по жидкой фазе для выделенного элемента запишется в виде:

$$L_f x + S_L \epsilon_L \left(\frac{dx}{dz} + \frac{d^2 x}{dz^2} dz \right) = L_f (x - dx) + S_L \epsilon_L \frac{dx}{dz} + dM_f, \quad (2)$$

где L_f – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; x – концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе; ϵ_L – коэффициент продольного перемешивания в жидкости.

Количество вещества, переходящее через поверхность пленки в выделенном элементе контактной зоны, можно определить из выражения:

$$dM_f = K_x (x - x^*(y)) 4b dz, \quad (3)$$

где $x^*(y)$ – равновесная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе.

Поперечное сечение пленки с достаточной для расчетов точностью, можно определить по формуле:

$$S_L = 4b \delta_f, \quad (4)$$

где δ_f – толщина пленки, м.

Учитывая выражения (3), (4) и, что $L_f = US_L$ уравнение (2) можно представить в виде:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 x}{dz^2} + \frac{1}{h_4 - h_2} \frac{dx}{dz} = \frac{K_x}{(h_4 - h_2)U\delta_f} (x - x^*(y)), \quad (5)$$

где $Pe_L = U(h_4 - h_2)/\varepsilon_L$ – модифицированное число Пекле; h_4 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м; U – средняя скорость стекающей пленки жидкости, м/с.

Введем безразмерную продольную координату $\xi = z/(h_4 - h_2)$, тогда выражение (5) преобразуется к виду:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 x}{d\xi^2} + \frac{dx}{d\xi} = \frac{K_x(h_4 - h_2)}{U\delta_f} (x - x^*(y)) \quad (6)$$

Это выражение в безразмерном виде в форме известной диффузионной модели запишется:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 x}{d\xi^2} + \frac{dx}{d\xi} = N_x (x - x^*(y)), \quad (7)$$

где $N_x = K_x F / L_f$ – число единиц переноса для пленки; F – поверхность жидкостной пленки, м².

Средняя скорость стекающей пленки жидкости и ее толщина зависят от гидродинамического режима течения пленки, характеризующегося критерием Рейнольдса [25]:

$$Re_L = \frac{4\Gamma}{\mu_L}, \quad (8)$$

где Γ – линейная массовая плотность орошения, кг/(м·с); μ_L – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с.

Для ламинарного течения с волнистой поверхностью раздела фаз ($30 < Re_L < 1200$) среднюю скорость стекающей пленки жидкости и ее толщину можно определить по формулам [26]:

$$U = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{2,4\mu_L \rho_L}} \quad (9)$$

$$\delta_f = \sqrt[3]{\frac{2,4\mu_L\Gamma}{g\rho_L^2}} \quad (10)$$

Для турбулентного течения пленки ($Re_L > 1200$) среднюю скорость стекающей пленки жидкости и ее среднюю толщину можно найти по формулам [27]:

$$U = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{3\mu_L \rho_L}} \cdot \left(\frac{Re_L}{1200}\right)^{-0,2}, \quad \delta_f = \sqrt[3]{\frac{3\mu_L \Gamma}{g\rho_L^2}} \cdot \left(\frac{Re_L}{1200}\right)^{0,2} \quad (11)$$

Согласно уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений коэффициент массопередачи, отнесенный к концентрации в жидкой фазе, можно представить в виде [28]:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}, \quad (12)$$

где β_x, β_y – коэффициенты массоотдачи в жидкой и паровой фазах соответственно, м/с; m – тангенс угла наклона кривой равновесия жидкость-пар.

При расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе необходимо учитывать волнообразование на поверхности, начало которого согласно классификации Олевского В.М. соответствует числу Рейнольдса [29]:

$$Re_{vl} = 2,43 \left(\frac{\sigma^3}{g\nu_L^4 \rho_L^3} \right)^{\frac{1}{11}}, \quad (13)$$

где σ – поверхностное натяжение, Н/м; ν_L – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м²/с.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе воспользуемся критериальными уравнениями, полученными для течения пленки по вертикальной поверхности [30]:

$$Sh_L = 0,89 Re_L^{0,45} Sc_L^{0,5} \left(\frac{\nu_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}} \quad (14)$$

при $Re_{vl} < Re_L < 300$;

$$Sh_L = 0,55 \left[10^{-2} (Re_L^{0,5} - 17) + (40 - Re_L^{0,5}) \left(\frac{v_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}} \right] Sc_L^{0,5} \quad (15)$$

при $300 < Re_L < 1600$;

$$Sh_L = 0,77 \cdot 10^{-4} Re_L Sc_L^{0,5} \quad (16)$$

при $Re_L > 1600$.

Критерий Шервуда в жидкой фазе определяется по уравнению [31]:

$$Sh_L = \frac{\beta_x \theta}{D_L}, \quad (17)$$

где D_L – коэффициент молекулярной диффузии распределяемого компонента в жидкой фазе, м²/с; $\theta = (v_L^2 / g)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м.

Ранее установлено, что уменьшение уровня жидкости в сливном стакане приводит к снижению интенсивности теплообмена до 30%. Следовательно, для получения удовлетворительных результатов в классическое критериальное уравнение для расчета теплоотдачи от плоской пластины требуется ввести поправочный коэффициент, учитывающий влияние уровня жидкости в сливном стакане.

Исследования проводились на примере теплообмена между воздухом и плоской перегородкой. Температура воздуха задавалась 20 °С, температура перегородок 40 °С. Ширина сливного стакана составляла 60 мм, а его высота $h_1 = 30$ мм. Уровень жидкости в сливном стакане h_2 менялся от 15 до 30 мм. Задачей исследования являлось определение среднего коэффициента теплоотдачи от плоской перегородки к потоку воздуха. Скорость газов варьировалась таким образом, что число Рейнольдса изменялось в диапазоне от 726 до $7,8 \cdot 10^4$.

Для аналитического определения средних коэффициентов переноса импульса, теплоты и массы компонента широко используются модели пограничного слоя (Прандтля, Кармана, Ландау – Левича, Тейлора, Клаузера и др.) Количественное соотношение между

трением и теплоотдачей, можно найти, воспользовавшись аналогией Чилтона – Кольборна и ее развитием [32]. С учетом затухания турбулентных пульсаций в вязком подслое наиболее перспективной является модель диффузионного пограничного слоя Ландау – Левича и других авторов [33].

Критериальное уравнение конвективной теплоотдачи в газовой фазе для случая обтекания плоской пластины при турбулентном режиме течения можно записать в виде [34]:

$$Nu_G = 0,037 Re_G^{0,8} Pr^{0,43}, \quad (18)$$

где $Nu_G = ab/\lambda$ – число Нуссельта; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К).

Результаты численных исследований оказались завышенными (рис. 3.2). В ходе исследований установлено, что существует как минимум два режима теплообмена, при этом началу второго режима соответствует значение числа Рейнольдса $Re_G = 10^4$.

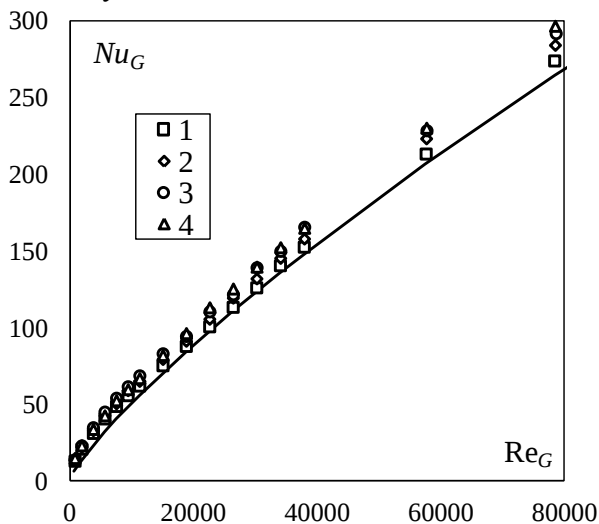


Рис. 3.2 Зависимость числа Нуссельта в газовой фазе от числа Рейнольдса при различном уровне жидкости в сливном стакане струйно-пленочного контактного устройства h_2/h_1 :

1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1; сплошная линия – расчет по уравнению (18), точки – эксперимент

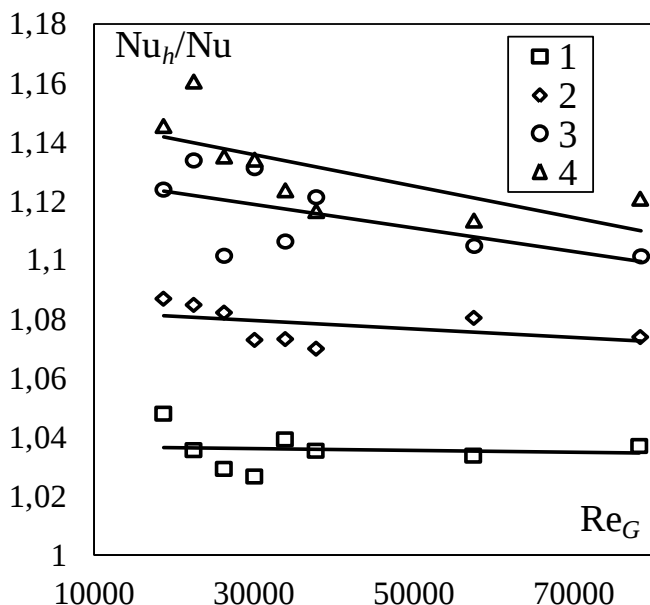


Рис.3.3 Зависимость отношения числа Нуссельта с учетом уровня жидкости в сливном стакане к числу Нуссельта в случае обтекания плоской пластины от числа Рейнольдса при разном соотношении h_2/h_1 : 1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1; сплошная линия – аппроксимация экспериментальных данных, точки – эксперимент

Для уточнения расчета числа Нуссельта с учетом уровня жидкости в сливном стакане Nu_h , был введен поправочный коэффициент $\chi_h = Nu_h/Nu$, зависящий от отношения h_2/h_1 . Исходя из данных, представленных на рис. 3.3, с достаточно высокой точностью можно записать:

$$\chi_h = 1,16 \left(\frac{h_2}{h_1} \right)^{0,16} \quad (19)$$

Тогда средний коэффициент теплоотдачи при обтекании плоской пластины можно определить из модифицированного критериального уравнения вида:

$$Nu_G = 0,037 \chi_h Re_G^{0,8} Pr^{0,43}, \quad (20)$$

где χ_h – коэффициент, учитывающий влияние уровня жидкости в сливном стакане.

Сопоставление данных полученных по формуле (20) с результатами численного моделирования представлены на рис. 3.4.

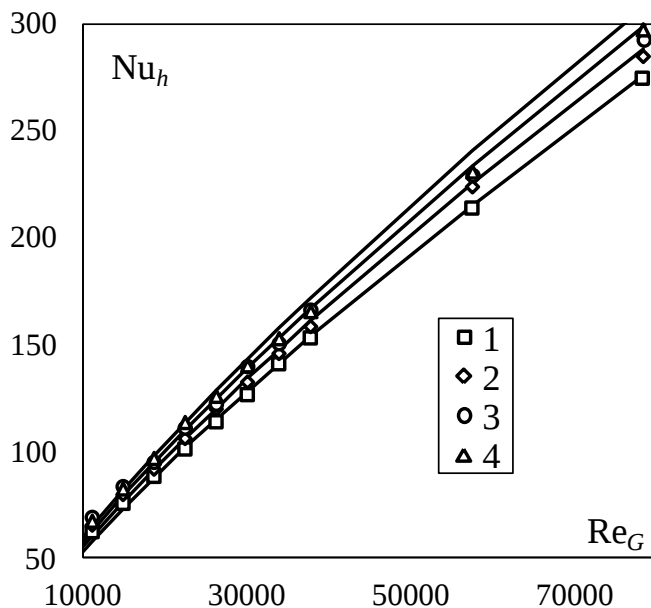


Рис. 3.4 Сопоставление данных полученных по формуле (20) с результатами численного моделирования в зависимости от уровня жидкости в сливном стакане и числа Рейнольдса Re_G h_2/h_1 :

1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1

Как видно из рис. 3.5 погрешность расчета по модифицированному критериальному уравнению, учитывающий влияние уровня жидкости в сливном стакане не превышает $\pm 9\%$, в диапазоне значений чисел Рейнольдса от 10^4 до $7,8 \cdot 10^4$, что вполне приемлемо для инженерных расчетов.

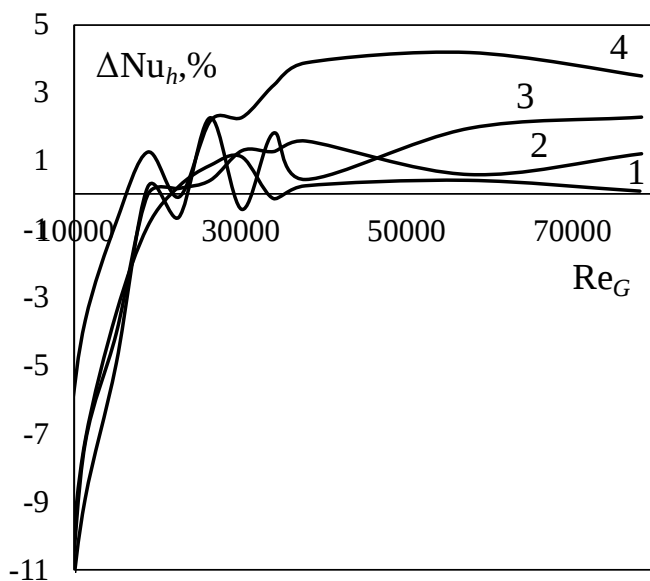


Рис. 3.5 Погрешность расчета по формуле (20) при различном соотношении h_2/h_1 : 1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1

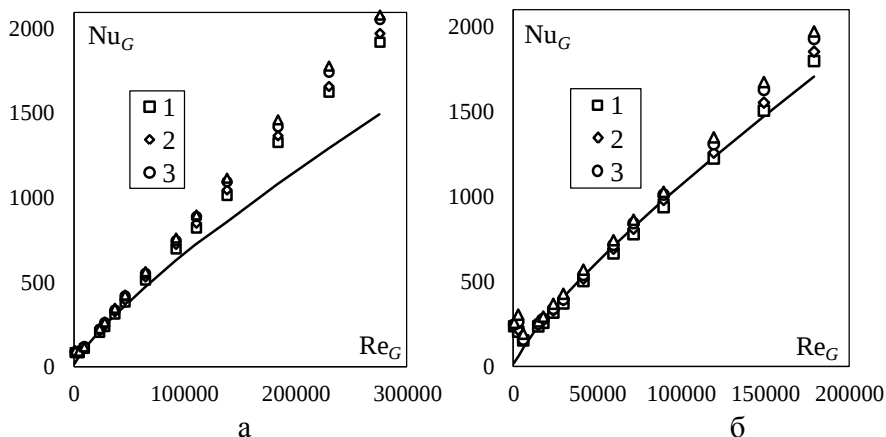


Рис. 3.6. Зависимость числа Нуссельта от числа Рейнольдса при различном уровне жидкости в сливном стакане струйно-пленочного контактного устройства h_2/h_1 : 1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1; сплошная линия – расчет по уравнению (18), точки – эксперимент; а – вода, б – этиловый спирт.

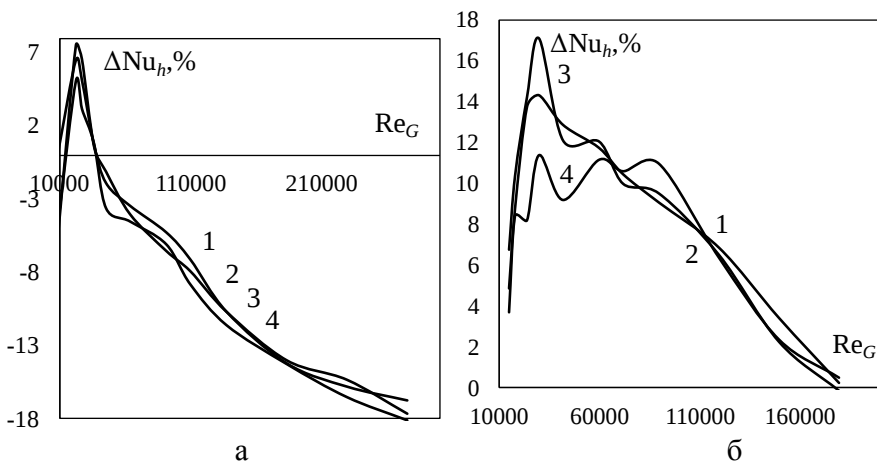


Рис. 3.7. Погрешность расчета числа Нуссельта по формуле (20) при различном соотношении h_2/h_1 : 1 – 0,5; 2 – 0,666; 3 – 0,83; 4 – 1; а – вода, б – этиловый спирт.

Для дополнительной проверки адекватности расчетов по формуле (20) был смоделирован процесс теплоотдачи от плоской перегородки к воде и этиловому спирту. Здесь также наблюдалось занижение значений числа Нуссельта, особенно при высоких значениях числа Re_G (рис. 3.6). При использовании поправочного множителя точность расчетов существенно повышалась (рис. 3.7).

Коэффициент массоотдачи в газовой (паровой) фазе можно определить на основе известной аналогии Льюиса [35]:

$$\beta_y = \frac{\alpha}{\rho_G c_p} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}, \quad (21)$$

где α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); c_p – изобарная теплоемкость, Дж/(кг·К); $Pr = \nu/a$ – число Прандтля; $Sc = \nu/D$ – число Шмидта.

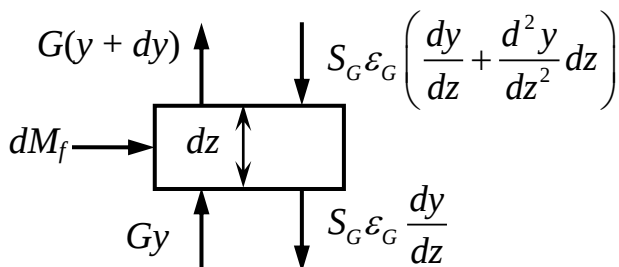


Рис. 3.8 Расчетная схема для составления материального баланса по паровой фазе

Выделим в контактной зоне струйно-пленочного устройства элемент объема с высотой dz (рис. 3.8) и запишем для него материальный баланс по паровой фазе:

$$Gy + S_G \varepsilon_G \left(\frac{dy}{dz} + \frac{d^2y}{dz^2} dz \right) + dM_f = G(y + dy) + S_G \varepsilon_G \frac{dy}{dz}, \quad (22)$$

где G – объемный расход пара, $\text{м}^3/\text{с}$; y – концентрация распределяемого компонента в паровой фазе; ε_G – коэффициент продольного перемешивания в паре.

Поперечное сечение для прохода пара можно определить по формуле:

$$S_G = b^2 \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right), \quad (23)$$

где δ_s – толщина стенки перегородки, м.

Учитывая выражения (3), (23) и, что $G = WS_G$ уравнение (22) можно представить в виде диффузионной модели:

$$\varepsilon_G \frac{d^2y}{dz^2} - W \frac{dy}{dz} = - \frac{4K_x (x - x^*(y))}{b \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)}, \quad (24)$$

где W – среднерасходная скорость пара, $\text{м}/\text{с}$.

Разделим левую и правую части уравнения на $W(h_1 - h_2)$ и через безразмерную продольную координату ζ выражение (24) запи-

шется в виде:

$$\frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} = - \frac{4K_x (h_4 - h_2) (x - x^*(y))}{Wb \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)}, \quad (25)$$

где $Pe_G = W(h_4 - h_2)/\varepsilon_G$ – модифицированное число Пекле.

Среднерасходную скорость пара можно выразить исходя из соотношений массовых расходов паровой и жидкой фаз:

$$W = \frac{4U\delta_f}{b \left(1 - 2 \frac{\delta_s}{b} - 4 \frac{\delta_f}{b} \right)} \frac{\rho_L}{\rho_G} \frac{G_m}{L_m}, \quad (26)$$

где G_m – массовый расход пара, кг/с; L_m – массовый расход жидкости, кг/с; ρ_G – плотность пара, кг/м³.

С учетом (26) выражение (25) в безразмерном виде запишется:

$$\frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} = -N_x \frac{\rho_G}{\rho_L} \frac{L_m}{G_m} (x - x^*(y)) \quad (27)$$

Пренебрегая продольным перемешиванием в потоке жидкости, конечная система уравнений запишется:

$$\begin{aligned} \frac{1}{Pe_G} \frac{d^2 y}{d\xi^2} - \frac{dy}{d\xi} &= -N_x \frac{\rho_G}{\rho_L} \frac{L_m}{G_m} (x - x^*(y)) \\ \frac{dx}{d\xi} &= N_x (x - x^*(y)) \end{aligned} \quad (28)$$

Данная система уравнений решается со следующими граничными условиями:

$$y_{\xi=0} = y_0 + \frac{1}{Pe_G} \left(\frac{dy}{d\xi} \right)_{\xi=0}, \quad \left(\frac{dy}{d\xi} \right)_{\xi=1} = 0, \quad x_{\xi=1} = x_0, \quad (29)$$

где y_0 – начальная концентрация распределяемого компонента в паровой фазе (на входе в контактную ступень); x_0 – начальная кон-

центрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на входе в контактную ступень).

3.2 Расчет эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства при ректификации смеси этиловый спирт – вода

Проведем расчеты эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства на примере ректификации смеси этиловый спирт – вода. Эффективность массопереноса в жидкой фазе определялась по формуле:

$$E_x = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x^*(y_0)}, \quad (30)$$

где x_1 – конечная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на выходе из контактной ступени); $x^*(y_0)$ – равновесная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе в начальный период времени.

В расчетах моделировалась замена последней контактной ступени укрепляющей части колонны диаметром 1000 мм, при этом температура верха колонны составляла 65°C, давление верха 101,325 кПа. В расчетах изменялись соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз L_m/G_m в пределах 0,5–2,0, ширина контактного элемента от 30 до 100 мм, уровень жидкости в нем от 7,5 до 30 мм. Проведенные ранее численные исследования по определению структуры парового потока в предлагаемом контактном устройстве показывают, что реальная структура пара близка к модели идеального перемешивания. В связи с этим исследования проводились при числе $Re_G = 0,5$, при этом разработанное авторами математическое описание позволяет учитывать влияние структуры парового потока на эффективность массопереноса на контактной ступени. Результаты исследований показали, что эффективность массопередачи существенно зависит от соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз L_m/G_m , ширины контактного эле-

мента, уровня жидкости в нем и средней толщины образующейся пленки.

На рис. 3.9 представлена зависимость эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства от соотношения массовых расходов жидкой и паровой фаз при ширине контактного элемента $b = 60$ мм. Из этого графика видно, что уменьшение уровня жидкости в контактном элементе приводит к повышению эффективности массопереноса в жидкой фазе. Например, при уменьшении уровня жидкости в 4 раза наблюдается повышение эффективности на 13,6–17,6% в зависимости от L_m/G_m . Это связано с тем, что увеличивается поверхность массопередачи, а уменьшение коэффициента массоотдачи в паровой фазе не играет существенной роли.

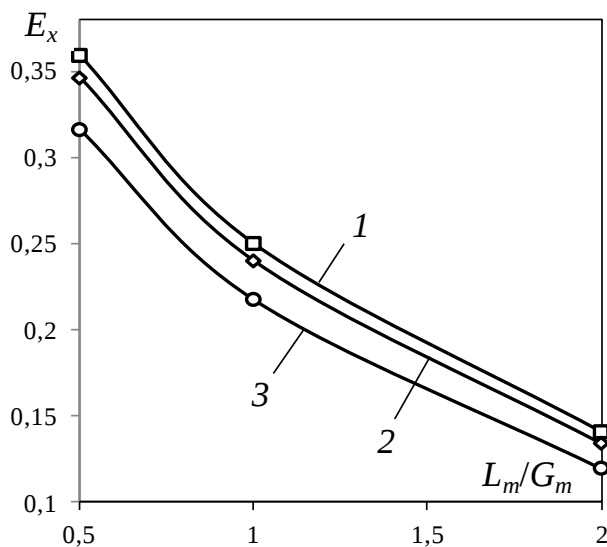


Рис. 3.9 Зависимость эффективности контактной ступени струйно-пленочного устройства от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при различном уровне жидкости в контактном элементе h_2 , мм: 1 – 7,5; 2 – 15; 3 – 30

Уменьшение ширины контактного элемента при исследуемых соотношениях массовых нагрузок L_m/G_m приводит к повышению эффективности массопереноса (рис. 3.10). Это связано с увеличением коэффициентов массоотдачи как в жидкой, так и в паровой фазах. Так, например, при уменьшении ширины контактного элемента со 100 до 60 мм наблюдается повышение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе на 2,67–39,5% в зависимости от L_m/G_m и коэффициента массоотдачи в паровой фазе – на 29,1%. При этом установлено, что диффузионное сопротивление жидкой фазы при исследуемых параметрах контактного устройства в 3,51–7,47 раза больше сопротивления паровой фазы.

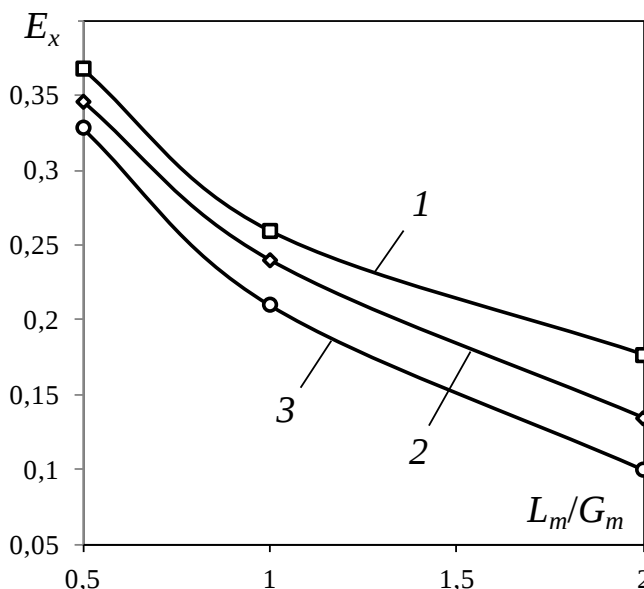


Рис. 3.10 Зависимость эффективности контактной ступени от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при различной ширине контактного элемента b , мм: 1 – 30; 2 – 60; 3 – 100

Отличительной особенностью предлагаемой конструкции контактного устройства является возможность достижения необходимой интенсификации пленочного течения жидкости за счет различных конструктивных решений в виде перфорированных и ше-

роховатых поверхностей. В связи с этим различные конструктивные исполнения струйно-пленочного контактного устройства будут иметь разную толщину пленки. Анализируя график, представленный на рис. 3.11, можно сделать вывод, что с уменьшением средней толщины пленки эффективность массопереноса возрастает. Так, например, уменьшение средней толщины пленки с 1,0 до 0,25 мм приводит к повышению эффективности в 3,7–3,83 раза в зависимости от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m .

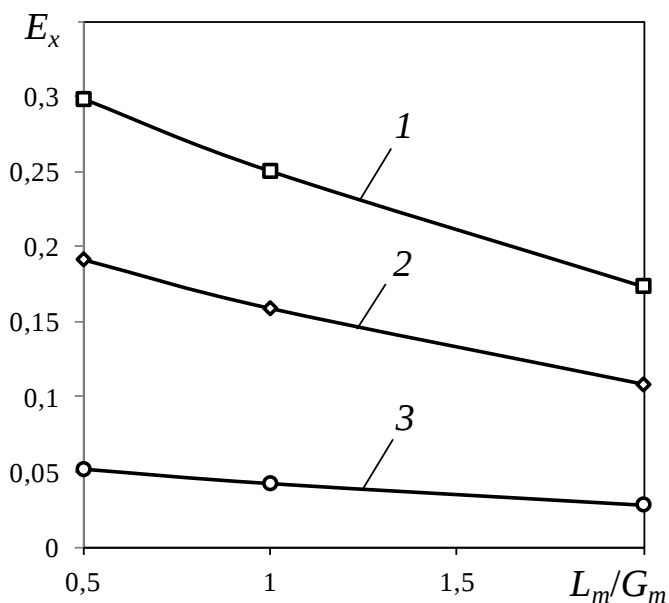


Рис. 3.11 Зависимость эффективности контактной ступени от соотношения массовых нагрузок L_m/G_m при разной средней толщине пленки δ_f , мм: 1 – 0,15; 2 – 0,25; 3 – 1,0

Таким образом, установлено, что для повышения эффективности массопереноса необходимо стремиться к достижению высокой интенсификации перемешивания в стекающей пленки жидкости при максимальной ее поверхности и минимальной толщине. При этом соотношение массовых расходов жидкой и паровой фаз L_m/G_m рекомендуется подбирать в пределах 0,5–1,0.

3.3 Расчет эффективности нескольких контактных ступеней струйно-пленочного устройства

Важным этапом проектирования массообменных аппаратов со струйно-пленочными контактными устройствами является определение оптимальной ширины сливного стакана, соответствующая высокой эффективности массообменного процесса при относительно невысоком гидравлическом сопротивлении и металлоемкости предлагаемой конструкции. При проектировании аппаратов возможна установка нескольких контактных ступеней в одно и то же межтарельчатое пространство за счет уменьшения ширины сливного стакана. Такая возможность появляется из-за отсутствия существенного уноса капель жидкости даже при среднерасходной скорости газа более 3 м/с. Наличие дополнительных контактных ступеней при одной и той же занимаемой высоте приводит к существенному повышению общей эффективности массообмена. Однако, с другой стороны, уменьшение ширины сливного стакана приводит к практически пропорциональному увеличению гидравлического сопротивления и металлоемкости предлагаемой конструкции. В связи с этим, целью проводимых численных исследований является определение оптимальной ширины сливного стакана с учетом влияния указанных факторов.

Эффективность одной контактной ступени по Мэрфри в жидкой фазе можно определить по формуле [36]:

$$E_{Mx1} = \frac{x_1 - x_2}{x_1 - x^*(y_1)}, \quad (31)$$

где x_1 – начальная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на входе в контактную ступень); x_2 – конечная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе (на выходе из контактной ступени); $x^*(y_1)$ – равновесная концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе.

Из выражения (31) получим конечную концентрацию распределяемого компонента в жидкой фазе:

$$x_2 = x_1 - E_{Mx1} [x_1 - x^*(y_1)] \quad (32)$$

Для n -ого количества контактных ступеней конечную концентрацию распределяемого компонента в жидкой фазе на выходе из n -ой ступени можно определить по формуле:

$$x_{n+1} = x_n - E_{Mx1} [x_n - x^*(y_n)] \quad (33)$$

Тогда общая эффективность n -ого количества ступеней по сравнению с эффективностью одной контактной ступени определяется:

$$E_{Mx\Sigma} = \frac{x_1 - x_{n+1}}{x_1 - x^*(y_1)} \quad (34)$$

Расчеты эффективности n -ого количества ступеней струйно-пленочного устройства проводились так же на примере ректификации смеси этиловый спирт – вода.

В расчетах изменялись ширина сливного стакана от 75 до 300 мм, флегмовое число от 5,6 до 9,0 и эффективность одной контактной ступени от 0,4 до 0,7. Результаты исследований показали, что общая эффективность струйно-пленочного устройства существенно зависит от ширины сливного стакана, эффективности одной контактной ступени и в незначительной степени от флегмового числа.

На рис. 3.12 представлено изменение общей эффективности струйно-пленочного контактного устройства в зависимости от ширины сливного стакана при флегмовом числе равным 7,0. Из графика видно, что эффективность одной контактной ступени определяющим образом влияет на общую эффективность массообмена. Так, например, увеличение эффективности одной контактной ступени с 0,5 до 0,7 приводит к повышению общей эффективности массообмена на 40...44,2 % в зависимости от ширины сливного стакана.

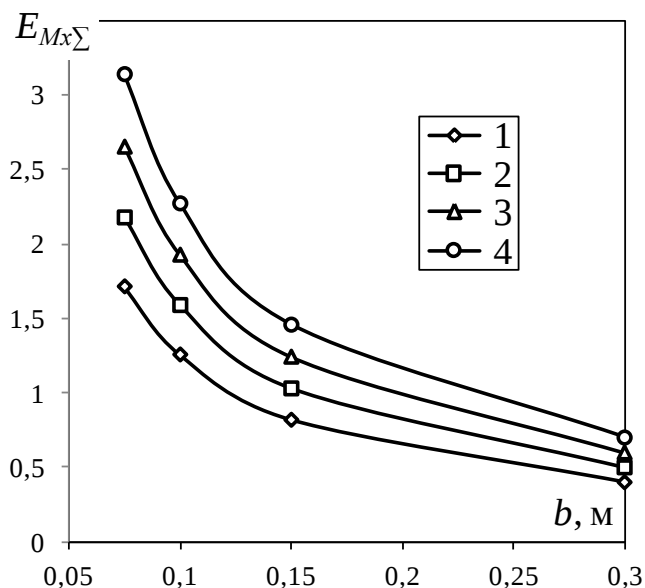


Рис. 3.12 Изменение общей эффективности струйно-пленочного устройства в зависимости от ширины сливного стакана при различной эффективности одной контактной ступени:

1 – 0,4; 2 – 0,5; 3 – 0,6; 4 – 0,7

Анализируя графики, представленные на рис. 3.13, можно сделать вывод, что на всем диапазоне исследуемой ширины сливного стакана темп роста массообменной эффективности превалирует над темпом роста гидравлического сопротивления (рис. 3.13, а) и повышения металлоемкости (рис. 3.13, б). При этом существенную роль играет эффективность одной контактной ступени. Например, его увеличение с 0,4 до 0,7 позволяет повысить показатели эффективности, учитывающие потери давления до 1,69 раз, а учитывающие повышение металлоемкости до 2,25 раз (в обоих случаях при $b = 0,075$ м).

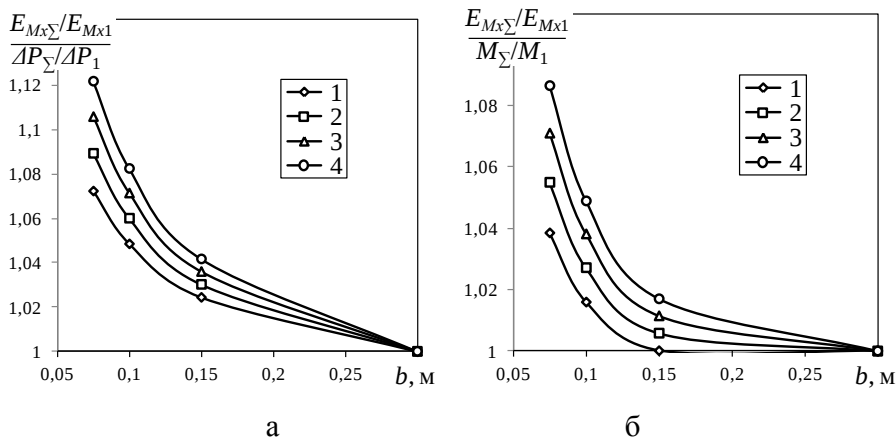


Рис. 3.13 Отношение изменения массообменной эффективности к изменению гидравлического сопротивления (а) и металлоемкости конструкции (б) в зависимости от ширины сливного стакана при различной эффективности одной контактной ступени:
1 – 0,4; 2 – 0,5; 3 – 0,6; 4 – 0,7

Как видно из графика, представленного на рис. 3.14, флегмовое число не оказывает существенного влияния на общую эффективность массообмена, так как при его уменьшении на 60,7% наблюдается повышение общей эффективности всего лишь на 7,38% при $b = 0,075$ м. Однако, учитывая такие комплексные характеристики как $(E_{Mx\Sigma} / E_{Mx1}) / (\Delta P_{\Sigma} / \Delta P_1)$ и $(E_{Mx\Sigma} / E_{Mx1}) / (M_{\Sigma} / M_1)$ флегмовое число существенным образом влияет на их показатели. Так, например, минимальное флегмовое число позволяет добиться опережения роста массообменной эффективности над ростом гидравлического сопротивления на 14,85 % (рис. 3.15, а), а над повышением металлоемкости – на 11,23 % (рис. 3.15, б). Стоит отметить, что графики, представленные на рис. 3.14 и рис. 3.15 получены при эффективности одной контактной ступени равной 0,6.

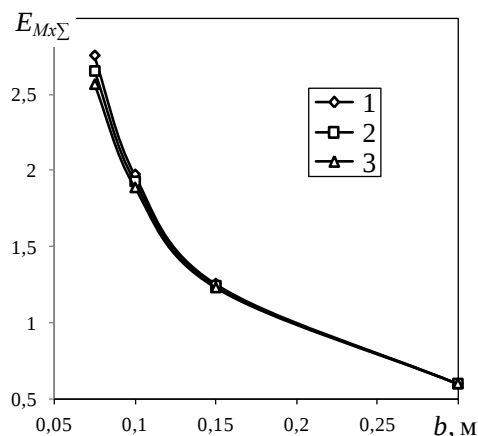


Рис. 3.14 Изменение общей эффективности струйно-плёночного контактного устройства в зависимости от ширины сливного стакана при различном флегмовом числе: 1 – 5,6; 2 – 7,0; 3 – 9,0

Проведенные расчеты показали, что при всех исследуемых значениях ширины сливного стакана темп роста массообменной эффективности превалирует над темпом роста гидравлического сопротивления и повышения металлоемкости. При этом уменьшение ширины сливного стакана во всех исследуемых случаях приводит к повышению эффективности массообмена.

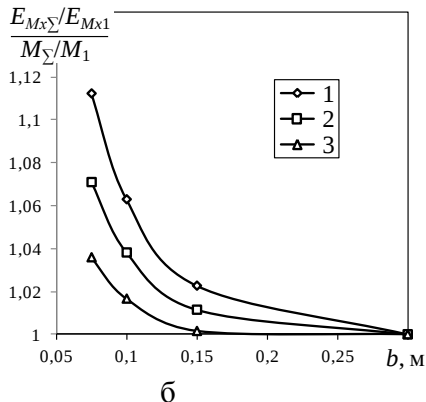
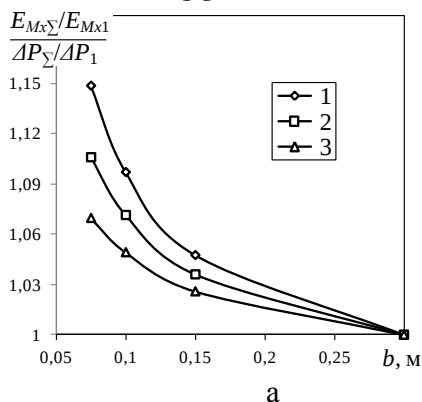


Рис. 3.15 Отношение изменения массообменной эффективности к изменению гидравлического сопротивления (а) и металлоемкости конструкции (б) в зависимости от ширины сливного стакана при различном флегмовом числе: 1 – 5,6; 2 – 7,0; 3 – 9,0

Следовательно, при проектировании аппаратов со струйно-пленочными контактными устройствами можно рекомендовать минимальные значения ширины сливного стакана. Однако на практике это неизбежно приведет к повышению гидравлического сопротивления и металлоемкости предлагаемой конструкции. В связи с этим, можно предположить, что наиболее рациональной шириной сливного стакана является минимальное значение, позволяющее обеспечить допустимый перепад давлений в колонне, который индивидуален для каждого реального процесса.

4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛОННЫХ АППАРАТОВ СО СТРУЙНО-ПЛЕНОЧНЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ НА ПРИМЕРЕ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ЭТИЛОВЫЙ СПИРТ – ВОДА

4.1 Описание узла выделения возвратного этанола

Рассмотрим в качестве примера узел выделения возвратного этанола из смеси этиловый спирт – вода. Узел выделения возвратного этанола предназначен для разделения эпоксидата на легкую, обогащенную этанолом, и тяжелую фракции эпоксидата и выделения возвратного этанола из легкой фракции эпоксидата, обогащенной этанолом.

Этанольная фракция, по уровню в кубе колонны поз. Кт-340, насосом подается в линию питания колонны поз. Кт-350.

Для нагрева и испарения кубовой жидкости колонны поз. Кт-350 используется испаритель поз. Т-351, в межтрубное пространство которого подается водяной пар. Подача пара в испаритель поз. Т-351 контролируется регистратором расхода с коррекцией по температуре на линии питания. Следовательно, с помощью испарителя создается восходящий поток пара. Паровой конденсат из испарителя поз. Т-351 поступает в емкость вторичного вскипания поз. Е-485.

Образовавшиеся пары после нагрева в испарителе, поднимаются снизу вверх по колонне, проходят через слой жидкости на нижней тарелке и контактируют с нисходящим потоком жидкости. В результате взаимодействия между жидкостью и паром, имеющим более высокую температуру, жидкость частично испаряется, причем в пар переходит преимущественно НК компонент, т.е. этанол. Испарение жидкости на тарелке происходит за счет тепла конденсации пара. Из пара конденсируется и переходит в жидкость преимущественно ВК компонент, т.е. тяжелый остаток с содержанием воды. В результате многократного контакта компоненты перерас-

пределяются между фазами, что приводит к практически полному разделению исходной смеси. Таким образом, пар представляющий собой на выходе из испарителя почти чистый ВК компонент по мере движения вверх все более обогащается НК компонентом и покидает верхнюю тарелку колонны в виде почти чистого этанола, который практически полностью переходит в паровую фазу на пути пара от испарителя до верха колонны.

Пары этанола, выходящие с верха колонны поз. Кт-350 конденсируются в дефлегматоре поз. Т-352, охлаждаемом промышленной водой. Конденсат (возвратный этанол) стекает в емкость поз. Е-353, откуда насосом поз. Н-354 подается частично в виде флегмы через конденсатор поз. Т-3321, охлаждаемый захлажденной водой, в колонну поз. Кт-350, а частично, по уровню в емкости поз. Е-353, охладившись в холодильнике поз. Т-356 промышленной водой, поступает в емкость поз. Е-358, откуда насосом поз. Н-359 подается в корпус 112/1.

Отдувки легколетучих после аппарата поз. Т-352 постоянно поступают через барометрический ящик поз. Е-289 на воздушку.

Вода, загрязненная органикой, из куба колонны поз. Кт-350, предварительно охлажденная в холодильнике поз. Т-355 за счет теплообмена с промышленной водой, насосом поз. Н-355 постоянно по уровню откачивается в цех № 2505 (емкость поз. Е-170) на отпарку или в корпус 120/4 цеха № 2509 на сжигание, и частично подается через холодильник поз. Т-299, охлаждаемый захлажденной водой, для подпитки в емкость поз. Е-253 [42].

Технологическая схема узла представлена на рис. 4.1.

Режим работы ректификационной колонны с колпачковыми однопоточными тарелками поз. Кт-350:

Температура верха 65-83 °С

Температура куба 100-106 °С

Давление верха атмосферное

Давление куба 0-0,04 МПа (0-0,4 кгс/см²) (избыточное)

4.2 Техническая характеристика оборудования узла

Колонна КТ-350.

Колонна с колпачковыми однопоточными тарелками для выделения возвратного этанола.

Диаметр, мм	1000
Высота общая, мм	34200
Число тарелок, шт.	60
Расстояние между тарелками, мм	300
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²)	0,3 (3,0)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²)	0,3 (3,0)
Температура расчетная, °С	150
Температура разрешенная, °С	106
Материал	12Х18Н10Т

Кипятильник Т-351.

Кипятильник кожухотрубный, одноходовой для нагрева и испарения кубовой жидкости колонны поз. КТ-350.

Поверхность теплообмена, м ²	40
Диаметр, мм	600
Трубки, мм	25х2х2000
Количество трубок, шт.	257
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6,0)
в межтрубном пространстве	1,0 (10)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,03 (0,3)
в межтрубном пространстве	0,5 (5,0)
Температура расчетная, °С:	
в трубном пространстве	200
в межтрубном пространстве	200

Температура разрешенная, °C:	
в трубном пространстве	106
в межтрубном пространстве	164
Материал	Вст3сп4

Дефлегматор Т-352.

Дефлегматор кожухотрубный, шестиходовой для конденсации паров этанола с верха колонны поз. КТ-350.

Поверхность теплообмена, м ²	121
Диаметр, мм	800
Трубки, мм	25х2х4000
Количество трубок, шт.	384
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6,0)
в межтрубном пространстве	1,0 (10)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6,0)
в межтрубном пространстве	атм.
Температура расчетная, °C:	
в трубном пространстве	60
в межтрубном пространстве	200
Температура разрешенная, °C:	
в трубном пространстве	25
в межтрубном пространстве	83
Материал	12Х18Н10Т

Конденсатор Т-332.

Конденсатор кожухотрубный, четырехходовой, для охлаждения этанольной фракции перед подачей в виде флегмы в колонну поз. КТ-350.

Поверхность теплообмена, м ²	49
Диаметр, мм	600
Трубки, мм	25х2х3000
Количество трубок, шт.	210
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6,0)
в межтрубном пространстве	0,6 (6,0)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6,0)
в межтрубном пространстве	0,6 (6,0)
Температура расчетная, °С:	
в трубном пространстве	«минус» 20-200
в межтрубном пространстве	«минус» 20-200
Температура разрешенная, °С:	
в трубном пространстве	«минус» 20-200
в межтрубном пространстве	«минус» 20-200
Материал	12Х18Н10Т, Вст3сп4

Холодильник Т-355.

Холодильник кожухотрубный, шестиходовой для охлаждения кубовой жидкости колонны поз. КТ-350.

Поверхность теплообмена, м ²	76
Диаметр, мм	600
Трубки, мм	25х2х4000
Количество трубок, шт.	244
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6)
в межтрубном пространстве	1,6 (16)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²):	
в трубном пространстве	0,6 (6)
в межтрубном пространстве	1,6 (16)

Температура расчетная, °C:	
в трубном пространстве	«минус» 20-200
в межтрубном пространстве	«минус» 20-200
Температура разрешенная, °C:	
в трубном пространстве	«минус» 20-200
в межтрубном пространстве	«минус» 20-200
Материал	12X18H10T

Емкость Е-353.

Емкость для сбора дистиллята колонны поз. Кт-350.

Объем, м ³	2
Диаметр, мм	1200
Высота цилиндрической части, мм	1250
Давление расчетное, МПа (кгс/см ²)	0,12 (1,2)
Давление разрешенное, МПа (кгс/см ²)	атм.
Температура расчетная, °C	80
Температура разрешенная, °C	80
Материал	12X18H10T, Вст3сп4

Насос Н-354.

Электронасос 1ЦГ 12,5/50-К-4-2-У2 для подачи флегмы в колонну поз. Кт-350 и откачки возвратного этанола в емкость поз. Е-358.

Производительность, м ³ /ч	12,5
Расход, м ³ /ч:	
min	3,5
max	18
Давление нагнетания, МПа (кгс/см ²)	0,5 (5)
Электродвигатель:	
Мощность, кВт	4
Число оборотов, об/мин.	3000
Напряжение, В	380
Исполнение	1ExdsIIBT4 X

Насос Н-355.

Центробежный насос ХЗ/40-Н-В для откачки кубовой жидкости колонны поз. Кт-350.

Производительность, м ³ /ч	3
Расход, м ³ /ч:	min 2,2
	max 4,8
Давление нагнетания, МПа (кгс/см ²)	0,4 (4)
Электродвигатель В100S-2У2-5:	
Мощность, кВт	4
Число оборотов, об/мин.	2870
Напряжение, В	380
Исполнение	ВЗТ4
Уплотнение вала насоса	одинарное торцовое

4.3 Недостатки узла и рекомендации по их устранению

Основным недостатком узла выделения возвратного этанола является использование в качестве контактных массообменных устройств колонны колпачковых тарелок. Эти тарелки хорошо изучены и надежны в работе, обладают апробированными методами расчета и управления, однако на сегодняшний день не отвечают современным требованиям. Массообменная эффективность этих тарелок невысока и составляет 0,55-0,66, кроме того они отличаются повышенной металлоемкостью и высоким гидравлическим сопротивлением. В качестве модернизации узла выделения возвратного этанола, с целью устранения указанных недостатков, предлагается замена колпачковых тарелок на струйно-пленочные контактные устройства (СПКУ).

Основное преимущество СПКУ заключается в том, что течение жидкости по элементу устройства происходит главным образом в виде тонкой пленки, поэтому поверхность контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. При перетекании

жидкости с одного элемента на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. Таким образом, создается развитая постоянно обновляющаяся поверхность контакта фаз. Проведенные экспериментальные исследования позволяют утверждать, что предлагаемые контактные устройства при использовании оптимальных режимов работы обладают относительно высокой массообменной эффективностью. При этом низкое гидравлическое сопротивление позволяет уменьшить энергетические затраты на проведение процесса ректификации.

4.4 Пример технологического расчета колонны со струйно-пленочными контактными устройствами

4.4.1 Исходные данные

Ректификационная колонна поз. КТ-350 со струйно-пленочными контактными устройствами (СПКУ) предназначена для выделения возвратного этанола из кубовой жидкости колонны поз. КТ-340.

Исходные данные для расчета:

1. Расход питания $G_F = 1170$ кг/ч (требуемый расход).
2. Массовая доля этанола:
 - 2.1. В питании 48,3 %
 - 2.2. В дистилляте 92 %
 - 2.3. В кубовом остатке 0,3 %

Давление $P = 101325$ Па.

4.4.2 Определение рабочего флегмового числа

Для расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях по следующим формулам [43]:

$$x_F = \frac{\overline{x_F}/M_{эм}}{\overline{x_F}/M_{эм} + (1 - \overline{x_F})/M_{вод}} = \frac{0,483/46,07}{0,483/46,07 + (1 - 0,483)/18} = 0,267$$

$$x_D = \frac{\overline{x_D}/M_{эm}}{\overline{x_D}/M_{эm} + (1 - \overline{x_D})/M_{вод}} = \frac{0,92/46,07}{0,92/46,07 + (1 - 0,92)/18} = 0,818$$

$$x_W = \frac{\overline{x_W}/M_{эm}}{\overline{x_W}/M_{эm} + (1 - \overline{x_W})/M_{вод}} = \frac{0,003/46,07}{0,003/46,07 + (1 - 0,003)/18} = 0,00117$$

где $M_{эm} = 46,07$ г/моль – молярная масса этанола;

$M_{вод} = 18$ г/моль – молярная масса воды.

По данным о фазовом равновесии разделяемой бинарной системы, представленным в таблице 4.1, средствами пакета Microsoft Excel в координатах у-х строится линия равновесия при заданном давлении (рис. 4.2) и кривые температур кипения и конденсации в координатах t-х,у (рис. 4.3) [43].

Таблица 4.1

Опытные данные для построения равновесной диаграммы
при $P = 760$ мм рт. ст.

x	0,0	2,22	5,3	7,15	12,6	17,2	21,0	28,4	34,5	50,6	66,3	73,5	80,4	100,0
y	0,0	18,6	31,8	37,0	46,8	50,5	53,0	56,7	59,1	66,1	73,3	77,6	81,5	100,0
t	100,0	94,8	90,5	87,8	85,4	84,0	83,0	82,0	81,2	80,0	78,8	78,5	78,4	78,3

Диаграмма равновесия между паром и жидкостью в координатах t-х,у представлена на рис. 4.3.

По значению X_D находим точку А, а по значению X_F на линии равновесия точку В. Так как прямая пересекает линию равновесия, то из точки А проводим касательную к линии равновесия и определяем значение отрезка S, отсекаемого этой касательной на оси ординат. Отрезок АВ определяет положение рабочей линии укрепляющей части колонны при R_{min} , что позволяет рассчитать значение минимального флегмового числа.

Эта рабочая линия отсекает на оси ординат отрезок $S = 0,366$. По уравнению [43] рассчитываем величину минимального флегмового числа:

$$R_{\min} = \frac{x_D - S}{S} = \frac{0,818 - 0,366}{0,366} = 1,231$$

Рабочее флегмовое число [43]:

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

$$R = 1,3 \cdot 1,231 + 0,3 = 1,9.$$

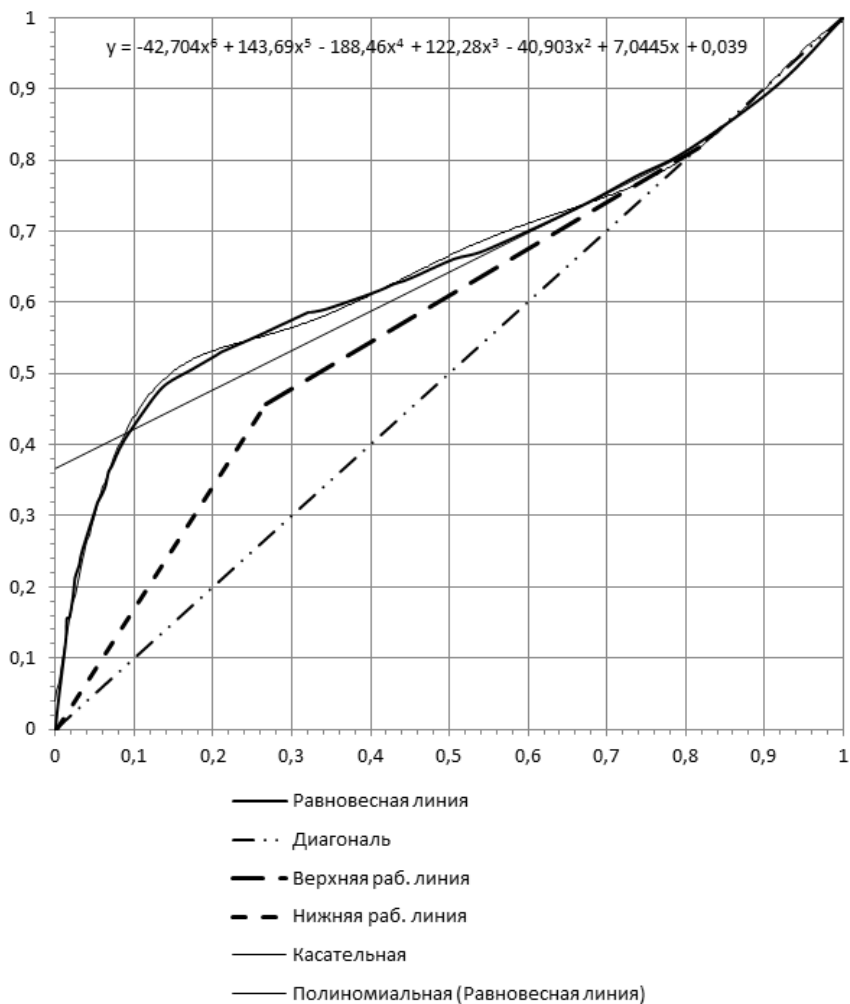


Рис. 4.2 Диаграмма равновесия между паром и жидкостью в координатах y - x

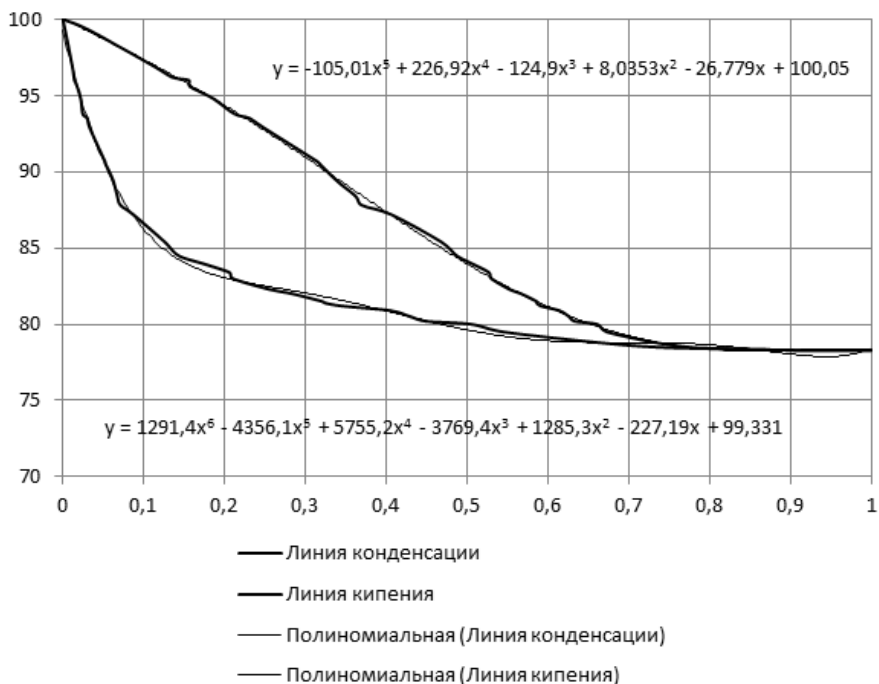


Рис. 4.3 Диаграмма равновесия между паром и жидкостью в координатах t - x , y

4.4.3 Материальный баланс

Производительность колонны по дистилляту G_D и кубовому остатку G_W определим из уравнения материального баланса колонны [43]:

$$\begin{cases} G_D + G_W = G_F \\ G_D \cdot x_D + G_W \cdot x_W = G_F \cdot x_F \end{cases}$$

Решив систему, находим G_W и G_D , кг/ч:

$$G_W = \frac{G_F \cdot (\overline{x_D} - \overline{x_F})}{\overline{x_D} - \overline{x_W}} = \frac{1170 \cdot (0,92 - 0,483)}{0,92 - 0,003} = 557,57$$

$$G_D = G_F - G_W = 1170 - 557,57 = 612,43$$

Определяем уравнения рабочих линий [43]:

а) верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1},$$

$$y = \frac{1,9}{1,9+1}x + \frac{0,818}{1,9+1} = 0,655x + 0,282;$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_w$$

$$y = \frac{1,9+3,07}{1,9+1}x - \frac{3,07-1}{1,9+1} \cdot 0,003 = 1,713x - 0,00084.$$

Далее задавшись значениями концентраций питания, дистиллята, кубового остатка, флегмовым числом, а также размерами стороны шестиугольной ячейки, определим концентрации дистиллята и кубового остатка на каждой теоретической ступени. Для определения параметров смеси на каждой ступени используем научно-обоснованную инженерную методику расчета и программу, разработанные собственными силами.

В Microsoft Excel методом аппроксимации подберем уравнение функции, описывающее равновесную линию, заданную таблицей 4.1. Для наиболее точной аппроксимации разобьем линию на 3 части ($y < 0,4$; $0,4 < y < 0,665$; $0,665 < y < 0,818$). Результаты коэффициентов аппроксимации функции $y=f(x)$ подставляем в разработанную программу.

4.4.4 Определение скорости пара и диаметра колонны

Средние концентрации жидкости:

а) в верхней части колонны:

$$x'_{cp} = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{0,267 + 0,818}{2} = 0,543,$$

б) в нижней части колонны:

$$x_{cp}'' = \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0,267 + 0,00117}{2} = 0,134$$

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны:

$$y_{cp}' = 0,655x_{cp}' + 0,282 = 0,655 \cdot 0,543 + 0,282 = 0,638$$

б) в нижней части колонны

$$y_{cp}'' = 1,713x_{cp}'' - 0,00084 = 1,713 \cdot 0,134 - 0,00084 = 0,229$$

Средние температуры пара определяем по табл. 4.1:

а) при $y_{cp}' = 0,638$ $t_{cp}' = 80,3$ °C

б) при $y_{cp}'' = 0,229$ $t_{cp}'' = 93,4$ °C

Средние молярные массы и плотности пара:

а) в верхней части колонны:

$$M_{cp}' = y_{cp}' \cdot M_{эт} + (1 - y_{cp}') \cdot M_{вода} = 0,638 \cdot 46,07 + (1 - 0,638) \cdot 18 = 35,9 \text{ кг / кмоль}$$

$$\rho_{cp}' = \frac{M_{cp}' \cdot T_0}{22,4 \cdot T_{cp}'} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{35,9 \cdot 273}{22,4 \cdot (80,3 + 273)} \cdot \frac{101325}{101325} = 1,24 \text{ кг / м}^3$$

б) в нижней части колонны:

$$M_{cp}'' = y_{cp}'' \cdot M_{эт} + (1 - y_{cp}'') \cdot M_{вода} = 0,229 \cdot 46,07 + (1 - 0,229) \cdot 18 = 24,4 \text{ кг / кмоль}$$

$$\rho_{cp}'' = \frac{M_{cp}'' \cdot T_0}{22,4 \cdot T_{cp}''} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{24,4 \cdot 273}{22,4 \cdot (93,4 + 273)} \cdot \frac{121325}{101325} = 0,97 \text{ кг / м}^3$$

Средняя плотность пара в колонне:

$$\rho_n = \frac{\rho_{cp}' + \rho_{cp}''}{2} = \frac{1,24 + 0,97}{2} = 1,105 \text{ кг / м}^3$$

Плотность жидкого этилового спирта при 65 °C $\rho_{эт} = 861$ кг/м³, а воды при 100 °C (с некоторой долей этилового спирта) $\rho_{вода} = 968,5$ кг/м³.

Средняя плотность жидкости в колонне:

$$\rho_L = \frac{861+968,5}{2} = 915 \text{ кг/м}^3$$

При замене внутренних устройств колонны, диаметр аппарата остается неизменным, тогда среднерасходную скорость пара можно определить по формуле:

$$W_{cp} = \frac{4G_m}{\pi D^2 \rho_n} = \frac{4 \cdot 1776}{3,14 \cdot 1^2 \cdot 1,105 \cdot 3600} = 0,57$$

где D – диаметр колонны, м; ρ_n – плотность пара, кг/м³;

$G_m = G_D + G_R = G_D + G_D \cdot R = G_D(R+1) = 612,43 \cdot (1,9+1) = 1776 \text{ кг/ч}$ – массовый расход пара, кг/ч.

Таким образом, задавшись рабочей скоростью пара диаметр колонны можно определить из уравнения:

$$D = \sqrt{\frac{4G_m}{\pi W_{cp} \rho_n}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1776}{3,14 \cdot 0,57 \cdot 1,105 \cdot 3600}} = 1 \text{ м}$$

где G_m – массовый расход пара, кг/с; W_{cp} – среднерасходная скорость пара, т.е. отнесенная к полному сечению колонны, м/с.

4.4.5 Гидравлический расчет тарелок

Гидравлическое сопротивление сухой контактной ступени струйно-пленочного устройства можно определить по уравнению:

$$\Delta P_{сyx} = \xi_0 \frac{H}{b} \frac{\rho_G W_G^2}{2} = 4,555 \cdot \frac{0,25}{0,165} \cdot \frac{1,105 \cdot 1,14^2}{2} = 4,95 \text{ Па}$$

где ξ_0 – коэффициент сопротивления; h_4 – высота контактной ступени, м; b – ширина контактного элемента, м; ρ_G – плотность пара, кг/м³; $W_G = 2W_{cp} = 2 \cdot 0,57 = 1,14 \text{ м/с}$ – действительная скорость потока пара, с учетом свободного сечения в 50%.

Критерий Рейнольдса для пара определялся по формуле:

$$Re_G^{сепх} = \frac{W_G b}{\nu_G} = \frac{1,14 \cdot 0,165}{1,027 \cdot 10^{-5}} = 8777,$$

где b – ширина контактного элемента, м; ν_G – коэффициент кинематической вязкости паров в верхней части колонны.

$$\text{Re}_G^{\text{низ}} = \frac{W_G b}{\nu_G} = \frac{1,14 \cdot 0,165}{1,09 \cdot 10^{-5}} = 35637,$$

где ν_G – коэффициент кинематической вязкости паров в нижней части колонны.

Плотность орошения можно определить по формуле:

$$q = \frac{L_m}{S \rho_L}$$

где $L_m^{\text{верх}} = G_D \cdot R = 612,43 \cdot 1,9 = 1163,6$ кг/ч – массовый расход жидкости в верхней части колонны;

$L_m^{\text{низ}} = G_D \cdot R + G_F = 612,43 \cdot 1,9 + 1170 = 2333,9$ кг/ч – массовый расход жидкости в нижней части колонны;

$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,785$ м² – площадь поперечного сечения аппарата; ρ_L – плотность жидкости, кг/м³.

$$q^{\text{верх}} = \frac{1163,6}{0,785 \cdot 861 \cdot 3600} = 0,00048 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad - \quad \text{плотность}$$

орошения в верхней части колонны.

$$q^{\text{низ}} = \frac{2333,9}{0,785 \cdot 968,5 \cdot 3600} = 0,00085 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad - \quad \text{плотность}$$

орошения в нижней части колонны.

При работе колонны в пленочном режиме для определения гидравлического сопротивления орошаемой контактной ступени можно использовать выражение вида:

$$\Delta P_{op} = \Delta P_{cух} \cdot 10^{54,4q},$$

где $\Delta P_{cух}$ – гидравлическое сопротивление сухой контактной ступени, Па; γ – эмпирический коэффициент; q – плотность орошения, м³/(м²·с).

$\Delta P_{op}^{верх} = 4,95 \cdot 10^{54,4-0,00048} = 5,26 \quad \text{Па} \quad - \quad \text{гидравлическое}$
сопротивление орошаемой контактной ступени сверху колонны.

$\Delta P_{op}^{низ} = 4,95 \cdot 10^{54,4-0,00085} = 5,51 \quad \text{Па} \quad - \quad \text{гидравлическое}$
сопротивление орошаемой контактной ступени внизу колонны.

Количество ячеек с отогнутыми лепестками на контактной ступени можно найти по выражению:

$$n = \frac{\pi}{8} \left(\frac{D}{b} \right)^2 = \frac{3,14}{8} \left(\frac{1}{0,165} \right)^2 = 15$$

Поверхность массопередачи на контактной ступени с учетом равномерного распределения стекающей пленки жидкости и коэффициента смачиваемости близкой к единице может быть выражена в виде:

$$F = 4bn(h_4 - h_2) = 4 \cdot 0,165 \cdot 15 \cdot (0,25 - 0,0825) = 1,66 \quad \text{м}^2$$

где b – ширина контактного элемента, м; n – количество ячеек на контактной ступени; h_4 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м.

Средняя скорость стекающей пленки жидкости и ее толщина зависят от гидродинамического режима течения пленки, характеризующегося критерием Рейнольдса:

$$\text{Re}_L = \frac{4\Gamma}{\mu_L}$$

где Γ – линейная массовая плотность орошения, кг/(м·с); μ_L – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с.

$\Pi = 4bn = 4 \cdot 0,165 \cdot 15 = 9,9 \quad \text{м}$ – периметр пленки жидкости на одной ступени.

$$\Gamma = \frac{L_m^{верх}}{\Pi} = \frac{1163,6}{9,9 \cdot 3600} = 0,017 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \quad - \quad \text{линейная массовая}$$

плотность орошения верха;

$$\Gamma = \frac{L_m^{низ}}{\Pi} = \frac{2333,9}{9,9 \cdot 3600} = 0,097 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \quad - \quad \text{линейная} \quad \text{массовая}$$

плотность орошения низа.

$\mu_L = 0,000434 \text{ Па} \cdot \text{с}$ – динамический коэффициент вязкости смеси в верхней части колонны;

$\mu_L = 0,000384 \text{ Па} \cdot \text{с}$ – динамический коэффициент вязкости смеси в нижней части колонны.

$$\text{Re}_L^{верх} = \frac{4 \cdot 0,017}{0,000434} = 157$$

$$\text{Re}_L^{низ} = \frac{4 \cdot 0,097}{0,000384} = 1010$$

Для ламинарного течения с волнистой поверхностью раздела фаз ($30 < \text{Re}_L < 1200$) среднюю скорость стекающей пленки жидкости и ее толщину можно определить по формулам:

$$U = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{2,4 \mu_L \rho_L}},$$

$$\delta_f = \sqrt[3]{\frac{2,4 \mu_L \Gamma}{g \rho_L^2}},$$

где g – ускорение свободного падения, м/с^2 ; Γ – линейная массовая плотность орошения, $\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$; μ_L – динамический коэффициент вязкости; ρ_L – плотность жидкости, кг/м^3 .

Для турбулентного течения пленки ($\text{Re}_L > 1200$) среднюю скорость стекающей пленки жидкости и ее среднюю толщину можно найти по формулам:

$$U = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{3 \mu_L \rho_L}} \cdot \left(\frac{\text{Re}_L}{1200} \right)^{-0,2}, \quad \delta_f = \sqrt[3]{\frac{3 \mu_L \Gamma}{g \rho_L^2}} \cdot \left(\frac{\text{Re}_L}{1200} \right)^{0,2}.$$

Так как ламинарное течение жидкости, то среднюю скорость пленки жидкости и ее толщину определим по формулам:

$$U_{\text{верх}} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{2,4 \mu_L \rho_L}} = \sqrt[3]{\frac{0,017^2 \cdot 9,81}{2,4 \cdot 0,000434 \cdot 863}} = 0,147 \text{ м / с}$$

$$\delta_f^{\text{верх}} = \sqrt[3]{\frac{2,4 \mu_L \Gamma}{g \rho_L^2}} = \sqrt[3]{\frac{2,4 \cdot 0,434 \cdot 10^{-3} \cdot 0,017}{9,81 \cdot 863^2}} = 0,000134 \text{ м}$$

$$U_{\text{низ}} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{2,4 \mu_L \rho_L}} = \sqrt[3]{\frac{0,097^2 \cdot 9,81}{2,4 \cdot 0,000384 \cdot 847}} = 0,490 \text{ м / с}$$

$$\delta_f^{\text{низ}} = \sqrt[3]{\frac{2,4 \mu_L \Gamma}{g \rho_L^2}} = \sqrt[3]{\frac{2,4 \cdot 0,384 \cdot 10^{-3} \cdot 0,097}{9,81 \cdot 847^2}} = 0,000233 \text{ м}$$

Поперечное сечение пленки на одной ячейке с достаточной для расчетов точностью, можно определить по формуле:

$$S_L^{\text{верх}} = 4b\delta_f^{\text{верх}} = 4 \cdot 0,165 \cdot 0,000134 = 0,88 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

$$S_L^{\text{низ}} = 4b\delta_f^{\text{низ}} = 4 \cdot 0,165 \cdot 0,000233 = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

где δ_f – толщина пленки, м; b – ширина контактного элемента, м.

4.4.6 Определение коэффициентов массоотдачи и эффективности массопереноса

При расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе необходимо учитывать волнообразование на поверхности, начало которого соответствует числу Рейнольдса:

$$\text{Re}_{vl} = 2,43 \left(\frac{\sigma^3}{g \nu_L^4 \rho_L^3} \right)^{\frac{1}{11}},$$

где σ – поверхностное натяжение, Н/м; g – ускорение свободного падения, м/с²; ρ_L – плотность жидкости, кг/м³; ν_L – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м²/с.

$$\text{Re}_{vl}^{\text{верх}} = 2,43 \left(\frac{\sigma^3}{g \nu_L^4 \rho_L^3} \right)^{\frac{1}{11}} = 2,43 \cdot \left(\frac{0,028^3}{9,81 \cdot (0,005029 \cdot 10^{-4})^4 \cdot 863^3} \right)^{\frac{1}{11}} = 23$$

$$Re_{vl}^{низ} = 2,43 \left(\frac{\sigma^3}{g \nu_L^4 \rho_L^3} \right)^{\frac{1}{11}} = 2,43 \cdot \left(\frac{0,021^3}{9,81 \cdot (0,004534 \cdot 10^{-4})^4 \cdot 847^3} \right)^{\frac{1}{11}} = 22$$

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе воспользуемся критериальными уравнениями, полученными для течения пленки по вертикальной поверхности:

$$Sh_L = 0,89 Re_L^{0,45} Sc_L^{0,5} \left(\frac{\nu_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}}$$

при $Re_{vl} < Re_L < 300$;

$$Sh_L = 0,55 \left[10^{-2} (Re_L^{0,5} - 17) + (40 - Re_L^{0,5}) \left(\frac{\nu_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}} \right] Sc_L^{0,5}$$

при $300 < Re_L < 1600$;

$$Sh_L = 0,77 \cdot 10^{-4} Re_L Sc_L^{0,5}$$

при $Re_L > 1600$.

Так как $Re_{vl} < Re_L < 300 \Rightarrow 23 < 157 < 300$, следовательно, рассчитываем по следующему уравнению:

$$Sh_L^{верх} = 0,89 Re_L^{0,45} Sc_L^{0,5} \left(\frac{\nu_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}}$$

$$Sh_L^{верх} = 0,89 \cdot 157^{0,45} \cdot 626^{0,5} \cdot \left(\frac{(0,005029 \cdot 10^{-4})^2}{9,81 \cdot (0,25 - 0,0825)^3} \right)^{\frac{1}{6}} = 2,884$$

$$Sc_L^{верх} = \frac{\nu_L}{D_L} = \frac{5,029 \cdot 10^{-7}}{8,03 \cdot 10^{-10}} = 626 \quad - \text{число Шмидта по жидкости; } Re_L -$$

число Рейнольдса по жидкости; g – ускорение свободного падения, м/с²; h_4 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м.

Так как $300 < Re_L < 1600 \Rightarrow 300 < 1010 < 1600$, следовательно, рассчитываем по следующему уравнению:

$$Sh_L = 0,55 \left[10^{-2} (\text{Re}_L^{0,5} - 17) + (40 - \text{Re}_L^{0,5}) \left(\frac{\nu_L^2}{g(h_4 - h_2)^3} \right)^{\frac{1}{6}} \right] Sc_L^{0,5}$$

$$Sh_L^{низ} = 0,55 \cdot \left[10^{-2} \cdot (1010^{0,5} - 17) + (40 - 1010^{0,5}) \cdot \left(\frac{(0,004534 \cdot 10^{-4})^2}{9,81 \cdot (0,25 - 0,0825)^3} \right)^{\frac{1}{6}} \right] \cdot 563^{0,5} = 2,563$$

$$Sc_L^{низ} = \frac{\nu_L}{D_L} = \frac{4,534 \cdot 10^{-7}}{8,06 \cdot 10^{-10}} = 563 - \text{число Шмидта по жидкости; } \text{Re}_L -$$

число Рейнольдса по жидкости; g – ускорение свободного падения, м/с²; h_4 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м.

Критерий Шервуда в жидкой фазе определяется по уравнению:

$$Sh_L = \frac{\beta_x \theta}{D_L},$$

где D_L – коэффициент молекулярной диффузии распределяемого компонента в жидкой фазе, м²/с; $\theta = (\nu_L^2 / g)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м.

$$\theta_{верх} = \left(\frac{\nu_L^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{(0,005029 \cdot 10^{-4})^2}{9,81} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,954 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

$$\theta_{низ} = \left(\frac{\nu_L^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{(0,004534 \cdot 10^{-4})^2}{9,81} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,757 \cdot 10^{-5} \text{ м}$$

$\beta_x \theta = Sh_L \cdot D_L \Rightarrow \beta_x = \frac{Sh_L \cdot D_L}{\theta}$, м/с – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

$$\beta_x^{верх} = \frac{Sh_L \cdot D_L}{\theta} = \frac{2,884 \cdot 8,03 \cdot 10^{-10}}{2,954 \cdot 10^{-5}} = 7,853 \cdot 10^{-5} \text{ м / с}$$

$$\beta_x^{низ} = \frac{Sh_L \cdot D_L}{\theta} = \frac{2,563 \cdot 8,06 \cdot 10^{-10}}{2,757 \cdot 10^{-5}} = 7,508 \cdot 10^{-5} \text{ м / с}$$

Для уточнения расчета числа Нуссельта с учетом уровня жидкости в сливном стакане Nu_h , был введен поправочный коэффициент $\chi_h = Nu_h/Nu$, зависящий от отношения h_2/h_1 можно записать:

$$\chi_h = 1,16 \left(\frac{h_2}{h_1} \right)^{0,16} = 1,16 \cdot \left(\frac{0,0825}{0,0825} \right)^{0,16} = 1,16$$

Тогда средний коэффициент теплоотдачи при обтекании плоской пластины можно определить из модифицированного критериального уравнения вида:

$$Nu_G = 0,037 \chi_h Re_G^{0,8} Pr_G^{0,43},$$

где χ_h – коэффициент, учитывающий влияние уровня жидкости в сливном стакане; Re_G – число Рейнольдса по газу; Pr_G – число Прандтля по газу (для многоатомных газов $Pr_G = 1$).

$$Nu_G^{верх} = 0,037 \chi_h Re_G^{0,8} Pr_G^{0,43} = 0,037 \cdot 1,16 \cdot 8777^{0,8} \cdot 1^{0,43} = 61$$

$$Nu_G^{низ} = 0,037 \chi_h Re_G^{0,8} Pr_G^{0,43} = 0,037 \cdot 1,16 \cdot 35637^{0,8} \cdot 1^{0,43} = 188$$

Коэффициент массоотдачи в паровой фазе можно определить на основе аналогии Льюиса:

$$\beta_y = \frac{\alpha}{\rho_G c_p} \left(\frac{Pr_G}{Sc_G} \right)^{\frac{2}{3}},$$

где α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); c_p – изобарная теплоемкость, Дж/(кг·К); Pr_G – число Прандтля по газу (для многоатомных газов $Pr_G = 1$); $Sc_G = \nu_G/D_G$ – число Шмидта по пару; ρ_G – плотность пара, кг/м³.

Найдем коэффициенты теплоотдачи веществ, выразив их через критерий Нуссельта:

$$Nu_G = \frac{\alpha l}{\lambda} \Rightarrow \alpha = \frac{Nu_G \cdot \lambda}{l},$$

где λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); l – характерный размер принимаем его за ширину ячейки b , м.

$$\alpha_{\text{верх}} = \frac{Nu_G \cdot \lambda}{b} = \frac{61 \cdot 0,034}{0,165} = 12,57 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

$$\alpha_{\text{низ}} = \frac{Nu_G \cdot \lambda}{b} = \frac{188 \cdot 0,031}{0,165} = 35,32 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

$$\beta_y^{\text{верх}} = \frac{\alpha}{\rho_G c_p} \left(\frac{Pr_G}{Sc_G} \right)^{\frac{2}{3}} = \frac{12,57}{0,199 \cdot 1415} \cdot \left(\frac{1}{1,229} \right)^{\frac{2}{3}} = 3,9 \cdot 10^{-2} м/с$$

$$Sc_G^{\text{верх}} = \frac{\nu_G}{D_G} = \frac{3,76 \cdot 10^{-5}}{3,06 \cdot 10^{-5}} = 1,229$$

$$\beta_y^{\text{низ}} = \frac{\alpha}{\rho_G c_p} \left(\frac{Pr_G}{Sc_G} \right)^{\frac{2}{3}} = \frac{35,32}{0,864 \cdot 1927} \cdot \left(\frac{1}{0,200} \right)^{\frac{2}{3}} = 6,2 \cdot 10^{-2} м/с$$

$$Sc_G^{\text{низ}} = \frac{\nu_G}{D_G} = \frac{0,926 \cdot 10^{-5}}{4,64 \cdot 10^{-5}} = 0,200$$

Согласно уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений коэффициент массопередачи в жидкой фазе можно представить в виде:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y},$$

где β_x, β_y – коэффициенты массоотдачи в жидкой и паровой фазах соответственно, м/с; m – коэффициент распределения.

Коэффициент распределения m найдем через тангенс угла наклона, пользуясь табл. 4.1.

$$tg \alpha_1 = \frac{1 - 0,970092}{1 - 0,807404} = 0,1553$$

$$tg\alpha_2 = \frac{0,970092 - 0,919935}{0,807404 - 0,615516} = 0,2614$$

$$tg\alpha_3 = \frac{0,919935 - 0,853084}{0,615516 - 0,464036} = 0,4413$$

$$tg\alpha_4 = \frac{0,853084 - 0,746619}{0,464036 - 0,34215} = 0,8735$$

$$tg\alpha_5 = \frac{0,746619 - 0,657849}{0,34215 - 0,243316} = 0,8982$$

$$m_{\text{верх}} = \frac{0,1553 + 0,2614 + 0,4413 + 0,8735 + 0,8982}{5} = 0,526$$

$$tg\alpha_6 = \frac{0,657849 - 0,523685}{0,243316 - 0,161803} = 1,646$$

$$tg\alpha_7 = \frac{0,523685 - 0,361237}{0,161803 - 0,093999} = 2,396$$

$$tg\alpha_8 = \frac{0,361237 - 0,199531}{0,093999 - 0,044065} = 3,238$$

$$tg\alpha_9 = \frac{0,199531}{0,044065} = 4,528$$

$$m_{\text{низ}} = \frac{1,646 + 2,396 + 3,238 + 4,528}{4} = 2,952$$

$$\frac{1}{K_x^{\text{верх}}} = \frac{1}{7,853 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{0,526 \cdot 3,9 \cdot 10^{-2}} \Rightarrow \frac{1}{K_x^{\text{верх}}} = 12783$$

$$\Rightarrow K_x^{\text{верх}} = 7,82 \cdot 10^{-5} \text{ м / с}$$

$$\frac{1}{K_x^{\text{низ}}} = \frac{1}{7,508 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{2,952 \cdot 6,2 \cdot 10^{-2}} \Rightarrow \frac{1}{K_x^{\text{низ}}} = 13319$$

$$\Rightarrow K_x^{\text{низ}} = 7,5 \cdot 10^{-5} \text{ м / с}$$

Число единиц переноса для пленки можно определить по

формуле:

$$n_{0x} = \frac{K_x (h_4 - h_2)}{U \delta_f},$$

где K_x – коэффициент массопередачи в жидкой фазе, м/с; h_4 – высота контактной ступени, м; h_2 – уровень жидкости в контактном элементе, м; n – количество ячеек на контактной ступени; U – средняя скорость стекающей пленки жидкости, м/с; δ_f – толщина пленки, м.

$$n_{0x}^{верх} = \frac{7,82 \cdot 10^{-5} \cdot (0,250 - 0,0825)}{0,147 \cdot 0,000134} = 0,665$$

$$n_{0x}^{низ} = \frac{7,5 \cdot 10^{-5} \cdot (0,250 - 0,0825)}{0,490 \cdot 0,000233} = 0,110$$

Эффективность ступени по Мэрфри для модели идеального вытеснения по жидкой фазе можно определить по выражению:

$$E_{Mx}^{верх} = 1 - \exp(-0,665) = 0,5,$$

$$E_{Mx}^{низ} = 1 - \exp(-0,110) = 0,2,$$

$$E_{Mx}^{cp} = 0,5 + 0,2 = 0,35$$

Выбор расстояния между тарелками в предлагаемых контактных устройствах зависит от ширины сливного стакана и для обеспечения технологичности изготовления, а также минимального гидравлического сопротивления, связанное с условием равнопроточности для прохода пара рекомендуется выражение:

$$h_4 = 1,5b = 1,5 \cdot 0,165 = 0,250 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление тарелок колонны, например, в случае процесса ректификации можно определить по формуле:

$$\Delta P_k = \Delta P_{\epsilon} N_{\epsilon} + \Delta P_n N_n$$

где N_{ϵ} , N_n – число действительных тарелок в верхней и нижней частях колонны соответственно; ΔP_{ϵ} , ΔP_n – гидравлическое сопротивление орошаемой контактной ступени в верхней и нижней ча-

стях колонны.

Общее число единиц переноса вычисляем по уравнению:

$$n_{oy} = \int_{y_w}^{y_d} \frac{dy}{(y^* - y)}$$

Обычно этот интеграл определяют численными методами. Решим его методом графического интегрирования:

$$\int_{y_w}^{y_d} \frac{dy}{(y^* - y)} = S$$

где S – площадь, ограниченная кривой, ординатами y_w и y_d и осью абсцисс (рис. 4.4).

Данные для графического изображения функции $1/(y^*-y) = f(y)$ приведены ниже:

номер	x	y	y*	y*-y	1/(y*-y)
1	0,00117	0	0,01618	0,01618	61,809
2	0,01062	0,01618	0,1072	0,09103	10,9859
3	0,06376	0,1072	0,34655	0,23935	4,17799
4	0,20348	0,34655	0,52634	0,17979	5,56219
5	0,37287	0,52634	0,60485	0,07852	12,7364
6	0,49271	0,60485	0,65124	0,04639	21,5576
7	0,56351	0,65124	0,682	0,03076	32,5129
8	0,61045	0,682	0,7046	0,0226	44,255
9	0,64494	0,7046	0,7229	0,0183	54,6368
10	0,67287	0,7229	0,73841	0,01551	64,4841
11	0,69654	0,73841	0,7519	0,0135	74,0778
12	0,71715	0,7519	0,76389	0,01199	83,4057
13	0,73544	0,76389	0,77473	0,01084	92,2525
14	0,75199	0,77473	0,78471	0,00997	100,257
15	0,76721	0,78471	0,79406	0,00935	106,958
16	0,78148	0,79406	0,803	0,00894	111,843
17	0,79513	0,803	0,81174	0,00874	114,402

18	0,80847	0,81174	0,8205	0,00876	114,182
19	0,81796	0,81796	0,82687	0,00892	112,139

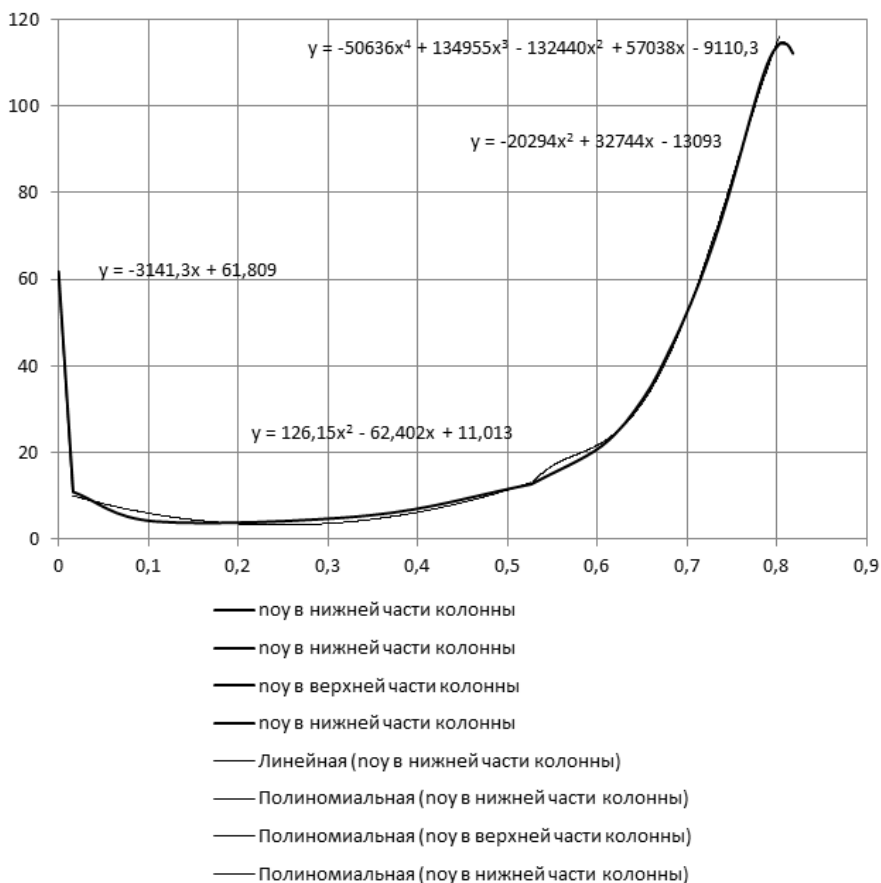


Рис. 4.4 Графическое определение общего числа единиц переноса в паровой фазе для верхней (укрепляющей) части колонны в интервале изменения состава пара от y_f до y_d и для нижней (исчерпывающей) – в интервале от y_w до y_f

По рис. 4.4 находим общее число единиц переноса в верхней $n_{oy \text{ в }}$ и нижней $n_{oy \text{ н }}$ частях колонны:

$$n_{oy \text{ в }} = \int_{y_f}^{y_d} \frac{dy}{(y^* - y)} = 15,654$$

$$n_{oy \text{ н }} = \int_{y_w}^{y_f} \frac{dy}{(y^* - y)} = 2,997$$

Общую высоту единиц переноса можно определить по уравнению аддитивности:

$$h_{oy} = h_y + m \cdot h_x \cdot \frac{G}{L}$$

где h_x и h_y – частные высоты единиц переноса соответственно в жидкой и паровой фазах;

$m = \Delta y / \Delta x$ – средний коэффициент распределения, кг/кг;

Δy и Δx – разница между мольными долями соседних теоретических тарелок соответственно для паровой и жидкой фаз.

Число действительных тарелок:

$$N_{\partial} = \frac{N_T}{\eta}$$

где N_T – число теоретических тарелок, η – коэффициент полезного действия струйно-плёночных контактных устройств.

Тогда число действительных тарелок:

$$N_{\partial} = \frac{19}{0,35} = 55.$$

Принимаем по заводским данным число действительных тарелок $N_{\partial} = 60$.

Высота тарельчатой части колонны:

$$H_T = (N_{\partial} - 1) \cdot h = (60 - 1) \cdot 0,25 = 14,75 \text{ м}$$

Найдем гидравлическое сопротивление тарелок колонны по формуле:

$$\Delta P_k = \Delta P_{\epsilon} N_{\epsilon} + \Delta P_{\mu} N_{\mu} = 5,26 \cdot 48 + 5,51 \cdot 12 = 318,6 \text{ Па}$$

4.4.7 Тепловой расчет установки

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, находим по уравнению [43]:

$$Q_D = G_D \cdot (1 + R) \cdot r_D,$$

где r_D – удельная теплота конденсации паров в конденсаторе, Дж/кг.

$$r_D = \overline{x_D} \cdot r_{эм} + (1 - \overline{x_D}) \cdot r_{вод} \text{ кДж/кг.}$$

Здесь $r_{эм}$ и $r_{вод}$ – удельная теплота конденсации этанола и воды при $t = 78,5^\circ\text{C}$, Дж/кг; $r_{эм} = 846,8$ кДж/кг, $r_{вод} = 2309,1$ кДж/кг.

Расход теплоты в кубе-испарителе колонны определяют из уравнения теплового баланса [43]:

$$Q_K + G_F i_F = Q_D + G_D i_D + G_W i_W + Q_{ном}$$

$$Q_K = Q_D + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{ном},$$

где тепловые потери $Q_{ном}$ приняты в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости взяты соответственно при $t_D = 78,6^\circ\text{C}$, $t_W = 99^\circ\text{C}$, $t_F = 82,35^\circ\text{C}$, определенных по диаграмме t - x , y (рис. 4.2).

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята [43]:

$$Q_{XD} = G_D \cdot c_D (t_D - t_{кон}),$$

где удельная теплоемкость дистиллята $c_D = 2935$ Дж / кг · К [43] взята при средней температуре $(78,6 + 25) / 2 = 51,8^\circ\text{C}$.

Расход греющего пара имеющего давление $p_{абс} = 4$ кгс/см² и влажность 5%:

в кубе-испарителе

$$G_{э.п.} = \frac{Q_K}{r_{э.п.} x},$$

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

Расход охлаждающей воды при нагреве ее на 20°C :

а) в дефлегматоре

$$V_{\text{г}} = \frac{Q_D}{c_{\text{г}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_{\text{г}}}$$

б) в водяном холодильнике дистиллята

$$V_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{XD}}}{c_{\text{г}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_{\text{г}}}$$

Результаты теплового расчета установки.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре – конденсаторе 475515 Вт

Расход теплоты, получаемой в кубе – испарителе от водяного пара 493634 Вт

Расход греющего пара, имеющего давление $p_{\text{абс}} = 4 \text{ кгс/см}^2$ и влажностью 5%:

а) в кубе – испарителе 0,2427 кг/с

Всего: 0,2427 кг/с

Расход охлаждающей воды при нагреве её на 20°C

а) в дефлегматоре 0,00567 м³/с

Всего: 0,00567 м³/с

Проведенные расчеты показывают, что разработанные авторами струйно-пленочные контактные устройства, без снижения эффективности, могут увеличить производительность и снизить энергетические затраты на проведение массообменных процессов в действующих колонных аппаратах химических и нефтегазохимических предприятий.

Результаты расчетов подтверждают эффективность и целесообразность проведения данной модернизации. Сравнивая получен-

ные результаты проекта с базовым производством можно сделать вывод, что проведение указанной модернизации позволяет увеличить пропускную способность узла и выход возвратного этанола (производственная мощность увеличилась на 6,6%) при уменьшении энергетических затрат (удельный расход пара сократился на 3%) на проведение процесса.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В учебном пособии рассмотрены основные положения по разработке, проектированию и расчету колонных массообменных аппаратов со струйно-пленочными контактными устройствами. Проведен анализ существующих подходов к конструированию колонных массообменных аппаратов и их элементов промышленного назначения. Показано, что уровень техники в проектировании новых контактных устройств достиг такой степени, что дальнейшее значительное улучшение требует комплексный подход, а именно развитие их энергоэффективности за счет снижения гидравлического сопротивления совместно с повышением удельной поверхности контакта фаз. По этой причине в последние годы все больше внимания и усилий уделяется изобретению и исследованиям по повышению основных показателей насадочных контактных устройств. При этом весьма перспективным считается разработка производительных колонн на основе термической ректификации.

В учебном пособии представлены результаты собственных теоретических и экспериментальных исследований, на основе которых показано, что использование струйно-пленочных контактных устройств позволяет увеличить производительность колонных массообменных аппаратов при сохранении высокой эффективности процессов разделения или абсорбции.

Предлагается инженерная методика технологического расчета струйно-пленочного контактного устройства, обеспечивающая возможность определения гидравлического сопротивления сухой и орошаемой контактной ступени и ее эффективности по Мэрффри при различных нагрузках по пару и жидкости.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Xiaoning, Di. Mass-transfer area in a pilot-scale structured-packing column under different types of ship motion / Di Xiaoning, Jun Ma, Yi Huang // *Chemical Engineering Science*. – 2019. – V. 203. – P. 302-311
2. Леонтьев, В. С. Расчет задержки жидкой фазы в колоннах с упругими регулярными насадками и многоточечными распределителями / В.С. Леонтьев, Н. А. Романова // *Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело»*. – 2012. – № 3. – С. 241-248.
3. Dmitriev, A. V. Optimal Designing of Mass Transfer Apparatuses with Jet-Film Contact Devices / A. V. Dmitriev, O. S. Dmitrieva, I. N. Madyshev // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2017. – V. 53, № 7-8. – P. 430-434.
4. Pavlenko, A.N. Development of mixture composition maldistribution in a distillation column with structured packing / A.N. Pavlenko, V.E. Zhukov, N.I. Pecherkin, V.Yu. Chekhovich, S. Sunder, P. Houghton // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2010. – T. 44, № 6. – С. 869-876.
5. Gorodilov, A.A. Experimental study of mass transfer on structured packings of direct-contact crossflow heat exchangers // A.A. Gorodilov, M.G. Berengarten, A.S. Pushnov // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2016. – T. 50, № 4. – С. 422-429.
6. Pavlenko, A.N. Experimental study of the effect of maldistribution at the structured packing inlet on the freon mixture separation efficiency / A.N. Pavlenko, N.I. Pecherkin, V.Yu. Chekhovich, V.E. Zhukov, S. Sunder, P. Houghton // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2009. – T. 43, № 1. – С. 1-11.
7. Kagan, A.M. Active surface of the elements of irregular heat and mass transfer packings / A.M. Kagan, L.A. Yudina, A.S. Pushnov // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2012. – T. 46, №2. – С. 165-171.
8. Wang, G. Q. Review of Mass-Transfer Correlations for Packed

Columns / G. Q.Wang , X. G. Yuan, K. Yu // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2005. – V. 44, № 23. – P. 8715.

9. Пат. 165690 Российская Федерация, МПК В01D 3/20. Струйно-пленочное контактное устройство для теплообменных процессов / Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н., Николаев А. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2016104155/05; заявл. 09.02.2016; опубл. 27.10.2016, Бюл. № 30. – 2 с.

10. Каган, А.М. О повышении предельно допустимых нагрузок при работе массообменных аппаратов с насадочными устройствами / А.М. Каган, Л.А. Юдина, А.С. Пушнов // Хим. промышленность. – 2001. – № 4. – С. 46.

11. Lockett, M.J. The effect of maldistribution on separation in packed distillation columns / M.J. Lockett, J.F. Billingham // Proc. Int. Conf. Distillation and Absorption. Baden-Baden, Germany. – 2002. – CD-ROM of Full Text. – № 2.2-2.

12. Рамм, В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.

13. Olujic, Z. Experimental studies on the interaction between the initial liquid distribution and the performance of structured packings / Z. Olujic, J. de Graauw. // Sep. Sci. Technol. – 1990. – V. 25, № 13-15. – P. 1723.

14. Gubanov, N.D. Hydraulic tests of a random helical packing element / N.D. Gubanov, D.V. Medvedev, G.V. Bozhenkov // Proceedings of universities. Applied chemistry and biotechnology. – 2019. Vol. 9, № 2. – P. 320-327.

15. Каган, А.М. Контактные насадки промышленных тепло-массообменных аппаратов : монография / А.М. Каган, А.Г. Лаптев, А.С. Пушнов, М.И. Фарахов. – Казань: Отечество, 2013. – 454 с.

16. Леонтьев, В.С. Инновации в области разработки высокоинтенсивных массообменных устройств для модернизации ректи-

фикационных комплексов / В.С. Леонтьев // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». – 2012. – № 1. – С. 178-186.

17. Алиев, Э.К. Сравнительные тепло- и массообменные испытания пакетных насадок с пленочным и капельным течением жидкости / Э.К. Алиев, В.В. Володин, В.В. Голуб, А.Ю. Микушкин, Г.Г. Тимербаев, О.В. Чагин // Вестник Московского государственного технического университета им. Н.Э. Баумана. Серия Естественные науки. – 2019. – № 4 (85). – С. 4-21.

18. Farakhov, M.I. Modernization of mass-exchange equipment by new packings in chemical engineering / M.I. Farakhov, A.G. Laptev, M.M. Basharov // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2015. – Vol. 49, Issue 3. – P. 233-238.

19. Dmitrieva, O.S. Determination of the Heat and Mass Transfer Efficiency at the Contact Stage of a Jet-Film Facility / O.S. Dmitrieva, I.N. Madyshev, A.V. Dmitriev // J. Eng. Phys. Thermophys. – 2017. – №90. – P. 651–656.

20. Баранова, Е.Ю. Исследование гидравлического сопротивления слоя насыпной насадки в форме колец Мёбиуса / Е.Ю. Баранова, А.С. Пушнов, Н.А. Платонова, П.И. Коровин, И.И. Сидельников // Химическая промышленность сегодня. – 2015. – № 2. – С. 32-37.

21. Dmitrieva, O. S. Flow Dynamics of Mass Exchangers with Jet-Bubbling Contact Devices / O. S. Dmitrieva, A. V. Dmitriev, I. N. Madyshev, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2017. – V. 53, № 1-2. – P. 130-134.

22. Dmitriev, A. V. Efficiency of the Contact Stage of a Jet-Film Device During Rectification of Ethylbenzene-Styrene Mixture / A. V. Dmitriev, O. S. Dmitrieva, I. N. Madyshev, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2017. – V. 53, № 7-8. – P. 501-507.

23. Kulov, N. N. Mathematical modeling in chemical engineering and biotechnology / N. N. Kulov, L. S. Gordeev // Theor. Found. Chem. Eng. – 2014. – V. 48, № 3. – P. 225.

24. Ежов, В. К. Распределение диффузионного сопротивления

массопередаче между жидкой и паровой фазой при ректификации смесей / В. К. Ежов // Атомная энергия. – 2015. – № 4. – С. 210-215.

25. Пушнов, А. С. Особенности гравитационного течения пленки жидкости в разрыве между соседними по высоте пакетами регулярной насадки / А. С. Пушнов, Н. П. Лозовая // Химическая технология. – 2012. – Т. 13, № 2. – С. 115-120.

26. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 1. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – М.: Химия, 1995. – 400 с.

27. Иваняков, С. В. Гидродинамика аппаратов со свободно стекающей пленкой жидкости / С. В. Иваняков, С. Б. Коньгин, Д. А. Крючков. – Самара : Самар. гос. техн. ун-т, 2007. – 24 с.

28. Sinha, A. P. Mass Transfer: Principles and Operations / A. P. Sinha, De Parameswar. – New Delhi : PHI Learning Private Limited, 2012. – 728 p.

29. Олевский, В. М. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / В. М. Олевский, В. Р. Ручинский, А. М. Кашников, В. И. Чернышев; под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988. – 240 с.

30. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. Ч. 1. – СПб. : АНО НПО «Профессионал», 2004. – 848 с., ил.

31. Лаптев, А. Г. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров. – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344 с.

32. Лаптев, А. Г. Модели явлений переноса в неупорядоченных насадочных и зернистых слоях / А. Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, Е. А. Лаптева // Теоретические основы химической технологии. – 2015. – Т. 49. – № 4. – С. 407-414.

33. Ландау, Л. Д. Механика сплошных сред / Л. Д. Ландау. – М. : Гостехтеориздат, 1954. – 795 с.

34. Цветков, Ф. Ф. Тепломассообмен / Ф. Ф. Цветков, Б. А. Григорьев. – М. : Издательский дом МЭИ, 2011. – 592 с.
35. Лаптев, А. Г. Эффективность явлений переноса в каналах с хаотичными насадочными слоями / А. Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, О. Г. Дударовская. – Спб.: Страта, 2016. – 214 с.
36. Orlando, A. E. (2009). HETP evaluation of structured packing distillation column / A. E. Orlando, L. C. Medina, M. F. Mendes, E. M. A. Nicolaiewsky // Brazilian Journal of Chemical Engineering. – 2009. – V. 26, № 3. – P. 619.
37. Капустин, В. М. Модернизация нефтепереработки и нефтехимии в России / В. М. Капустин // Химагрегаты. – 2013. – № 4. – С. 12.
38. Laraqui, F. Seamless mass transfer correlations for packed beds bridging random and structured packings / F. Laraqui, S. Lévesque, B.P.A. Grandjean // Ind. Eng. Chem. Res. – 2008. – V. 47. – P. 3274-3284.
39. Зельвенский, Я. Д. Ректификация разбавленных растворов / Я. Д. Зельвенский, А. А. Титов, В. А. Шалыгин. – Л.: Химия, 1974. – 216 с.
40. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / Ю. И. Дытнерский. – 2-е изд., в 2-х кн., часть 2. – М.: Массообменные процессы и аппараты. Химия, 1995. – 368 с.
41. Аэров, М. Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем / М. Э. Аэров, О. М. Тодес, Д. А. Наринаский. – Л.: Гидравлические и тепловые основы расчета, Химия, 1979. – 176 с.
42. Технологический регламент цеха № 2506 завода СПС. 182 с.
43. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учебное пособие / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков П.Г., А.А. Носков. – Л.: Химия, 1987.

Учебное издание

Мадышев Ильнур Наилович

кандидат технических наук

Галимова Альбина Талгатовна

кандидат технических наук, доцент

**РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ
МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ
СО СТРУЙНО-ПЛЕНОЧНЫМИ
КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ**

Учебное пособие

ООО «Свое издательство»

Телефон: +7812900-21-45

Почта: editor@isvov.ru

Подписано в печать: 28.04.2021

Гарнитура Таймс

Усл. печ. л. 5,75. Тираж 100 экз.

Заказ № 1471

Отпечатано с оригинал-макета в ООО ИПЦ «Гузель»
Республика Татарстан, г. Нижнекамск, пр. Химиков, 18