

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки
Институт теплофизики им. С. С. Кутателадзе
Сибирского отделения Российской академии наук

На правах рукописи



Печеркин Николай Иванович

**ТЕПЛО – И МАССООБМЕН
ПРИ ТЕЧЕНИИ ДВУХФАЗНЫХ ПОТОКОВ
НА ПОВЕРХНОСТЯХ И В КАНАЛАХ
СЛОЖНОЙ ФОРМЫ**

01.04.14 – Теплофизика и теоретическая теплотехника

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени

доктора технических наук

Новосибирск – 2018

Оглавление

Введение	5
Глава 1. Массообмен на стенках каналов сложной формы при течении газожидкостного потока	17
1.1. Введение	17
1.2. Обзор литературы	19
1.2.1. Течение в каналах с поворотом потока	19
1.2.2. Течение в каналах с внезапным расширением	26
1.3. Описание экспериментальной установки и методики измерения	31
1.3.1. Электрохимический метод измерения коэффициентов массоотдачи	32
1.3.2. Описание экспериментальной установки	37
1.4. Массообмен в канале с поворотом потока	39
1.4.1. Описание рабочего участка	39
1.4.2. Течение однофазной жидкости	41
1.4.3. Двухфазный газожидкостный поток	50
1.5. Массообмен в канале с внезапным расширением	57
1.5.1. Описание рабочего участка	57
1.5.2. Течение однофазной жидкости	59
1.5.3. Режимы течения газожидкостного потока в канале с внезапным расширением	62
1.5.4. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи по длине канала	68
Глава 2. Гидродинамика опускного течения жидкого азота и спутного потока пара в прямоугольном миниканале	86
2.1. Введение	86

2.2.	Экспериментальная установка и методика исследования	89
2.3.	Течение пленки жидкого азота	91
2.4.	Течение пленки жидкого азота и спутного потока пара	96

Глава 3.	Теплообмен в стекающих пленках смесей фреонов на структурированных поверхностях	100
3.1.	Введение	100
3.2.	Экспериментальная установка и методика измерений	109
3.2.1.	Описание экспериментальной установки	109
3.2.2.	Описание методики измерений	113
3.3.	Особенности теплообмена в бинарной смеси	117
3.3.1.	Фазовая диаграмма бинарной смеси хладонов R114/R21	117
3.3.2.	Изменение состава смеси в стекающей пленке	119
3.3.3.	Влияние состава смеси на теплообмен при испарении	122
3.4.	Режимы течения и теплообмена в стекающей пленке	126
3.4.1.	Режимы теплообмена	127
3.4.2.	Локальный теплообмен	131
3.4.3.	Влияние расхода жидкости в пленке на теплообмен	133
3.5.	Теплообмен в стекающих пленках на структурированных поверхностях	135
3.5.1.	Характеристики рабочих участков	135
3.5.2.	Теплообмен в стекающей пленке на гладкой поверхности	138
3.5.3.	Влияние рельефа поверхности на теплообмен	139
3.5.4.	Теплообмен в стекающей пленке при пузырьковом кипении	145
3.6.	Теплообмен в стекающей пленке на поверхности с микроструктурой	151
3.7.	Теплообмен на поверхности с сетчатым покрытием	155
3.8.	Критический тепловой поток в стекающих пленках на структурированных поверхностях	163

Глава 4. Тепломассоперенос при противоточном течении пара и жидкости в канальных системах структурированных насадок в дистилляционных колоннах	171
4.1. Введение	171
4.2. Структурированные насадки для ректификационных колонн	176
4.3. Методика исследования массопереноса при противоточном течении пара и жидкости в структурированных насадках	183
4.3.1. Описание экспериментальной установки	183
4.3.2. Характеристики рабочей смеси	189
4.3.3. Методика проведения экспериментов	192
4.3.4. Форма представления данных по разделению смеси. Определение величин ВЕП и ВЭТТ	198
4.4. Влияние режимных и технологических параметров на эффективность разделения смеси на структурированных насадках	205
4.4.1. Влияние высоты насадки	205
4.4.2. Влияние отношения расходов жидкости и пара	212
4.4.3. Влияние особенностей установки насадки в колонну	215
4.5. Эффективность разделения смесей на структурированных насадках некруглой формы	231
4.5.1. Введение	231
4.5.2. Влияние формы поперечного сечения колонны на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление	235
4.5.3. Разделение на насадках с различным углом наклона ребер	240
4.5.4. Влияние режимных и технологических параметров на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне	249
Список сокращений и условных обозначений	269
Список литературы	274

Введение

Актуальность темы. В работе представлены результаты комплексного экспериментального исследования процессов тепло – и массопереноса в различных условиях течения двухфазных газо-и парожидкостных потоков в каналах с различной формой и структурой поверхности, охватывающих диапазон размеров, характерных для теплообменного оборудования в энергетике, криогенной и низкотемпературной технике, химической технологии. К ним относятся каналы с внезапным расширением и поворотом потока, щелевые миниканалы компактных теплообменников, многоячеистые каналы регулярных насадок ректификационных колонн, а также структурированные поверхности, применяемые для интенсификации процессов теплообмена в стекающих пленках различных жидкостей.

Течение двухфазного потока с различным паросодержанием в каналах, изменяющих направление движения и величину поперечного сечения, встречается во многих элементах энергетического оборудования — трубопроводах, теплообменниках, запорной и регулирующей арматуре. Анализ условий, в которых находятся отдельные элементы оборудования, показывает, что наиболее характерными и опасными являются ударное воздействие капель, кавитационная эрозия, химическая и электрохимическая коррозия. Обеспечение безопасной и надежной работы теплообменного оборудования, запорной арматуры, трубопроводов, работающих в напряженных условиях, определяет актуальность и необходимость изучения процессов теплообмена в каналах сложной формы при течении двухфазных потоков.

Прямоугольные миниканалы являются элементами компактных пластинчатых теплообменников, которые широко используются для обеспечения требуемых тепловых режимов оборудования в энергетике, микроэлектронике, криогенике, авиационной и космической технике, химической технологии и многих других приложениях. Режимы течения двухфазного потока в теплообменниках,

предназначенных для ожижения природного газа, характеризуются широким диапазоном изменения паросодержания по длине аппаратов, практически от 0 до 1. Моделирование течения таких сред с помощью криогенных жидкостей позволяет получить максимально близкие закономерности течения и теплообмена, необходимые при проектировании теплообменников для ожижения природного газа и криогенных дистилляционных колонн.

В процессах абсорбции, дистилляции, выпаривания основными рабочими жидкостями являются растворы и смеси различных веществ, а пленочное течение является основным режимом течения жидкости. Вследствие малого термического сопротивления и большой межфазной поверхности стекающие пленки оказываются эффективными в процессах межфазного тепломассообмена, где не требуются большие температурные напоры и перепады давления. Для интенсификации теплообмена в стекающих пленках как в режиме испарения, так и пузырькового кипения, в промышленности используют так называемые развитые поверхности (различные типы оребрения, шипы, нанесение пористых покрытий, установку сеток характерными размерами, сравнимыми с толщинами пленок и длинами волн). Исследование теплообмена в стекающих пленках чистых веществ и их смесей, поиск наиболее эффективных структурированных поверхностей, способствующих повышению коэффициентов теплоотдачи и предельных тепловых потоков для обеспечения устойчивой работы тепломассообменных аппаратов, является актуальной теплофизической задачей.

Дистилляция и ректификация являются чрезвычайно энергоемкими процессами, поэтому эффективность разделения — один из главных параметров, определяющих эксплуатационные расходы, капитальные затраты и габариты данного оборудования. Противоточное течение пара и жидкости в сложных канальных системах структурированных насадок дистилляционной колонны является основным режимом для обеспечения переноса веществ на границе раздела, поэтому исследование процесса массопереноса и эффективности разделения является актуальной задачей. Основными конструктивными параметрами,

определяющими закономерности массопереноса в разделительных колоннах, являются характерные размеры и формы каналов насадок и структуры их поверхности, а также и размеры и форма пакетов насадок. Данные, полученные на лабораторных установках, как правило, не воспроизводятся в промышленных установках. Поэтому принципиально важным для решения этих задач является проведение исследований гидродинамики и тепломассообмена при противоточном течении пара и жидкости на крупномасштабных установках.

Исследование явлений переноса на межфазной границе, увеличение производительности колонн и эффективности разделения, разработка более эффективного оборудования для процессов разделения, повышение экономичности разделительных установок являются актуальными задачами как для академических исследований, так и передовых исследовательских групп, связанных с ведущими производителями дистилляционных разделительных установок.

Целью данной работы являлось экспериментальное исследование процессов тепло- и массопереноса в различных условиях течения двухфазных газо- и парожидкостных потоков в каналах с различной формой и структурой поверхности, охватывающих диапазон размеров, характерных для тепломассообменного оборудования в энергетике, криогенной и низкотемпературной технике, химической технологии. Для достижения поставленной цели решались следующие **задачи**:

1. Экспериментальное исследование влияния газосодержания и других режимных параметров двухфазного потока на распределение локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности канала с поворотом потока и канала с внезапным расширением с целью определения положения зон на внутренней поверхности каналов, наиболее подверженных воздействию двухфазного потока; определение степени интенсификации массообмена в каналах сложной геометрии в сравнении с прямыми трубами.

2. Исследование влияния расходных характеристик стекающей пленки жидкого азота и спутного потока пара на распределение жидкости по периметру прямоугольного миниканала; измерение толщины пленки на широкой и на узкой стенках канала, визуализация течения.
3. Экспериментальное исследование влияния различных типов структурированных поверхностей, включая сетчатые покрытия и микроструктурированные поверхности с полужамкнутыми порами, на режимы течения, интенсификацию теплообмена, кризис теплоотдачи в стекающих пленках смесей хладонов по вертикальным цилиндрам. Визуализация течения, фото – и видеосъемка поверхности стекающей пленки при различных режимах течения — от испарения до образования сухих пятен и развития кризиса теплоотдачи. Сопоставление данных, полученных на структурированных поверхностях различного типа, с результатами для гладкой поверхности.
4. Экспериментальное исследование закономерностей массопереноса на границе раздела фаз при противоточном течении пара и жидкости в каналах структурированных насадок в режиме разделения бинарной смеси в дистилляционной колонне. Исследование влияния характеристик структурированных насадок и различных способов их установки в дистилляционные колонны с различной формой поперечного сечения (круглой, полуцилиндрической, квадратной) на гидравлическое сопротивление и эффективность разделения бинарной смеси в широком диапазоне изменения нагрузки колонны по паровой и жидкой фазам.

Данная работа связана с научной тематикой ИТ СО РАН, в том числе, с исследованиями, проводимыми в рамках фундаментальных бюджетных тем, хоздоговорных НИР, программ фундаментальных исследований ОЭММ-ПУ РАН, проектов РФФИ и РНФ, а также международных контрактов Института.

Научная новизна.

Получены новые опытные данные по распределению локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности канала с поворотом потока и канала с внезапным расширением при течении однофазного и двухфазного потоков. Установлено, что в канале с поворотом потока зоны с повышенными коэффициентами массоотдачи находятся на внутренней образующей вблизи входа в канал, а на внешней и на средней образующих — на выходе из канала. В канале с внезапным расширением проведена визуализация течения двухфазного потока. Исследовано влияние расходных характеристик газовой и жидкой фаз на переход от пузырькового режима к струйному течению за сечением расширения, получена эмпирическая зависимость для условий перехода. Показано, что зона максимума коэффициентов массоотдачи находится в области присоединения потока на расстоянии двух-трех диаметров от сечения расширения. Получены эмпирические зависимости для максимальных коэффициентов массообмена на внутренней поверхности исследуемых каналов при течении однофазного и двухфазного потоков.

Получены новые экспериментальные данные по характеристикам волнового пленочного течения жидкого азота при спутном течении пара в узком прямоугольном миниканале. Впервые получены профили распределения толщины пленки жидкого азота по периметру канала при различных режимных параметрах.

Получены новые опытные данные по теплообмену, волновым характеристикам, по кризису теплоотдачи в стекающих пленках смесей хладонов на структурированных поверхностях различных типов, включая поверхности с сетчатым покрытием и поверхность с микроструктурой. Исследовано влияние характеристик сетчатых покрытий на интенсификацию теплообмена в стекающей пленке смеси фреонов. Показаны области режимных параметров для исследованных структур, в которых имеет место интенсификация теплообмена по сравнению с гладкой поверхностью. Впервые получены опытные данные по

теплоотдаче и критическому тепловому потоку в стекающей пленке смеси хладонов на микроструктурированной поверхности с подповерхностными полостями, полученной методом деформирующего резания.

Получены новые экспериментальные данные по влиянию режимных параметров, характеристик и способов установки структурированной насадки, условий её орошения на гидравлическое сопротивление и эффективность разделения бинарной смеси в дистилляционной колонне. При увеличении высоты упаковки структурированной насадки происходит увеличение высоты единицы переноса и высоты, эквивалентной теоретической тарелке. Обнаружено, что с увеличением отношения расходов жидкости и пара происходит уменьшение указанных величин. Уменьшение угла вращения слоёв насадки при неравномерном орошении приводит к значительному ухудшению разделения смеси. Относительный перепад давления практически не зависит от высоты насадки, угла вращения слоев и условий орошения насадки в исследованном диапазоне изменения расходов пара и жидкости.

Впервые получены опытные данные по эффективности разделения смеси и перепаду давления на структурированных насадках с различными углами наклона ребер в колоннах с квадратной и полуцилиндрической формами поперечного сечения. Показано, что на насадке с углом наклона ребер 45° в полуцилиндрической и квадратной колоннах происходит существенное уменьшение эффективности разделения смеси по сравнению с круглой колонной, а для насадки с низким гидравлическим сопротивлением (угол наклона ребер 60°) эффективность разделения в квадратной и круглой колоннах практически одинакова. Выявлены основные закономерности по влиянию отношения расходов жидкости и пара, высоты насадки, других параметров на эффективность разделения и перепад давления в колоннах с некруглым поперечным сечением.

Научная и практическая значимость.

Результаты исследования влияния газосодержания на интенсивность массопереноса на стенке криволинейного канала и канала с внезапным расшире-

нием, а также зависимости для максимальных коэффициентов массоотдачи на стенках каналов сложной формы, полученные в данной работе, могут быть использованы при разработке конструкций новых теплообменных аппаратов с двухфазными потоками, а также для теоретического описания процесса коррозионно-эрозионного износа каналов в системах циркуляции теплоносителя в энергетическом и химическом оборудовании.

Данные по режимам течения пленки жидкого азота и спутного потока пара в прямоугольном миниканале, полученные в данной работе, важны для выбора методик расчета теплообмена в каналах компактных теплообменников, могут быть использованы при проектировании установок для ожижения природного газа, дистилляционных установок, тепловых насосов и холодильных машин.

Полученные результаты по интенсификации теплообмена при пленочном течении маловязких жидкостей и их смесей на структурированных поверхностях различных типов необходимы для анализа и выбора оптимальных режимов работы теплообменных аппаратов с подобными рабочими средами. Эти результаты могут быть использованы при разработке и внедрении в промышленное производство структурированных труб и других поверхностей, предназначенных для интенсификации теплообмена при пленочных течениях жидкости. Результаты исследований по гидродинамике будут полезны при моделировании и расчете процессов, связанных с течением жидкости на структурированных поверхностях: в насадках дистилляционных колонн, в выпарных аппаратах, в теплообменниках и других технических приложениях, использующих пленочные течения жидкости.

Результаты по эффективности разделения, перепаду давления, распределения локальных расходов жидкости, состава смеси на структурированных насадках различной формы, полученные в данной работе, важны для проектирования современных раздельных колонн и для обоснованного выбора типов насадок и режимов работы отдельных секций колонн с учетом реальных условий по расходам жидкости и пара, высоте колонны и другим параметрам.

Достоверность полученных данных подтверждается оценкой погрешностей экспериментов, калибровкой измерительных датчиков, применением аттестованных средств измерения и измерительных приборов, сравнением с результатами других исследователей и с известными расчетными зависимостями, оценками тепловых и материальных балансов тепломассообменного оборудования, используемого в экспериментах, воспроизводимостью экспериментальных данных.

Положения, выносимые на защиту:

Результаты экспериментального исследования влияния газосодержания на распределение локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности канала с поворотом потока и канала с внезапным расширением и положение зон с максимальными коэффициентами массоотдачи. Результаты обобщения данных и эмпирические зависимости для максимальных коэффициентов массоотдачи в каналах сложной формы. Результаты по условиям перехода от пузырькового режима течения к струйному режиму в канале с внезапным расширением.

Результаты экспериментального исследования характеристик волнового пленочного течения жидкого азота при спутном течении пара в узком прямоугольном миниканале. Результаты визуализации и измерения распределения толщины пленки жидкого азота по периметру прямоугольного миниканала при различных расходах жидкости и пара.

Результаты исследования влияния параметров различных структур обогреваемой поверхности, включая поверхности с сетчатыми покрытиями и поверхность с микроструктурой, на интенсификацию теплообмена в стекающей пленке смесей хладонов (результаты измерения критических тепловых потоков, измерения и обобщения данных по коэффициентам теплоотдачи в режиме испарения и пузырькового кипения).

Результаты экспериментального исследования и обработки данных по влиянию режимных параметров и способов установки структурированной насадки

в разделительную колонну на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление: опытные данные по влиянию отношения расходов жидкости и пара, высоты насадки, угла вращения слоёв, удельной поверхности на перепад давления, высоту единицы переноса и высоту, эквивалентную теоретической тарелке.

Результаты экспериментального исследования влияния формы поперечного сечения дистилляционной колонны на эффективность разделения бинарной смеси на структурированной насадке с различными углами наклона ребер: опытные данные по эффективности разделения смеси и перепаду давления на структурированной насадке в круглой, квадратной и полуцилиндрической колоннах. Обобщение данных и сравнение результатов проведенных экспериментов с расчетными моделями.

Апробация результатов. Результаты работы были представлены на 30 отечественных и 15 международных конференциях и семинарах: на Минском международном форуме «Тепломассообмен–ММФ» (Минск, 1988); конференции «Методы и средства измерения теплофизических параметров – Теплофизика–96» (Обнинск, 1996); Third Int. Conf. on Multiphase Flow ICMF-98, (Lyon, France, 1998); 2nd Int. Symp. on Two-Phase Flow Modelling and Experimentation, (Pisa, Italy, 1999); Third Int. Conf. on Transport Phenomena in Multiphase Systems «Heat-2002» (Baranov Sandomierski, Poland, 2002); на 1-ой научной школе-конференции «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики», (Алушта, Украина, 2003); Int. Congr. of Chemical and Process Engineering «CHISA», (Prague, Czech Republic, 2008, 2014); Fourth Int. Topical Team Workshop on Two-Phase Systems for Ground and Space Applications, (Novosibirsk, Russia, 2009); The 7th Int. Conf. on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics «HEFAT 2010» (Antalya, Turkey, 2010); Всероссийской молодежной конференции «Устойчивость и турбулентность течений гомогенных и гетерогенных жидкостей» (Новосибирск, 2010); Всероссийской научно-практической конференции «Теплофизические основы энергетических технологий» (Томск, 2010); XI Все-

российской школе-конференции молодых ученых «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики» (Новосибирск, 2010); XVIII Школе-семинаре молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А.И. Леонтьева (Звенигород, 2011); VIII Школе-семинаре молодых ученых и специалистов академика РАН В.Е. Алемасова «Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в машиностроении» (Казань, 2012 г); XIX Школе-семинаре молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН А.И. Леонтьева (Орехово-Зуево, 2013); The 6th Int. Conf. on Fluid Mechanics «ICFM-6» (Guangzhou, China, 2011); The 7th Int. Conf. on Diffusion in Solids and Liquids «DSL-7» (Algarve, Portugal, 2011); The Int. Workshop on Heat Transfer Advances for Energy Conservation and Pollution Control «IWHT» (China, 2013, Taiwan, 2015); 10th Int. Conf. on «Distillation & Absorption» (Friedrichshafen, Germany, 2014); Международных семинарах «Topical issues of heat and mass transfer at phase transitions and multiphase flows in modern chemical technology and energy equipment» ISHM (Новосибирск, 2014, 2015, 2016, 2017, 2018); Всероссийской научной конф. «Теплофизика и физическая гидродинамика» (Ялта 2016); Международном научном конгрессе «Интерэкспо Гео-Сибирь» (Новосибирск, 2007, 2008, 2016–2018); 1-st Thermal and Fluid Engineering Summer Conf. (TFESC-15), New York City, USA, 2015; Сибирском теплофизическом семинаре «СТС» (Новосибирск, 2005, 2010, 2014, 2015, 2017, 2018); Российской национальной конференции по теплообмену «РНКТ» (Москва, 1998, 2002, 2010, 2014, 2018).

Результаты, приведенные в диссертации, включались в перечень важнейших достижений ИТ СО РАН (2008, 2012).

Публикации. Материалы диссертации опубликованы в 76 печатных работах, из них 25 статей в изданиях, рекомендованных ВАК, 1 патент, 1 монография.

Личный вклад автора.

Постановка задач исследований проводилась автором как лично, так и совместно с член-корр. РАН, д.ф.-м.н. Павленко А. Н., к.т.н. Чеховичем В. Ю.

Автор в составе научного коллектива участвовал в создании всех экспериментальных установок, разработке методик измерения, проведении экспериментов. Непосредственно руководил разработкой и созданием двух экспериментальных установок и соответствующих методик измерений (установка по исследованию массообмена в каналах с поворотом потока и внезапным расширением и установка по исследованию теплообмена в стекающих пленках). Основные научные результаты и выводы, включенные в диссертацию и выносимые на защиту, получены соискателем лично. Обработка и анализ данных, представленных в диссертации, проведены автором самостоятельно. В подготовке совместных публикаций по результатам исследований вклад диссертанта был определяющим.

Вклад соавторов: разработка аппаратуры и методик измерения толщины пленки емкостным методом и распределения локальных характеристик потоков по сечению колонны проведены д.т.н. А. Ф. Серовым, д.т.н. А. Д. Назаровым, к.т.н. С. В. Кротовым; измерение распределений локальных характеристик потоков и обработка результатов этих измерений проведены к.т.н. В. Е. Жуковым и д.т.н. А. Д. Назаровым; в проведении экспериментов, обсуждении результатов работы и подготовке публикаций принимали участие А. Н. Павленко, В. Ю. Чехович, В. Е. Жуков, О. А. Володин, А. Ф. Серов, А. Д. Назаров.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из введения, 4 глав, заключения и библиографии. Общий объем диссертации 311 страниц, включая 176 рисунков. Библиография включает 315 наименований.

Благодарности. Автор выражает благодарность руководителю лаборатории, чл.-корр. РАН, д.ф.-м.н. А. Н. Павленко за постоянную поддержку, полезные советы и замечания при обсуждении полученных результатов, совместных публикаций и планировании новых работ; соавторам публикаций к.т.н. В. Ю. Чеховичу, к.т.н. В. Е. Жукову, к.ф.-м.н. О. А. Володину, д.т.н. А. Ф. Серову, д.т.н. А. Д. Назарову, к.т.н. С. В. Кротову, принимавшим участие в проведении

экспериментов, обсуждении результатов работы и подготовке публикаций; сотрудникам лаборатории Низкотемпературной теплофизики — ведущему инженеру Р. М. Салаватову за помощь в подготовке измерительной аппаратуры, вычислительной техники, обработке экспериментальных данных; П. И. Анофрикову, О. П. Амелину, А. Ю. Леонову, Г. Ф. Николаеву, Г. И. Рубаненко за подготовку экспериментальных установок. Автор благодарит д.ф.-м.н. О. Н. Кашинского за помощь в освоении электродиффузионного метода измерений, В. А. Гаврилова за проведение работ по автоматизации экспериментальных установок и обеспечение работы вычислительной техники.

Автор благодарит зарубежных партнеров Г. Мески, С. Сандера, П. Хауптона (Аэр Продактс, США), А. Шилкина (БАСФ, Германия), принимавших участие в обсуждении результатов исследований.

Глава 1

Массообмен на стенках каналов сложной формы при течении газожидкостного потока

1.1. Введение

Многие элементы оборудования тепловых и атомных электростанций подвергаются коррозионно-эрозионному износу омываемых поверхностей. Анализ условий, в которых находятся отдельные элементы оборудования, показывает, что наиболее характерными и опасными являются ударное воздействие капель, кавитационная эрозия, химическая и электрохимическая коррозия. В реальных условиях многие виды воздействия взаимосвязаны друг с другом и действуют одновременно. Поведение коррозионно-активных примесей в двухфазных системах является фактором, определяющим в значительной степени надежность и безопасность работы ряда важнейших элементов оборудования АЭС. Наибольшему воздействию подвергаются различные соединения, разветвления потоков, запорная, регулирующая арматура, участки с резким изменением направления движения потоков и участки с внезапным изменением проходного сечения. При обтекании таких каналов изменяются поля давлений и скоростей, возникают зоны отрыва и присоединения потока, где устанавливается нестационарное движение среды, генерируются вихри и пульсации потока [1]. В зонах понижения давления может возникать вскипание насыщенной жидкости, что приводит к кавитации и повышенному эрозионному воздействию. Связанная с перечисленными выше причинами интенсификация процессов массопереноса может приводить к значительному коррозионному износу элементов оборудования, а изменение температурных режимов вследствие интенсификации теплообмена приводит к возникновению температурных напряжений, влияющих на надежность работы оборудования и на безопасность энергоустановок в целом.

Процессы эрозионно-коррозионного износа элементов энергетического оборудования определяются образованием, движением и накоплением дисперсно-пленочной влаги. Образование продуктов коррозии определяется скоростью химических реакций, происходящих на стенках каналов. Потери металла зависят от pH среды, температуры и других параметров на границе металл — оксидная пленка [2]. Подвод коррозионно-активных примесей к поверхности и последующий унос продуктов коррозии в поток определяется процессом массообмена на стенках каналов [3]. Связь между скоростью коррозионно-эрозионного износа и разностью концентраций продуктов коррозии в потоке и на стенке является нелинейной. Коррозия обусловлена процессами на границе раздела металл — оксид, т. е. только температурой, давлением, составом среды, следовательно, изучать процесс износа можно в однофазной жидкости при одинаковых условиях протекания химических реакций. Состояние потока (однофазный или двухфазный) будет влиять лишь на скорость уноса продуктов коррозии, т. е. на коэффициенты массоотдачи. Таким образом, определение коэффициентов массоотдачи на стенках является одной из самостоятельных задач по определению коррозионно-эрозионного износа трубопроводов [4–8].

В работе [2] проведен анализ коррозионных повреждений трубопроводов на электростанциях и предложена модель коррозионно-эрозионного износа. Качество воды на электростанциях таково, что концентрация растворенного кислорода очень низка, т. е. имеет место коррозия водородного типа. Первый этап реакции приводит к образованию гидроокиси железа $\text{Fe}(\text{OH})_2$. При температуре 175°C резко возрастает скорость разложения гидроокиси с образованием магнетита Fe_3O_4 , который, в свою очередь, образует различные растворимые соединения, уносимые водой. Введение в питательную воду различных добавок способствует образованию пассивных пленок на поверхности трубопроводов. Влияние режимных параметров на поведение защитных пленок различно. Влияние скорости среды в области низких температур неоднозначно. Чем больше скорость воды (до 2 м/с), тем быстрее проходит процесс пассивации кислородом

вследствие интенсификации его подвода к металлу, но чем больше скорость среды, тем вероятнее срыв защитных пленок с поверхности. Скорости потока более 10 м/с вызывают полный срыв окисных пленок с поверхности металла и интенсивную коррозию в сочетании с эрозионным уносом [4]. Согласно предложенной в работе [2] модели скорость износа может быть рассчитана по формуле:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{\phi(C_e - C_\infty)}{\frac{1}{k} + (1 - f) \left(\frac{1}{h_d} + \frac{d}{D} \right)}, \quad (1.1)$$

где $\frac{dm}{dt}$ — скорость износа; C_e — равновесная концентрация железосодержащих веществ; ϕ — пористость слоя; h_d — коэффициент массопереноса; k — константа скорости реакции; f — доля окисленного металла, превращенного в магнетит; d — толщина слоя. Из приведенной формулы видно, что в зависимости от параметров потока скорость износа может определяться либо химической реакцией, либо химической реакцией и массопереносом. Для обеспечения безопасности работы энергетического оборудования важно знать расположение участков с максимальными коэффициентами массоотдачи в каналах сложной формы и степень интенсификации массоотдачи по сравнению с прямыми трубопроводами. Отсюда вытекает актуальность и необходимость изучения процессов тепло-массопереноса в каналах сложной формы при течении двухфазных потоков.

1.2. Обзор литературы

1.2.1. Течение в каналах с поворотом потока

Процессы коррозионного износа поверхности трубы с поворотом на 180° исследовались в работе [9]. Измерялась скорость коррозии медной трубы в растворе соляной кислоты и треххлористого железа $\text{HCl} + \text{FeCl}_3$. Геометрия канала: труба диаметром 15 мм с относительным радиусом гiba $\tilde{R} = 7.3$ и труба диаметром 28 мм с относительным радиусом гiba $\tilde{R} = 2.5$ (Рисунок 1.1).

Скорость коррозии определялась различными способами:

- по потере веса определялось среднее значение;
- с помощью металлографического метода измерялась толщина стенки трубы в местах наибольшего воздействия потока;
- ультразвуковым методом производилось измерение локальной толщины стенки для определения локального значения скорости коррозии.

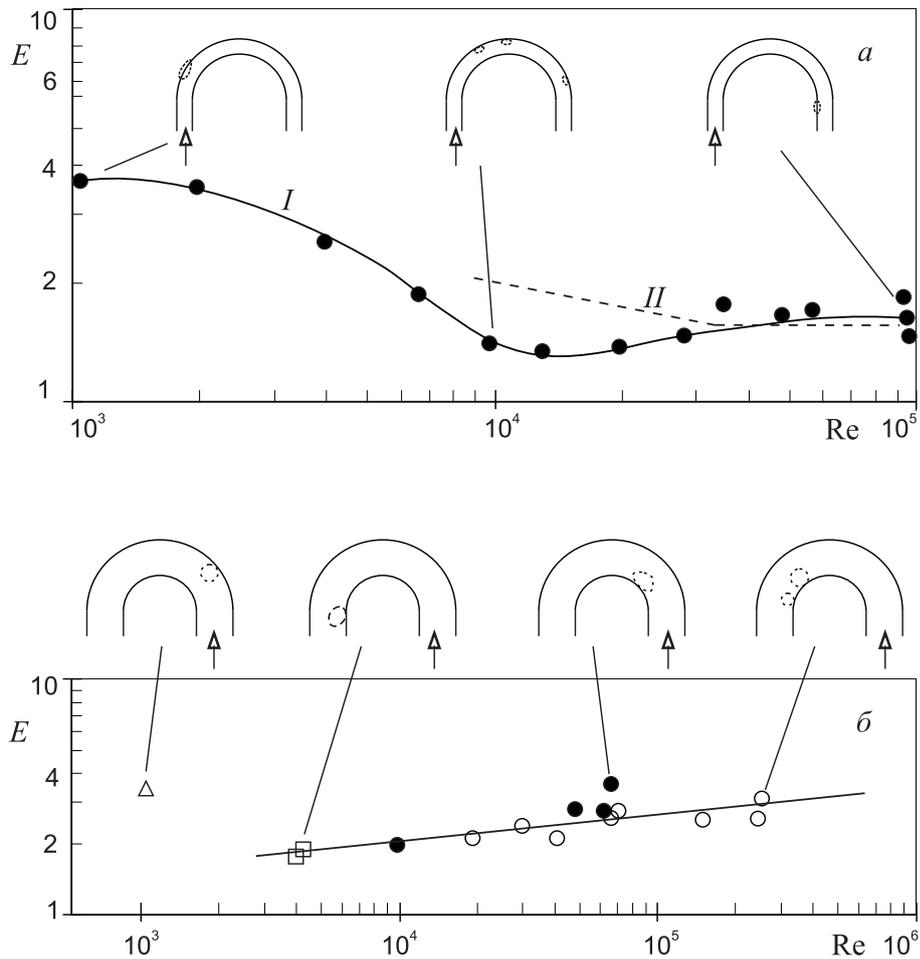


Рис. 1.1. Зависимость коэффициента интенсификации массообмена и положения места разрушения от радиусагиба и числа Рейнольдса [9]. a — радиусгиба $\tilde{R} = 7.2$, I — эксперимент, II — результаты Sprague, PhD Thesis, 1984, $\tilde{R} = 5.4$; b — радиусгиба $\tilde{R} = 2.5$.

Эксперименты проводились вплоть до полного разрушения трубы в месте наибольшего воздействия агрессивной среды. После экспериментов трубы разрезались для определения характерных направлений линий тока сложных цир-

куляционных течений. Результаты исследования представлены в виде коэффициента интенсификации массообмена в гире по отношению к прямой трубе в зависимости от числа Рейнольдса. Наибольшее значение коэффициента интенсификации достигается при малых числах Рейнольдса на внешней стороне гире при угле поворота $\varphi \approx 30^\circ$. Положение места разрушения на внутренней поверхности колена зависит как от числа Рейнольдса, так и от радиуса кривизны. Поскольку условия протекания химической реакции одинаковы для всего участка трубопровода с поворотом, то место возникновения повреждения связано с неравномерностью распределения локальных коэффициентов массоотдачи, обусловленной существованием вторичных циркуляционных течений.

Известно, что при соблюдении определенных граничных условий и правильном выборе критериев подобия коэффициенты массоотдачи могут быть определены по измерениям коэффициентов теплоотдачи, используя соотношения аналогии Рейнольдса. В работе [10] проведены измерения коэффициентов теплоотдачи к воздуху в прямоугольном канале шириной 3.81 см, высотой 1.27 см с углом поворота 90° . Локальная теплоотдача определялась по известной температуре плавления специального покрытия, которое наносилось на стенки канала. Визуализация потока показала существование вторичных течений уже до начала изгиба, а также после поворота, в прямом участке канала. В самом колене наблюдается течение в направлении от наружной поверхности к внутренней под углом к основному течению. Среднее значение коэффициента теплоотдачи возрастает с увеличением угла поворота примерно на 20%. На внешней стенке это увеличение несколько выше. На внутренней стенке в самом начале поворота наблюдается заметное падение коэффициента теплоотдачи, связанное, вероятно, с отрывом потока.

Теплоотдача к турбулентному потоку воздуха в коленах круглого поперечного сечения изучалась в работе [11]. Исследовались колена с углом поворота 30° , 60° и 90° на трубе диаметром 3.175 см, с относительным радиусом поворота $\tilde{R} = 9$. Число Рейнольдса изменялось от 5×10^3 до 10^5 . Исследовалось

влияние двух различных гидродинамических условий входа в колено — развитое течение по трубе того же диаметра и вход с острой кромкой из большой емкости. В работе измерены локальные коэффициенты массоотдачи к воздуху от поверхности, покрытой слоем нафталина, на локальных датчиках с угловым размером 5° . Массообмен определялся по потере массы покрытия, нанесенного на внутреннюю и внешнюю образующие рабочего участка. Результаты измерений представлены в виде зависимости относительных коэффициентов массоотдачи от угла поворота $Sh/Sh^* = f(\varphi)$ для различных чисел Рейнольдса, где Sh^* — массообмен в полностью развитом турбулентном течении в прямой трубе по формуле Петухова—Кириллова (1.24). Авторы данной работы предполагают, что поскольку число Шмидта невелико, (для системы нафталин-воздух $Sc = 2.5$), то локальные коэффициенты теплоотдачи будут соответствовать локальным коэффициентам массоотдачи. Результаты измерения распределения коэффициента массоотдачи по длине и по периметру канала для различных чисел Рейнольдса при подводе воздуха через трубу показывают, что с изменением числа Re характер распределения изменяется. При $Re = 5\,000$ интенсивность массообмена на входе в колено оказывается более высокой на внутренней поверхности, а дальше по углу — наоборот. С увеличением угла поворота относительные коэффициенты массоотдачи уменьшаются, приближаясь к единице для внутренней стенки. При $Re = 20\,000$ массообмен быстро (угол $\varphi \approx 15^\circ$) достигает стабилизированного значения. При $Re = 10^5$ интенсивность массоотдачи имеет минимум при $\varphi = 15^\circ\text{--}20^\circ$, а затем растет как для наружной, так и для внутренней образующих. Для условий входа в трубу с острой кромкой характер распределения для всех чисел Рейнольдса примерно одинаков. Вначале наблюдается резкое увеличение массоотдачи, затем после угла $\varphi = 45^\circ$ наступает стабилизация массообмена. Такая форма распределения отражает цикл отрыва, последующего присоединения и дальнейшего развития потока. Визуализация течения показала, что присоединение потока происходит на наружной стороне колена при $\varphi = 8^\circ$, т. е. там, где фиксировался максимум массоотдачи.

После угла $\varphi = 20^\circ$ наблюдаются сильные вторичные течения. В зоне присоединения поток распространяется во всех направлениях, в том числе и ко входу, образуя обратное течение. В выходной части колена также наблюдается спиралевидное течение, образованное наложением вторичного течения и поступательного движения с углом $\varphi = 18^\circ$ к оси потока, направленное от внешней стенки к внутренней. Вектор скорости потока составляет угол с осевым направлением порядка $\varphi = 25^\circ$ при входе в колено через трубу. Данные по массоотдаче коррелируют с распределением давления в коленах, полученным в работе [12]. Для условий входа в трубу с острой кромкой в месте отрыва потока имеется область низкого давления, а в месте присоединения потока давление восстанавливается, и далее наблюдается равномерное падение по всему периметру.

В работе [13] проведено экспериментальное исследование распределения коэффициента конвективной теплоотдачи и поля температур для развивающегося течения воздуха в колене с углом поворота 180° . Эксперименты проведены в трубе диаметром 76 мм с входным и выходным участками с относительной длиной по $50d$. Относительный радиус закругления составлял $6.75R$. Измерения теплоотдачи проводились датчиками теплового потока в сечениях на углах $\varphi = 15^\circ, 55^\circ, 90^\circ, 125^\circ, 165^\circ$ и на расстоянии $6d$ за коленом, и в пяти точках по окружности верхней части трубы на углах $\theta = 15^\circ, 55^\circ, 90^\circ, 125^\circ$ и 165° от горизонтальной плоскости со стороны внутренней образующей. Число Рейнольдса изменялось в диапазоне от 2×10^4 до 1.1×10^5 . Измеренные поля температур показывают сильную неравномерность распределения, обусловленную вторичными течениями. Коэффициенты теплоотдачи изменяются по окружности, разница в зависимости от угла поворота может достигать двух-трехкратной величины. С увеличением угла поворота местный коэффициент теплоотдачи увеличивается, а после 125° начинает уменьшаться. Неравномерность распределения по окружности сохраняется на расстоянии $6d$ после поворота. Теплоотдача на внутренней поверхности зависит от угла поворота, но незначительно отличается от теплоотдачи на прямом участке. На малых углах поворота тепло-

отдача на внутренней поверхности может ухудшаться по сравнению с прямой трубой. В некоторых работах это объясняется ламинаризацией течения вблизи выпуклой поверхности.

Влияние участка с поворотом потока на течение в следующем за ним прямолинейном участке канала исследовано в работах [14, 15]. Особенностью течения в трубе за коленом является то, что на входе в этот участок существует профиль скорости, который сформировался в изгибе. Давление увеличивается в направлении от центра кривизны, а жидкость в прилегающем к стенке слое движется к центру кривизны. Суперпозиция возникающих вихрей и главного течения образует спиральное движение жидкости в колене, которое и будет формировать поток на входе в прямой участок трубы. Для исследования теплообмена использовался подход, основанный на аналогии тепломассообмена. Условия проведения экспериментов: число Рейнольдса $(5-85) \times 10^3$, углы поворота $\varphi = 0^\circ, 30^\circ, 60^\circ, 90^\circ, 180^\circ$, относительный радиус поворота $\tilde{R} = 9$; $d = 3.17$ см, среда — воздух-нафталин.

Течение двухфазного потока в криволинейном канале исследовано в работе [16]. Эксперименты проведены в прямоугольном канале 46×92 мм с радиусом кривизны 0.28 м и углом поворота 90° из вертикального положения в горизонтальное. Двухфазный поток создавался впрыском жидкости либо на одну из стенок канала, либо в поток воздуха через форсунку. Параметры потока: $t = 20^\circ\text{C}$, число Рейнольдса пленки $Re_f = 100-1000$, приведенная скорость воздуха изменялась от 12 до 60 м/с. Измерялись толщина пленки жидкости на стенках, поле скоростей газовой фазы и дисперсность влаги перед входом в изгиб. Измерение поля скоростей показало, что на выходе из колена максимум скорости смещается к внешней стенке, что объясняется развитием вторичных течений. Результаты исследования распределения потока капельной влаги на внешнюю стенку показывают наличие резкого максимума при $\varphi \approx 30^\circ$ практически при всех режимных параметрах. При $\varphi > 30^\circ$ начинается увеличение толщины пленки на внешней стенке, что связано, по-видимому, с замедлением

потока, а при $\varphi > 45^\circ$ часть влаги с внешней стенки начинает переноситься на внутреннюю стенку. Толщина пленки на ней растет, а на внешней стенке уменьшается. При орошении внутренней стенки наблюдается срыв жидкости с поверхности и перенос ее на внешнюю стенку. При форсуночной подаче жидкости в канал наблюдается нарастание толщины пленки по мере продвижения по колену, вызванное осаждением капель, причем осаждение на внешнюю стенку более интенсивное, что вызвано перераспределением потока капельной влаги. При дальнейшем движении под воздействием вторичных течений по каналу наблюдается уже отмеченный выше перенос части жидкости с внешней стенки на внутреннюю стенку.

В работе [17] проведено исследование теплоотдачи к хладону R12 в электрически обогреваемом колене с углом поворота 90° и в змеевике диаметром 33.7×2.6 мм в дисперсном режиме течения. Диапазон изменения массовых скоростей $\rho w = 400\text{--}2\,000$ кг/(м²·с), приведенных давлений $p/p_{кр} = 0.23\text{--}0.93$, тепловых потоков $(20\text{--}70) \times 10^3$ Вт/м², отношения диаметров змеевика и трубы 12–14. Температура стенки измерялась шестюдесятью термопарами, распределенными по длине и по окружности. На входе дисперсного потока в колено теплоотдача на внешней стороне улучшается, главным образом благодаря воздействию капель, осаждающихся на стенку. На внутренней стенке теплоотдача ниже, но после развития вторичных течений возрастает. Сразу же после входа в колено температура наружной стенки падает, а затем остается постоянной или слабо растет. Вероятно, это связано с неравномерным осаждением капель разного размера. Большие капли выпадают на меньших углах поворота, чем мелкие. Мелкие капли оказывают меньшее воздействие на температуру стенки. С увеличением давления разница в теплоотдаче в изгибе и в прямой трубе уменьшается. Уменьшение скорости пара при повышении давления приводит к уменьшению количества капель, выпадающих на внешнюю стенку. С увеличением массового расхода теплоотдача увеличивается как в прямой трубе, так и в изгибе. Когда начинается повторное смачивание поверхности, т. е. капли обра-

зуют пленку жидкости на стенке, температура внутренней стенки резко падает. На положение точки начала повторного смачивания влияют массовый расход и радиус кривизны. Для случая, когда режим повторного смачивания не наступает, т. е. когда имеет место течение в трубе чистого пара с частицами влаги, была разработана модель теплоотдачи. Предполагается, что поток тепла состоит из двух компонент: от стенки к пару и от стенки к каплям. Первая составляющая оценивается по теплоотдаче к однофазному потоку пара в прямой трубе. Вторая составляющая определяется как количество тепла, пошедшее на испарение соударяющихся капель, причем поток массы капель и эффективное сечение оцениваются эмпирически. Внутренняя и внешняя стенки рассмотрены отдельно. Главное отличие состоит в оценке второй составляющей. Для внутренней стенки учитывается влияние вторичных течений. В работе получено удовлетворительное совпадение предложенной модели и экспериментальных результатов.

Режимы течения адиабатных газожидкостных потоков в каналах с различными способами закрутки исследованы в работе [18]. Показано, что при малых скоростях жидкой фазы пузыри концентрируются у верхней образующей вертикального змеевика, а при увеличении скорости под действием центробежного ускорения смещаются к внутренней образующей канала.

1.2.2. Течение в каналах с внезапным расширением

Течение в каналах за уступом характеризуется резким изменением давления и режима течения в зоне циркуляции потока [19]. Коэффициенты теплоотдачи за резким расширением могут в 10 и более раз превышать коэффициенты теплоотдачи для полностью развитого течения в гладкой трубе при том же самом числе Рейнольдса. Столь высокие значения коэффициента теплоотдачи наблюдаются в области присоединения сдвигового слоя к стенке трубы, обычно лежащей на расстоянии 5–15 высот уступа от сечения расширения. Непосредственно за расширением наблюдается циркуляционное течение вблизи стенки, откуда жидкость постепенно увлекается струей. Хотя средние скорости в зоне

циркуляции составляют всего несколько процентов скорости истечения струи, уровень турбулентности здесь довольно высок. Расчетные значения коэффициентов теплоотдачи особенно чувствительны к модели пристеночной области, что подчеркивает важность качественных измерений в непосредственной области за расширением.

В серии работ [20–22] представлены результаты исследований теплообмена к воздуху за резким расширением круглой трубы. Расширение осуществлялось в трубу диаметром $d_2 = 9.525$ см, диаметр меньшей трубы изменялся от 2.54 до 7.62 см. Число Рейнольдса изменялось от 5 000 до 76 000. При подготовке экспериментов большое внимание уделялось уменьшению до минимума осевой теплопроводности участка обогрева. Для этого использовался нагреватель из тонкой золотой фольги на подложке (интрекс). Общим результатом для всех степеней расширения является то, что максимальный коэффициент теплоотдачи достигается на расстоянии ≈ 10 высот уступов от сечения расширения, а затем его значение постепенно убывает и приближается к значению для полностью развитого течения в трубе. Результаты экспериментов показывают, что при $d_1/d_2 < 0.5$ на расстоянии порядка высоты уступа наблюдается локальный минимум, причем относительная его величина уменьшается с уменьшением степени расширения. Наличие минимума теплоотдачи в угловой области позволяет предположить существование вихря, вращающегося в противоположном направлении. Характерный линейный масштаб для конвективной теплоотдачи совпадает с таковым для зоны циркуляции. Координата положения максимума теплоотдачи вначале увеличивается с уменьшением степени расширения, а затем перемещается к сечению расширения. Максимальное значение отношения Nu/Nu_0 для фиксированного значения числа Рейнольдса уменьшается с уменьшением степени расширения. Увеличение числа Рейнольдса при одном и том же отношении диаметров также приводит к уменьшению величины Nu/Nu_0 . Само значение коэффициента теплоотдачи в точке максимума зависит от числа Рейнольдса примерно также, как и при развитом течении в трубе, т. е. $Nu \sim Re^{0.7 \div 0.8}$.

В работе [21] исследовалось течение воздуха через внезапное расширение в круглой трубе с целью получения полей скоростей и температуры. Эксперименты проведены при расширении из трубы диаметром $d_1 = 3.81$ см в трубу диаметром $d_2 = 9.525$ см. Теплоотдача измерялась с помощью датчика теплового потока, число Рейнольдса изменялось от 4 300 до 44 500. В работе приведены данные по распределению скорости и температуры за внезапным расширением. Показано, что восстановление температуры происходит на меньшем расстоянии от уступа, чем восстановление скорости. На расстоянии примерно одного уступа теплоотдача падает, затем на расстоянии $(9-12) h$ достигает максимума, в 4–6 раз превышающего теплоотдачу в развитом течении в трубе, и далее несколько снижается. Наибольшая интенсификация достигается для меньших чисел Рейнольдса. Визуализация течения с помощью нитей показала, что существует корреляция между положением максимума теплоотдачи и точкой присоединения потока. Сразу за уступом тепловой слой достаточно толстый, и теплоотдача в этом месте имеет минимум. В переходном режиме течения точка максимума теплоотдачи находится на расстоянии $(40-50) x/h$, затем при $Re = 4\,000-5\,000$ скачком перемещается вперед к уступу на расстояние $7 x/h$ [22].

В работе [23] методами численного моделирования исследовано влияние толщины пограничного слоя на турбулентный отрыв и теплообмен при течении воздуха в круглой трубе с внезапным расширением. Получены данные по координате и величине максимального коэффициента теплоотдачи. В следующей работе [24] разработана модель двухфазного газодисперсного течения в осесимметричном канале с внезапным расширением.

В работе [25] исследовано влияние газовой фазы на структуру течения и массообмен на стенке в двухфазном потоке в непосредственной близости сопла с расширением (степень 1:2; 1:3; 1:4; 1:6). Карты режимов потока до и после сопла получены визуальным наблюдением и киносъемкой. Локальные коэффициенты массоотдачи по длине канала измерены электродиффузионным методом, для чего было установлено 32 датчика диаметром 1 мм. Карты режимов тече-

ния двухфазного потока после сопла представлены в координатах Робертса [26]. Одной из особенностей течения после сопла является практически полное отсутствие снарядного режима течения, хотя в трубопроводе до расширения он имел место. При больших газосодержаниях наблюдается вспененный режим течения. При течении однофазной жидкости через сужения на расстоянии от сечения расширения $x/d_2 \leq 1$ появляется локальный минимум коэффициента массоотдачи. При $x/d_2 \approx 1.5-2$ коэффициент массоотдачи достигает максимума, а при $x/d_2 > 6$ процесс стабилизируется. Характер изменения локальных коэффициентов массоотдачи в зоне расширения обусловлен развитием циркуляционных зон, отрывом и присоединением потока. Предложена корреляция для коэффициента массоотдачи в точке максимума. Из анализа полученных распределений коэффициента массоотдачи видно, что качественных различий в течении однофазного и двухфазного потока через внезапное расширение нет. Аналогичные результаты были получены в работе [27], где представлены результаты измерения продольной и радиальной компонент скорости в однофазном и двухфазном пузырьковом потоках. Распределение скоростей в однофазном и двухфазном потоках носит одинаковый характер, и отличается лишь количественно. Циркуляционная зона в пузырьковом режиме течения распространяется на большее расстояние, чем в однофазном потоке.

Измерение коэффициентов теплоотдачи в пузырьковом режиме течения двухфазного потока с газосодержанием до 10% в канале с внезапным расширением проведено в работе [28]. Локальные значения числа Нуссельта рассчитывались по результатам измерения температуры стенки обогреваемого участка инфракрасной камерой. Результаты экспериментов и численных расчетов изменения трения на стенке в зависимости от величины газосодержания показали, что распределение коэффициентов теплоотдачи вдоль трубы подобно распределению в однофазном и дисперсном потоках.

Выводы

- Скорость износа участков трубопроводов сложной геометрии определяется многими факторами: физико-химическими свойствами и строением металла, кинетикой коррозионных процессов, скоростью подвода коррозионно-активных примесей и уноса продуктов коррозии потоком.
- Скорость химической реакции определяется параметрами потока (давлением, температурой, фазовым составом и т. д.) и одинакова для всего участка сложной геометрии. Водно-химический режим и кинетика протекания химических реакций достаточно хорошо освещены в специальной литературе и в данной работе не рассматриваются.
- Место возникновения опасных для эксплуатации дефектов трубопроводов определяется режимом течения. Имеющиеся в литературе данные по массообмену в участках сложной геометрии носят случайный характер, выполнены, как правило, на однофазном потоке. Для получения информации о массообмене используются данные тепловых измерений. Работы по исследованию массообмена в двухфазных потоках в каналах сложной формы немногочисленны.
- Участки с поворотом потока и сужения-расширения являются широко распространенными элементами трубопроводов и различного тепломассообменного оборудования. Исследования по определению расположения зон с максимальными коэффициентами массоотдачи в таких каналах являются актуальными.

1.3. Описание экспериментальной установки и методики измерения

Измерение коэффициентов массоотдачи на стенках каналов сложной формы может быть проведено различными методами. В работе [29] приведено описание некоторых методов измерения конвективного массопереноса. К прямым методам измерения коэффициентов массоотдачи относятся метод испарения (для системы жидкость — газ), сублимация (твердая поверхность — газ), метод растворения (твердое тело — жидкость), электрохимический метод, а также методы, основанные на измерении адсорбции и абсорбции. Кроме того, известны методы непосредственного измерения разности плотностей с помощью интерференции и разности концентраций. В некоторых случаях с помощью таких методов можно получить пространственную структуру распределения интенсивности массопереноса на поверхности. Для измерения количества переносимого вещества в методах, связанных с изменением поверхности, требуется проводить измерения состояния поверхности, взвешивание до и после воздействия потока, в химических методах — измерения концентрации реагирующих компонентов и т. д. Большинство этих методов не позволяют быстро и оперативно провести измерения коэффициентов массоотдачи в различных режимах течения, а в двухфазных потоках некоторые из описанных методов неприменимы.

Для получения картины распределения локальных коэффициентов массоотдачи при тении однофазных и двухфазных потоков в каналах сложной геометрии наиболее разработанным в методическом и аппаратурном плане является электродиффузионный метод измерения [30–32]. Параметры электрохимических датчиков, места их расположения и необходимое количество выбираются в зависимости от задачи исследования.

1.3.1. Электрохимический метод измерения коэффициентов массоотдачи

Электрохимический метод измерения массопереноса основан на измерении тока в окислительно-восстановительной реакции на поверхности электрода, установленного в обтекаемой стенке (Рисунок 1.2). Методика измерения коэффициентов массоотдачи с помощью электродиффузионного метода подробно описана в [30, 31, 33–35]. Между катодом и анодом приложена разность потенциалов:

$$\Delta U = \eta_a + \eta_k + \Delta U_R \quad (1.2)$$

где η_a — перенапряжение на аноде; η_k — перенапряжение на катоде; ΔU_R — падение напряжения в цепи за счет сопротивления электролита. Если площадь анода много больше площади катода, то величина η_a , пропорциональная плотности тока, стремится к нулю [36]. При добавлении в раствор постороннего

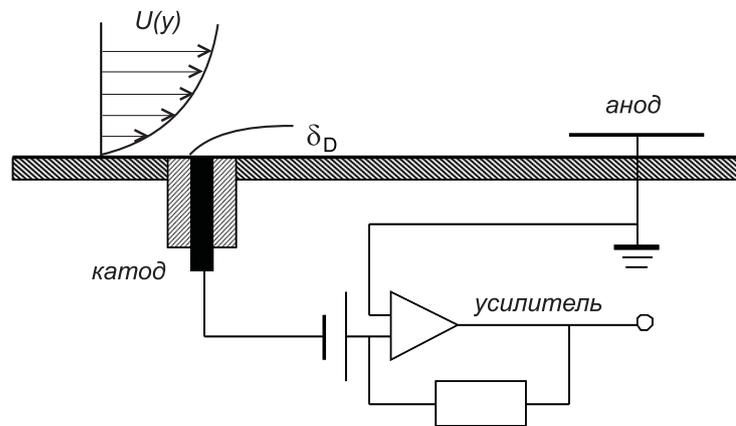


Рис. 1.2. Принципиальная схема электрохимического метода измерения коэффициентов массоотдачи на стенке.

электролита эта величина становится пренебрежимо малой. В двухфазном потоке с высокой объемной концентрацией газа (в кольцевом режим течения) омическое сопротивление тонкой пленки жидкости увеличивается, для снижения перенапряжения катод и анод следует располагать с минимальным зазором между ними. При малых перенапряжениях на катоде величина тока определяется скоростью химической реакции перезаряда ионов. При увеличении разности

потенциалов более медленной стадией, лимитирующей скорость реакции, становится доставка ионов к поверхности электрода. Это режим предельного диффузионного тока. Поток массы на поверхности электрода связан с величиной предельного диффузионного тока соотношением:

$$j = \frac{I}{A F z}, \quad (1.3)$$

где A — площадь поверхности датчика; F — константа Фарадея; z — заряд. Коэффициент массоотдачи определяется по соотношению:

$$k = \frac{j}{C_{\infty} - C_{\text{ст}}}, \quad (1.4)$$

где $C_{\infty}, C_{\text{ст}}$ — концентрация реагирующих ионов во внешнем потоке и на стенке, соответственно. Обычно используют такие системы, в которых скорость реакции велика, поэтому $C_{\text{ст}} = 0$, а движущая сила массопереноса численно равна C_{∞} . При практическом использовании электрохимического метода следует учитывать ограничения [30]:

- реакция должна проходить без выделения веществ, искажающих гидродинамику вблизи рабочего электрода;
- при заданном перенапряжении величина тока должна быть величиной предельного диффузионного тока данной окислительно-восстановительной реакции;
- состав электролита следует подбирать таким образом, чтобы вклад миграционного переноса был сведен к минимуму;
- реакции на катоде и аноде должны быть обратимы, так чтобы концентрация реагирующих ионов не изменялась в процессе опытов;
- физические свойства электролита (плотность, вязкость, коэффициент диффузии, теплопроводность), их зависимость от температуры и концентрации должны быть известны.

Перечисленным условиям удовлетворяет электролит, состоящий из раствора ферри — и ферроцианида калия и едкого натра в дистиллированной воде. На катоде протекает реакция $\text{Fe}(\text{CN})_6^{3-} + e \rightarrow \text{Fe}(\text{CN})_6^{4-}$, на аноде — $\text{Fe}(\text{CN})_6^{4-} \rightarrow e + \text{Fe}(\text{CN})_6^{3-}$. Недостаток используемого электролита заключается в том, что входящий в его состав феррицианид калия разлагается при температуре выше 70–80°C. Достоинством метода является то, что с его помощью можно измерить коэффициент массоотдачи, трение на стенке, скорость набегающего потока, изменяя лишь конфигурацию датчиков. При объединении этого метода с методом проводимости можно также измерить локальное истинное газосодержание. Состав электролита, используемого в экспериментах: 0.01 н $\text{K}_3\text{Fe}(\text{CN})_6$ + 0.001 н $\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ и 0.5 н раствора NaOH в воде. Сводка основных физических свойств используемого электролита приведена в Таблице 1.1 [37].

Таблица 1.1. Физические свойства электролита

t °C	ρ кг/м ³	λ Вт/м К	c_p Дж/кг К	$\nu \times 10^6$ м ² /с	$D \times 10^{10}$ м ² /с	Sc
20	1 022	0.608	4 055	1.089	6.21	1 754
30	1 018	0.608	4 053	0.875	8.03	1 090
40	1 014	0.639	4 052	0.715	10.2	701
50	1 010	0.650	4 054	0.600	12.5	480
60	1 005	0.662	4 057	0.516	15.0	344
70	1 000	0.670	4 063	0.455	17.9	254

Датчики для измерения локальных коэффициентов массоотдачи изготавливались из платиновой проволоки диаметром 30–500 мкм, вваренной в стеклянный капилляр (Рисунок 1.3). Рабочей поверхностью датчика является притертый заподлицо с внутренней стенкой канала и отполированный торец проволоки. Притирка осуществляется специальными оправками шлифовальным по-

рошком и шлифовальной бумагой. Стекланный капилляр клеивается в трубку из нержавеющей стали.

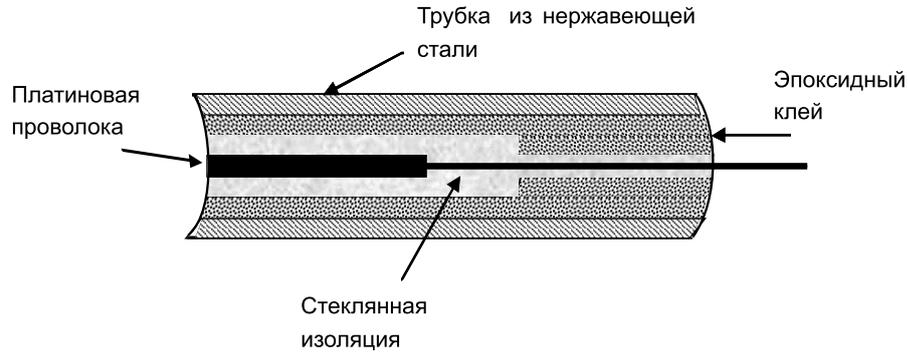


Рис. 1.3. Датчик для измерения локальных коэффициентов массоотдачи на стенке.

Для измерения стабилизированного коэффициента массоотдачи в условиях развитого концентрационного пограничного слоя используют датчики большой протяженности в направлении течения. Измерения [35], проведенные методом растворения участков из бензойной кислоты, показали, что длина установления развитого концентрационного пограничного слоя определяется соотношением:

$$\frac{L}{d} \geq \frac{1.9 \times 10^3 Sc^{1/4}}{Re_*} \quad \text{или} \quad L^+ \geq 1.9 \times 10^3 Sc^{1/4}. \quad (1.5)$$

Теоретические и экспериментальные исследования [31], проведенные с помощью электрохимического метода, дают выражение для длины стабилизации:

$$\frac{L}{d} \geq \frac{7 \times 10^3}{Re_*} \quad \text{или} \quad L^+ \geq 7 \times 10^3. \quad (1.6)$$

Из формул (1.5) и (1.6) следует, что длина датчика массоотдачи должна быть не менее 70–100 мм. Для задач настоящего исследования — измерение локальных коэффициентов массоотдачи — были выбраны датчики размером 0.3 мм.

При измерении массоотдачи на коротких участках следует учитывать влияние начального участка. Для развивающегося концентрационного пограничного слоя справедливо соотношение Левека [31, 32, 38]:

$$\overline{Nu} = 1.615 \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3}, \quad (1.7)$$

которое можно преобразовать в зависимость для безразмерного коэффициента массоотдачи от длины:

$$St_* \equiv k^+ = 0.81 (L^+)^{-1/3} Sc^{-2/3}. \quad (1.8)$$

На Рисунке 1.4 представлена обработка данных по массообмену в зависимости от безразмерной длины участка [37]. При $L^+ < 10^3$ коэффициенты массоотдачи уменьшаются с увеличением длины по закону $k \sim L^{-1/3}$. По мере увеличения длины датчика безразмерный коэффициент массоотдачи стремится к постоянному значению. Линией на графике представлена обобщающая зависимость, полученная в [32] для массоотдачи в однофазном турбулентном потоке при $Sc \gg 1$ на участках протяженностью L от 0.04 до 100 мм. Экспериментальные данные

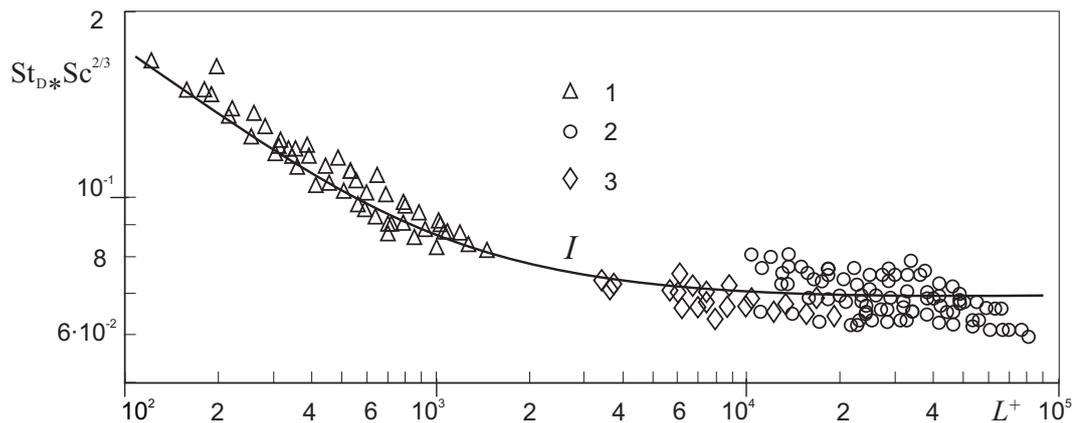


Рис. 1.4. Обобщение данных по массообмену на стенке при течении газожидкостного потока. 1 — массообмен на начальном участке [39]; 2 — двухфазный поток, стабилизированный массообмен, автор [40]; 3 — данные по однофазному потоку, автор; I — корреляция [32].

для стабилизированного массообмена получены автором [40, 41], коэффициенты массоотдачи на стенке в двухфазном потоке на коротких участках измерены в работе [39].

Приведенные данные показывают возможность применения электродиффузионных датчиков с выбранными параметрами для измерения локальных коэффициентов массоотдачи в каналах сложной формы в однофазном и двухфазном потоках.

1.3.2. Описание экспериментальной установки

Экспериментальная установка для исследования тепло – и массообмена и гидродинамики в двухфазных потоках представляет собой замкнутый циркуляционный контур [41]. Основной рабочей жидкостью для электрохимического метода исследования является раствор электролита. Все элементы установки изготовлены из нержавеющей стали и других коррозионностойких материалов. Двухфазный поток создавался смешением раствора электролита с потоком воздуха. Схема установки изображена на Рисунке 1.5. Жидкость циркуляцион-

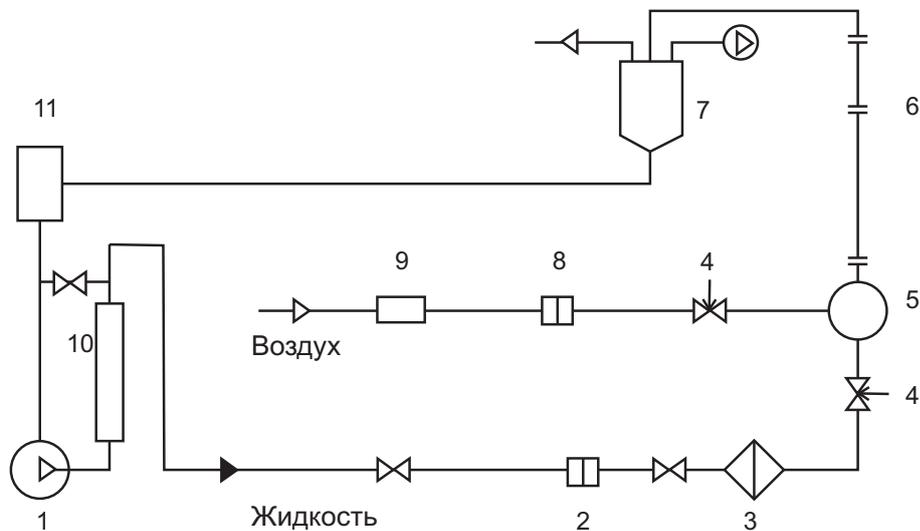


Рис. 1.5. Принципиальная схема экспериментальной установки. 1 – циркуляционный насос; 2, 8 – расходомеры; 3, 10 – теплообменники; 4 – регулирующие вентили; 5 – смеситель; 6 – рабочий участок; 7 – сепаратор с вакуумным насосом; 9 – фильтр с увлажнителем; 11 – конденсатор-охладитель.

ным насосом ЦНГ-69 (1) подается в теплообменник (2), затем в смесительное устройство (3). Полученная двухфазная смесь поступает в рабочий участок (6). В сепараторе (7) двухфазная смесь разделяется на два потока. Смесительное устройство (3) представляет собой пористую вставку, помещенную в трубу большего диаметра. Жидкость подается по центру трубы, газ – через боковую поверхность металлической пористой вставки. Результаты экспериментов [42] показали, что в этом случае наблюдается более равномерное распределение газосодержания по сечению трубы. Для образования двухфазного газожидкост-

Таблица 1.2. Погрешности определения основных величин

Наименование величины	Обозначение	Суммарная погрешность, %
Приведенная скорость жидкости	U_{L0}	1.7
Приведенная скорость газа	U_{G0}	4.1
Объемное расходное газосодержание	β	4.4
Концентрация реагирующих ионов в электролите	C_{∞}	1.2
Коэффициент массоотдачи	k	6.8

ного потока использовался воздух из централизованной системы. Для очистки воздух проходил через фильтр-увлажнитель (9). В увлажнителе газ увлажняется и подогревается до температуры жидкости на входе в рабочий участок. Расходы газа и жидкости регулируются вентилями (4). Рабочие участки (6) для различных задач устанавливаются после смесительного устройства. Оценка погрешностей измерений приведена в Таблице 1.2.

В качестве объектов исследования выбраны канал с поворотом потока на 90° и канал с внезапным расширением. Перед поворотом потока установлен прямолинейный участок трубы диаметром 20 мм, длиной 2 м для гидродинамической стабилизации потока. В канале с поворотом потока жидкость подводится снизу и изменяет направление на 90° [43, 44]. Канал с внезапным расширением изготовлен из оргстекла, что позволяет осуществлять визуальное наблюдение и проводить фото — и видеосъемку процесса. Внутренний диаметр секции канала большего сечения $d_2 = 42$ мм, длина $L = 300$ мм. Секция канала большего диаметра стыкуется с участком гидродинамической стабилизации, образуя канал с внезапным расширением.

1.4. Массообмен в канале с поворотом потока

1.4.1. Описание рабочего участка

Для моделирования течения в криволинейном канале был выбран канал с поворотом потока на 90° . Схема рабочего участка приведена на Рисунке 1.6. Канал с поворотом потока изготовлен из оргстекла и состоит из двух частей,

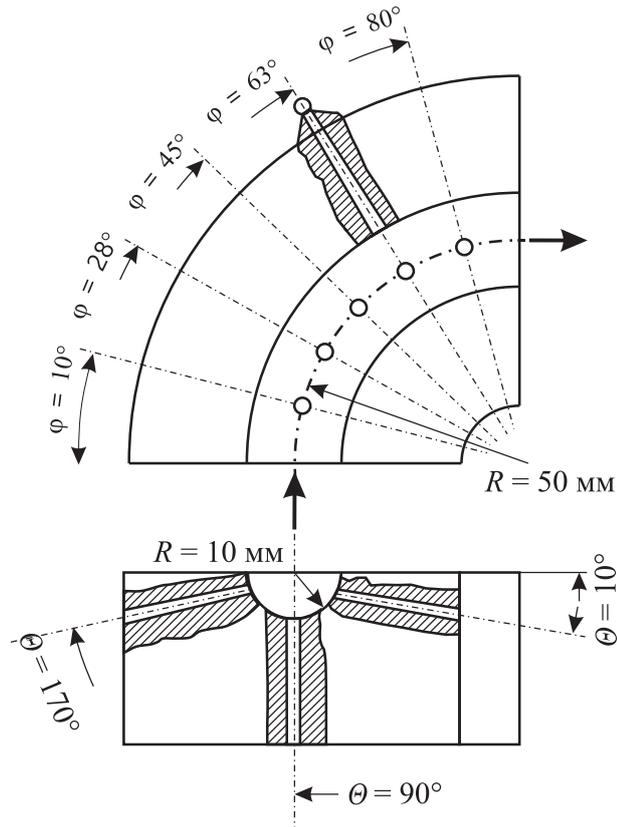


Рис. 1.6. Схема рабочего участка с поворотом потока на 90° .

которые уплотняются между собой резиновыми прокладками и стянуты шпильками. На схеме показана одна половина рабочего участка. Внутренний диаметр канала 20 мм , относительный радиусгиба $\tilde{R} = 5$. На рабочем участке было установлено 15 электрохимических датчиков для измерения локальных коэффициентов массоотдачи: пять на внутренней образующей, $\theta = 10^\circ$, пять на средней, $\theta = 90^\circ$, и пять на внешней образующей, $\theta = 170^\circ$. Датчики установлены в пяти сечениях по углу поворота $\varphi = 10^\circ, 28^\circ, 45^\circ, 63^\circ, 80^\circ$. Реперный датчик был установлен в прямом участке трубы на расстоянии двух калиб-

ров до входа. По показаниям этого датчика определяется значение локального коэффициента массоотдачи в прямой трубе. Электрохимические датчики для измерения локального коэффициента массоотдачи изготовлены из платиновой проволоки диаметром 0.3 мм, вваренной в стеклянный капилляр (Рисунок 1.3). После установки рабочая поверхность датчиков притиралась заподлицо с внутренней поверхностью каналов. Результаты калибровки датчика массоотдачи в прямой трубе на однофазном потоке показаны на Рисунке 1.7. Концентрация реагирующих ионов в электролите измерялась оптическим методом по поглощению света в слое электролита на определенной длине волны [37]. Измеренные значения локального коэффициента массоотдачи удовлетворительно совпадают с расчетом по формуле (1.8).

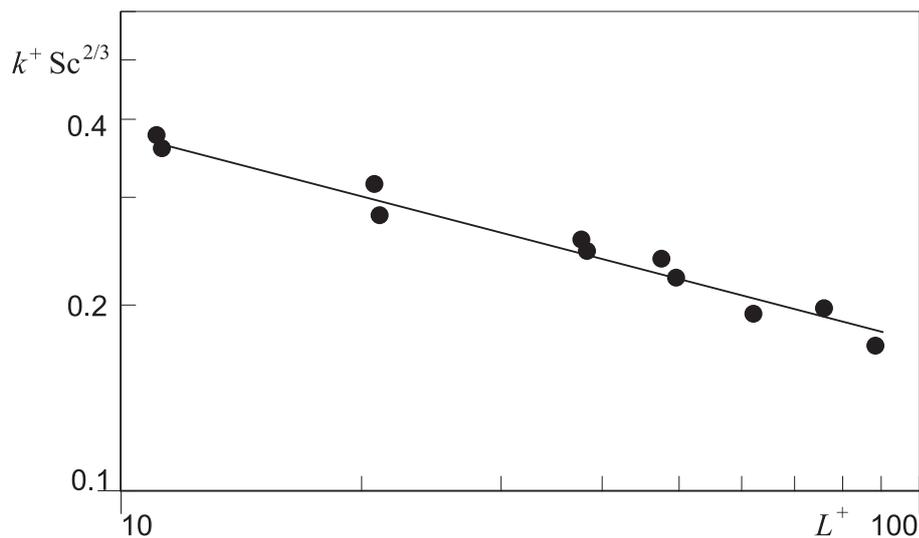


Рис. 1.7. Тарировка датчика для измерения локального коэффициента массоотдачи в прямой трубе.

В экспериментах по измерению локальных коэффициентов массоотдачи на стенке канала с поворотом потока приведенные скорости жидкости изменялись от 0.5 до 2.6 м/с. Соответствующие этим скоростям числа Рейнольдса изменялись от 9×10^3 до 8×10^4 . Эксперименты проводились при атмосферном давлении. Для расширения диапазона изменения физических свойств жидкости эксперименты проводились при температуре потока 25°C ($Sc = 1420$) и 50°C ($Sc = 480$) (см. Таблицу 1.1 на стр. 34). Объемное расходное газосодержа-

ние β изменялось от 0 до 0.6. При этих параметрах течения жидкости и газа основной режим течения двухфазной смеси — пузырьковый. В некоторых режимах при малых расходах жидкости и максимальных расходах газа наблюдалось снарядное пульсирующее течение.

1.4.2. Течение однофазной жидкости

На Рисунке 1.8 приведены распределения локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности при течении однофазной жидкости Sh_0 в зависимости от угла поворота для различных значений расхода [43–45]. На этом и на последующих рисунках точки для угла $\varphi = 0^\circ$ соответствуют показаниям датчика, расположенного в прямой трубе перед поворотом потока на участке стабилизации. На внутренней образующей датчик, расположенный в начале поворота ($\varphi = 10^\circ$), независимо от расхода жидкости показывает примерно то же значение, что и в прямой трубе. При малых расходах жидкости с увеличением угла поворота коэффициент массоотдачи уменьшается, и затем незначительно растет на выходе из канала. Значительное уменьшение локальных коэффициентов массоотдачи вероятно связано с отрывом потока в этой области. При увеличении расхода жидкости во второй половине канала при угле поворота $\varphi = 45^\circ$ локальный коэффициент массоотдачи возрастает до значений, соответствующих течению в прямой трубе. На средней образующей колена наблюдается монотонное увеличение локальных коэффициентов массоотдачи с увеличением угла поворота для всех исследованных расходов жидкости. На выходе из колена увеличение коэффициентов массоотдачи по сравнению с прямой трубой достигает 40–60%. На внешней образующей при малых расходах жидкости локальные коэффициенты массоотдачи плавно увеличиваются с увеличением угла поворота. При больших расходах жидкости на углах поворота $\varphi = 10^\circ$ – 30° наблюдается незначительное снижение локальных коэффициентов массоотдачи.

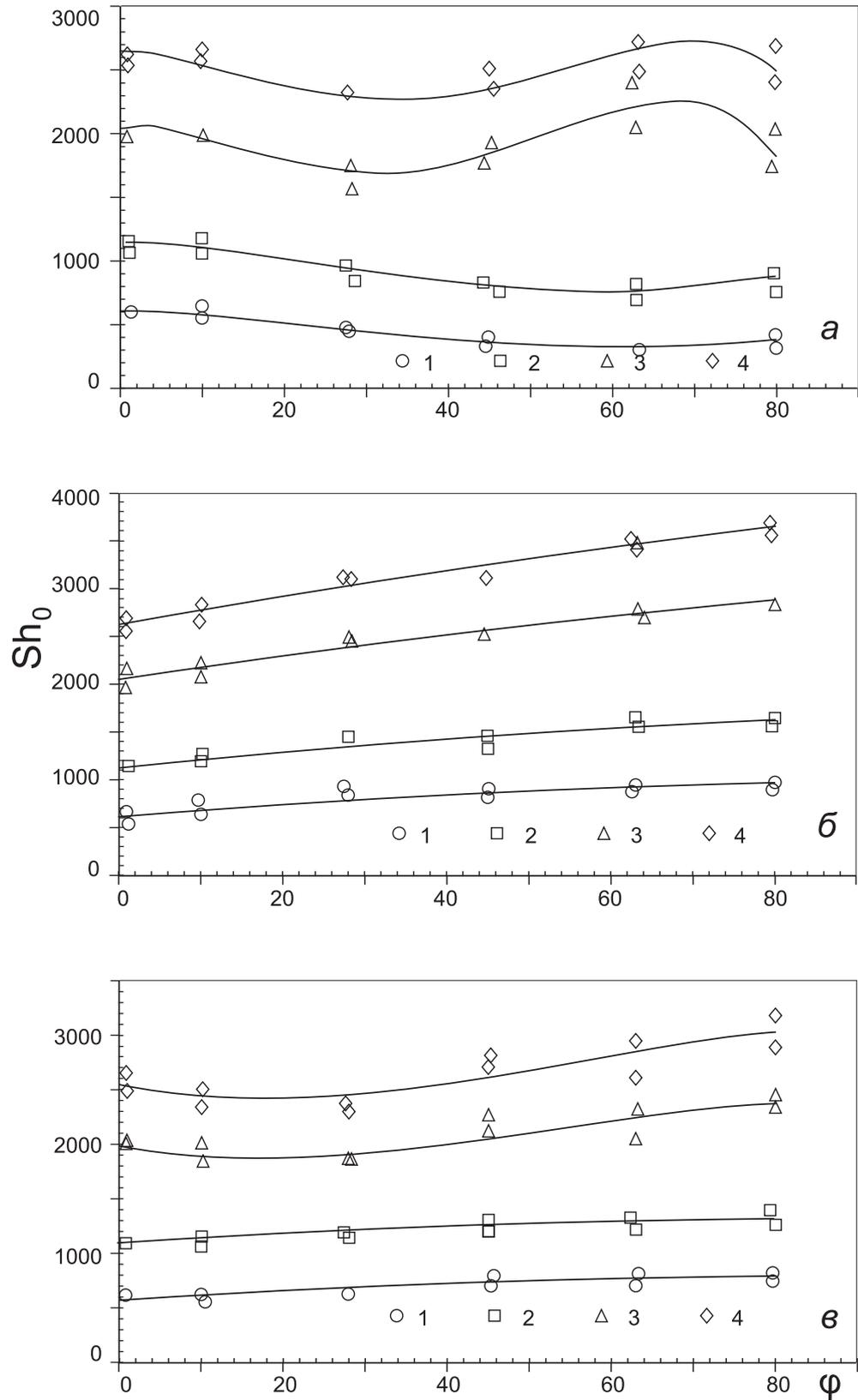


Рис. 1.8. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи в канале с поворотом потока при течении однофазной жидкости: *a* — внутренняя образующая; *б* — средняя образующая; *в* — внешняя образующая. Re : 1 — 9 600; 2 — 19 260; 3 — 36 700; 4 — 51 090.

Графики отношения локальных коэффициентов массоотдачи в колене к локальному коэффициенту массоотдачи в подводящей прямой трубе Sh_{t0} для однофазной жидкости приведены на Рисунке 1.9. Рисунок 1.9а показывает, что наиболее сильное падение локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней образующей колена по сравнению с прямой трубой наблюдается для наименьшего расхода жидкости при угле поворота $\varphi = 63^\circ$. При больших расходах жидкости относительные коэффициенты массоотдачи в колене изменяются в пределах $\pm 10\%$ в зависимости от угла поворота. На средней образующей относительные коэффициенты массоотдачи на всех углах поворота больше единицы (Рисунок 1.9б). Наибольшая интенсификация массообмена порядка 60% наблюдается для малых расходов жидкости. На внешней образующей при больших расходах жидкости вблизи входа в колено относительные коэффициенты массоотдачи меньше единицы (Рисунок 1.9в). Наибольшее увеличение относительных коэффициентов массоотдачи, порядка 30%, наблюдается при малых расходах жидкости на выходе из колена. На средней и на внешней образующих относительные коэффициенты массоотдачи уменьшаются с увеличением расхода жидкости. Как будет показано ниже на Рисунке 1.12, зонам с коэффициентом массоотдачи меньше, чем в подводящей трубе, соответствуют зоны отрыва потока от стенки канала.

На Рисунках 1.10 и 1.11 показано распределение локальных коэффициентов массоотдачи по периметру канала. Видно, что на средней образующей для всех расходов жидкости наблюдаются наибольшие коэффициенты массоотдачи. На Рисунке 1.11 видно, что на участке внутренней поверхности трубы между внутренней и средней образующими влияние расхода жидкости на относительные коэффициенты массоотдачи меняется на противоположное.

Анализ течения жидкости в криволинейном канале [6, 46] показывает, что однофазное течение сопровождается образованием вторичных токов (парного вихря) и отрывами на выпуклой и вогнутой поверхностях канала (Рисунок 1.12). Под влиянием поперечных градиентов давлений ($p_{\text{внешн}} > p$ на внеш-

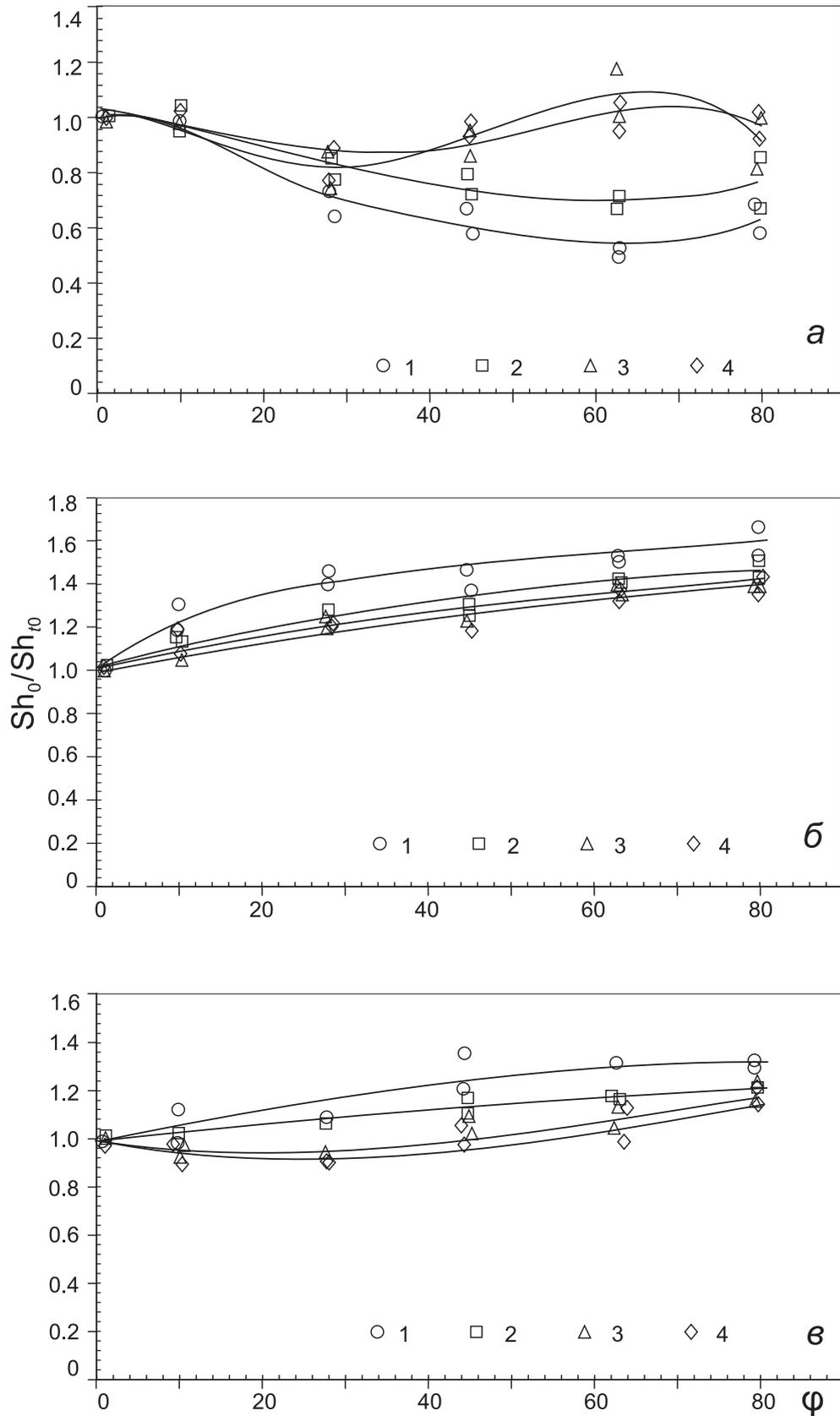


Рис. 1.9. Распределение относительных коэффициентов массоотдачи в канале с поворотом потока: *a* — внутренняя образующая; *б* — средняя образующая; *в* — внешняя образующая.

Re: 1 — 9 600; 2 — 19 260; 3 — 36 700; 4 — 51 090.

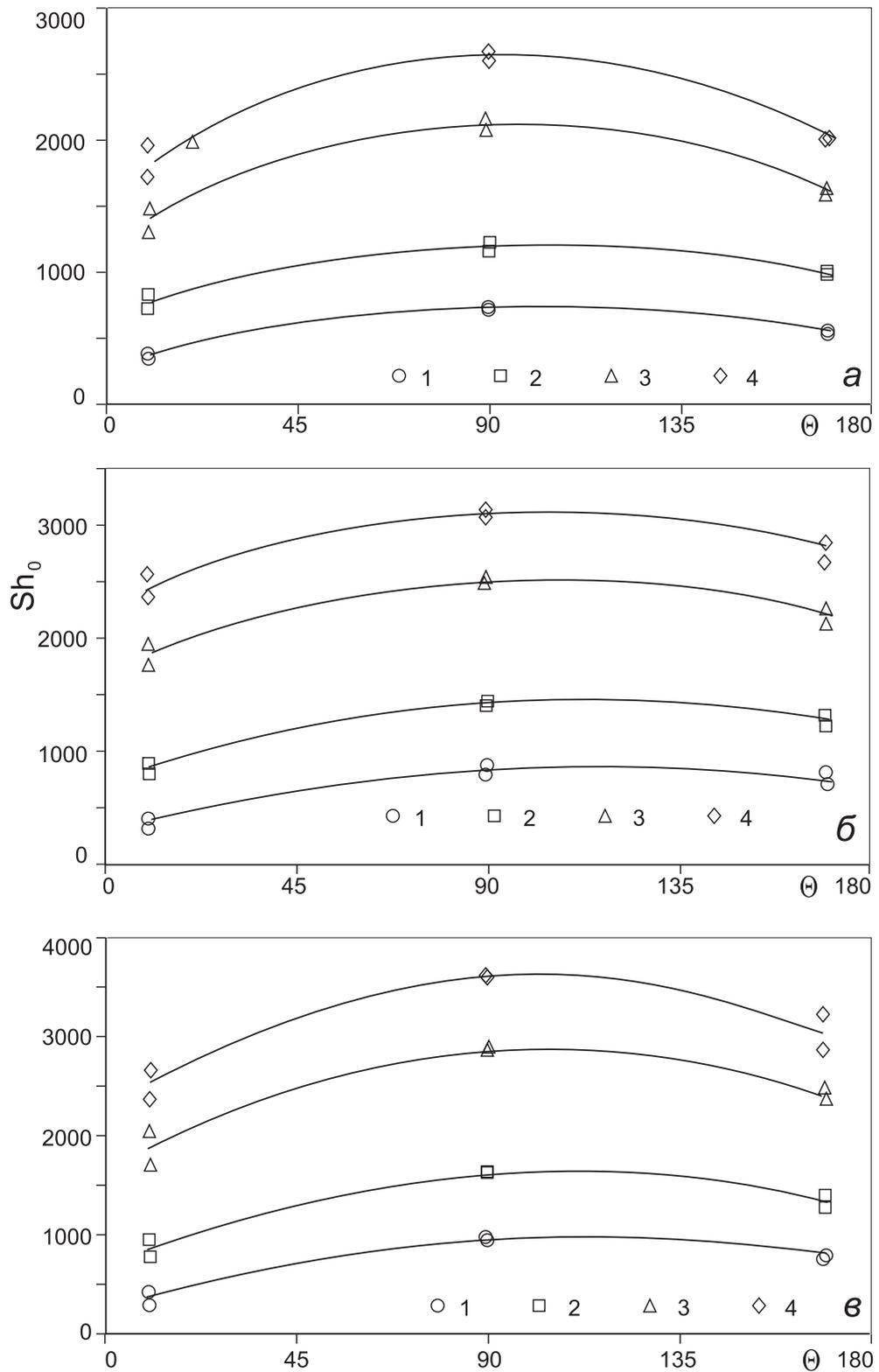


Рис. 1.10. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи по периметру канала с поворотом потока. *a* — $\varphi = 28^\circ$; *б* — $\varphi = 45^\circ$; *в* — $\varphi = 80^\circ$. Re: 1 — 9 600; 2 — 19 260; 3 — 36 700; 4 — 51 090.

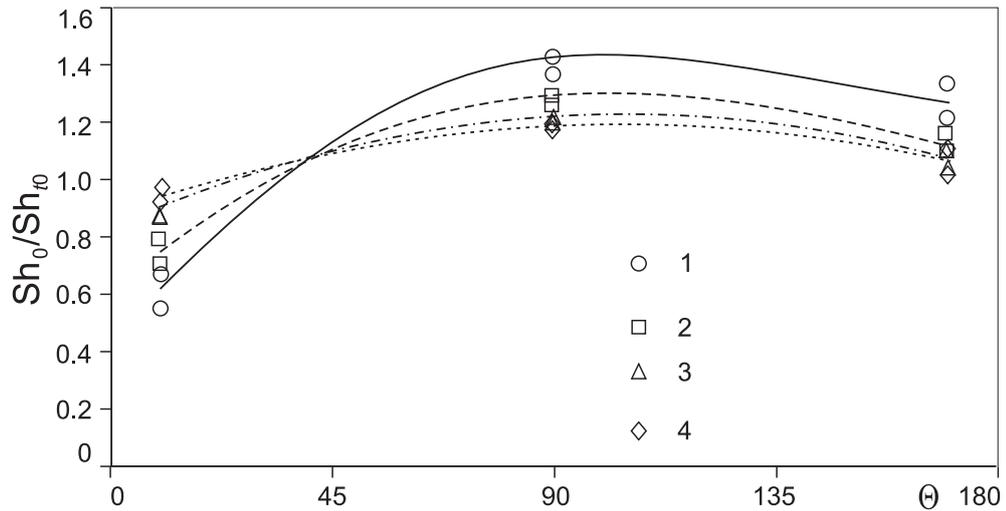


Рис. 1.11. Распределение относительных коэффициентов массоотдачи по периметру канала с поворотом потока. $\varphi = 45^\circ$. Re: 1 — 9 600; 2 — 19 260; 3 — 36 700; 4 — 51 090.

ней стороне и $p_{\text{внутр}} < p$ на внутренней стороне) возникает поперечное течение к выпуклой стенке. На средних образующих жидкость течет к внутренней поверхности, а в середине канала — от внутренней поверхности к внешней. Течение в особых точках (А и В) наименее устойчиво, кроме того, оно будет сильно зависеть от угла поворота. Течение в зоне средней образующей определяется суперпозицией осредненного и поперечного течения и носит более устойчивый характер. Наложение осредненного и поперечного течения приводит к увеличению локальных коэффициентов массоотдачи в этой области. На средней образующей относительный коэффициент массоотдачи имеет почти постоянное значение, а наибольшие изменения коэффициента массоотдачи наблюдаются для внутренней стенки, что вероятно связано с чередованием зон отрыва и присоединения потока.

На Рисунке 1.13 приведено сравнение локальных коэффициентов массоотдачи с результатами работы [12] для течения воздуха в канале диаметром 31.75 мм и относительным радиусом кривизны $\tilde{R} = 9$. Сравнение приведено для близких чисел Рейнольдса. Также приведено сравнение двух серий экспериментов с близким числом Дина. Число Дина является параметром, определяющим влияние кривизны трубы на коэффициент сопротивления при

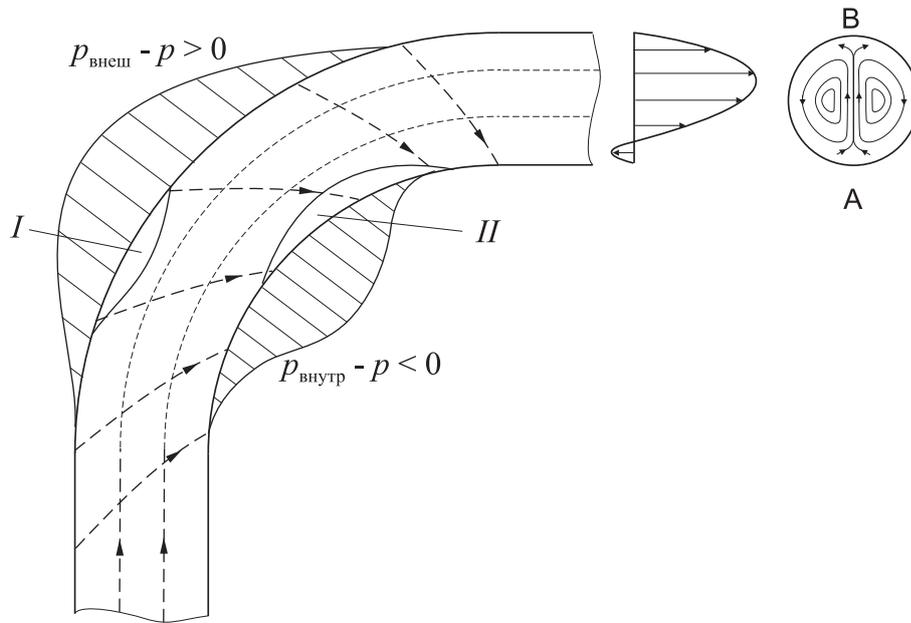


Рис. 1.12. Схема течения в колене. I, II — зоны отрыва потока.

ламинарном течении [47]:

$$\text{Dn} = \frac{v}{\nu} \sqrt{\frac{L^3}{2r}}, \quad (1.9)$$

где v — скорость жидкости; ν — вязкость; L — характерный размер, обычно диаметр; r — радиус кривизны. Число Дина выражается через число Рейнольдса следующим образом:

$$\text{Dn} = \frac{\text{Re}}{\sqrt{\tilde{R}}}, \quad (1.10)$$

где \tilde{R} — безразмерный радиус кривизны. Для минимального числа Рейнольдса в наших экспериментах, соответствующего развитому турбулентному течению, $\text{Dn} = 4280$. Локальные коэффициенты массоотдачи на внешней образующей, полученные в работе [12], во всем диапазоне чисел Рейнольдса превышают соответствующие значения, полученные в данной работе. Результаты экспериментов для близких чисел Дина при угле поворота от 45° до 90° оказываются примерно одинаковыми. На внутренней образующей локальные коэффициенты массоотдачи, полученные в данной работе, показывают более сложную зависимость от угла поворота, чем данные [12], которые практически не зависят от φ . Различие, по-видимому, объясняется конструкцией датчиков для измерения локальных коэффициентов массоотдачи в работе [12]. Локальными датчиками их

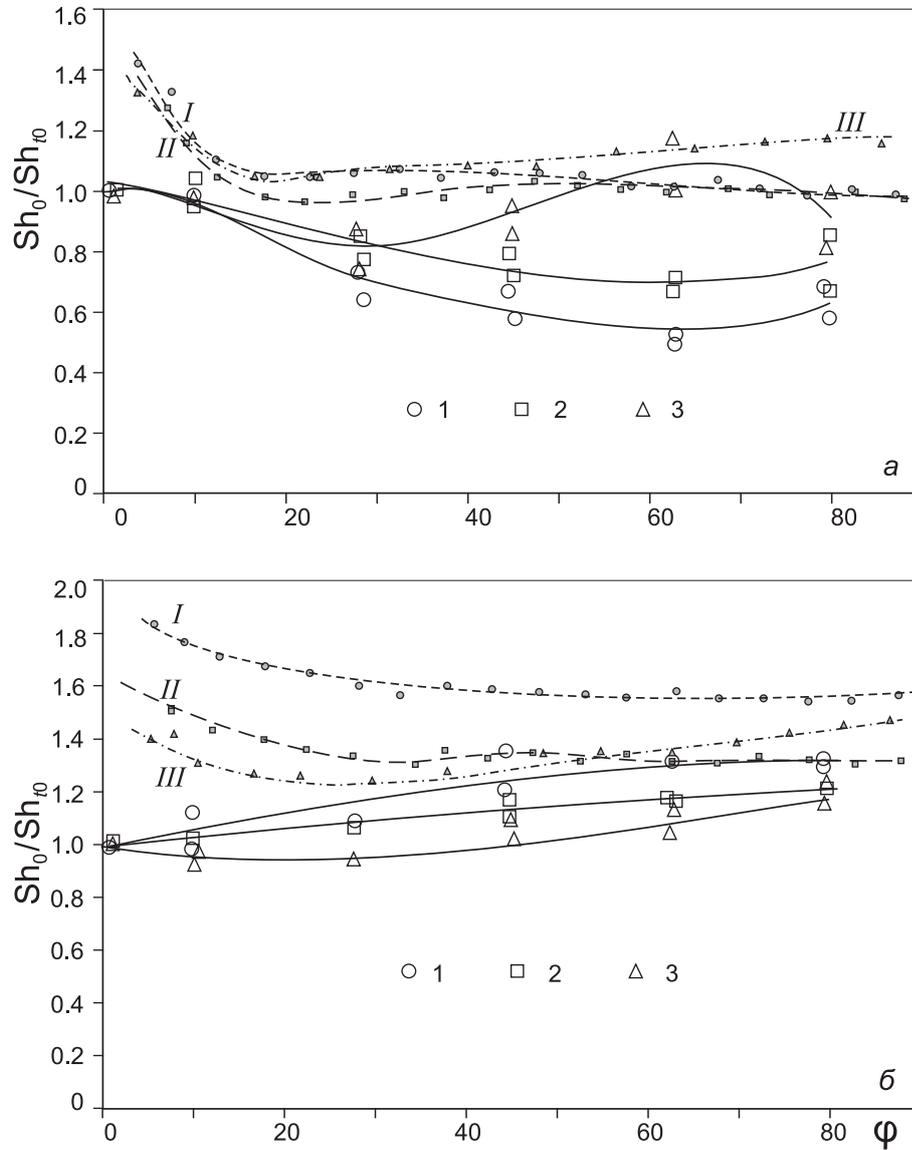


Рис. 1.13. Сравнение относительных коэффициентов массоотдачи в канале с поворотом потока с данными [12]. *a* — внутренняя образующая; *b* — внешняя образующая.

Эксперимент автора — Re: 1 — 9 600 ($Dn = 4 290$); 2 — 19 260; 3 — 36 700. Эксперимент [12] — Re: I — 8 200; II — 13 500 ($Dn = 4 500$); III — 37 000.

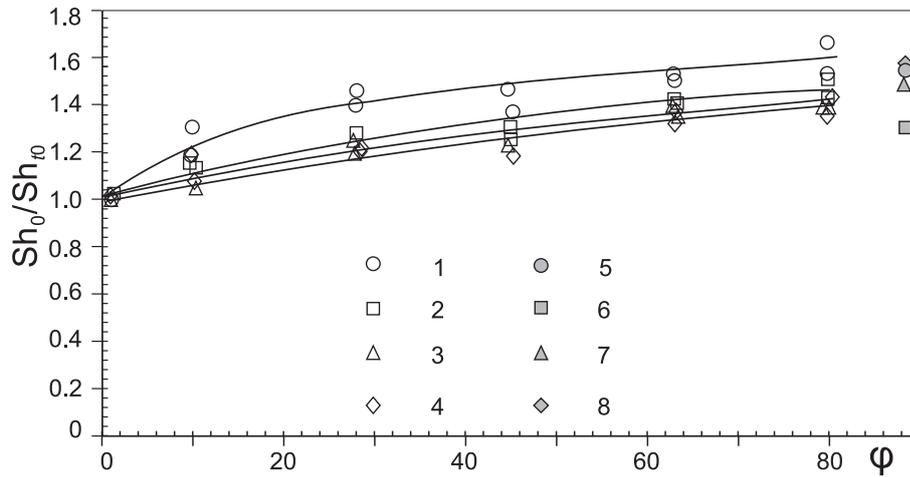


Рис. 1.14. Сравнение максимальных относительных коэффициентов массоотдачи в канале с поворотом потока. Эксперимент автора, средняя образующая — Re: 1 — 9 600 ; 2 — 19 260; 3 — 36 700; 4 — 51 090. Эксперимент [12], внешняя образующая — Re: 5 — 8 200; 6 — 22 000 ; 7 — 37 000; 8 — 61 000.

можно назвать только в отношении измерения распределения по углу поворота, так как их протяженность по этой координате составляет 5° . Что касается распределения по периметру, то эти датчики усредняют коэффициенты массоотдачи на половине длины окружности, т. е. либо на внешней половине участка, либо на внутренней. Как было показано на Рисунках 1.10 и 1.11, локальные коэффициенты массоотдачи на средней образующей являются наибольшими по периметру канала. Из-за их высокого вклада в осредненные по периметру участка коэффициенты массоотдачи результаты работы [12] оказываются существенно выше. Относительные коэффициенты массоотдачи на выходе из канала на внешней образующей хорошо совпадают с максимальными коэффициентами массоотдачи, полученными автором для аналогичного диапазона изменения чисел Рейнольдса (Рисунок 1.14).

Обработка данных по максимальным коэффициентам массоотдачи в колене представлена на Рисунке 1.15. Они удовлетворительно обобщаются зависимостью:

$$Sh_0^{\text{макс}} = 0.092 Re^{0.807} Sc^{1/4}. \quad (1.11)$$

Здесь же нанесены результаты расчета коэффициентов массоотдачи в прямой

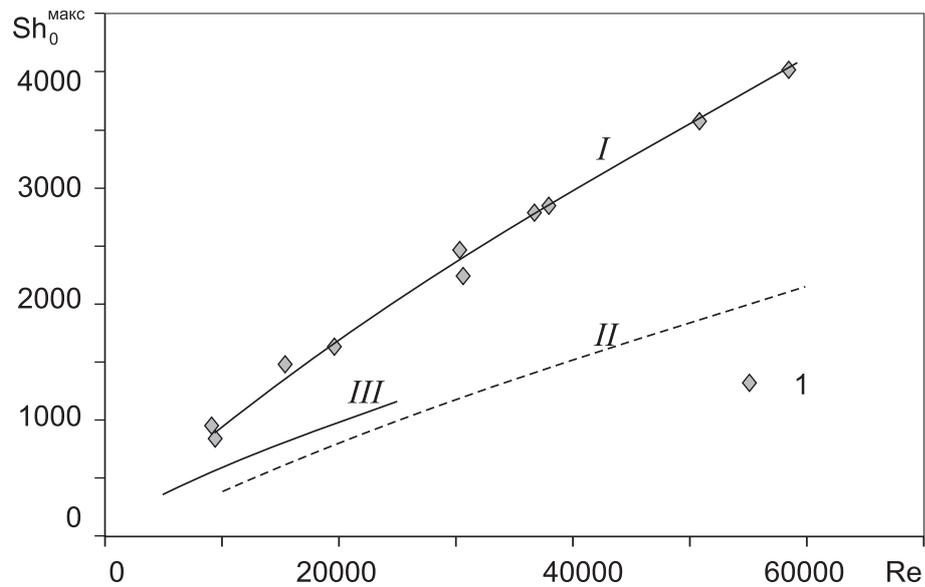


Рис. 1.15. Максимальный коэффициент массоотдачи в канале с поворотом потока при течении однофазной жидкости. 1 — эксперимент автора. *I* — корреляция (1.11); *II* — расчет по формуле (1.26) для прямой трубы; *III* — коэффициент массоотдачи в змеевике [48].

трубе (линия *II*), и данные по массообмену в змеевиках (линия *III*) с диаметром трубы 1, 1.4 и 2 см, полученные в работе [48]. Диаметр змеевиков изменялся от 10 до 25 см, число Рейнольдса — от 5 000 до 23 000, число Шмидта — от 850 до 1 322. Средние коэффициенты массоотдачи в змеевиках выше, чем в прямой трубе, но ниже, чем в канале с поворотом потока на 90° . Зона внутренней поверхности канала, где имеют место максимальные коэффициенты массообмена, будет подвергаться наибольшему воздействию потока.

1.4.3. Двухфазный газожидкостный поток

Добавление газа в поток жидкости существенно изменяет распределение локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности изогнутого канала (Рисунок 1.16). На этом рисунке показано влияние объемного расходного газосодержания β на локальные коэффициенты массоотдачи в зависимости от угла поворота для внутренней, средней и внешней образующих периметра канала и для различных расходов жидкости. Сразу же после входа двухфазного потока в канал на внутренней образующей на углах поворота от 10° до

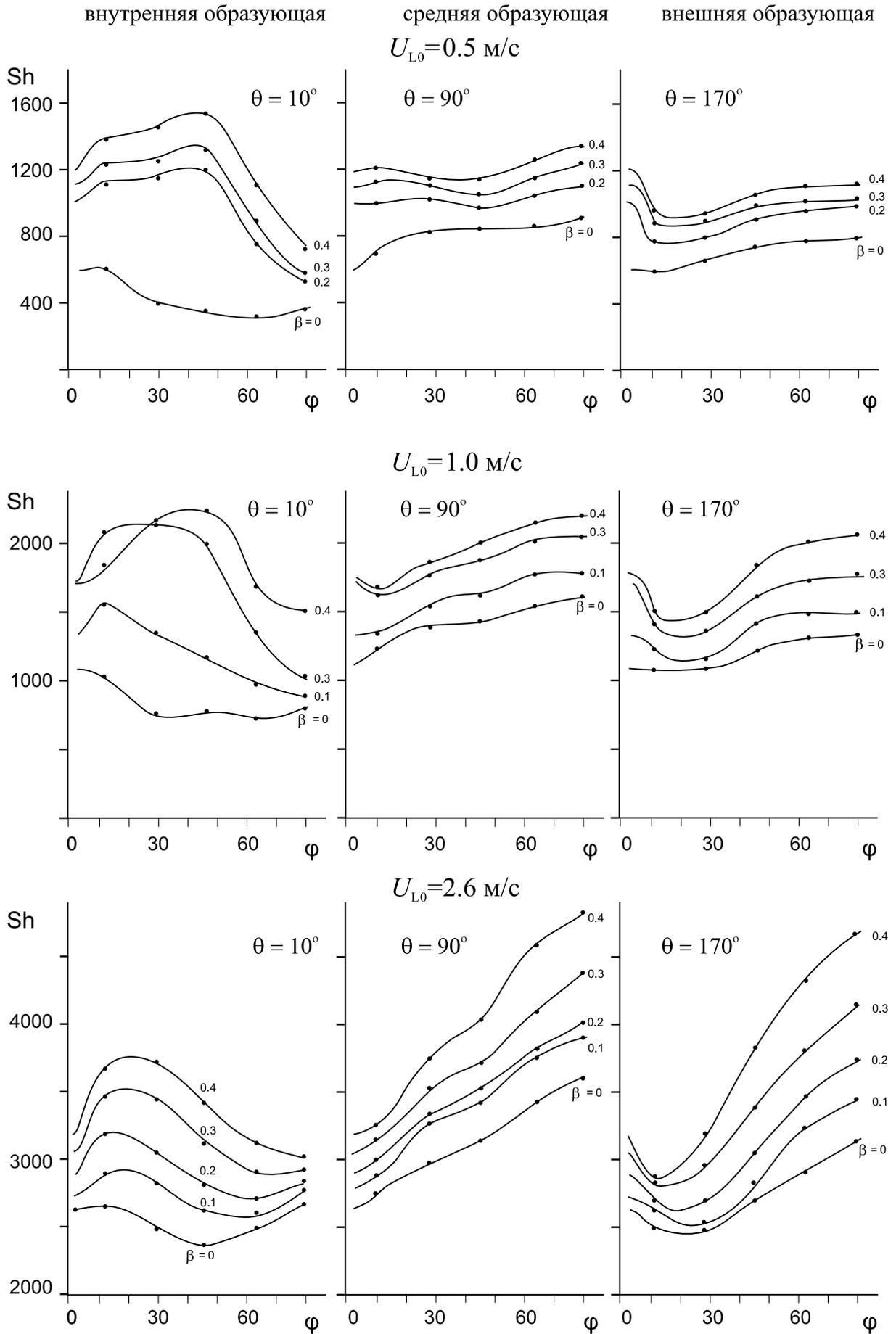


Рис. 1.16. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи по длине и периметру изогнутого канала.

45° наблюдается увеличение коэффициентов массоотдачи по сравнению с прямой трубой. На однофазной жидкости при этих условиях наблюдалось значительное падение относительных коэффициентов массоотдачи. С увеличением объемного расходного газосодержания разница между коэффициентами массоотдачи в двухфазном и однофазном потоках возрастает. На выходе из канала коэффициенты массоотдачи уменьшаются по сравнению со входом в канал, за исключением больших приведенных скоростей жидкой фазы. На внешней образующей сразу после входа в канал, (угол 10–28 градусов), локальные коэффициенты массоотдачи резко уменьшаются по сравнению с прямой трубой. В однофазном потоке такое падение имело место только для больших расходов жидкости. Далее, по мере увеличения угла поворота, локальные коэффициенты массоотдачи возрастают, тем сильнее, чем больше скорость жидкой фазы. На средней образующей периметра канала наблюдается монотонный рост коэффициентов массоотдачи от входа к выходу изогнутого канала при различных газосодержаниях двухфазного потока. Отличие распределения локального массообмена при течении однофазной жидкости и двухфазного газожидкостного потока состоит в том, что на внутренней образующей коэффициенты массоотдачи в двухфазном потоке резко возрастают, а на внешней образующей уменьшаются относительно подводящей прямой трубы. В однофазном потоке наоборот, на входе в изогнутый канал на внутренней образующей коэффициенты массоотдачи уменьшаются, а на внешней образующей растут, за исключением самых больших исследованных расходов жидкости.

Приведенные графики распределения локальных коэффициентов массоотдачи внутри изогнутого канала показывают, что интенсификация массообмена происходит за счет закрутки потока при увеличении угла поворота, а также за счет увеличения газосодержания потока. На Рисунках 1.17 и 1.18 приведены коэффициенты массоотдачи при различных газосодержаниях двухфазного потока для двух приведенных скоростей жидкости, отнесенные к соответствующим величинам в подводящей трубе [44]. На внутренней образующей на входе в

канал увеличение коэффициентов массоотдачи по сравнению с прямой трубой при малых расходах жидкости достигает 40%, при больших расходах жидкости — 20%. На выходе из канала коэффициенты массоотдачи уменьшаются по сравнению с прямой трубой. На средней образующей при течении однофазной жидкости интенсификация достигает 60% на выходе из колена. Характер изменения массоотдачи в газожидкостном потоке сохраняется таким же, как в однофазном. Интенсификация массообмена по сравнению с прямой трубой при малых расходах жидкости составляет 10–20%, при больших расходах жидкости — 40–50% в зависимости от газосодержания. На внешней образующей при малых приведенных скоростях жидкости на входе в канал коэффициенты массоотдачи сохраняются такими же, как и в прямой трубе. На выходе из колена интенсификация достигает 30%. При увеличении газосодержания коэффициенты массоотдачи на входе в канал резко уменьшаются, проходят через минимум при углах поворота 10° – 30° , затем плавно увеличиваются к выходу из канала. При больших приведенных скоростях жидкости максимальные коэффициенты массоотдачи наблюдаются при углах поворота 50° – 70° и возрастают с увеличением газосодержания.

На Рисунках 1.19, 1.20 показано влияние газосодержания на распределение локальных коэффициентов массоотдачи в колене. Данные представлены в виде отношения коэффициентов массоотдачи при течении газожидкостного потока к коэффициентам массоотдачи однофазного потока при одинаковых значениях угла поворота. На внутренней образующей колена на входе в канал интенсификация по сравнению с однофазным потоком достигает наибольшей величины для приведенной скорости жидкости 0.5 м/с (Рисунок 1.19). Здесь наблюдается трех- четырехкратное увеличение локального коэффициента массоотдачи. При течении газожидкостного потока с большой приведенной скоростью жидкости 2.6 м/с интенсификация составляет 60–80%. На выходе из канала расщепление относительных коэффициентов массоотдачи по приведенным скоростям жидкости сохраняется. Вид зависимости локальных коэффициентов массоот-

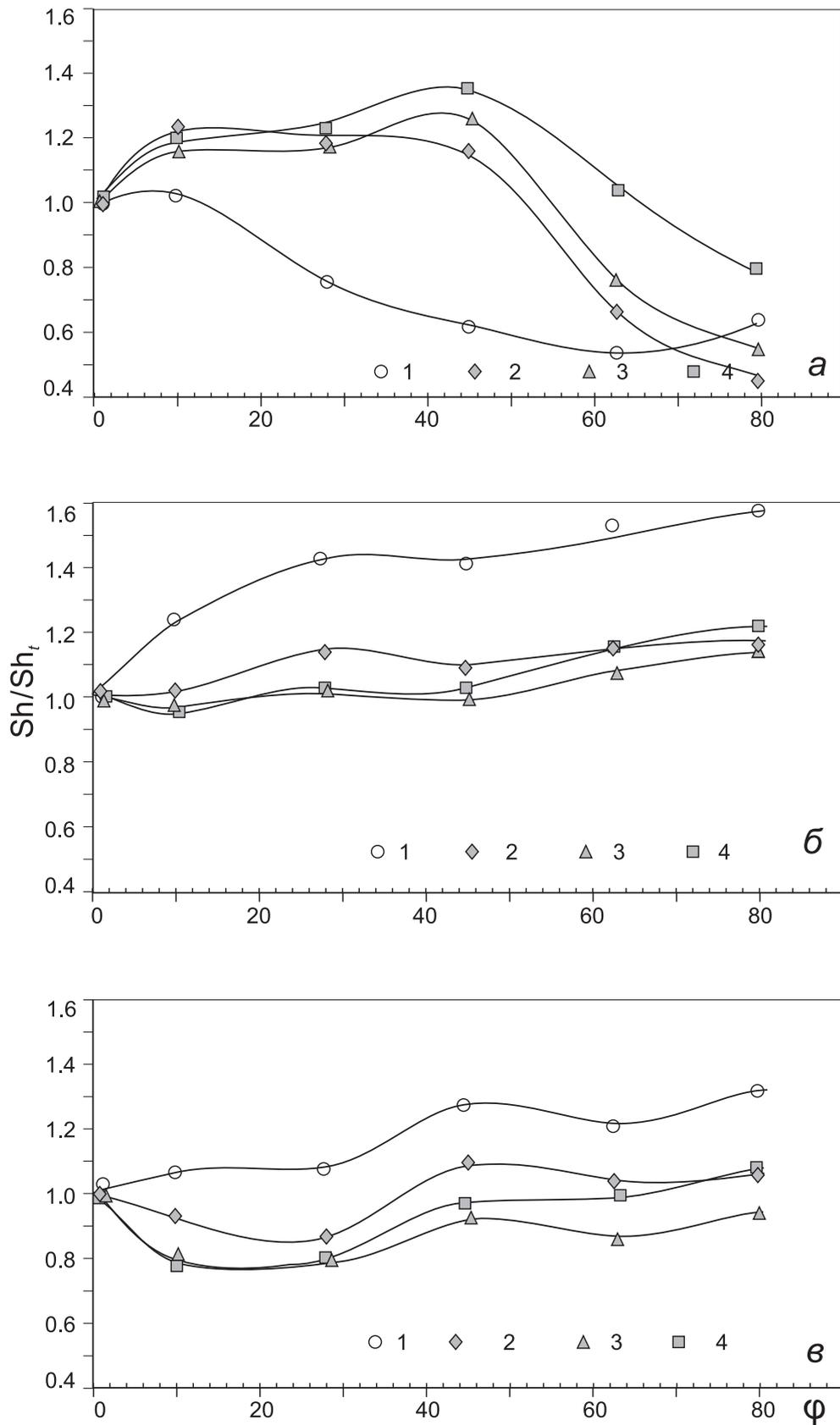


Рис. 1.17. Влияние угла поворота на относительные коэффициенты массоотдачи в колене. $U_{L0} = 0.5$ м/с; *a* — внутренняя образующая; *б* — средняя образующая; *в* — внешняя образующая. β : 1—0; 2—0.17; 3—0.3; 4—0.5.

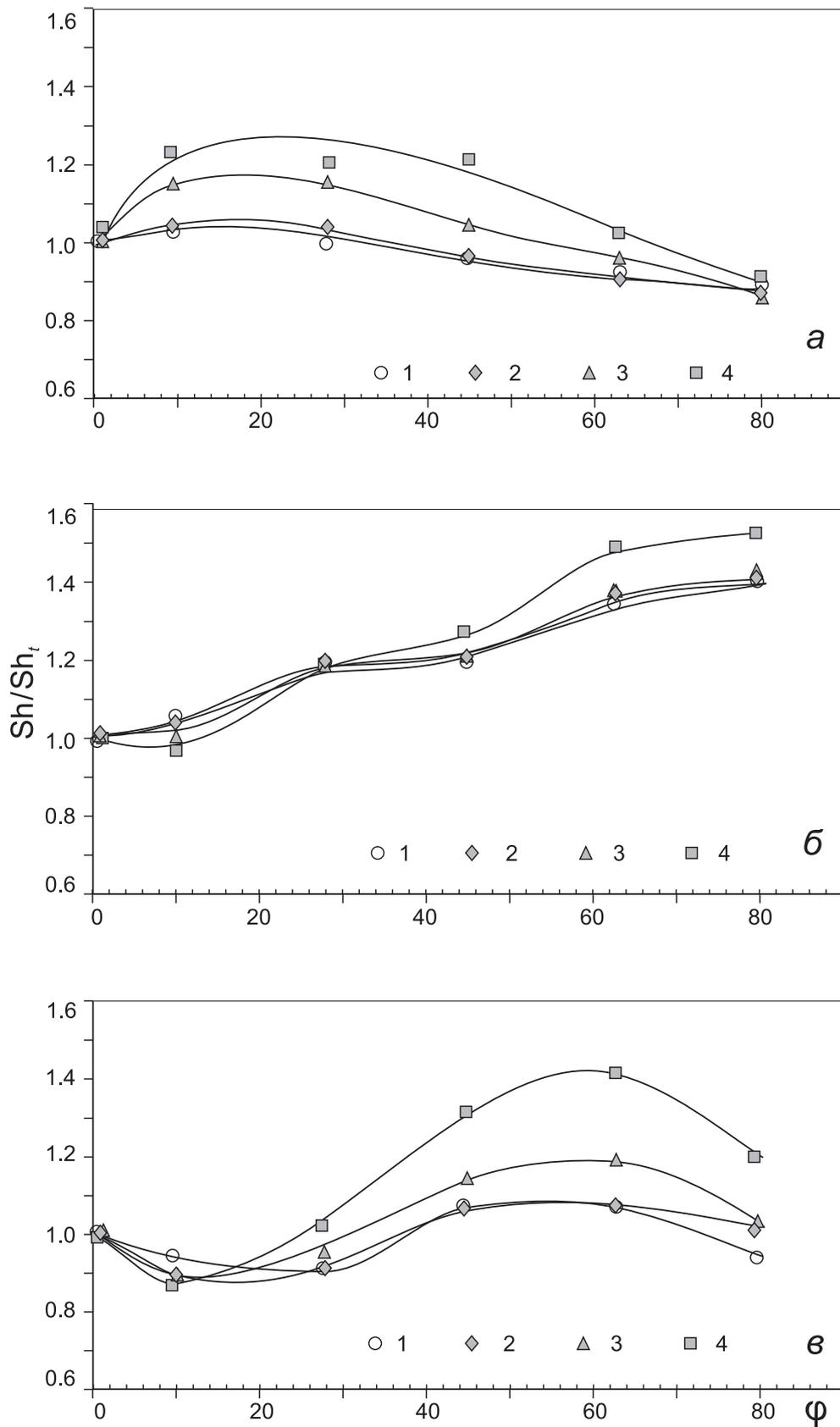


Рис. 1.18. Влияние угла поворота на относительные коэффициенты массоотдачи в колене. $U_{L0} = 2.6$ м/с; а — внутренняя образующая; б — средняя образующая; в — внешняя образующая. β : 1 — 0; 2 — 0.1; 3 — 0.3; 4 — 0.5.

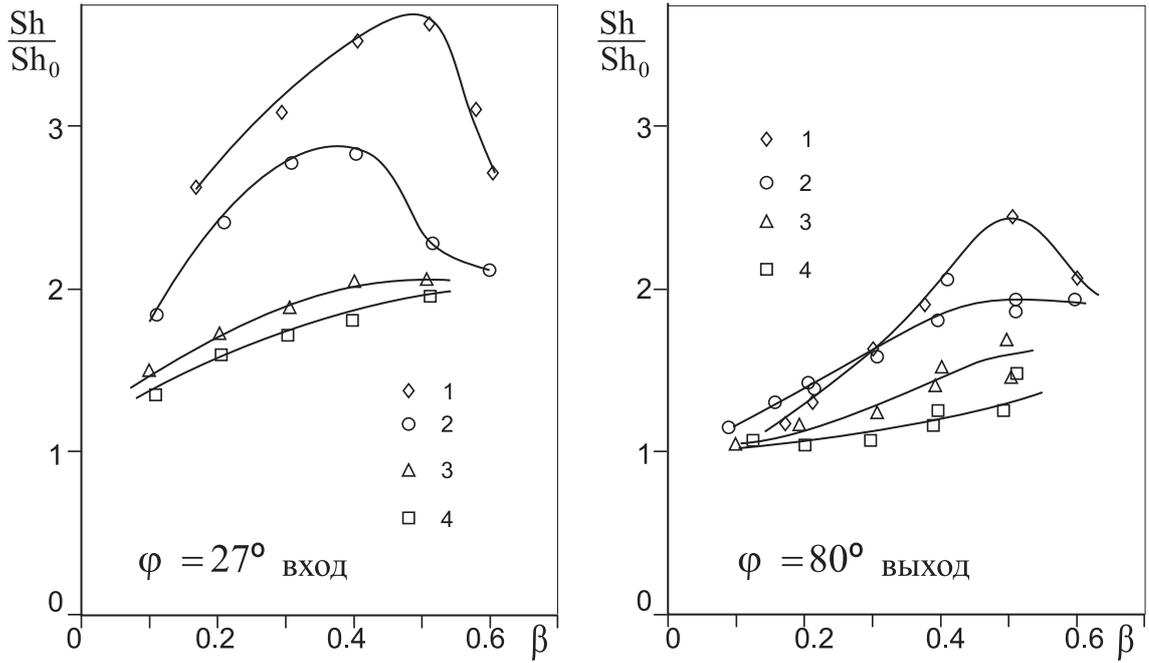


Рис. 1.19. Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи на внутренней образующей колена. U_{L0} , м/с: 1—0.5; 2—1; 3—2; 4—2.6.

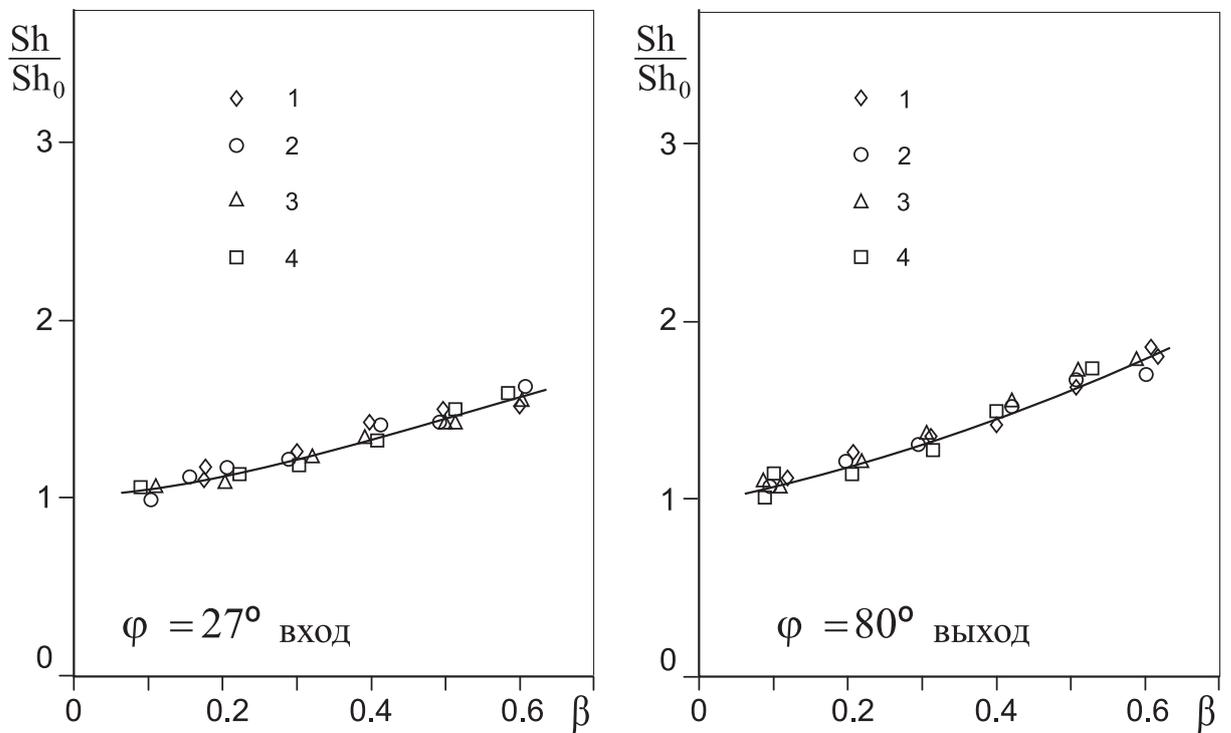


Рис. 1.20. Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи на внешней образующей колена. U_{L0} , м/с: 1—0.5; 2—1; 3—2; 4—2.6.

дачи от объемного расходного газосодержания такой же, как и в прямой трубе (Рисунок 1.40). Вероятно, под действием кривизны и возникновения вихревого течения на внутренней образующей поверхности трубы концентрация пузырей газа повышается, и их движение определяет интенсивность массообмена на стенке в этой области.

На средней и внешней образующих относительные коэффициенты массоотдачи зависят только от величины газосодержания и практически не зависят от приведенной скорости жидкости и угла поворота (Рисунок 1.20). На средней и на внешней образующих влияние газосодержания заключается в основном в увеличении истинной скорости жидкости вблизи стенки вследствие закрутки потока.

В двухфазном потоке четко выраженный локальный максимум находится на внутренней образующей в зоне 10° – 45° , а абсолютный максимум находится на выходе из канала на средней и на внешней образующих. Эти зоны внутренней поверхности каналов с поворотом потока могут быть подвержены наибольшему износу при течении двухфазного потока.

1.5. Массообмен в канале с внезапным расширением

1.5.1. Описание рабочего участка

Как показывает обзор литературы по течению в каналах с внезапным расширением, большая часть работ посвящена исследованию течения однофазных потоков газа или жидкости. В работах [24, 49] исследуются вопросы течения и теплообмена газодисперсных потоков. Описания режимов течения, перепадов давления пароводяных потоков высокого давления в элементах энергетического оборудования приведены в монографиях [19, 26, 50]. Исследованию течения газожидкостных потоков в таких каналах посвящено значительно меньше работ [25, 27]. В данном разделе приведены результаты изучения распределения локальных коэффициентов массоотдачи на стенке цилиндрического канала, рас-

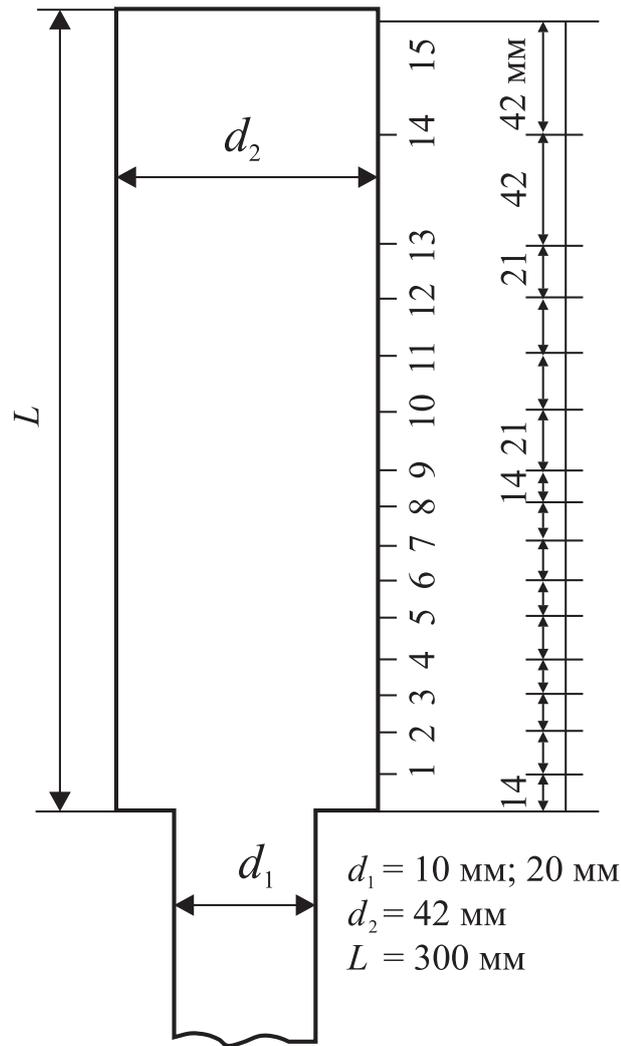


Рис. 1.21. Схема рабочего участка с внезапным расширением.

положенного после внезапного увеличения диаметра (Рисунок 1.21). Исследовалось течение однофазной жидкости и двухфазного газожидкостного потока [43, 45, 51, 52]. Эксперименты проведены при атмосферном давлении. Канал соединяется с участком стабилизации потока меньшего диаметра таким образом, что в сборе получается участок с внезапным расширением. Были изготовлены участки стабилизации двух диаметров $d_1 = 10$ и 20 мм. Соответственно степень расширения канала по отношению диаметров составила $E = 1:2$ и $1:4$ (точные значения E равны 0.476 и 0.238), относительная длина канала $L/d_2 = 7.1$. Канал с внезапным расширением расположен вертикально, движение потока осуществляется снизу вверх. В канале установлены 15 датчиков для измерения локального коэффициента массоотдачи на внутренней поверхности (Рисунок 1.3). В

начальном участке канала с расширением датчики установлены с шагом 14 мм, на выходе из канала, где поток стабилизируется, шаг увеличен до 42 мм [43, 45].

1.5.2. Течение однофазной жидкости

Диапазон изменения приведенной скорости жидкости в трубе большего диаметра $U_{L2} = 0.11\text{--}0.66$ м/с. Соответствующие этим скоростям числа Рейнольдса изменялись от 4.6×10^3 до 4.2×10^4 . Ниже показано распределение локальных коэффициентов массоотдачи по длине трубы. Данные приведены в виде отношения k/k_2 , где k_2 — расчетное значение коэффициента массоотдачи в установившемся течении в трубе большего диаметра d_2 при соответствующем числе Рейнольдса. В канале со степенью расширения 1:2 имеется два равнозначных максимума коэффициента массоотдачи на расстояниях $x/d_2 \approx 1$ и $x/d_2 \approx 2.3$ (Рисунок 1.22). Коэффициенты массоотдачи возрастают пример-

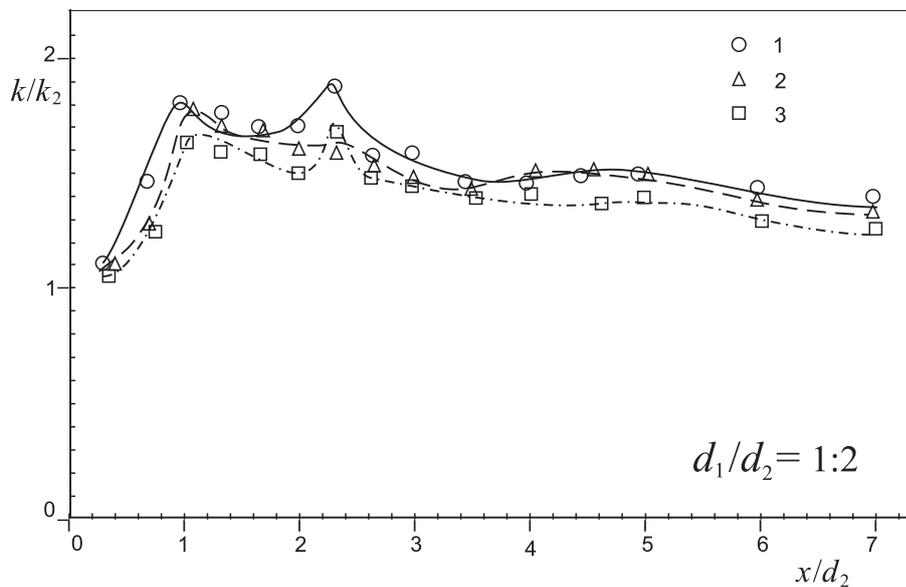


Рис. 1.22. Распределение относительных коэффициентов массоотдачи по длине канала. $t = 25^\circ\text{C}$; Re: 1 — 9 600; 2 — 19 200; 3 — 28 900.

но в два раза по сравнению с установившимся течением в трубе. Расслоение относительных коэффициентов массоотдачи по расходам жидкости невелико. При увеличении расстояния от входа относительные коэффициенты массоотдачи приближаются к единице. При малых расходах жидкости ($Re < 5\,000$) в

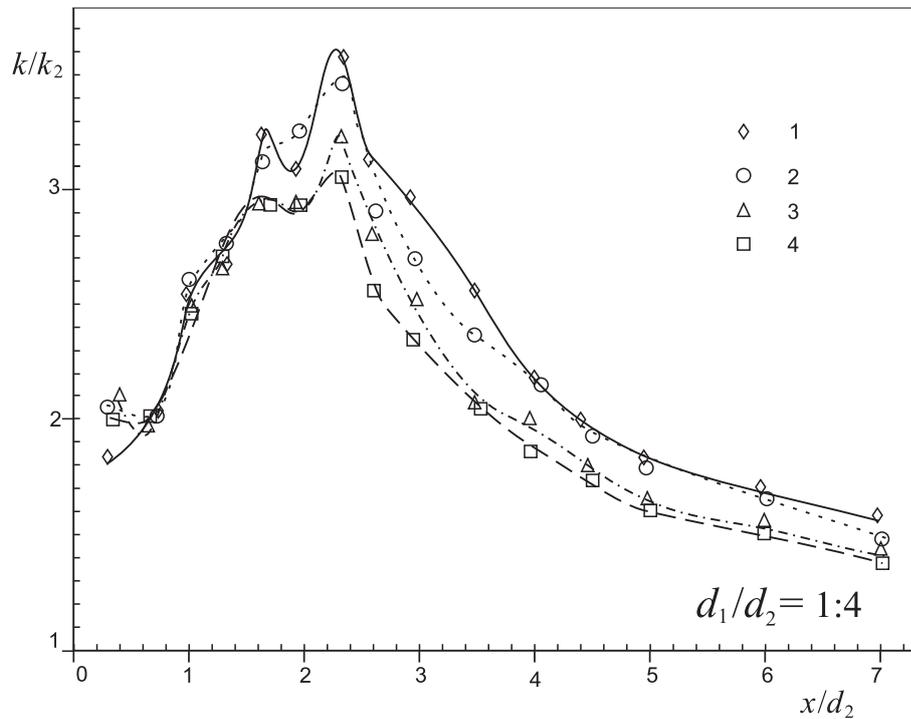


Рис. 1.23. Распределение относительных коэффициентов массоотдачи по длине канала. $t = 25^\circ\text{C}$; Re: 1 — 6 800; 2 — 9 600; 3 — 19 200; 4 — 26 500.

канале после сечения расширения наблюдается неустойчивое течение, с большими пульсациями амплитуды сигналов датчиков массоотдачи, значительно превышающими величину средних значений.

В канале со степенью расширения 1:4 на расстоянии от входа $x/d_2 \approx 0.7$ (Рисунок 1.23) наблюдается минимум коэффициентов массоотдачи, а затем происходит резкий рост массообмена. Своего максимума коэффициенты массоотдачи достигают на расстоянии $x/d_2 \approx 2.3$. На участке канала с расширением x/d_2 от 0.7 до 1.5 относительные коэффициенты массоотдачи не зависят от числа Рейнольдса. На участке от сечения с максимумом массоотдачи вплоть до выхода относительные коэффициенты массообмена незначительно уменьшаются с увеличением расхода жидкости. Увеличение температуры потока до 50°C не изменяет качественно картины течения, но расслоение по числу Рейнольдса уменьшается (Рисунок 1.24). Наличие локального минимума теплоотдачи наблюдалось в экспериментах [20] и получено в расчетах [24, 53]. Первый максимум массоотдачи, который находился на расстоянии одного диаметра от се-

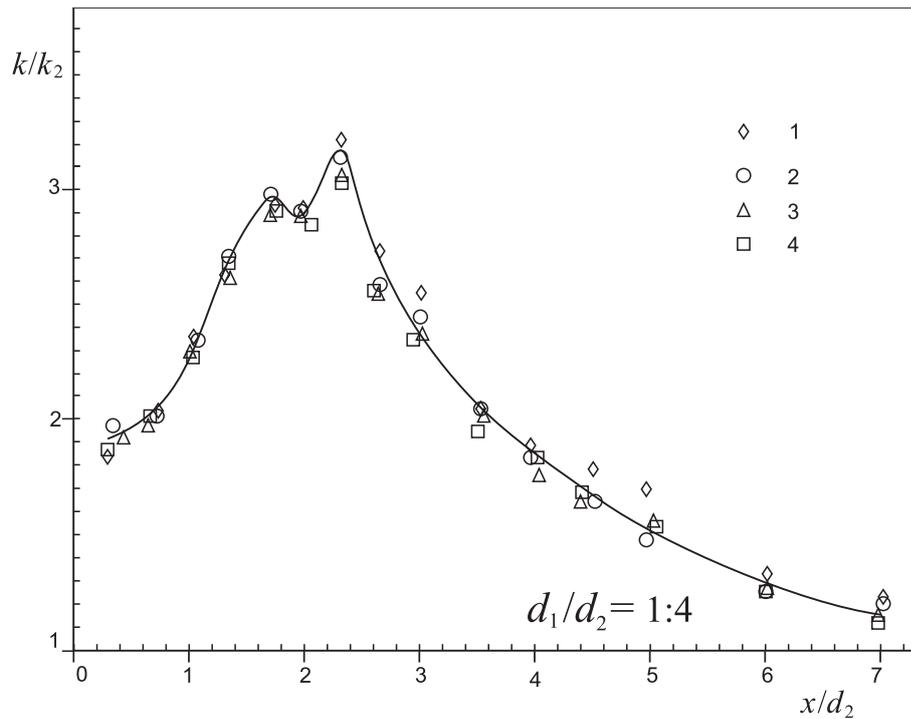


Рис. 1.24. Распределение относительных коэффициентов массоотдачи по длине канала. $t = 50^\circ\text{C}$; Re: 1 — 10 700; 2 — 15 700; 3 — 30 800; 4 — 42 500.

чения расширения при $d_1/d_2 = 1 : 2$, при увеличении степени расширения переместился вглубь канала, на расстояние $x/d_2 \approx 1.7$. Обычно максимум располагается на расстоянии от 5 до 15 высот уступа. Его положение в канале зависит от числа Рейнольдса и степени расширения. С уменьшением высоты уступа (или степени расширения) величина максимального коэффициента массоотдачи уменьшается. Наличие максимума тепло – или массоотдачи в каналах с внезапным расширением большинство исследователей связывают с присоединением потока. Наличие нескольких максимумов и минимумов свидетельствует о существовании вихрей различных масштабов.

При обработке данных по максимальному коэффициенту массоотдачи в качестве характерного размера в число Нуссельта входит диаметр трубы после расширения. В работе [54] в качестве характерной скорости берется скорость вдоль отрывного сдвигового слоя U_s , которая определяет конвективное движение в зоне присоединения потока, зависимость (1.12):

$$\frac{h_R l}{\lambda} = 0.192 \left(\frac{U_s l}{\nu} \right)^{0.665} \text{Pr}^{1/3}. \quad (1.12)$$

В большинстве экспериментов поле скоростей не измеряется, поэтому в качестве характерной скорости обычно берется скорость перед отрывом потока, т. е. скорость во входной трубе [20, 23, 55]. Характерное число Рейнольдса рассчитывается по расстоянию до точки присоединения потока [23, 54], по длине разделяющей линии тока [56], формула:

$$\text{Nu}_L = 0.0803 \text{Re}_L^{0.72} \text{Pr}^{1/3}, \quad (1.13)$$

а также по известным геометрическим характеристикам каналов с расширением [55], зависимость (1.14):

$$\text{Nu}_{\text{макс}} = 0.2 \text{Re}_1^{2/3}. \quad (1.14)$$

В этой формуле отсутствует член, учитывающий влияние числа Прандтля, так как она получена при обобщении данных на воздухе. При обобщении данных для других сред будет введена поправка в виде множителя $\text{Pr}^{1/3}$. Полученные в экспериментах данные по максимальным коэффициентам массоотдачи приведены на Рисунке 1.25 в сравнении с приведенными формулами.

Данные автора удовлетворительно обобщаются единой зависимостью для каналов с различной степенью расширения:

$$\text{Sh}_{\text{макс}} \equiv \frac{k_{\text{макс}} d_2}{D} = 0.15 \text{Re}_1^{0.716} \text{Sc}^{1/4} \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^{1/3}. \quad (1.15)$$

Полученные результаты удовлетворительно совпадают как с результатами экспериментов других авторов, так и с эмпирическими зависимостями, использующими различные подходы к описанию процесса тепломассообмена в каналах с внезапным расширением.

1.5.3. Режимы течения газожидкостного потока в канале с внезапным расширением

Область проведения экспериментов при течении газожидкостного потока в канале с внезапным расширением представлена на карте режимов течения в

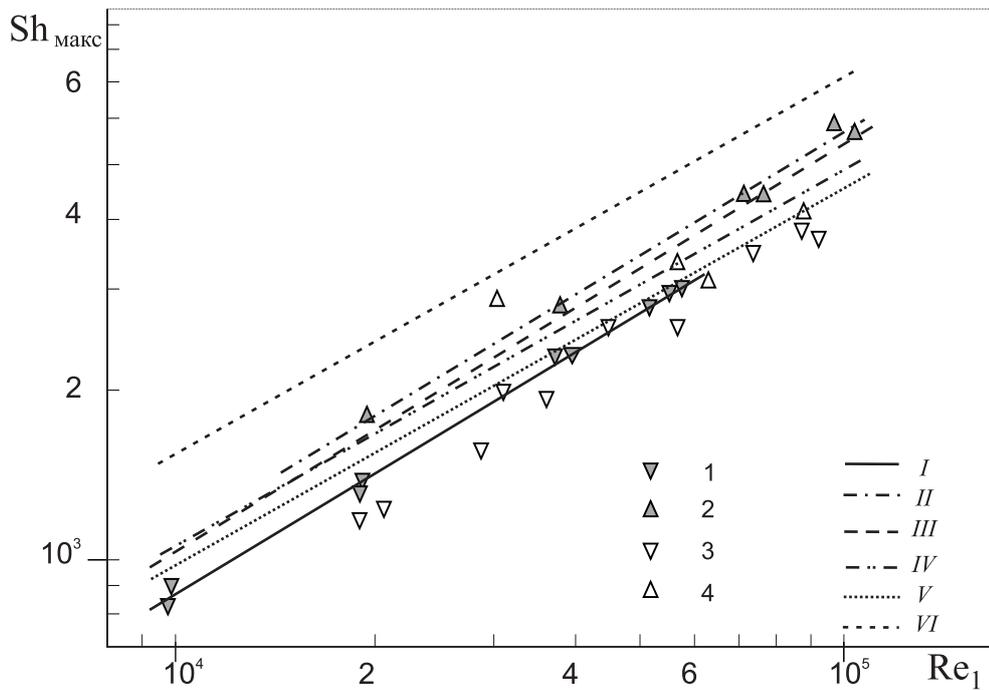


Рис. 1.25. Обработка данных по максимальному коэффициенту массоотдачи в канале с внезапным расширением. Эксперименты: 1 — расширение 1:2 [45, 51]; 2 — расширение 1:4 [45, 51]; 3 — расширение 0.4–0.53 [20]; 4 — расширение 0.267 [20]; Расчеты: I — формула (1.15), расширение 1:2; II — формула (1.15), расширение 1:4; III — корреляция (1.13); IV — корреляция (1.14); V — корреляция (1.12), расширение 1:2; VI — корреляция (1.12), расширение 1:4.

координатах [25] (Рисунок 1.26). На этих диаграммах режим течения в трубе большого диаметра определяется в зависимости от приведенных скоростей газа и жидкости, отнесенных к трубам меньшего диаметра. Линии постоянных объемных газосодержаний β показывают область проведенных экспериментов. Объемное расходное газосодержание β изменялось в пределах от 0 до 0.6.

В соответствии с этими диаграммами, режим течения двухфазной смеси в канале с отношением диаметров 1:2 в большинстве случаев пузырьковый, а в канале 1:4 — вспененный и пузырьковый. На Рисунках 1.27 — 1.29 показаны фотографии течения двухфазной смеси в канале со степенью расширения $E = 1:2$ [45, 57]. Скорости жидкости и газа отнесены к трубе, из которой происходит истечение. Слева на всех рисунках (а) показано течение вблизи сечения расширения, справа (б) — течение двухфазного потока на выходе из канала. На Рисунке 1.27 показан пузырьковый режим течения в канале со степенью рас-

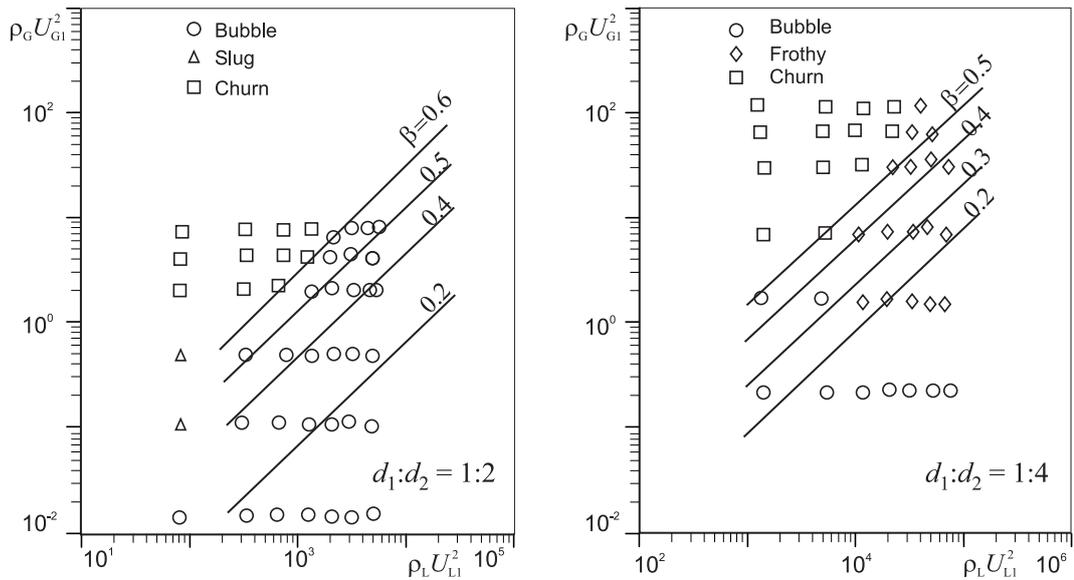


Рис. 1.26. Карта режимов течения в канале с внезапным расширением.

ширения $E = 1:2$. При увеличении степени расширения пузырьковый режим существует при больших скоростях жидкости и малых расходах газа. При увеличении газосодержания наблюдается вспененный или эмульсионный режим течения (Рисунок 1.28). Картина течения меняется по высоте канала, в который происходит истечение. Зона вблизи сечения расширения свободна от пузырьков газа, причем эта зона значительно больше для степени расширения $E = 1:4$. Движение жидкости здесь закрученное, направление закрутки постоянно меняется. В зоне от одного до трех-четырех диаметров трубы вблизи стенки наблюдаются вихревые или опускные течения, и лишь на выходе из канала начинает формироваться поток, направленный вверх. Размер пузырьков зависит от степени расширения. Чем меньше диаметр трубы, из которой происходит истечение, тем меньше диаметр пузырьков. С увеличением газосодержания в канале наблюдается вспененный режим с крупными пузырями, а при очень больших скоростях истечения происходит отрыв потока от стенок канала (Рисунок 1.29). Двухфазный поток истекает из трубы меньшего диаметра в виде двухфазной струи. По мере удаления от сечения расширения диаметр струи увеличивается, часть жидкости выпадает на стенку канала и стекает в виде пленок или струек жидкости. Присоединение струи к стенкам канала происходит на большом

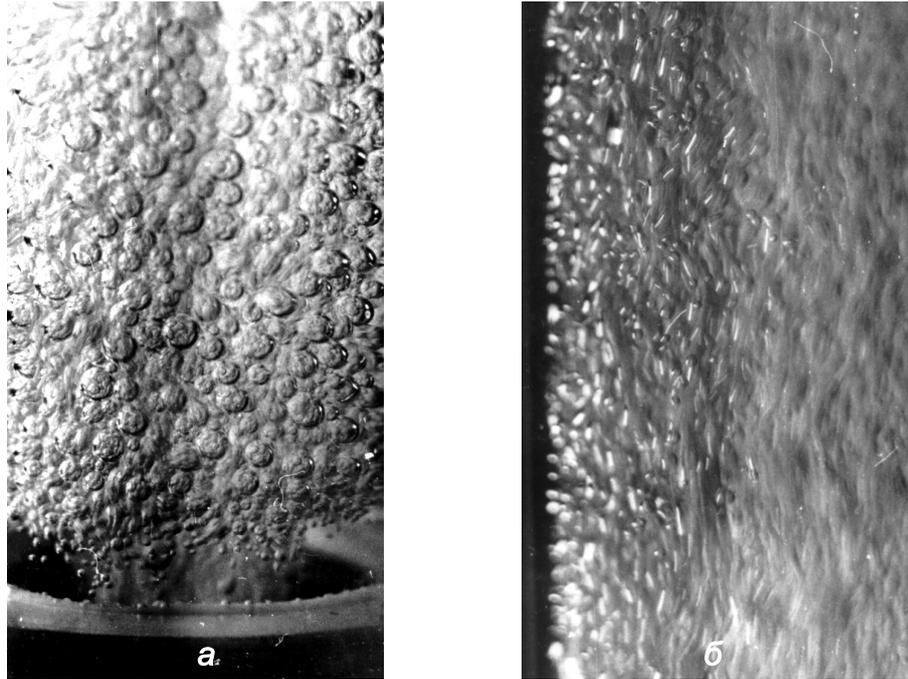


Рис. 1.27. Пузырьковый режим течения. Приведенная скорость жидкости 0.46 м/с; приведенная скорость газа 0.27 м/с.

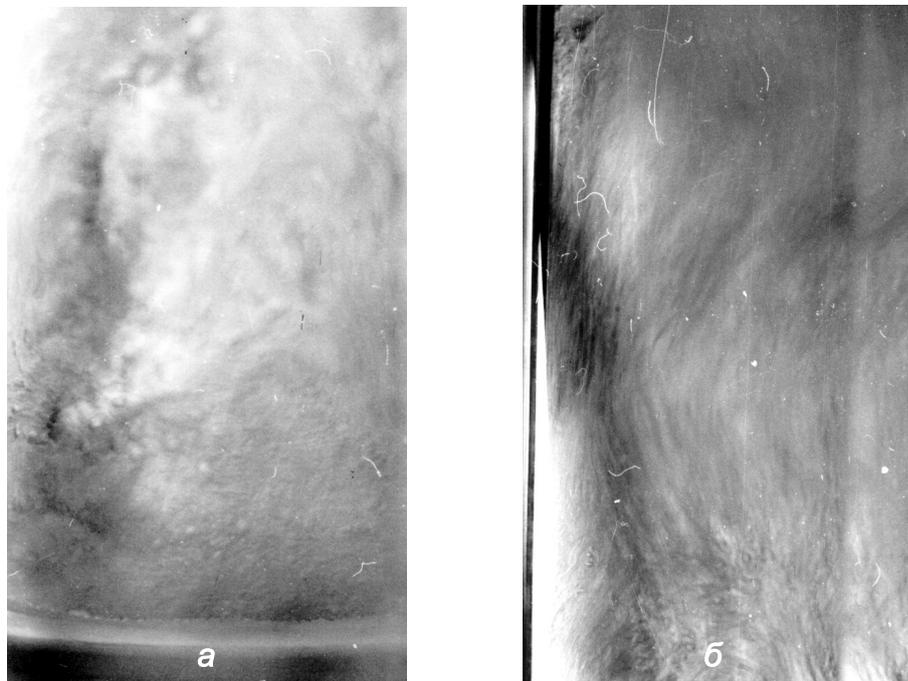


Рис. 1.28. Вспененный режим течения. Приведенная скорость жидкости 0.48 м/с; приведенная скорость газа 3.4 м/с.

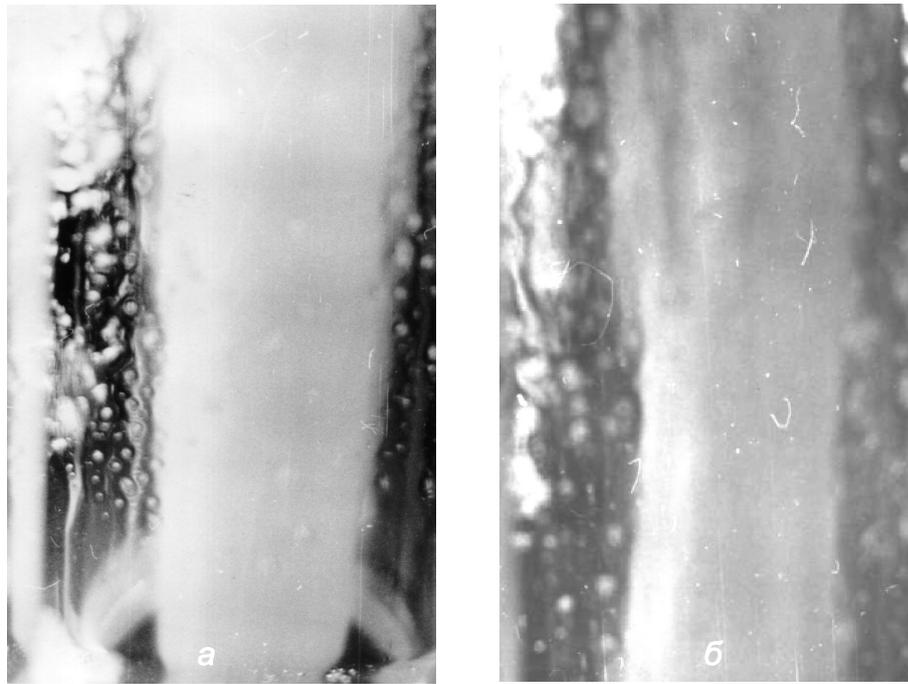


Рис. 1.29. Струйное течение. Приведенная скорость жидкости 1 м/с; приведенная скорость газа 11 м/с.

удалении от сечения расширения. Место присоединения струи может перемещаться по высоте в зависимости от скорости смеси. При уменьшении расхода одного из компонентов при сохранении расхода другого компонента происходит скачкообразный обратный переход к двухфазному течению, заполняющему все сечение канала.

Истечение газа в слой жидкости и переход к струйному течению исследовалось в работах [58–60]. В работе [60] предполагается, что изменение режимов истечения газовой струи из погруженного в жидкость сопла связано с волновой природой процесса. При больших динамических напорах газового потока перекрытие отдельных пузырей на срезе сопла обтекающими капиллярными волнами становится невозможным, вследствие чего наблюдается струйный режим истечения. Критерием смены режимов истечения является комбинации чисел Вебера и Лапласа. В данном случае происходит совместное истечение жидкости и газа в канал с внезапным расширением, поэтому режим истечения будет зависеть также от газосодержания потока.

На Рисунке 1.30а показана зависимость расхода газа, при котором происходит переход, от массового расхода жидкости. Чем меньше расход жидкости, тем

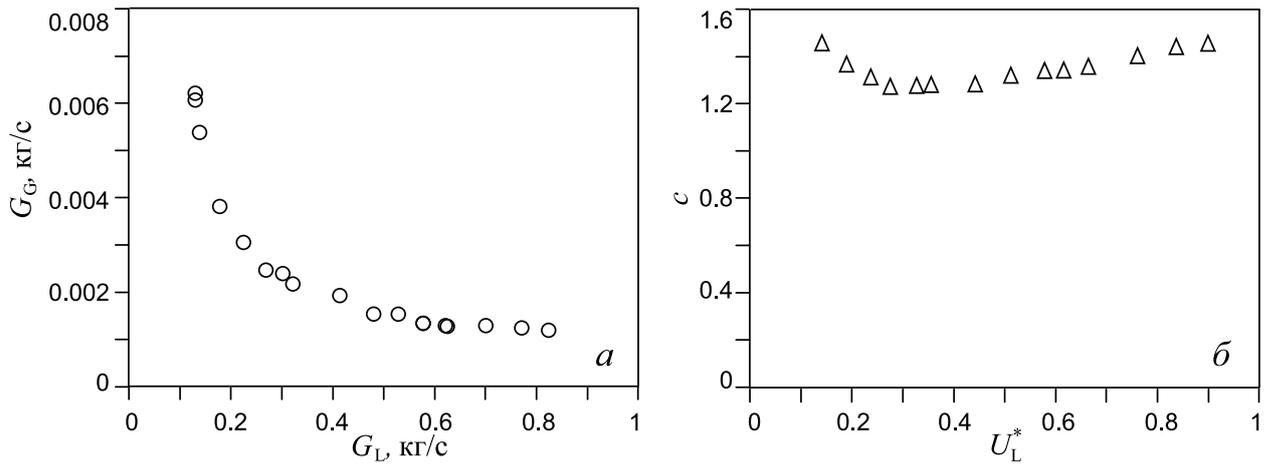


Рис. 1.30. Корреляция между параметрами течения жидкости и газа на границе перехода к струйному течению в канале с внезапным расширением. *a* — массовые расходы газа и жидкости; *b* — обработка данных по уравнению (1.16).

большой расход газа необходим для перехода к струйному течению. Такая же связь имеется между приведенными динамическими напорами газа и жидкости на границе перехода $\sqrt{\tilde{\rho}_G} U_G$ и $\sqrt{\tilde{\rho}_L} U_L$, здесь $\tilde{\rho}_G = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$, $\tilde{\rho}_L = \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G}}$. Характер перехода указывает на то, что изменяется баланс инерционных и массовых сил в потоке. Аналогичное явление наблюдается при течении двухфазной смеси в вертикальных трубах в режиме захлебывания. Хотя механизмы захлебывания потока и перехода к струйному течению вероятнее всего различны, тем не менее, критерии перехода могут быть одними и теми же. Таким безразмерным критерием является число Фруда, так как оно характеризует соотношение сил инерции и силы тяжести. Уоллис [61] предложил для описания процесса захлебывания эмпирическую зависимость:

$$U_G^{*1/2} + a U_L^{*1/2} = c, \quad (1.16)$$

где $a = 1$ для турбулентного течения, $c = 0.75-1.0$ — константа, зависящая от свойств жидкости и способов смешения потоков. Безразмерные приведенные скорости фаз $U_L^* = U_L \sqrt{\frac{\rho_L}{gD(\rho_L - \rho_G)}}$ и $U_G^* = U_G \sqrt{\frac{\rho_G}{gD(\rho_L - \rho_G)}}$ можно рассматривать как числа Фруда. Переход к струйному течению описывается формулой (1.16) с константами $a = 1$ и $c \approx 1.3$ [45, 51, 52] (Рисунок 1.30б).

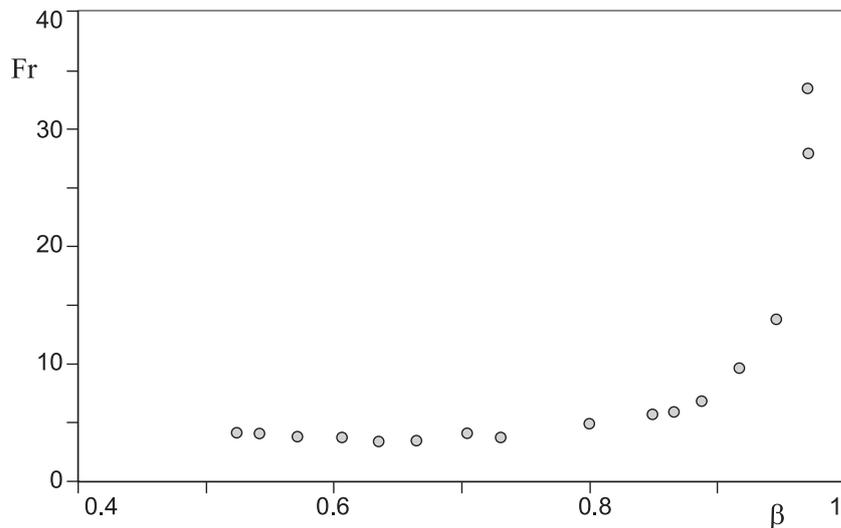


Рис. 1.31. Корреляция между параметрами течения жидкости и газа на границе перехода к струйному течению в канале с внезапным расширением.

В отличие от явления захлебывания при противоточном течении газа и жидкости, для обработки данных по переходу к струйному течению целесообразно использовать скорость смеси и плотность смеси в качестве характерных параметров в числе Фруда $Fr = \frac{U_{см}^2}{g d_2}$. Обработка данных, приведенная на Рисунке 1.31, показывает, что число Фруда по скорости смеси остается постоянной величиной в широком диапазоне изменения расходных газосодержаний потока. При больших газосодержаниях потока, соответствующих переходу от вспененного к кольцевому режиму течения, расход газовой фазы, необходимый для отрыва струи от стенок канала, резко возрастает.

1.5.4. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи по длине канала

В данном разделе представлены результаты измерений коэффициента массоотдачи на стенке канала с внезапным расширением при течении газожидкостного потока, [43, 45, 51]. На Рисунке 1.32 показана зависимость безразмерного коэффициента массоотдачи Sh от безразмерной длины канала для различных газосодержаний. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи зависит как от скорости жидкости, так и от расходного газосодержания β . Влияние

газосодержания проявляется по разному для различных расходов жидкости. При малых расходах жидкости коэффициенты массоотдачи увеличиваются с увеличением газосодержания для различных значений степени расширения. В целом изменение коэффициента массоотдачи по длине аналогично однофазному потоку, но в зависимости от газосодержания могут возникать локальные максимумы или минимумы массоотдачи. Наличие максимума в распределении истинного газосодержания на расстоянии порядка 4 дюймов от сечения расширения было обнаружено в работе [62]. Измерения распределения газосодержания в этой работе были проведены методом гамма-просвечивания.

Для канала с расширением 1:2 при малых расходах жидкости имеют место два локальных максимума на расстояниях порядка одного и двух диаметров канала. Во второй половине канала коэффициенты массоотдачи практически не изменяются по длине. С увеличением расхода жидкости локальный максимум смещается к точке $x/d_2 = 2.3$. На расстояниях до $x/d_2 = 1$ влияние газосодержания уменьшается и при больших расходах жидкости практически исчезает. Визуальные наблюдения показывают, что в этих режимах в углах канала вблизи сечения расширения практически отсутствуют пузырьки газа. При больших расходах жидкости появляется локальный максимум на расстоянии $x/d_2 = 5$, что, вероятно, обусловлено возникновением вихрей другого масштаба. Визуальные наблюдения показывают, что течение в этой зоне носит хаотический характер без четко выраженного направления движения. Два локальных максимума коэффициентов теплоотдачи наблюдалось в работе [28] для малых чисел Рейнольдса при очень низких значениях газосодержания 3–4%. Для канала со степенью расширения $E = 1:4$ вблизи входа в трубу коэффициент массоотдачи практически не отличается от однофазного течения, а при больших расходах жидкости в этой зоне также появляется локальный минимум. Значение коэффициента массоотдачи в точке максимума значительно выше, чем в канале с расширением 1:2. Положение максимумов массоотдачи слабо зависит от величины газосодержания. После достижения максимума коэффициенты массоотдачи

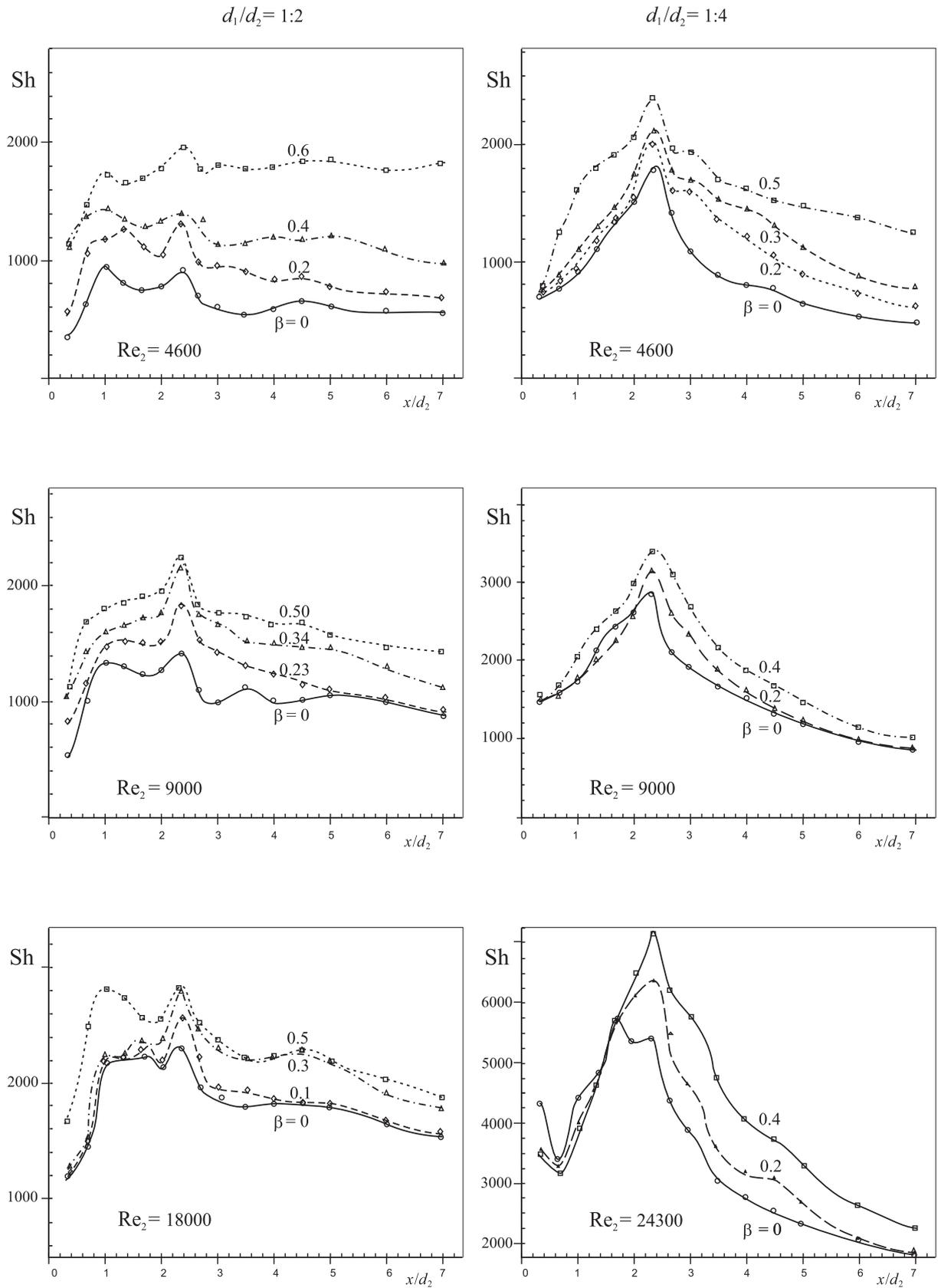


Рис. 1.32. Распределение локальных коэффициентов массоотдачи по длине канала с внезапным расширением.

резко падают и на выходе из канала приближаются к тем же значениям, что и в канале с расширением 1:2.

Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи в различных зонах канала с расширением показано на Рисунке 1.33. На расстоянии от входа порядка диаметра влияние газосодержания при больших расходах жидкости отсутствует. Визуально в этой зоне пузырьки газа имеются, но на массообмен это не оказывает влияния. При малых расходах жидкости при увеличении газосодержания наблюдается аномальное повышение коэффициентов массоотдачи, связанное с распределением пузырьков газа по сечению и вихревым движением вблизи входа в канал. Для канала с расширением 1:4 влияние скорости жидкой фазы на относительные коэффициенты массоотдачи существенно меньше.

В области максимума массоотдачи при $x/d_2 = 2.3$ влияние расхода жидкости на относительный коэффициент массоотдачи практически отсутствует, массообмен здесь возрастает как при течении в трубе пропорционально скорости смеси. Существенное возрастание относительных коэффициентов массоотдачи наблюдается только в канале с расширением 1:2 при больших газосодержаниях. На этом рисунке приведено сравнение полученных в экспериментах коэффициентов массоотдачи при $x/d_2 = 2.3$ с данными [25]. Для обеих степеней расширения канала наблюдается удовлетворительное совпадение относительных коэффициентов массоотдачи в зоне максимума.

На выходе из канала, при $x/d_2 = 7$, массообмен плавно растет с увеличением газосодержания, за исключением неустойчивых режимов при малых расходах жидкости. Как и в однофазном потоке, коэффициенты массоотдачи стремятся к соответствующим установившимся значениям для прямой трубы.

Приведенные на Рисунках 1.32 и 1.33 данные показывают, что относительные коэффициенты массоотдачи зависят не только от величины газосодержания, но в значительной степени от скорости жидкости. По аналогии с течением газожидкостной смеси в трубах такая зависимость объясняется распределени-

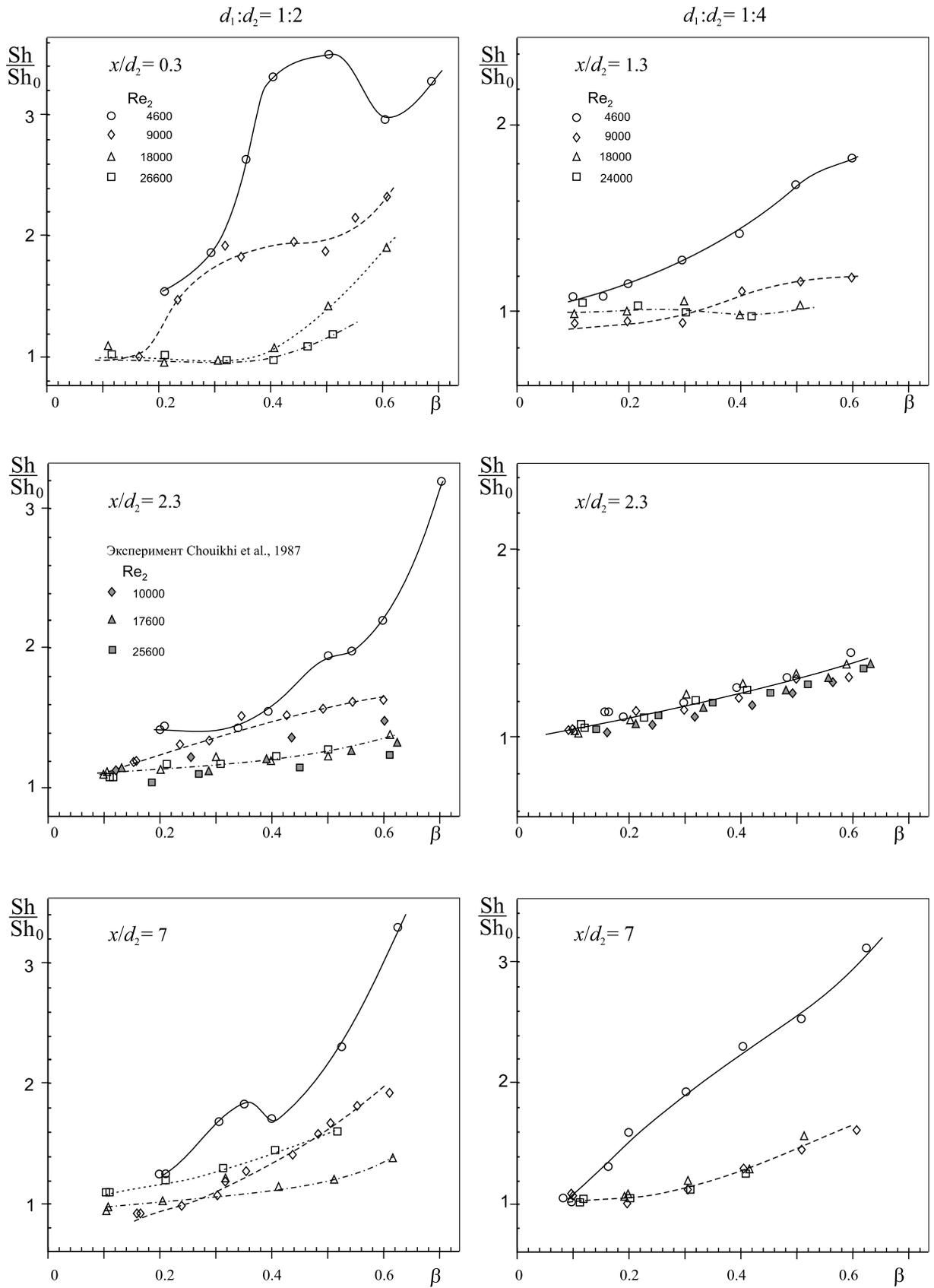


Рис. 1.33. Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи в различных сечениях канала с внезапным расширением.

ем газосодержания по сечению трубы. В случае течения в канале с внезапным расширением существенное влияние на распределение газа по сечению оказывают вихревые зоны, протяженность которых и интенсивность движения в них зависят от скорости жидкости. Влияние двухфазности потока проявляется по-разному в разных зонах канала с расширением. В зоне рециркуляции вблизи сечения расширения при больших расходах жидкости влияние газосодержания вообще отсутствует, т. к. эта зона почти свободна от пузырьков газа. С точки зрения интенсификации процесса массоотдачи наиболее важной является зона, расположенная на расстоянии от двух до четырех диаметров канала от сечения расширения. В достаточно широком интервале изменения газосодержаний и режимов течения и для различных степеней расширения в этой области наблюдается максимум массоотдачи. Максимум коэффициентов тепло – и массоотдачи в однофазном потоке связан с присоединением потока и практически совпадает с тем местом, где происходит присоединение.

Полные данные по максимальным коэффициентам массоотдачи, полученные в работе [25] для близких условий проведения экспериментов и одинаковой методики измерения, показаны на Рисунке 1.34. Каждая линия на этом рисунке обобщает данные для соответствующей степени расширения. Характерным размером в приведенных зависимостях для максимальных коэффициентов массоотдачи является диаметр трубы, в которую происходит истечение. Замена характерного размера на диаметр трубы, из которой происходит истечение, позволила нам обобщить данные по максимальному коэффициенту массоотдачи [25] для всех степеней расширения с разбросом $\pm 15\%$ зависимостью (1.17) (линия *I* на Рисунке 1.35):

$$\text{Sh}_{\text{макс}} = 0.23 \text{Re}_{L1}^{0.7} \text{Sc}^{1/3} (U_G/U_L)^{0.07}. \quad (1.17)$$

На этом рисунке пунктирные линии соответствуют максимальным коэффициентам массоотдачи для различных степеней расширения, показанным на Рисунке 1.34, а все экспериментальные данные лежат в заштрихованной зоне.

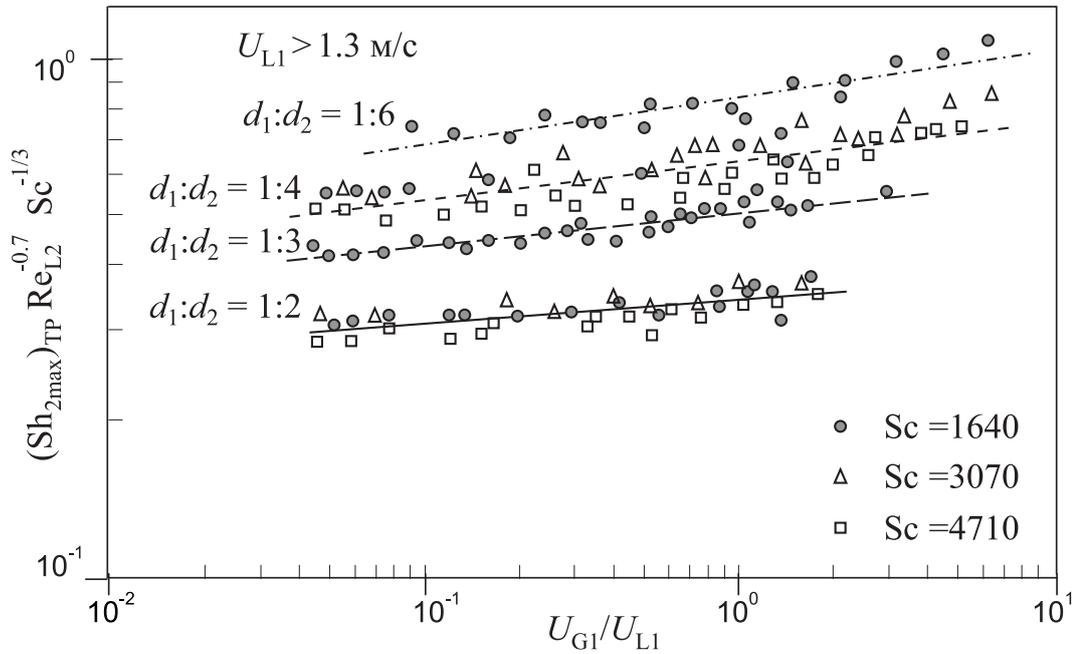


Рис. 1.34. Обобщение данных по максимальному коэффициенту массоотдачи для каналов с различным расширением [25].

Обработка данных по максимальным коэффициентам тепло – и массоотдачи показала, что скорость истечения из трубы меньшего диаметра однозначно определяет интенсивность тепло – и массопереноса в зоне присоединения потока. Исходя из этого, полученные данные для максимального коэффициента массоотдачи в двухфазном потоке были обобщены по истинной скорости жидкой фазы в канале, из которого происходит истечение. Истинное газосодержание рассчитывалось по соотношению $\varphi = 0.833 \beta$ Арманда–Невструевой [63]. Полученная обработка представлена на Рисунке 1.36. На этом графике представлены все полученные данные для степеней расширения 1:2 и 1:4, а также данные для однофазного потока. Влияние газосодержания учитывается истинной скоростью. Полученные данные удовлетворительно обобщаются зависимостью:

$$\text{Sh}_{\text{макс}} = 0.252 \text{Re}'_{L1}{}^{0.7} \text{Sc}^{1/4}. \quad (1.18)$$

По сравнению с формулой (1.17) в данном подходе не требуется вводить дополнительный параметр для двухфазного потока в виде отношения приведенных скоростей фаз.

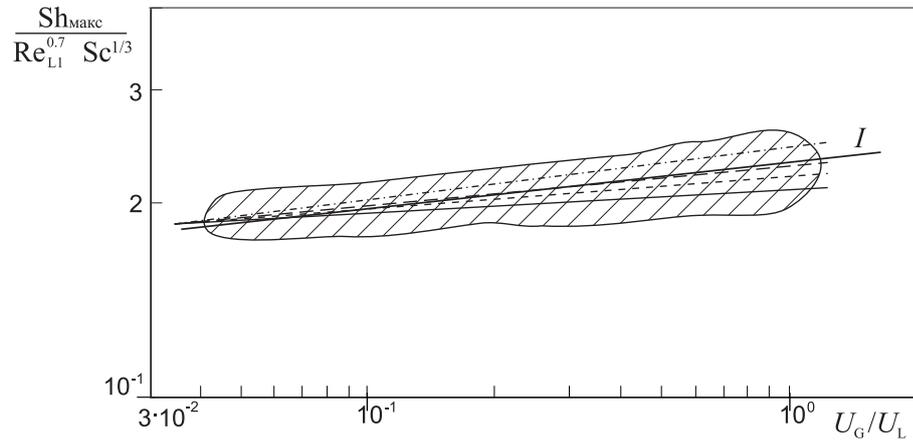


Рис. 1.35. Обобщение данных по максимальному коэффициенту массоотдачи для каналов с различным расширением [25] по формуле (1.17). Обозначения линий как на Рисунке 1.34.

Визуализация и данные измерений локальных коэффициентов массоотдачи показывают, что стабилизация потока после внезапного расширения начинается на выходе из канала. Влияние степени расширения на коэффициенты массоотдачи и в однофазном и в двухфазном потоке уменьшается, поэтому обработку данных в этой области целесообразно вести по диаметру d_2 . Такая обработка по скорости смеси $U_{см2} = U_{L2} + U_{G2}$ представлена на Рисунке 1.37. Данные по коэффициентам массоотдачи в однофазном потоке и при больших расходах жидкости в двухфазном потоке удовлетворительно обобщаются зависимостью:

$$Sh_{стаб2} = 0.135 Re_{см2}^{0.75} Sc^{1/4}. \quad (1.19)$$

Отклонения наблюдаются в области аномального влияния газосодержания на массообмен при малых скоростях течения жидкой фазы.

Приложение к Главе 1

Аналогия Рейнольдса в двухфазном газожидкостном потоке

К числу непрямых методов определения коэффициентов массопереноса относится подход, основанный на аналогии Рейнольдса, в котором по измерениям

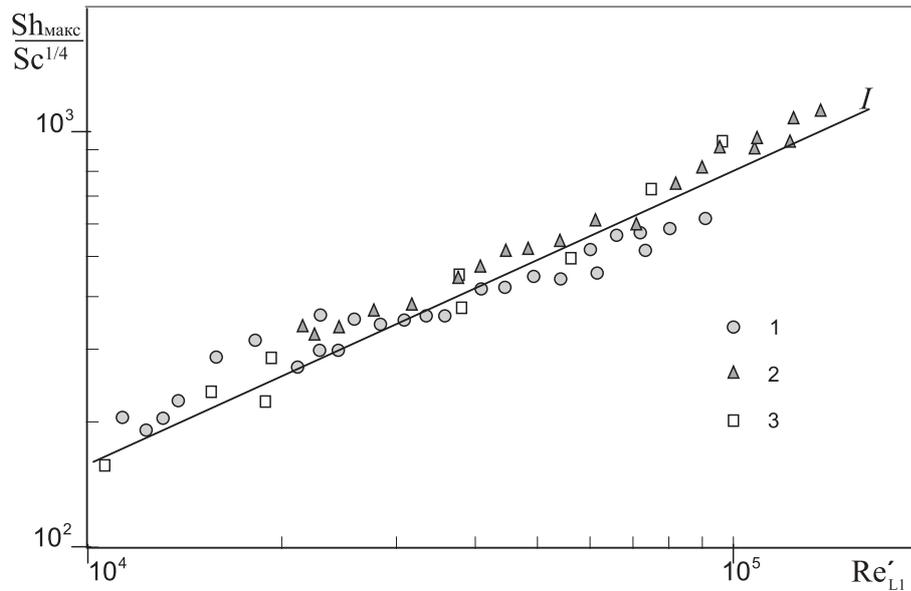


Рис. 1.36. Обобщение данных по максимальному коэффициенту массоотдачи для каналов с внезапным расширением. 1 — $E=1:2$; 2 — $E=1:4$; 3 — однофазный поток; I — расчет по формуле (1.18).

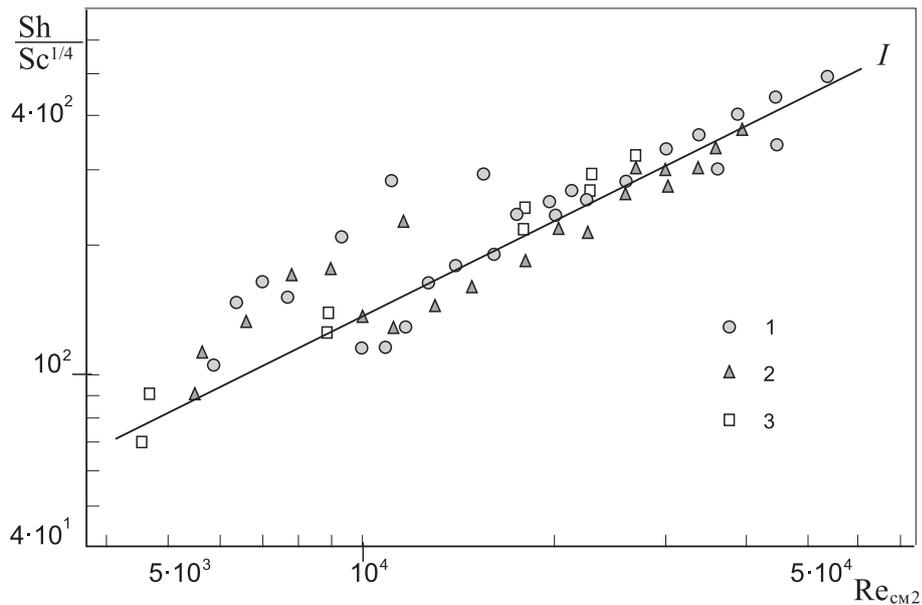


Рис. 1.37. Обобщение данных по коэффициентам массоотдачи на выходе из канала с внезапным расширением. 1 — $E=1:2$; 2 — $E=1:4$; 3 — однофазный поток; I — расчет по формуле (1.19).

коэффициентов теплоотдачи на стенках каналов можно рассчитать коэффициенты массоотдачи. Возможность использования такого подхода для течения однофазной среды в каналах стандартной геометрии обосновывается теорией подобия при соблюдении равенства определяющих безразмерных критериев [64].

При течении двухфазных потоков аналогия Рейнольдса не всегда выполняется. В работе [65] проведено исследование влияния газосодержания на теплообмен в пузырьковом режиме течения двухфазного потока в трубе. Были измерены коэффициенты теплоотдачи и поля температур в восходящем и нисходящем потоках воды и ртути с пузырьками газа. Коэффициент теплоотдачи вначале резко возрастает с увеличением газосодержания φ , но при значениях $\varphi > 0.1$ его влияние на коэффициент теплоотдачи уменьшается. Влияние газосодержания на теплообмен снижается с увеличением расхода жидкости. По аналогии Рейнольдса относительный коэффициент теплоотдачи в двухфазном потоке может быть записан в виде функции относительного коэффициента гидравлического сопротивления:

$$\frac{\alpha_{\text{дв}}}{\alpha_0} \approx \sqrt{\frac{\zeta}{\zeta_0}}, \quad (1.20)$$

где ζ_0 — коэффициент сопротивления в однофазном потоке. Сравнение результатов измерения коэффициентов теплоотдачи данной работы и измерения коэффициентов гидравлического сопротивления работы [63] показало, что соотношение (1.20) не выполняется. Отношение коэффициентов теплоотдачи в области небольших газосодержаний в несколько раз превосходит отношение гидравлических сопротивлений. Прямые измерения величины трения на стенке с помощью электрохимического метода [36] показали, что существует область аномального повышения трения в пузырьковом режиме течения, которая не была обнаружена в опытах [63]. Аномальное повышение трения связано с повышенной концентрацией пузырьков малого размера у стенки трубы. На Рисунке 1.38 видно, что расхождение результатов измерения теплоотдачи [65] и гидравлического сопротивления [63] наблюдается именно в области аномального повышения трения, обнаруженного в [36].

В работах автора приведены результаты исследования исследования тепло – и массообмена при течении двухфазного газожидкостного потока в вертикальной трубе [41, 66, 67]. Целью этих исследований было изучение взаимосвязи

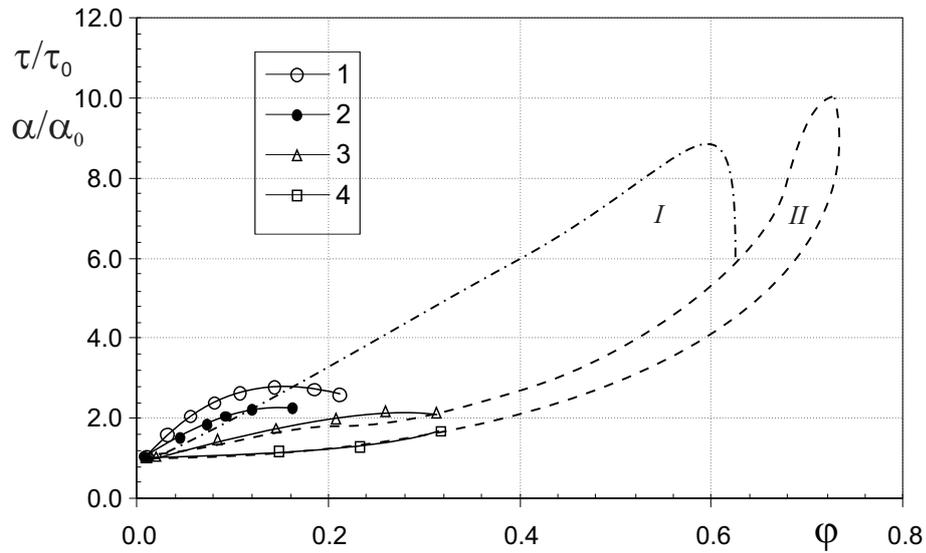


Рис. 1.38. Зависимость относительных коэффициентов теплоотдачи и трения на стенке от истинного газосодержания. 1–4 — данные по теплоотдаче [65]; *I* — область аномального повышения трения [36]; *II* — данные по трению [63].

между процессами теплопереноса, массопереноса и гидравлическими характеристиками при течении двухфазного газожидкостного потока. Измерения коэффициентов теплоотдачи, массоотдачи и трения на стенке были проведены в одинаковых условиях течения двухфазного газожидкостного потока в широком диапазоне изменения расходов жидкости и газа в пузырьковом, снарядном, кольцевом и дисперсно-кольцевом режимах течения.

Результаты измерения коэффициентов теплоотдачи в газожидкостном потоке в вертикальной трубе приведены на Рисунке 1.39, где показано влияние расхода газа на коэффициенты теплоотдачи для различных расходов жидкости [40]. Для приведенной скорости жидкости $U_{L0} = 0.5$ м/с коэффициенты теплоотдачи вначале растут при увеличении скорости газа до 30–40 м/с, затем начинают уменьшаться. При больших расходах жидкости коэффициенты теплоотдачи слабо зависят от расхода газа, причем область ухудшения теплоотдачи в этом случае отсутствует. При течении жидкости с приведенной скоростью $U_{L0} = 0.5$ –1.0 м/с коэффициенты теплоотдачи слабо растут с увеличением давления. При больших значениях приведенной скорости жидкости влияние давления на теплоотдачу практически исчезает. Ухудшение теплообмена

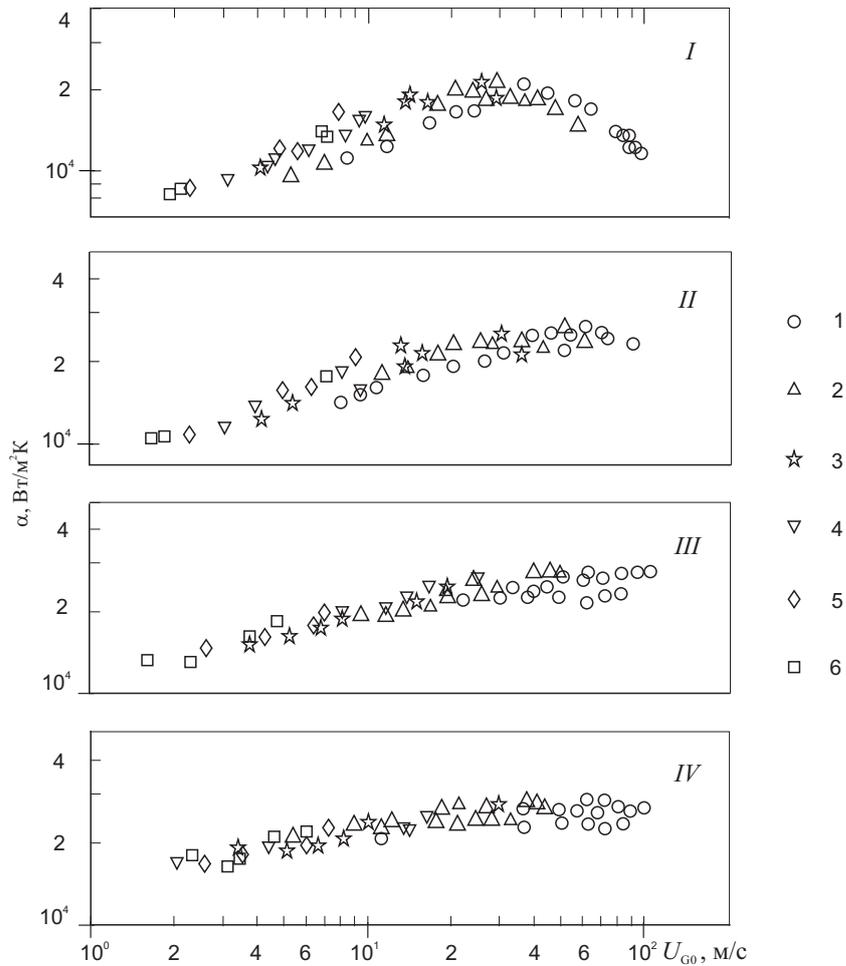


Рис. 1.39. Зависимость коэффициентов теплоотдачи от приведенной скорости газа.

p , бар: 1 — 1; 2 — 2; 3 — 4; 4 — 6; 5 — 8; 6 — 10. U_{L0} , м/с: I — 0.5; II — 1.0; III — 2.0; IV — 2.6.

при больших скоростях газа также не наблюдается. Измерение коэффициентов массоотдачи и трения на стенке трубы при вынужденном течении двухфазного газожидкостного потока проведено с помощью электродиффузионного метода. Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи для прямой вертикальной трубы показано на Рисунке 1.40 [45]. Для значений приведенных скоростей жидкой фазы от 0.5 до 1 м/с относительные коэффициенты массоотдачи зависят не только от величины газосодержания, но и от приведенной скорости жидкости. Такая неоднозначная зависимость интенсивности массопереноса на стенке связана с характером распределения газосодержания по сечению трубы в пузырьковом режиме течения. Выше было показано аналогичное влияние газосодержания на величину относительного трения на

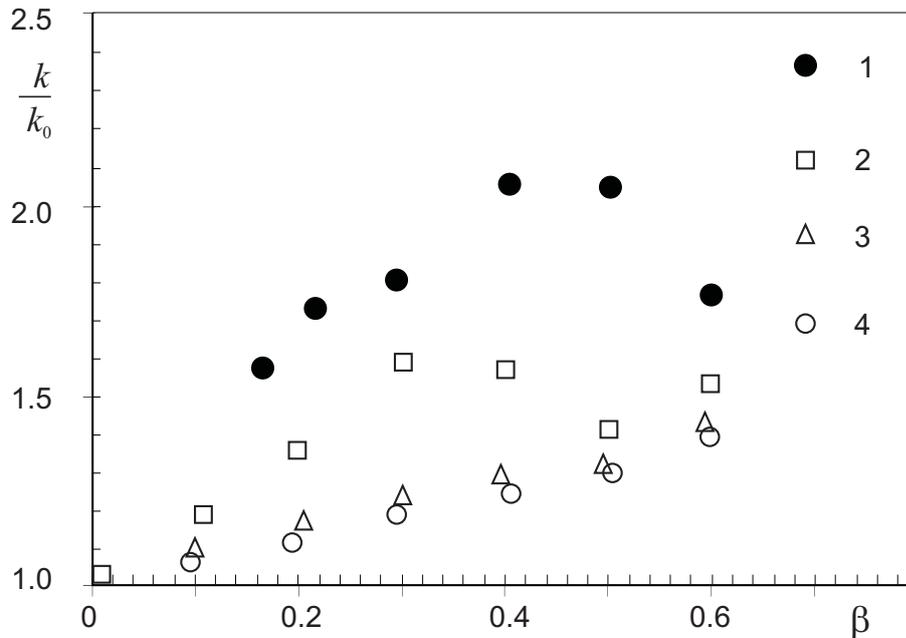


Рис. 1.40. Влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи.

1 — $U_{L0} = 0.5$ м/с; 2 — $U_{L0} = 1$ м/с; 3 — $U_{L0} = 2$ м/с; 4 — $U_{L0} = 3$ м/с.

стенке в газожидкостных потоках (Рисунок 1.38). Оно объяснялось повышением концентрации пузырьков газа вблизи стенки при малых приведенных скоростях жидкости. Позднее это было подтверждено на основе одновременных измерений трения на стенках и распределения газосодержания и скорости в наклонном плоском канале [68]. В пузырьковом режиме течения двухфазного потока возникают дополнительные возмущения от движущихся в пристенном слое пузырьков газа. При больших скоростях жидкости уровень этих возмущений становится незначительным на фоне высокой степени турбулентности несущего потока. В этих условиях относительные коэффициенты массоотдачи однозначно зависят от величины объемного расходного газосодержания.

Сопоставление относительных коэффициентов массоотдачи, теплоотдачи и трения на стенке для одинаковых условий течения приведено на Рисунке 1.41 [37]. Здесь величины τ_0 , α_0 , k_0 измерены в тарировочных опытах при течении однофазной жидкости с приведенной скоростью U_{L0} . Для примера приведены данные только для атмосферного давления. Данные по теплоотдаче в области ухудшения при больших газосодержаниях опущены. В широком диапа-

зоне изменения режимных параметров наблюдается не только качественное, но и количественное совпадение относительных коэффициентов тепло – и массоотдачи и трения на стенке.

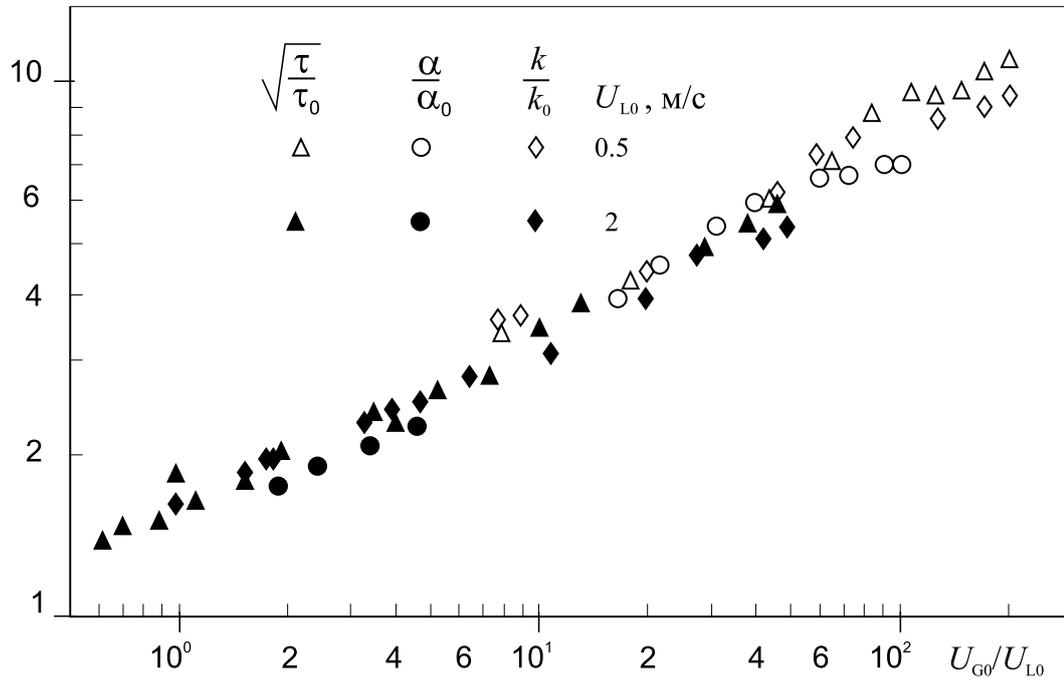


Рис. 1.41. Сопоставление относительных коэффициентов тепло – и массоотдачи и трения на стенке.

отдачи и трения на стенке, т. е. в безразмерном виде:

$$\frac{\text{Nu}_{\text{дв}}}{\text{Nu}_0} = \frac{\text{Sh}_{\text{дв}}}{\text{Sh}_0} = \sqrt{\frac{\tau}{\tau_0}}. \quad (1.21)$$

Из этого соотношения следует, что связь между трением и коэффициентами тепло – и массоотдачи в двухфазном потоке такая же, как и в однофазном потоке:

$$\left(\frac{\text{Nu}}{\sqrt{\tau}}\right)_{\text{дв}} = \left(\frac{\text{Nu}}{\sqrt{\tau}}\right)_0 \quad \text{и} \quad \left(\frac{\text{Sh}}{\sqrt{\tau}}\right)_{\text{дв}} = \left(\frac{\text{Sh}}{\sqrt{\tau}}\right)_0. \quad (1.22)$$

В той области режимных параметров, где относительные коэффициенты теплоотдачи, массоотдачи и трения на стенке совпадают, связь между ними может быть выражена теми же зависимостями, что и в однофазном потоке.

Для теплообмена в жидкостях с числом Прандтля, ненамного отличающимся от единицы, Кутателадзе [69] получил зависимость:

$$\text{Nu} = \frac{\zeta \text{Re Pr}}{40\sqrt{\zeta} (\text{Pr}^{2/3} - 1) + 8}. \quad (1.23)$$

Аналогичная формула была получена Петуховым и Кирилловым [70]:

$$\text{Nu} = \frac{(\zeta/8) \text{Re Pr}}{1.07 + 12.7\sqrt{(\zeta/8)} (\text{Pr}^{2/3} - 1)}. \quad (1.24)$$

Применение этих зависимостей для расчетов в двухфазных потоках в неизменном виде затруднено, поскольку характерная скорость, входящая в число Рейнольдса, и коэффициент сопротивления могут быть определены с большой погрешностью. Их произведение $\sqrt{\zeta/8} u = v_*$ может быть определено в экспериментах путем измерения трения на стенке, $v_* = \sqrt{\tau/\rho_L}$. Тогда

$$\sqrt{\frac{\zeta}{8}} \text{Re} = \frac{v_* d}{\nu} = \text{Re}_*. \quad (1.25)$$

Обработка данных по коэффициентам теплоотдачи при течении двухфазного газожидкостного потока в вертикальной трубе по формуле (1.23) с учетом (1.25) представлена на Рисунке 1.42. До значения числа Рейнольдса $\text{Re}_* = 6\,000$ полученные автором данные, а также данные из других источников, удовлетворительно совпадают с расчетом по формуле (1.23) для однофазного конвективного теплообмена. При наступлении режимов ухудшения теплоотдачи экспериментальные данные отклоняются от расчетной зависимости. Для меньших расходов жидкости наблюдается резкое отклонение, в остальных случаях коэффициент теплоотдачи стремится к некоторому постоянному значению.

В экспериментах по измерению коэффициентов массоотдачи характерное диффузионное число Прандтля (число Sc) изменялось в диапазоне 300–1700. В работе [75] Кутателадзе получил зависимость для расчета коэффициентов теплоотдачи для течения однородной жидкости с числом Прандтля $\text{Pr} \gg 1$:

$$\text{Nu} = 0.115\sqrt{\frac{\zeta}{8}} \text{Re Pr}^{1/4}. \quad (1.26)$$

На Рисунке 1.43 представлены экспериментальные данные автора по массоотдаче при течении двухфазного потока в вертикальной трубе [37]. Сопоставление дано с расчетом по формуле (1.26) с учетом (1.25). Экспериментальные данные

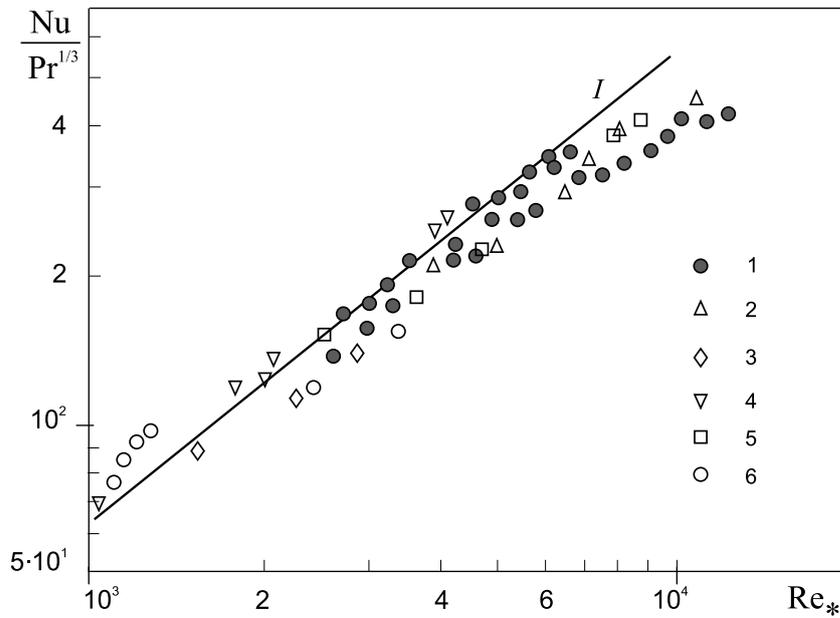


Рис. 1.42. Обработка данных по теплоотдаче. 1 — автор [40]; 2 — [71]; 3 — [72]; 4 — [73]; 5 — [74]; 6 — [42]; I — расчет по формуле (1.23).

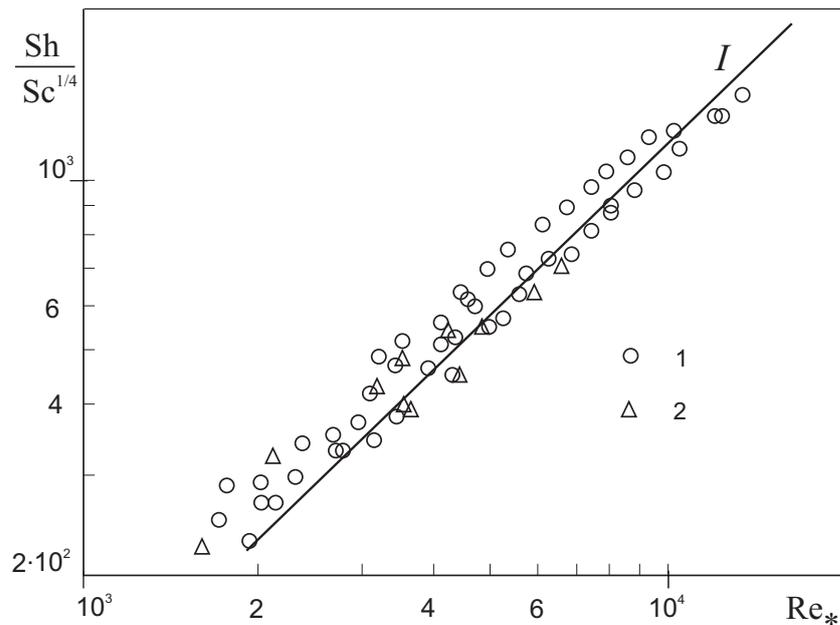


Рис. 1.43. Обобщение результатов измерения коэффициентов массоотдачи в двухфазном потоке. 1 — газожидкостный поток, $p = 1-10$ бар [40]; 2 — парожидкостный поток, $p \approx 0.2$ бар [76]; I — расчет по формуле (1.26).

по коэффициентам тепло- и массоотдачи при малых приведенных скоростях жидкой фазы в области аномального влияния газосодержания также обобщаются по формулам для однофазного турбулентного тепло-массопереноса, поскольку трение на стенке для этих режимов измерено в тех же условиях.

Результаты, представленные на Рисунках 1.41 – 1.43, показывают, что коэффициенты тепло – и массообмена на стенке трубы при течении двухфазного потока при условии сохранения плёнки жидкости на стенке подчиняются закономерностям однофазного течения и могут быть рассчитаны по формулам для однофазного конвективного теплообмена. При исследовании закономерностей тепло – или массопереноса в каналах сложной формы как при течении однофазных потоков, так и двухфазных потоков при условии наличия жидкости на стенке, могут использоваться методы, основанные на подобию основных закономерностей между тепло – и массообменом.

Основные результаты, полученные в Главе 1

Получены новые опытные данные по распределению локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности канала с поворотом потока и канала с внезапным расширением при течении газожидкостного потока в широком диапазоне изменения расходов жидкости и газа.

Максимальные коэффициенты массоотдачи в канале с поворотом потока наблюдаются на средней и внешней образующих на выходе из канала. Наибольшее влияние газосодержания на относительные коэффициенты массоотдачи наблюдается на внутренней образующей канала и обусловлено повышенной концентрацией газовой фазы. Увеличение коэффициентов массоотдачи на внешней образующей колена связано со сдвигом максимума скорости к этой поверхности под воздействием циркуляционных течений.

По степени влияния газосодержания на интенсификацию массообмена зона канала после сечения расширения делится на три области: область слабого влияния газосодержания вблизи сечения расширения; область присоединения потока с максимальными коэффициентами массоотдачи на стенке канала и область стабилизированного массообмена на выходе канала с расширением.

Получены эмпирические зависимости для максимальных коэффициентов массоотдачи в канале за сечением расширения и в канале с поворотом потока, определено положение зон с наибольшей интенсификацией массообмена по сравнению с прямыми трубами.

Показано, что при определенном сочетании расходов газа и жидкости в канале с внезапным расширением происходит отрыв потока от стенок и переход к струйному течению в канале за сечением расширения. Получена корреляционная зависимость для условий перехода.

Опытные данные по влиянию газосодержания на интенсивность массопереноса на стенке в криволинейном канале и в канале с внезапным расширением, полученные в данной работе, могут быть использованы при разработке конструкций новых тепломассообменных аппаратов с двухфазными потоками, а также для теоретического описания процесса коррозионно-эрозионного износа каналов в системах циркуляции теплоносителя в энергетическом и химическом оборудовании.

Глава 2

Гидродинамика опускного течения жидкого азота и спутного потока пара в прямоугольном миниканале

2.1. Введение

Каналы с некруглым поперечным сечением широко используются в компактных теплообменниках для охлаждения оборудования в микроэлектронике, авиационной и космической технике, криогенном оборудовании, химической технологии и многих других приложениях [77, 78]. Пример теплообменников с миниканалами приведены на Рисунке 2.1 [79]. Они охватывают широкий диапазон размеров от единиц и десятков микрометров до нескольких миллиметров. При описании процессов теплообмена и гидродинамики в каналах компактных

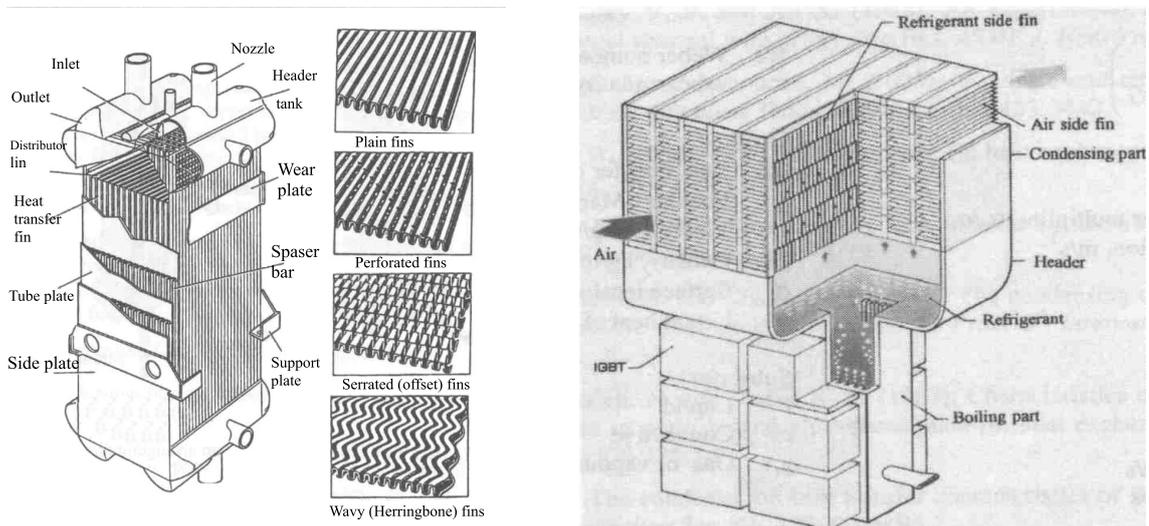


Рис. 2.1. Примеры теплообменников с мини-каналами, Vishwas V. Wadekar HTFS, Hyprotech UK Ltd.

теплообменных устройств авторы используют разную терминологию (мезоканалы, мини- и микроканалы и др.) [80, 81]. Классификация размеров каналов из работы [81] приведена на Рисунке 2.2. Общим признаком является классифика-

Таблица 1.1

Различные классификации каналов по их гидравлическому диаметру

Автор	Наименование	Характерный поперечный размер канала, мкм
С.Г. Кандликар и др. [1]	Обычные каналы	$D > 3 \cdot 10^3$
	Мини-каналы	$200 < D < 3 \cdot 10^3$
	Микроканалы	$10 < D < 200$
	Переходные микроканалы	$1,0 < D < 10$
	Переходные наноканалы	$0,1 < D < 1,0$
	Наноканалы	$D < 0,1$
С.С. Мехендейл и др. [2]	Обычные проходы	$D > 6 \cdot 10^3$
	Компактные проходы	$10^3 < D < 6 \cdot 10^3$
	Мезоканалы	$100 < D < 10^3$
	Микроканалы	$1 < D < 100$
А.П. Солодов [6]	Каналы традиционных теплообменников с трубной насадкой	$D \approx (10 \div 100) \cdot 10^3$
	Каналы компактных, в основном пластинчатых теплообменников	$D \approx (1 \div 10) \cdot 10^3$
	Каналы микроканальных теплообменников	$D \approx 10 \div 10^3$

Рис. 2.2. Классификация каналов по размеру [81].

ция по их типу, а именно традиционных, компактных или микроканальных теплообменников. При течении двухфазных потоков важными характеристиками являются соотношения между абсолютными размерами канала и характерными масштабами течения, например постоянной Лапласа, отрывным диаметром пузырька и др. В данном разделе рассматривается течение в каналах компактных теплообменников с размерами порядка 1–3 мм.

Чем меньше размер канала, тем больше особенностей и отличий наблюдается в закономерностях теплообмена и гидравлического сопротивления по сравнению с каналами обычных размеров. Это справедливо как для течения однофазных жидкостей, так и для двухфазных потоков. Так, в работе [82] наблюдалось увеличение коэффициентов теплоотдачи при конденсации хладона R-12 в прямоугольном канале с микрооребрением вследствие влияния сил поверхностного натяжения.

В литературе имеется ряд работ по исследованию режимов течения и гидравлического сопротивления двухфазных потоков в прямоугольных каналах [83–85]. Построены карты режимов для подъемного течения, по аналогии с круглыми трубами. В работе [86] было показано, что направление потока газа над поверхностью пленки воды, стекающей по внутренней стенке круглой трубы, существенно влияет на волновой профиль, амплитудно-частотные характеристики и на устойчивость течения. При спутном течении уменьшается минимальная толщина плёнки, на волновой поверхности пленки появляются высокочастотные осцилляции. Если расстояние между стенками сравнимо с капиллярной постоянной, то жидкость с широкой стороны канала перетекает в углы, образуя мениски [87, 88]. В работе [89] представлены результаты по исследованию влияния расходов жидкости и газа на волновые характеристики в узких щелевых зазорах. Результаты статистического исследования волновых характеристик пленочных течений различных жидкостей на вертикальной гладкой поверхности представлены в [90–92]. В работе [90] для измерения локальных волновых характеристик течения пленки воды использовался метод электропроводимости. В работе [91] впервые были получены волновые характеристики течения пленок жидкого азота, для чего использовался емкостной метод измерения локальной толщины [93].

В данном разделе приведены результаты исследования опускного течения жидкого азота в вертикальном прямоугольном миниканале с размером поперечного сечения 2.6×7.1 мм, длиной 250 мм [94–96]. Компактные теплообменники с каналами таких размеров особенно широко используются в криогенике и низкотемпературной технике, включая аппараты для воздухоразделения, ожижения природного газа, производство водорода, гелия и др. Течение пленки жидкости изучалось как в условиях спутного потока пара, так и при его отсутствии. Для исследования режимов течения использовались визуализация, фото — и видеосъемка течения со стороны широкой стенки и в поперечном сечении, проведены измерения локальной толщины пленки на широкой и узкой стенках канала емкостным методом.

2.2. Экспериментальная установка и методика исследования

Исследования проводились в оптическом криостате, на боковой поверхности которого были расположены четыре окна. Одно окно было установлено на верхней крышке криостата. Схема установки показана на Рисунке 2.3. Жидкий

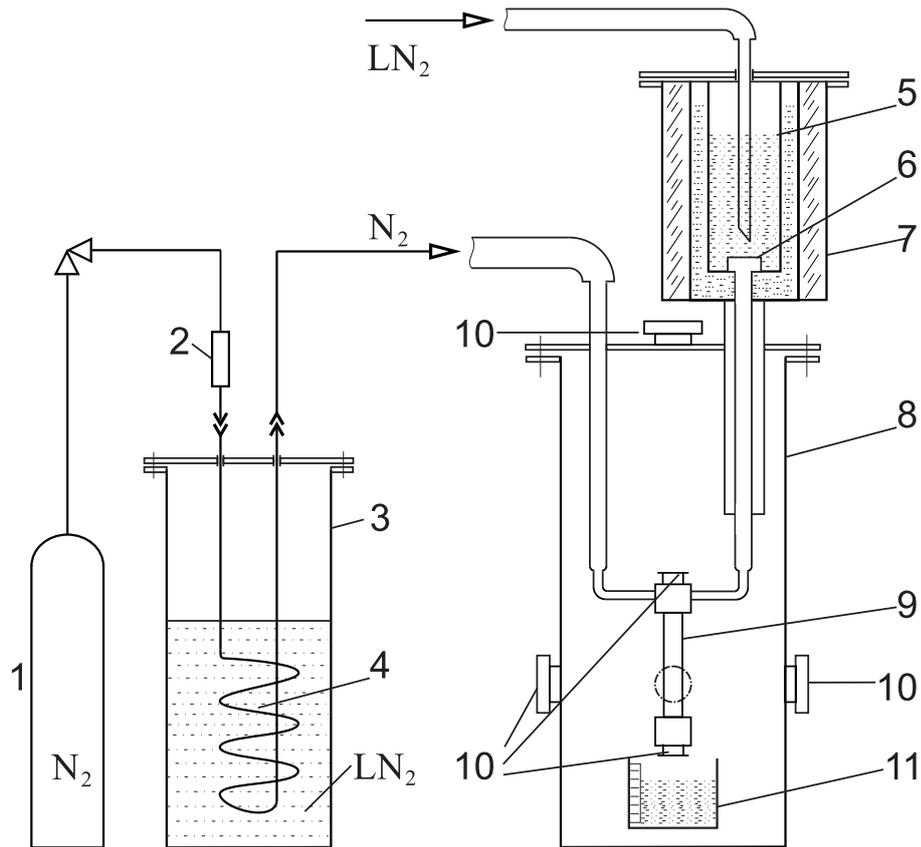


Рис. 2.3. Схема установки. 1 — сосуд высокого давления; 2 — расходомер потока газа; 3 — криостат; 4 — теплообменник; 5 — расходный бак с постоянным уровнем; 6 — калиброванная диафрагма; 7 — тепловая изоляция; 8 — оптический криостат; 9 — рабочий участок; 10 — оптические окна; 11 — объёмный расходомер.

азот подводился к рабочему участку из сосуда Дьюара через бак постоянного напора. Постоянный уровень в баке поддерживался с точностью ± 1 мм. Из бака постоянного напора жидкий азот поступал по теплоизолированному трубопроводу в верхнюю камеру рабочего участка. Для обеспечения равномерного орошения стенок канала жидкость подавалась через пористую вставку. Газообразный азот из баллона высокого давления через расходомер поступал в теп-

лообменник, погруженный в жидкий азот. Там он охлаждался до температуры жидкого азота и затем также поступал в верхнюю камеру рабочего участка. Стенки рабочего участка (Рисунок 2.4) были изготовлены из оргстекла. Для наблюдения и фотосъемки в поперечном сечении в верхней и нижней камерах рабочего участка были установлены окна из оптического стекла. Подсветка канала осуществлялась через боковые окна криостата. Для измерения толщины пленки на широкой и узкой стенках канала были установлены два емкостных датчика. Центральный электрод датчика был изготовлен из платиновой проволо-

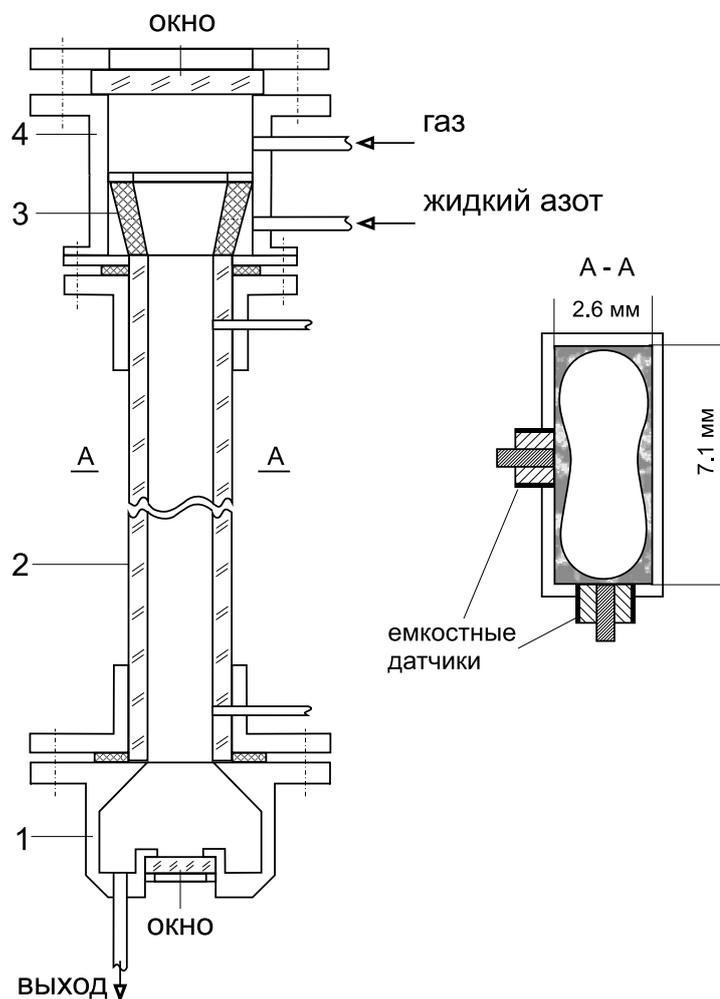


Рис. 2.4. Схема рабочего участка. 1 — выходная камера; 2 — прозрачные стенки канала; 3 — пористая вставка; 4 — корпус камеры смешения.

локи диаметром 0.45 мм, вваренной в стеклянный капилляр. Внешний электрод представлял собой трубку из нержавеющей стали наружным диаметром 2 мм. Датчики установлены на расстоянии 200 мм от входа в участок. Вследствие

кривизны свободной поверхности пленки может возникать погрешность измерения толщины, обусловленная размером измерительного объема емкостного датчика. Методика измерения и калибровки датчиков, измерительная аппаратура, методика обработки сигналов емкостных датчиков опубликованы в работах [93, 97–99]. Для определения погрешности измерения волновых характеристик пленки жидкого азота проводилась динамическая калибровка. Погрешность измерения толщины пленки в диапазоне до 500 мкм, определенная по результатам статической и динамической калибровок, была не более $\approx 5\%$.

Эксперименты проведены при атмосферном давлении. Диапазон изменения чисел Рейнольдса: для жидкой фазы — от 200 до 2 000, для паровой фазы — от 0 до 20 000. Числа Рейнольдса определены по приведенным скоростям жидкости и пара U_0 и эквивалентному гидравлическому диаметру прямоугольного канала $d = 2ab/(a + b)$.

2.3. Течение пленки жидкого азота

При малых расходах жидкости в отсутствие потока пара на широкой стороне канала жидкость течет в виде пленки с почти гладкой поверхностью, на которой имеются волны малой амплитуды и частоты. На узкой стороне канала толщина пленки также очень мала, что видно на Рисунке 2.5. Основная часть жидкости течет в углах канала. На фотографиях вблизи боковой узкой стенки имеются зоны, которые характеризуют ширину менисков. При большем расходе жидкости ширина менисков больше (Рисунок 2.5б). Это также видно и на фотографиях поперечного сечения канала (Рисунок 2.6). При течении чистой жидкости или при небольшом расходе пара на широкой стенке канала всегда наблюдались волны U-образной формы. При больших расходах жидкости U-образная форма волн на широкой стороне канала сохранялась, частота следования волн становилась выше. На узкой стенке канала толщина пленки существенно возрастает (Рисунок 2.7).

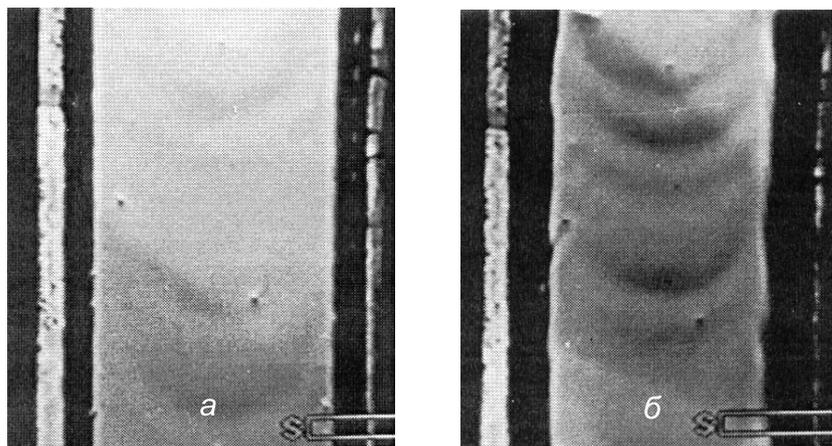


Рис. 2.5. Опускное течение жидкого азота без потока пара. $a - Re_L = 200$; $б - Re_L = 500$.

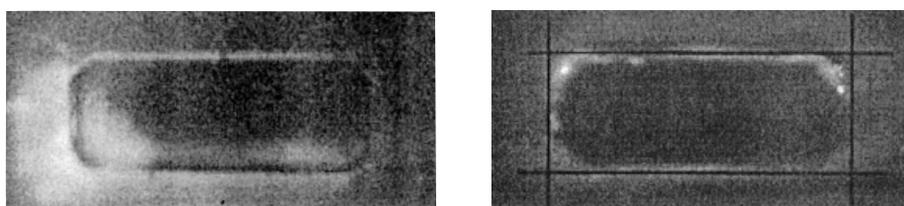


Рис. 2.6. Поперечное сечение канала. $a - Re_L = 230, Re_G = 0$; $б - Re_L = 520, Re_G = 5200$.

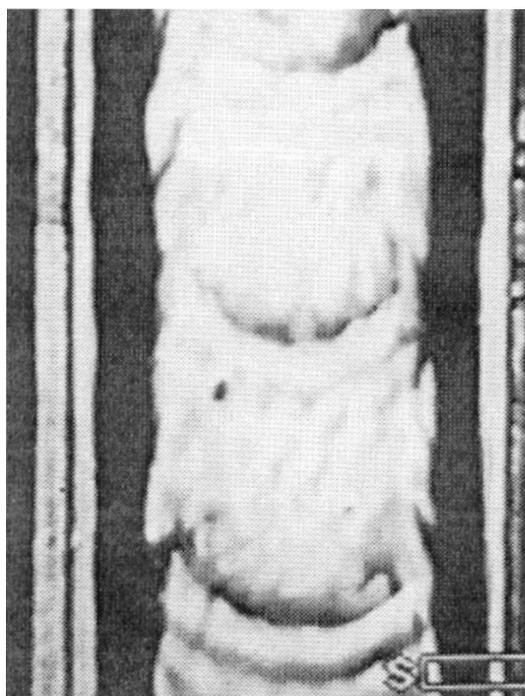


Рис. 2.7. Опускное течение жидкого азота без потока пара. $Re_L = 2000$.

Профили волновой поверхности и амплитудно-волновые спектры, полученные при обработке сигналов емкостных датчиков, показаны на Рисунках 2.8 и 2.9. При малых расходах жидкости, до чисел Рейнольдса 700 – 800, толщина

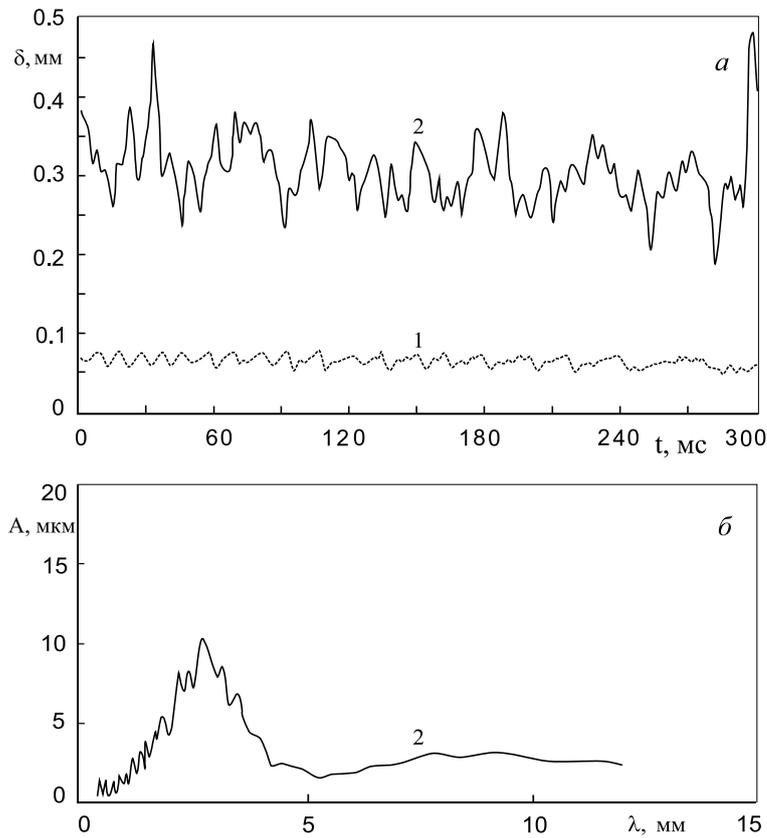


Рис. 2.8. Профиль волновой поверхности пленки (*a*) и амплитудно-волновой спектр (*б*).
1 — широкая стенка, 2 — узкая стенка; $Re_L = 500$.

пленки и амплитуда волн на широкой и узкой стенках существенно различаются. Толщина пленки в средней части узкой стенки без учета жидкости в менисках существенно ниже. Режимы течения пленки на широкой и узкой стенках являются независимыми, каждый со своими волновыми характеристиками и средней толщиной пленки. Поэтому действительные локальные числа Рейнольдса пленок на широкой и узкой стенках будут отличаться от числа Рейнольдса, рассчитанного по приведенной скорости жидкости. Это обстоятельство становится существенным при оценке интенсивности теплообмена в ламинарно-волновых режимах течения пленки. Когда число Рейнольдса жидкой фазы становится порядка 1 000 и выше, течение на широкой и узкой стенках становится взаимосвязанным. Началу этого процесса предшествует перенос части жидкости с узкой стороны на широкую волнами большой амплитуды. Вследствие этого на широкой стороне канала появляются волны большой амплитуды. Волновые спектры в этих режимах также совпадают (Рисунок 2.9).

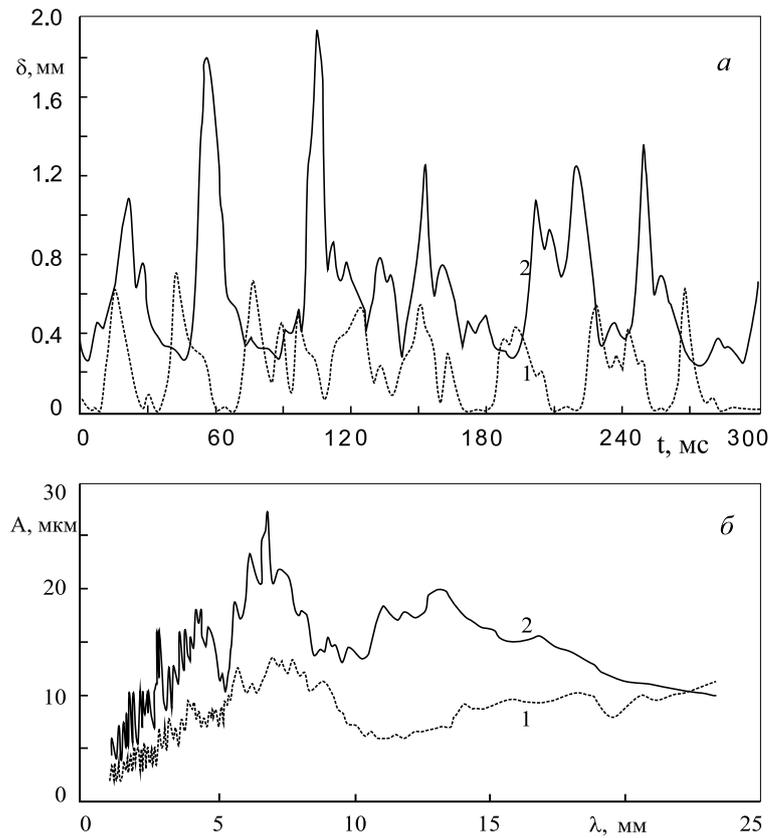


Рис. 2.9. Профиль волновой поверхности пленки (*a*) и амплитудно-волновой спектр (*б*).
 1 — широкая стенка, 2 — узкая стенка; $Re_L = 1800$.

Сравнение толщины пленки с расчетом по теории Нуссельта для гладкой вертикальной пластины показывает, что толщина пленки на широкой стенке становится более чем в два раза ниже расчетной (Рисунок 2.10). В результате перераспределения жидкости толщина пленки на узкой стенке становится значительно больше, чем на широкой (Рисунок 2.11). Такое расхождение вызвано перетеканием части жидкости с широкой стенки в углы канала под действием сил поверхностного натяжения. По мере заполнения углов канала мениски сливаются, далее средняя толщина пленки на узкой стенке быстро возрастает.

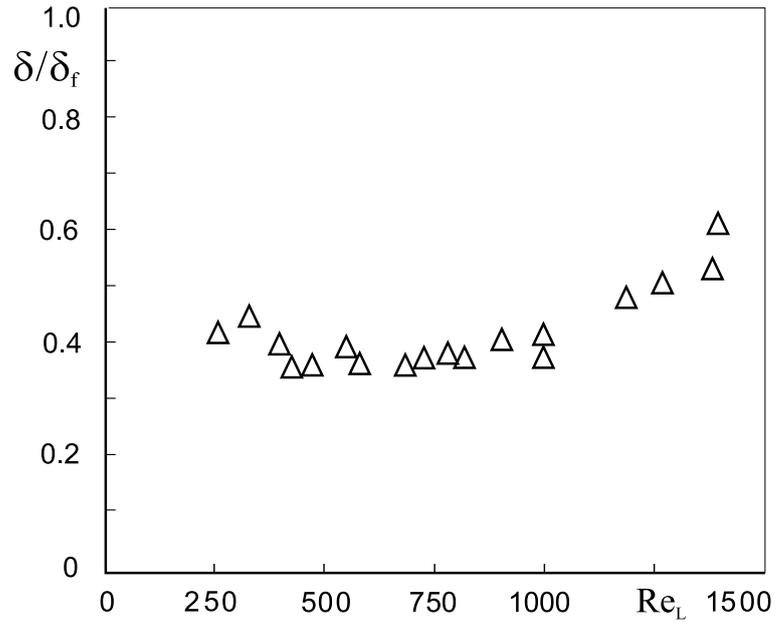


Рис. 2.10. Отношение средней толщины пленки на широкой стенке к толщине пленки, рассчитанной по теории Нуссельта.

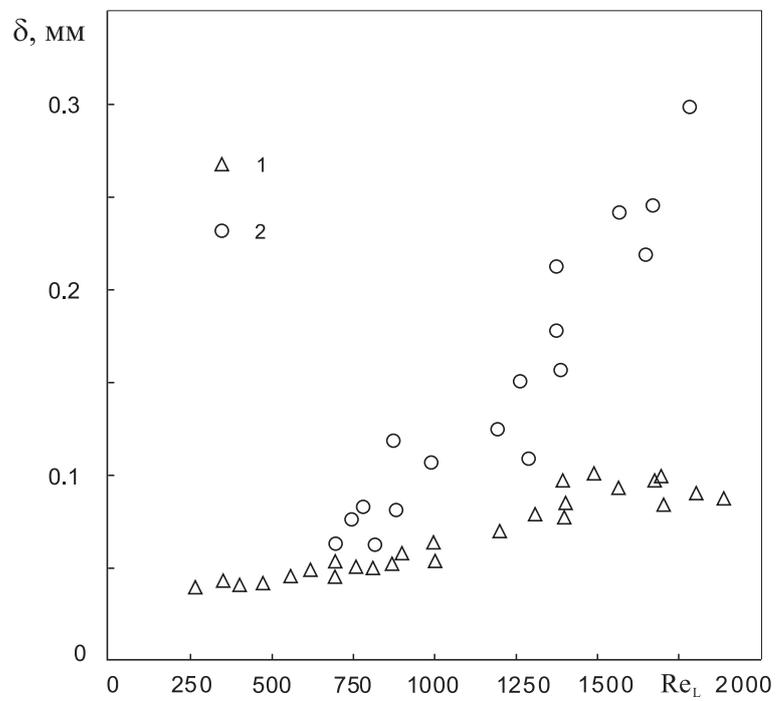


Рис. 2.11. Зависимость средней толщины пленки от числа Рейнольдса. 1 — широкая стенка, 2 — узкая стенка.

2.4. Течение пленки жидкого азота и спутного потока пара

Наблюдения и измерения толщины плёнки показывают, что влияние пара на структуру течения в канале начинается при скоростях более 1 м/с, что соответствует числу Рейнольдса паровой фазы примерно 5 000. Фотография поперечного сечения канала (Рисунок 2.6б) показывает наличие возмущений на поверхности пленки. При дальнейшем увеличении расхода пара поперечный размер волн уменьшается, частота волн увеличивается. На широкой стенке укладывается две-три волны (Рисунок 2.12). Наличие спутного потока пара

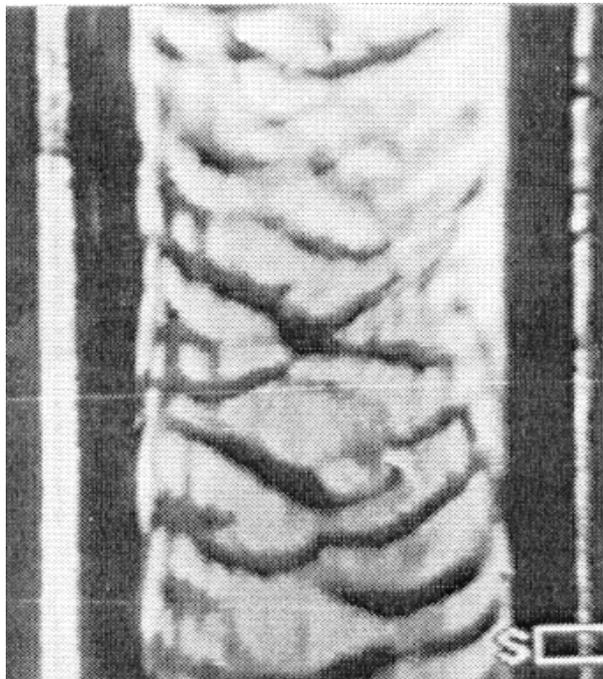


Рис. 2.12. Опускное течение пленки жидкости и потока пара. $Re_L = 500$, $Re_G = 15\,000$.

приводит к значительным колебаниям толщины плёнки на узкой стенке канала, амплитуда волн здесь велика даже при низких скоростях пара.

При больших скоростях парового потока на поверхности пленки появляется мелкая рябь, а в ядре потока видны капли жидкости (Рисунок 2.13). Значительные колебания поверхности плёнки начинаются при значениях числа Re_G больше 15 000 (Рисунок 2.14). При больших скоростях пара ($Re_G = 15\,000 - 20\,000$), волны на противоположных стенках могут взаимодействовать



Рис. 2.13. Фото поперечного сечения канала. $Re_L = 504$, $Re_G = 20\,515$.

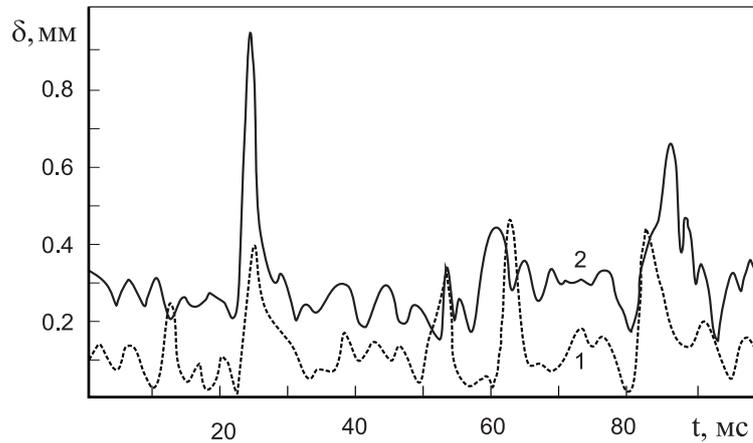


Рис. 2.14. Профиль волновой поверхности плёнки. 1 — широкая стенка, 2 — узкая стенка. $Re_L = 504$, $Re_G = 20\,515$.

друг с другом, частично перекрывая сечение канала. Волны большой амплитуды способствуют переносу жидкости с одной стенки на другую. В конечном итоге, под действием высокоскоростного потока пара толщина плёнки выравнивается по периметру (Рисунок 2.13). Этот режим аналогичен дисперсно-кольцевому течению в круглой трубе.

Обработка результатов измерения волновых характеристик показывает, что спутный поток пара ускоряет переход к стохастическому волновому процессу и уменьшает амплитуду пульсаций толщины пленки (Рисунок 2.15). До значения числа Рейнольдса паровой фазы $Re_G = 10\,000$ на узкой стенке наблюдаются волны с характерными частотами, волновые спектры плёнки на широкой и на узкой стенках при этом различаются. Для режима $Re_L = 500$ и $Re_G > 10\,000$ наблюдается переход к связанным стохастическим колебаниям на широкой и на узкой стенках. Для течения плёнки жидкости без пара такой переход на-

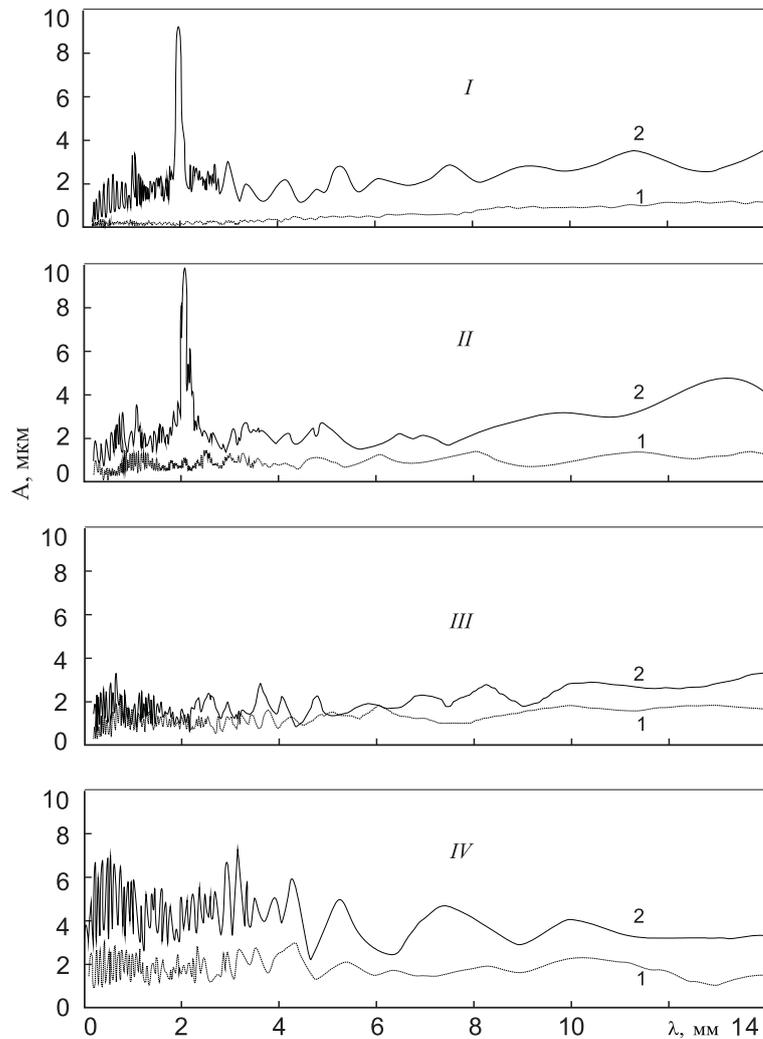


Рис. 2.15. Амплитудно-волновой спектр для спутного течения пара и жидкости в канале. $Re_L = 500$; 1 – широкая стенка, 2 – узкая стенка; Re_G : *I* – 5000; *II* – 10 000; *III* – 15 000; *IV* – 20 000.

блюдается при больших расходах жидкости. Число Вебера $We = \rho_G U_{G0}^2 L / \sigma$, соответствующее изменению режима течения пленки жидкости со спутным потоком пара, лежит в пределах 5–7. В качестве масштаба длины здесь принята постоянная Лапласа. Этот диапазон изменения числа We соответствует началу дробления капель в потоке газа [64].

Основные результаты, полученные в Главе 2

Получены профили распределения толщины пленки жидкого азота по периметру прямоугольного миниканала, как при течении чистой жидкости, так и при спутном потоке пара. Показано, что при малых расходах жидкости и пара тол-

щина пленки и амплитудно-волновые спектры на узкой и на широкой стенках существенно различаются, а режимы течения независимы.

При больших числах Рейнольдса жидкости средняя толщина пленки на узкой стенке может более чем в три раза быть выше средней толщины пленки жидкости на широкой стенке. С увеличением толщины пленки крупные волны на узкой стороне канала вызывают увеличение пульсаций мгновенной толщины пленки и на широкой стороне прямоугольного миниканала.

При больших расходах спутного потока пара происходит выравнивание распределения пленки жидкого азота по периметру прямоугольного миниканала, течение становится взаимосвязанным, а амплитудно-волновые спектры пленки жидкости на узкой и широкой сторонах канала становятся практически одинаковыми.

Данные по режимам течения пленки жидкого азота и спутного потока пара в прямоугольном миниканале, полученные в данной работе, важны для выбора методик расчета теплообмена в каналах компактных теплообменников, могут быть использованы при проектировании установок для ожижения природного газа, дистилляционных установок, тепловых насосов и холодильных машин.

Глава 3

Теплообмен в стекающих пленках смесей фреонов на структурированных поверхностях

3.1. Введение

В данном разделе приведены результаты исследования фундаментальных закономерностей теплообмена и кризисных явлений при кипении и испарении в стекающих пленках на гладких и структурированных поверхностях.

Пленочные течения жидкости широко используются в различных технологических процессах. Вследствие малого термического сопротивления и большой межфазной поверхности стекающие пленки оказываются эффективными в процессах межфазного тепломассообмена, где не требуются большие температурные напоры и перепады давления (абсорбция, ректификация, выпаривание, кристаллизация, тепловая защита, охлаждение, очистка поверхностей и т. д.). В настоящее время опубликовано большое количество работ по теоретическому и экспериментальному исследованию гидродинамики, волновых режимов течения, конвективного теплообмена, теплообмена при испарении и кипении в стекающих пленках. Подробный анализ этих работ приведен в монографиях и обзорах Воронцова Е. Г. и Тананайко Ю. М., Гимбутиса Г., Исаченко В. П., Холпанова Л. П. и Шкадова В. Я., Алексеенко С. В., Накорякова В. Е. и Покусаева Б. Г., J. Thome [100–105], докторских диссертациях Ганчева Б. Г. [106], Павленко А. Н. [107], Чиннова Е. А. [108] и др. Некоторые специфические вопросы практического применения пленочных течений в различных технологиях и тепломассообменных аппаратах рассмотрены в работах [109–112].

В работах [102, 113–115] приводятся эмпирические зависимости для расчета теплообмена в испаряющихся пленках однокомпонентных жидкостей. Alhusseini et al. [114] существенно расширили диапазон физических свойств и предло-

жили улучшенную корреляцию для теплообмена при испарении в ламинарно-волновой области и в турбулентном режиме. Нигматулин и др. [113] получили корреляционную зависимость в широком диапазоне изменения чисел Рейнольдса для различных соотношений тепловых потоков на стенке и на поверхности пленки введением в определяющие критерии температуры поверхности вместо среднемассовой температуры. В работах Гешева [116, 117] представлена модель теплоотдачи в стекающей пленке, позволяющая получить простые приближенные выражения для толщины пленки и коэффициента теплоотдачи в широком диапазоне изменения чисел Рейнольдса и для различных условий на границе раздела.

Несмотря на обширную область применения стекающих пленок и вековую историю их изучения (первая работа Нуссельта относится к 1916 г.), многие вопросы, связанные с процессами переноса в волновых стекающих пленках, остаются открытыми. Это касается структуры волновой поверхности и её влияния на тепломассоперенос при пленочном течении как однокомпонентных жидкостей, так и смесей различных веществ, когда основным механизмом переноса тепла является испарение на свободной границе (Алексеенко и др. [100], Воронцов [118] и др.). На необходимость учета структуры поверхности пленки при описании процесса теплопереноса указывается в монографии Гимбутиса [102]. Для этого автор вводит эмпирическое уравнение для профиля волн, которое входит в безразмерный коэффициент теплоотдачи, удовлетворительно обобщающий ряд экспериментальных данных на воде и хладоне R11 в турбулентном режиме. Учет структуры поверхности пленки в данном случае ограничивается заданием приближенного профиля гребня волны и периода. Имеется ряд теоретических работ, рассматривающих влияние процессов на поверхности пленки на теплообмен [119, 120]. Исследования структуры поверхности стекающих пленок оптическими методами на поверхности с большой амплитудой и с большим шагом гофр показали возникновение вихревых структур, приводящих к интенсификации массопереноса, уже при числах Рейнольдса порядка 40 [121]. При

совместном тепломассопереносе через свободную границу раздела вследствие градиентов концентрации либо градиентов температур на поверхности волновых пленок возникают градиенты поверхностного натяжения, что сопровождается возникновением конвективных движений, известных под названием капиллярно-концентрационной конвекции или конвекции Марангони [104, 122, 123]. Под действием поверхностных сил на поверхности стекающих пленок развиваются регулярные структуры как в нагреваемой пленке [124, 125], так и на испаряющейся пленке насыщенной жидкости [126]. Поверхностная конвекция может оказывать влияние как на интенсификацию тепломассопереноса, так и на устойчивость волновой поверхности пленки.

В процессах абсорбции, дистилляции, выпаривания основными рабочими жидкостями являются растворы и смеси различных веществ, а пленочное течение является основным режимом течения. Имеющиеся в литературе экспериментальные данные показывают значительное влияние концентрации легкокипящего компонента на интенсивность теплообмена [127]. Анализируя свои данные на смеси вода-этиленгликоль и пропиленгликоль, а также данные на смеси хладонов R11/R113 [128], авторы делают вывод, что степень влияния массопереноса на границе зависит не только от механизма теплопереноса (испарение с поверхности или кипение в пленке), но и от диапазона температур кипения веществ, входящих в смесь. Минимум коэффициентов теплоотдачи наблюдается при таком составе смеси, при котором имеет место максимальная разница температур кипения и конденсации. Коэффициент теплоотдачи не может быть рассчитан по зависимостям для чистых веществ с соответствующими теплофизическими свойствами. Кроме этого, необходимо учитывать конвективный и диффузионный перенос вблизи поверхности пленки [129]. Испарение с поверхности приводит к изменению температуры поверхности жидкой пленки по сравнению со среднemasсовой, что также необходимо учитывать при использовании корреляционных зависимостей. В работе [130] приведены результаты экспериментального исследования локальной теплоотдачи и волновых характе-

ристик смеси вода-этиленгликоль на наружной поверхности вертикальной трубы. Значительное уменьшение локального коэффициента теплоотдачи в нижней части трубы объясняется влиянием структуры волнового течения пленки. В работе [131] исследовано испарение пленок бинарных смесей метанол-вода, изопропанол-вода, метанол-изопропанол внутри вертикальной трубы. Эксперименты показали рост влияния массопереноса с увеличением теплового потока. При течении азеотропной смеси наблюдаются два минимума на зависимости коэффициента теплоотдачи от состава. Анализ экспериментов показал, что сопротивление массопереносу в жидкой фазе у поверхности пленки ответственно за уменьшение коэффициента теплоотдачи. Учет действительной температуры поверхности в предложенной модели удовлетворительно обобщает полученные результаты.

Теплоотдача при кипении бинарных смесей в пленке имеет много общего с кипением бинарных смесей в большом объеме [110, 132–134]. Имеется качественное совпадение диапазона концентраций, при которых наблюдаются минимумы теплоотдачи и максимумы разности концентраций компонентов смеси. Однако, во многих случаях кипения бинарных смесей в большом объеме реальные зависимости коэффициентов теплоотдачи от концентрации легкокипящего компонента существенно отличаются от кривых, основанных на анализе влияния неравенства состава фаз. По-видимому, это может иметь место и при теплообмене при кипении и испарении стекающих пленок. Экспериментальных данных для анализа этого вопроса в литературе по пленкам недостаточно.

В последнее время в связи с возрастающей необходимостью интенсификации теплообмена в различных технологиях всё большее применение находят поверхности с заранее заданной структурой [77, 105, 135–138]. Это направление имеет весьма широкие практические приложения, начиная от компактных теплообменников различных масштабов до структурированных насадок в ректификационных колоннах. Для интенсификации теплообмена в режиме однофазной турбулентной конвекции на поверхности труб и каналов создаются углубления

(лунки) специальной формы. Для интенсификации теплообмена при пленочной конденсации используются оребренные трубы. Для интенсификации теплообмена при кипении и снижения температурных напоров начала закипания жидкостей в большом объеме разработаны и широко применяются поверхности типа High Flux, Gewa-T и др. со специальной формой пор на поверхности, играющих роль готовых центров парообразования [139]. При этом температурные напоры между стенкой и жидкостью в момент начала закипания снижаются до 1–2 градусов, процесс кипения становится более устойчивым, особенно при низких давлениях. В работе методами численного моделирования анализируется влияние формы пор и размера выходного отверстия каверны на интенсификацию теплообмена при кипении [140]. В экспериментах [141] по исследованию кипения в большом объеме на развитых поверхностях было показано, что основными факторами, влияющими на теплоотдачу, являются тепловой поток и тип хладагента. Тип поверхности и рабочее давление оказывают меньшее влияние. Эксперименты показывают, что в режиме пузырькового кипения закономерности теплообмена на пучках труб и в стекающих пленках практически одинаковы. При высоких давлениях преимущество развитых поверхностей исчезает, поскольку на гладкой поверхности тоже имеется большое число активированных центров парообразования. Эксперименты по струйному охлаждению поверхностей с радиальными канавками и пористым покрытием, проведенные в работе [142], показывают, что коэффициенты теплоотдачи, отнесенные к базовой поверхности рабочего участка, оказываются существенно выше для поверхности с пористым покрытием. Наличие канавок приводит к незначительному увеличению коэффициентов теплоотдачи. При использовании в обработке результатов экспериментов площади развитой поверхности наибольшие коэффициенты теплоотдачи оказываются на гладкой поверхности, затем на оребренной, и в 3–4 раза ниже — на пористой. Последнее обстоятельство, по-видимому, обусловлено изменением режима течения внутри пор, а именно, запираанием каналов и увеличением толщин пленок внутри пор. В режиме развитого пузырькового кипения

нанесение сетчатого покрытия на микрооребренную поверхность [143] влияет как на условия отрыва пузырей от поверхности нагрева, так и на коэффициент теплоотдачи. Важную роль в интенсификации теплообмена играет комбинация шага и размеров ребер, а также параметров металлических сеток. В работе [144] показано, что установка сеток с размером ячеек 0.7 мм на профилированную оребренную пластину в комбинации с регулярными микрошероховатостями приводит к снижению температурных напоров при кипении.

Обширная информация по интенсификации теплообмена при кипении с использованием различных типов пористых покрытий, резервуарных впадин, накатки, оребрения представлена в работах и обзорах Ю.А. Кузма-Кичта [145, 146], Э.К. Калинина, Г.А. Дрейцера [147, 148], в статьях Г.Н. Даниловой [149–151], А.В. Боришанской [152], С.А. Ковалева [153], и др. В работе [154] приведены результаты исследования интенсификации теплообмена при кипении на микроструктурированных поверхностях, полученных методом деформирующего резания [155]. Показана возможность увеличения коэффициентов теплоотдачи в 3–9 раз при кипении воды на разных типах микроструктурированных поверхностей, полученных новым способом обработки металла. Для пленочных течений это направление пока мало разработано и исследовано. В работе [156] представлены результаты исследований теплоотдачи при испарении бинарных смесей на структурированных поверхностях различной геометрии с целью поиска наиболее оптимальных форм и размеров для интенсификации теплообмена. Теплообмен при кипении хладонов на поверхностях с микроструктурой в большом объеме [157] и при вынужденном течении [158] значительно возрастает по сравнению с гладкими поверхностями. В работах [159–161] по исследованию процессов конденсации и кипения в трубчатых испарителях при больших числах Рейнольдса показано, что на трубах с регулярной винтовой шероховатостью может быть достигнута двукратная интенсификация теплообмена. Физическая модель течения в зонах между выступами шероховатости рассмотрена в работе [162]. Для интенсификации процесса тепломассопереноса должно соблюдаться

оптимальное соотношение между высотой шероховатости и расстоянием между препятствиями.

В работах [163–165] приводятся результаты теоретических и экспериментальных исследований течения пленок жидкости на гофрированных структурированных поверхностях, используемых в дистилляционных колоннах для разделения смесей. Задание различных граничных условий на таких поверхностях может существенным образом повлиять на структуру волновой поверхности пленки, теплообмен, условия возникновения кризиса и развития сухих пятен. Продольная структура на протяженной поверхности изменяет условия возникновения сухих пятен и увеличивает тепловой поток, при котором сухие пятна возникают [166]. Пленка на такой поверхности становится более устойчивой к термокапиллярному разрыву. Ребра на поверхности влияют на распределение температуры на поверхности пленки, и соответственно, на градиенты поверхностного натяжения. В последнее время в различных группах проводятся теоретические работы [164, 167–169], и экспериментальные исследования течения пленок жидкости на трехмерных структурированных поверхностях, используемых в дистилляционных колоннах для разделения смесей [165, 170].

Гидродинамические характеристики стекающей пленки на внутренней поверхности каналов с сетчатым покрытием исследованы в работе [171]. Определены режимы затопления сетки в зависимости от числа Фруда и условия разрыва пленки при минимальной плотности орошения. Скорость испарения пленки воды на внутренней поверхности трубы с металлической сеткой как в свободно стекающей пленке, так и с потоком газа, увеличивается в 2–3 раза по сравнению с гладкой трубой [172]. Основной причиной интенсификации испарения является улучшение смачивания поверхности, что важно для процессов абсорбции и дистилляции.

В литературе имеются данные, которые показывают многократную интенсификацию теплообмена на структурированных поверхностях [136, 156]. В работах [173, 174] разработана модель теплоотдачи, основанная на испарении мик-

рослоя жидкости на вершинах ребер в верхней части горизонтальной трубы. Основным механизмом увеличения теплоотдачи является периодическое смачивание ребер на верхней части оребренной трубы волнами возмущения и испарением очень тонкой пленки, возникающей в результате этого процесса. Коэффициенты теплоотдачи в режиме пузырькового кипения на такой поверхности также существенно возрастают по сравнению с гладкой поверхностью. Согласно этой модели, интенсификация теплообмена в режиме испарения ламинарно-волновой пленки на горизонтальной оребренной трубе может достигать 8-кратной величины. Аналогичные результаты приведены в работе [175]. Такая интенсификация сравнима с интенсификацией теплоотдачи при кипении на структурированных поверхностях туннельного типа [176]. На вертикальных протяженных поверхностях такой интенсификации теплообмена не наблюдалось.

Проведенный анализ литературы по теплообмену в стекающих пленках позволяет сделать следующие выводы:

- регулярная крупномасштабная шероховатость поверхности способствует интенсификации теплообмена в стекающих пленках при больших числах Рейнольдса; систематические данные по теплообмену на структурированных поверхностях с различными видами оребрения, сравнимого по масштабам с толщиной пленки в ламинарно-волновом режиме течения, отсутствуют;
- вертикальное оребрение стабилизирует течение пленки; систематические данные по влиянию вида структурированных поверхностей на устойчивость течения и условия образования сухих пятен для жидкостей с малым углом смачивания немногочисленны;
- оребрение поверхности приводит к многократной интенсификации теплообмена в режиме испарения стекающих пленок на горизонтальных цилиндрах; данные по столь сильной интенсификации теплообмена в стекающих пленках на вертикальных протяженных поверхностях отсутствуют;

- состав смеси влияет на теплообмен при кипении и испарении; данные по влиянию состава смеси веществ с малой разницей температур кипения и конденсации на теплообмен при кипении и испарении немногочисленны, а для стекающих пленок практически отсутствуют;
- интенсификация теплообмена при кипении достигается на пористых покрытиях, специальных поверхностях с готовыми центрами парообразования туннельной формы, на поверхностях с мелкоячеистыми сетками; влияние структуры поверхности, а также характеристик сетчатых покрытий на теплообмен при кипении стекающих пленок систематически не исследовалось.

Приведенный обзор литературы показывает, что исследование интенсификации теплообмена в стекающих пленках бинарной смеси хладонов на структурированных поверхностях с различным масштабом шероховатостей является актуальным. Элементы, турбулизирующие течение пленки жидкости, могут быть как внешними, установленными на поверхность, так и нанесены на теплоотдающую поверхность в процессе производства. На основании этого были определены следующие типы структурированных поверхностей, предназначенных для исследования теплообмена в стекающих пленках:

- поверхностные структуры, имеющие характерные размеры шероховатости порядка капиллярной постоянной 1–1.5 мм (горизонтальное оребрение синусоидальной формы; накатка ромбовидной формы);
- подповерхностные структуры — полузамкнутые полости с характерным размером 100–200 мкм, созданные методом деформирующего резания;
- внешние структуры в виде проволочных сеток с различным размером ячеек и соотношением шага и высоты элементов шероховатости, устанавливаемые на гладкую теплоотдающую поверхность.

Структурированные поверхности первого типа способствуют равномерному распределению жидкости по длине и периметру рабочих участков. Полузамкнутые полости в поверхностном слое теплоотдающей поверхности с характерными размерами зазоров 100–200 мкм удерживают паровую фазу, могут служить центрами парообразования и способствовать интенсификации теплообмена при пузырьковом кипении жидкости в пленке. Сетчатые покрытия с различными размерами ячеек вызывают изменение волнового режима и турбулизацию стекающих пленок.

3.2. Экспериментальная установка и методика измерений

3.2.1. Описание экспериментальной установки

Схема экспериментальной установки для изучения теплообмена в стекающих пленках жидкости представлена на Рисунке 3.1 [138, 177, 178]. Экспериментальный стенд представляет собой замкнутый циркуляционный контур, включающий в себя теплоизолированную колонну 1, бак постоянного уровня 2, рабочий участок 3, расходную емкость 4, насосы 5, манометр и расходомер.

Корпус колонны изготовлен из трубы из нержавеющей стали с внутренним диаметром 0.27 м и высотой 1.5 м. Внешний вид установки и развернутая схема колонны показаны на Рисунке 3.2. На верхнем фланце колонны расположены узел подсоединения жидкостного трубопровода и электрический разъем для подсоединения терморезисторов, на нижнем – разъем для подсоединения термомпар, разъем питания нагревателя и два жидкостных хроматографических отбора. Через три окна из кварцевого стекла проводится подсветка рабочих участков, визуализация течения и видеосъемка высокоскоростной камерой. Диаметр окон 60 мм. От теплопритоков со стороны боковой поверхности, а также верхнего и нижнего фланцев колонна защищена слоем теплоизолирующего материала (фольгированный пенофол) толщиной 10 мм.

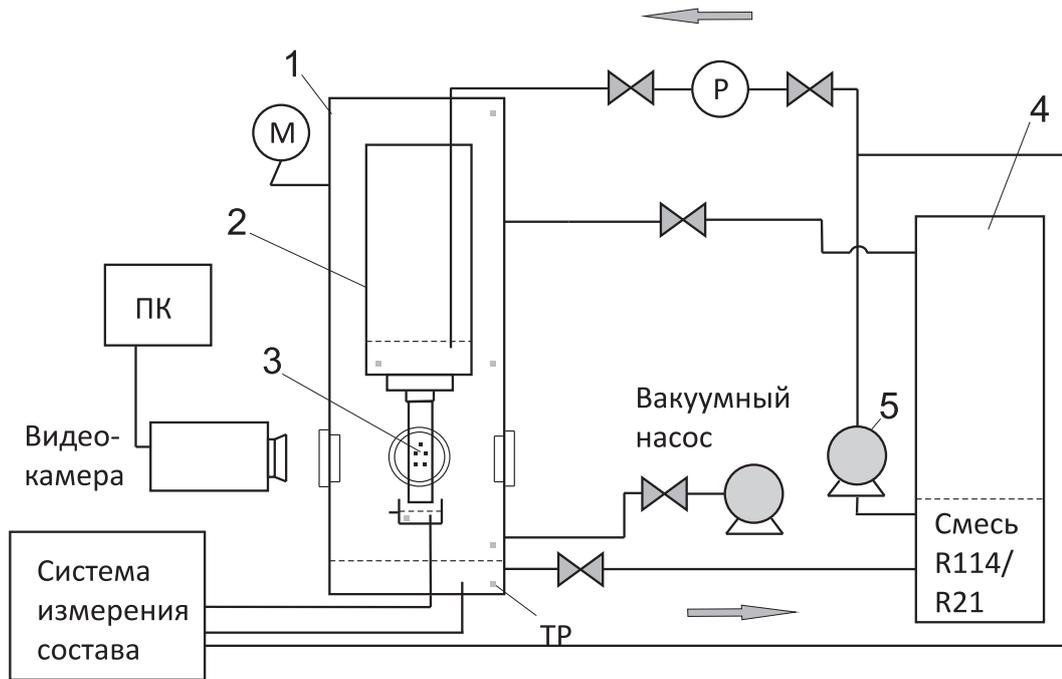


Рис. 3.1. Схема экспериментальной установки. 1 — теплоизолированная колонна; 2 — бак постоянного уровня; 3 — рабочий участок; 4 — расходная емкость; 5 — циркуляционный насос.

Течение пленки бинарной смеси хладонов R114/R21 осуществляется по наружной поверхности вертикальных рабочих участков цилиндрической формы длиной 200 мм, диаметром 50 мм. Сменные рабочие участки в сборе с щелевым распределителем крепятся на дне расходного бака. Орошение рабочих участков осуществлялось через щелевой распределитель конусного типа (Рисунок 3.3). Подгонка поверхностей внутреннего конуса распределителя 1, конуса щели 6 и наружного конуса распределителя 3 осуществляется их притиркой. Такая конструкция обеспечивает равномерную величину щелевого зазора 5 по периметру участка. Диапазон изменения расходов жидкости при истечении через щель заданного размера определяется диапазоном изменения уровня жидкости в расходном баке. Изменение размера щели 5 для требуемого диапазона чисел Рейнольдса производится установкой регулирующих прокладок 4 различной толщины между конусом щели 6 и внутренним конусом 1.

Для обогрева рабочих участков использовался устанавливаемый внутрь нагревательный элемент (Рисунок 3.4) [138, 177]. Нагреватель изготовлен из константановой ленты толщиной 25 мкм, шириной 4 мм, длиной два метра, на-

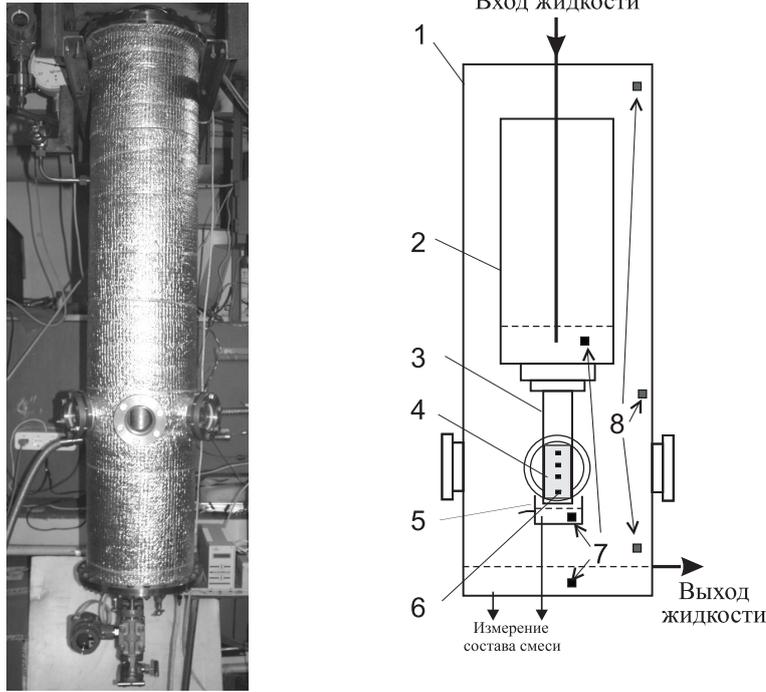


Рис. 3.2. Внешний вид установки для изучения теплообмена при пленочном течении смесей хладонов. 1 — теплоизолированная колонна; 2 — расходный бак; 3 — рабочий участок; 4 — зона обогрева рабочего участка; 5 — приемный коллектор; 6 — термопары на стенке рабочего участка; 7 — расположение датчиков для измерения температуры жидкой фазы; 8 — расположение датчиков для измерения температуры паровой фазы.

мотанной через слой стеклоткани на корпус нагревателя. Снаружи на катушку со спиралью через слой стеклоткани надевается разрезная пружинистая втулка толщиной 4 мм. Внутри катушки и втулки устанавливаются термометры сопротивления NEL-700 для контроля температуры нагревателя. Нагревательный элемент 8 в сборе с датчиками температуры и токоподводами устанавливается внутри рабочих участков 7 (Рисунок 3.3). Разрезная пружинистая втулка обеспечивает плотный механический и тепловой контакт со стенкой рабочего участка. На торцы нагревательного элемента устанавливаются крышки из фторопласта толщиной 12 мм. Крышки выполняют роль тепловой и электрической изоляции нагревателя. Длина обогреваемой части нагревательного элемента для рабочих участков с горизонтальным оребрением и ромбовидной текстурой составляла 70 мм. На рабочем участке, используемом в экспериментах с сетчатыми покрытиями, для увеличения плотности теплового потока устанавли-

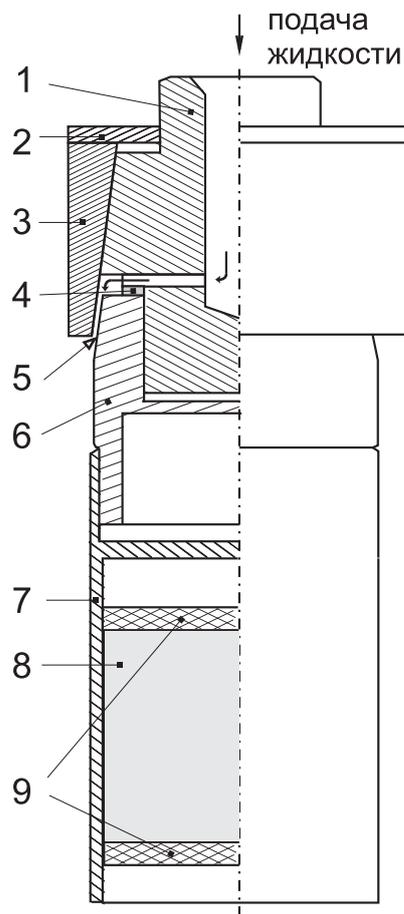


Рис. 3.3. Эскиз рабочего участка. 1 — внутренний конус распределителя; 2 — прижимная гайка; 3 — наружный конус распределителя; 4 — регулирующая прокладка; 5 — щелевой зазор; 6 — конус щели; 7 — сменный рабочий участок; 8 — нагревательный элемент; 9 — изолирующие крышки нагревателя.

ливался нагреватель длиной 50 мм. В качестве источника питания нагревателя использовался источник постоянного тока «Mastech» NY10010E (100 В/10 А). Верхняя граница зоны тепловыделения находилась на расстоянии 90–100 мм от распределителя жидкости, что обеспечивало течение пленки жидкости по тепловыделяющей поверхности в режиме гидродинамической стабилизации. Тепловой поток рассчитывался по базовой поверхности рабочего участка, без учета увеличения поверхности теплообмена за счет профиля текстуры или устанавливаемых сеток. Величина плотности теплового потока q во время экспериментов варьировалась от нуля вплоть до критического значения (максимум 8–14 Вт/см², в зависимости от длины нагревателя). Утечки тепла от нагревателя по стенке рабочего участка и в окружающую среду составляли около 10%.

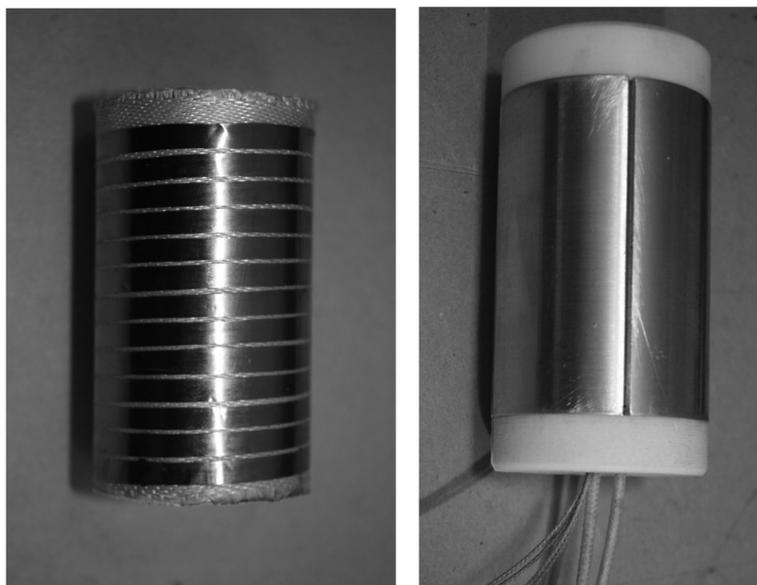


Рис. 3.4. Нагревательный элемент.

3.2.2. Описание методики измерений

Для измерения локальной температуры поверхности по высоте обогреваемого участка трубы были установлены медь-константановые термопары с диаметром электродов 80 мкм или 180 мкм. Для установки горячих спаев термопар заподлицо с наружной поверхностью в стенке рабочего участка просверливались отверстия диаметром 1 мм. Провода термопары вставлялись в это отверстие изнутри рабочего участка. Горячий спай термопары прилегал к стенке рабочего участка практически у самой поверхности. После этого отверстие запаивалось оловянным припоем (Рисунок 3.5). Излишки припоя на наружной поверхности удалялись механической обработкой. Затем поверхность трубы со

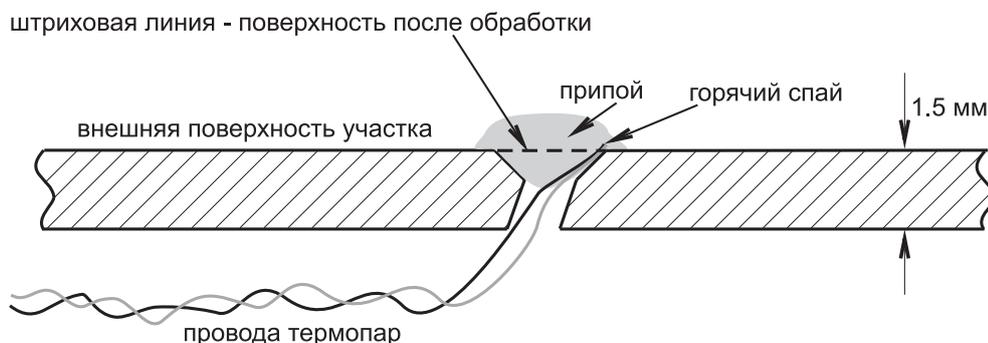


Рис. 3.5. Установка термопар на рабочем участке.

всеми установленными термопарами обрабатывалась притиром с корундовым порошком 10–20 мкм для получения ровной поверхности, по которой стекает пленка жидкости. Провода от всех термопар собирались в один жгут размером около 1 мм, который укладывался в паз в корпусе нагревательного элемента. Установка термопар на участки со структурированной поверхностью была аналогичной. Поверхность в месте установки термопар обрабатывалась по профилю соответствующего рабочего участка. Спаи термопар не выступают над поверхностью рабочего участка и не возмущают стекающую пленку.

Холодные спаи термопар, погруженные в слой жидкости на дне колонны, находились при одинаковой температуре, которая измерялась откалиброванным в рабочем диапазоне температур терморезистором HEL-700 ($R = 1\ 000\ \Omega$, погрешность по сопротивлению $\pm 0.2\%$, постоянная времени $\leq 1\ \text{с}$). Температура в объеме жидкости, где размещены холодные спаи термопар, является функцией давления и состава бинарной смеси. Давление в установке и состав смеси на входе в колонну во время эксперимента поддерживаются постоянными. Абсолютное давление в колонне 2 бар. Состав смеси на выходе из рабочего участка и внизу колонны зависит от количества выпарившейся жидкости (функция теплового потока и расхода жидкости в пленке). Для используемой в экспериментах смеси хладонов R114 и R21 с концентрацией летучего компонента R114 от 0 до 19% максимальное повышение температуры жидкости после рабочего участка за период проведения одной серии измерений составляет около 1 К. Соответственно, на эту величину может вырасти температура жидкости на дне колонны. Одна серия измерений проводится при одном расходе жидкости и ступенчатом изменении теплового потока от 0 до $q_{\text{кр}}$. Время проведения одной серии составляет 4–5 часов. При изменении теплового потока на одну ступень изменение температуры жидкости составляет 0.1–0.2 К, в зависимости от расхода. В период проведения замеров температуры стенки условия можно считать квазистационарными, а температуру холодных спаев в жидкости на дне колонны постоянной с точностью до погрешности платинового термометра.

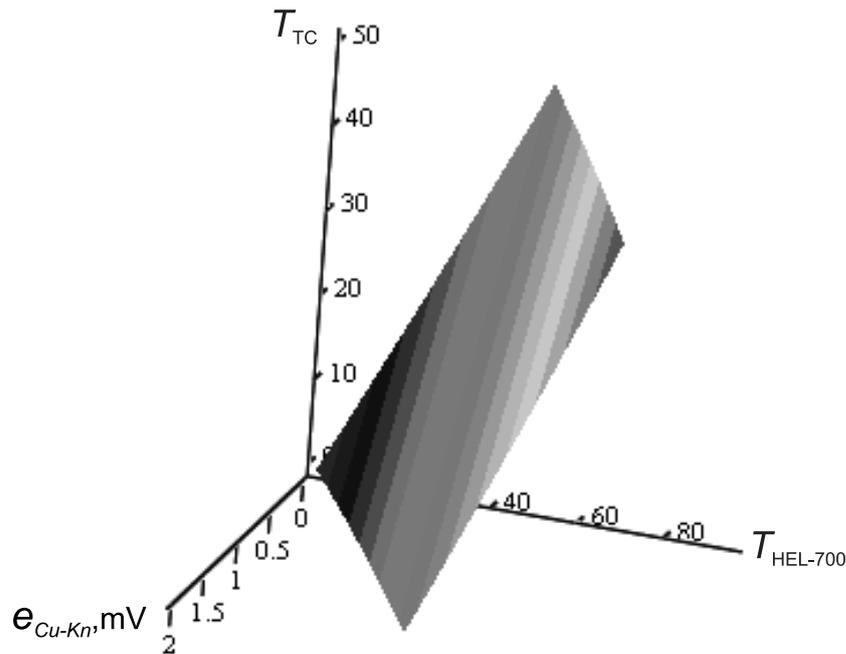


Рис. 3.6. График калибровки термопар. Ось x — ЭДС термопары, ось y — температура холодных спаев $T_{\text{HEL-700}}$, ось z — температура горячих спаев T_{TC} .

При размещении холодных спаев внутри рабочего объема установки через разъемы выводятся провода, изготовленные из меди. Дополнительной термоэдс на контактах разъема в этом случае не возникает. Таким образом, использованный в проведенных опытах способ размещения холодных спаев термопар не вносит неконтролируемых существенных отклонений при измерении температуры теплоотдающей поверхности.

Калибровка термопар проводилась в рабочем диапазоне изменения температуры стенки и температуры холодных спаев термопар. График калибровки приведен на Рисунке 3.6 [138, 179]. Описанная методика обеспечивает измерение локальных температур теплоотдающей поверхности с погрешностью не более 0.2°C . Для расчета осредненного по длине коэффициента теплоотдачи вычислялось среднее значение показаний термопар рабочего участка. Показания верхней термопары не учитывались вследствие утечек тепла. Особенности выбора температуры жидкости для расчета коэффициента теплоотдачи в бинарной смеси обсуждаются в разделе 3.3.1.

Визуализация и запись режимов течения пленки осуществлялась высокоскоростной цифровой видеокамерой Phantom 7.0 с частотой съемки 500–5 000 кадров в секунду.

В качестве рабочей жидкости использовалась смесь хладонов R114 и R21 с различной концентрацией легкокипящего компонента (R114). Температура кипения хладона R21 при атмосферном давлении 8.9°C , хладона R114 — 3.5°C , [180]. Более полные сведения о свойствах смеси приведены в разделе 4.3.2. Концентрация летучего компонента C_X изменялась в диапазоне от 4 до 19%. Контрольная серия экспериментов была проведена на чистом хладоне R21. Диапазон изменения чисел Рейнольдса на входе в рабочий участок варьировался от 30 до 370. Число Рейнольдса пленки рассчитывалось по массовому расходу ($Re = G/\pi d\mu$). Физические свойства смеси хладонов определены для текущих значений давления и состава смеси с учетом их изменения по длине рабочего участка за счет преимущественного испарения летучего компонента. Далее по тексту или в обозначениях на рисунках будут указываться состав смеси и число Рейнольдса на входе в рабочий участок, если не оговорено другое.

Расход жидкости, поступающей на орошение рабочего участка, измерялся массовым расходомером Cori-Flow. Погрешность расходомера не более 1%. Измерение массового расхода по сравнению с объемным расходом имеет преимущество при работе со смесями хладонов, изменяющими плотность при изменении состава. Вследствие интенсивного выпаривания жидкости с поверхности стекающей пленки расход на выходе из рабочего участка существенно отличается от расхода на входе, $G_{\text{вых}} = G_{\text{вх}} - W/r$. Для корректного задания локального числа Рейнольдса пленки при обработке экспериментальных данных как по теплообмену, так и гидродинамических характеристик, необходимо измерять расход стекающей пленки после рабочего участка. Для этого был разработан и изготовлен расходомер, основанный на принципе измерения уровня жидкости в приемном сосуде дифференциальным датчиком давления. В приемный сосуд попадает вся жидкость, стекающая с рабочего участка. На дне приемно-

го сосуда имеются сменные калиброванные отверстия для выхода жидкости. Расход жидкости определяется по скорости истечения через отверстие с известной площадью поперечного сечения. На фото (Рисунок 3.2) на нижнем фланце виден дифференциальный манометр измерителя расхода жидкости, стекающей с рабочего участка. Проведенные измерения расхода стекающей пленки удовлетворительно совпали с расчетом количества испарившейся жидкости по подведенной мощности. Среднее значение расхода жидкости на рабочем участке рассчитывалось как среднее арифметическое между входом и выходом.

Погрешность определения плотности теплового потока составляла не более 6%. Погрешность определения коэффициента теплоотдачи не превышала 16%. Концентрация компонентов смеси определялась с относительной погрешностью 3%. Погрешность в определении числа Рейнольдса не превышала 5%.

3.3. Особенности теплообмена в бинарной смеси

3.3.1. Фазовая диаграмма бинарной смеси хладонов R114/R21

При анализе и обработке экспериментальных данных по теплообмену в стекающих пленках следует обращать внимание на способ определения температуры жидкости и температурного напора между стенкой и жидкостью, особенно при течении растворов и бинарных смесей [181–183]. Линия равновесия используемой в экспериментах бинарной смеси хладонов R114 и R21 для рабочего диапазона изменения состава показана на Рисунке 3.7 (полная диаграмма показана в следующем разделе на стр. 190). Штриховая линия на этом рисунке соответствует равенству концентраций паровой и жидкой фаз. В состоянии равновесия концентрация летучего компонента R114 в паровой фазе превышает его концентрацию в жидкой фазе. Чем выше коэффициент летучести, тем больше разность концентраций. На этом рисунке C_{X0} обозначает начальную концентрацию летучего компонента в жидкой фазе на входе в рабочий участок (точка **a**). Во время эксперимента эта величина поддерживается постоянной.

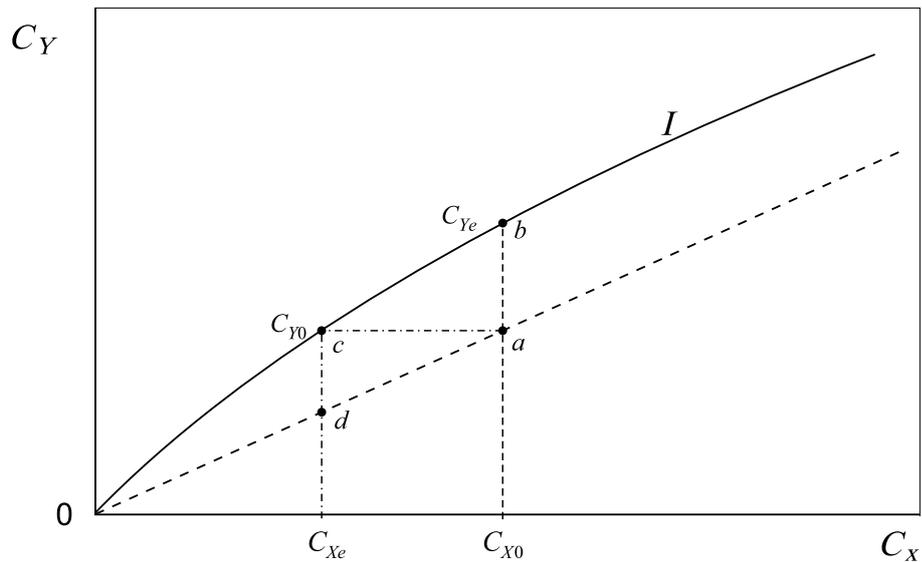


Рис. 3.7. Диаграмма равновесия смеси хладонов R114 и R21. I — линия равновесия. a — начальный состав жидкой фазы; b — равновесный состав паровой фазы; c — начальный состав паровой фазы; d — равновесный состав жидкой фазы.

Величина C_{Ye} — равновесная концентрация летучего компонента в паровой фазе (точка b). При течении пленки без подвода тепла в объеме установки концентрация летучего компонента в паровой фазе соответствует равновесной. В точке c концентрация летучего компонента в паровой фазе равна начальной концентрации в жидкой фазе $C_{Y0} = C_{X0}$. Величина C_{Xe} — равновесная концентрация летучего компонента в жидкой фазе для пара с концентрацией C_{Y0} (точка d).

Температуры паровой и жидкой фаз бинарной смеси в состоянии равновесия изменяются так, как показано на Рисунке 3.8. Буквенные обозначения a – d соответствуют Рисунку 3.7. При течении пленки без подвода тепла температура жидкости и пара в установке одна и та же (точки a и b). Измеренная температура жидкости в пленке (1) при начальной концентрации C_{X0} совпадает с линией кипения на диаграмме равновесия. Измеренная температура в паровом объеме (3) над зеркалом испарения внизу колонны совпадает с линией насыщения паровой фазы для равновесной концентрации C_{Ye} . При подводе тепла к стекающей пленке вследствие испарения расход жидкости и концентрация летучего компонента в пленке C_X уменьшаются [177]. Вследствие уменьшения концентрации летучего компонента температура жидкости в пленке (2) увели-

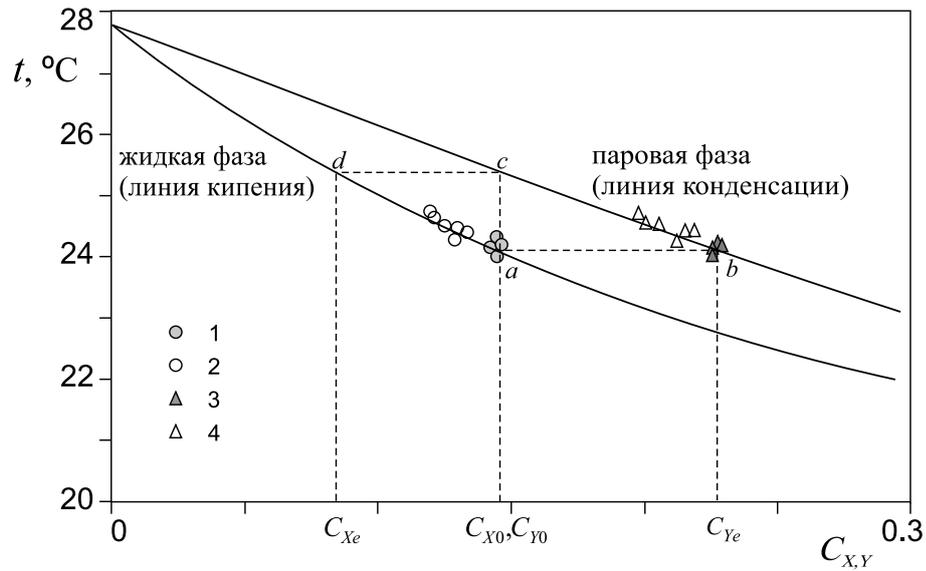


Рис. 3.8. Температуры насыщения жидкой и паровой фаз бинарной смеси при давлении $p = 2$ бар. 1, 2 — измеренные температуры жидкой фазы; 3, 4 — измеренные температуры паровой фазы.

чивается по линии насыщения от точки a к точке d (Рисунок 3.8). Пар вблизи границы раздела находится в состоянии равновесия. Его температура (точки 4) также увеличивается при уменьшении равновесной концентрации.

Максимальная разность концентраций между паровой и жидкой фазами в состоянии равновесия при $p = 2$ бар имеет место при концентрации летучего компонента в смеси около 20% (Рисунок 3.9). Максимальная разность температур кипения и конденсации находится в том же диапазоне C_X от 15 до 20%, и составляет ≈ 1.4 К (Рисунок 3.10). При такой концентрации летучего компонента следует ожидать наибольшего влияния состава смеси на теплообмен в стекающей пленке. Исходя из этого, в экспериментах был выбран диапазон изменения состава смеси от 4 до 19%.

3.3.2. Изменение состава смеси в стекающей пленке

В работе [177] прямыми измерениями состава смеси в стекающей пленке было показано, что концентрация летучего компонента уменьшается с увеличением теплового потока. Количество летучего компонента в смеси на выходе из рабочего участка уменьшается быстрее, чем общий расход жидкости в пленке

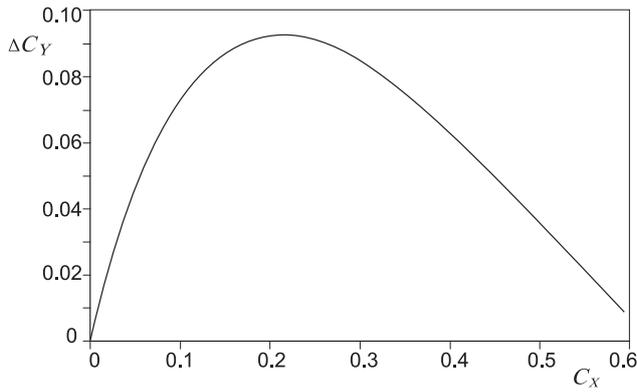


Рис. 3.9. Разность концентраций паровой и жидкой фаз в состоянии равновесия.

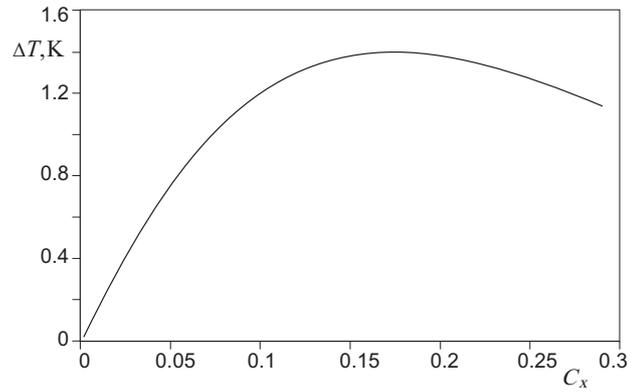


Рис. 3.10. Разность температур паровой и жидкой фаз в состоянии равновесия.

(Рисунок 3.11). При малых расходах жидкости при тепловом потоке 1–2 Вт/см²

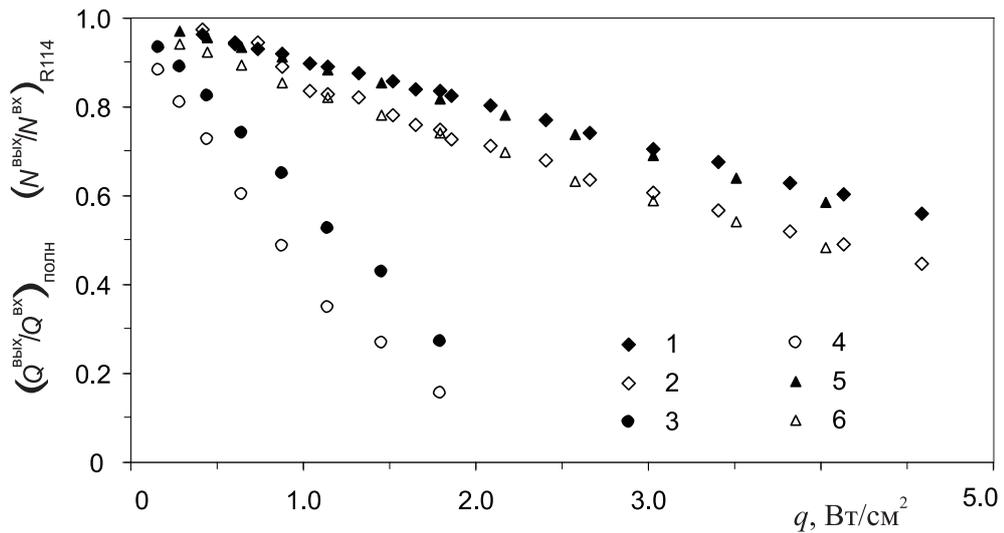


Рис. 3.11. Изменение относительного расхода в пленке на выходе рабочего участка. $Re = 105$: 1, 5 — общий расход; 2, 6 — количество летучего компонента; $Re = 26$: 3 — общий расход; 4 — количество летучего компонента. 1, 2: $C_{X0} = 8.8\%$; 3–6: $C_{X0} = 16.4\%$.

выпаривается до 80% от начального количества. Изменение концентрации летучего компонента в бинарной смеси приводит к изменению температуры насыщения и физических свойств, и, что особенно важно для пленочных течений, к изменению поверхностного натяжения. При уменьшении концентрации легкокипящего компонента на поверхности пленки до равновесного значения увеличение поверхностного натяжения для данной смеси может достигать 4–6%.

Неодинаковое испарение жидкости в слоях разной толщины (в гребнях волн, в остаточном слое, на вершинах и во впадинах ребер на структурированной поверхности) может приводить к возникновению градиентов поверхностного натяжения вдоль свободной поверхности пленки, которые могут как стабилизировать течение пленки, так и приводить к развитию неустойчивостей [156]. Поэтому вопросы о максимальном повышении температуры жидкости в пленке, уменьшении концентрации летучего компонента, изменении теплофизических свойств жидкости являются важными при исследовании теплообмена в стекающих пленках бинарных смесей.

На Рисунке 3.12 показано изменение относительной разности концентраций летучего компонента в жидкости в зависимости от величины теплового потока для различных чисел Рейнольдса и различного начального состава смеси по данным работы [177]. Обозначения на этом рисунке соответствуют обозначениям на Рисунках 3.7 и 3.8. Относительная разность концентраций рассчитывалась по формуле:

$$\Delta\tilde{C}_X = \frac{C_{X0} - C_X}{C_{X0} - C_{Xe}}. \quad (3.1)$$

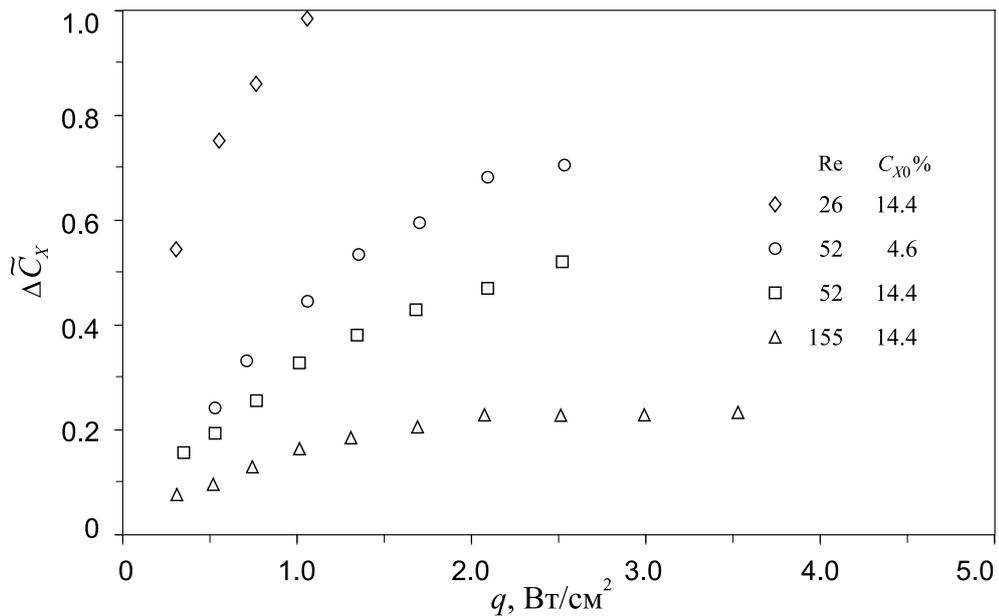


Рис. 3.12. Связь между изменением плотности теплового потока и концентрации летучего компонента в стекающей пленке.

В качестве масштаба для оценки максимально возможного уменьшения концентрации легкокипящего компонента в пленке при испарении была выбрана разность концентраций между начальной концентрацией C_{X0} и равновесной концентрацией C_{Xe} . Эта концентрация может быть достигнута, когда концентрация легкокипящего компонента в паровой фазе уменьшится до начальной концентрации в жидкости C_{X0} . Такой масштаб позволяет сравнить данные, полученные при различном начальном составе смеси.

Данные на Рисунке 3.12 показывают, что чем выше расход жидкости в пленке, тем меньше изменяется состав смеси на выходе из обогреваемого участка. При одинаковом расходе жидкости наибольшее изменение состава происходит при меньшей начальной концентрации легкокипящего компонента (точки 2 и 3). Скорость выпаривания летучего компонента уменьшается по мере увеличения теплового потока более 1 Вт/см^2 , т. е. при переходе к пузырьковому кипению. При малых расходах жидкости на выходе из рабочего участка происходит практически полное выпаривание жидкости и осушение поверхности. Концентрация летучего компонента приближается к предельному значению C_{Xe} (точки 1). Диапазон изменения концентраций между точками **c** и **d** на Рисунках 3.7 и 3.8 будет определять максимальное изменение состава смеси на выходе обогреваемого участка, а разность температур между точками **a** и **c** — максимальное повышение температуры в пленке жидкости.

3.3.3. Влияние состава смеси на теплообмен при испарении

Имеющиеся в литературе экспериментальные данные показывают в ряде случаев значительное влияние концентрации легкокипящего компонента на интенсивность теплообмена в смесях с большой разницей температур кипения и конденсации [127, 184]. Наименьшие коэффициенты теплоотдачи имеют место при максимальной разности концентраций. В то же время, имеются работы, в которых положение минимума коэффициента теплоотдачи не совпадает с максимумом разности концентраций на диаграмме равновесия [185].

В общем виде коэффициент теплоотдачи при кипении и испарении бинарной смеси записывается в виде [186]:

$$\alpha = \alpha_{id} f(x_i, y_i, T, p, q, D, \dots), \quad (3.2)$$

где $f(x_i, y_i, T, p, q, D, \dots)$ — функция термодинамических свойств, учитывает также влияние массопереноса на границе раздела. За «идеальный» коэффициент теплоотдачи α_{id} принимается коэффициент теплоотдачи, требуемый для поддержания такого же теплового потока в однокомпонентной жидкости, имеющей свойства смеси. «Идеальный» коэффициент теплоотдачи может быть записан в виде:

$$\frac{1}{\alpha_{id}} = \sum \frac{x_i}{\alpha_i}, \quad (3.3)$$

где α_i — коэффициенты теплоотдачи в чистых компонентах при том же тепловом потоке, что и в смеси. «Идеальная» разность температур записывается в виде:

$$\Delta T_{id} = \sum x_i \Delta T_i \quad (3.4)$$

где ΔT_i — разность температур в чистых компонентах при том же тепловом потоке, что и в смеси.

Как показано во многих работах, в частности [182, 187, 188], разность температур кипения и конденсации (ΔT_E на фазовой диаграмме, Рисунок 3.13) представляет собой наибольшую величину поправки, которую необходимо учесть для расчета коэффициентов теплоотдачи при фазовых переходах в бинарной смеси по сравнению с однокомпонентной жидкостью. Реальная поправка определяется соотношением $T_{local} - T_{bulk} = k \Delta T_E$, где коэффициент $k < 1$. В указанных выше работах приведено большое количество корреляций для расчета этого коэффициента. Для величины теплового потока $q \approx 1$ Вт/см² эмпирический коэффициент по формулам [188, 189] $k \approx 0.2$, что дает поправку в разности температур порядка 0.2 К для используемой в экспериментах смеси хладонов R114/R21, т. е. на уровне погрешности измерения температуры.

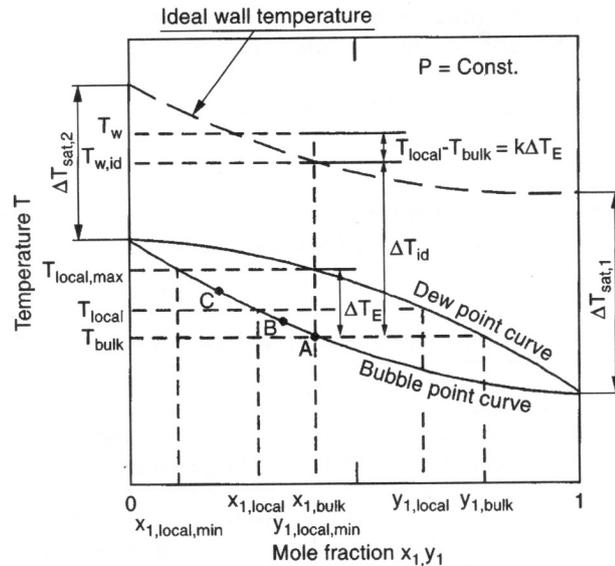


Рис. 3.13. К модели расчета разности температур при кипении бинарной смеси [188].

Для случая кипения в большом объеме, например, величину T_{local} измерить невозможно. В случае течения тонкой пленки насыщенной жидкости температура (2), измеренная на выходе из рабочего участка (Рисунок 3.8), может считаться температурой T_{local} и использоваться для расчета коэффициентов теплоотдачи в качестве температуры насыщения.

В работе [190] приведена корреляция для оценки влияния состава кипящей смеси на коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \alpha_{id} \exp(-0.027\Delta T_{bp}), \quad (3.5)$$

в соответствии с которой для исследуемой бинарной смеси поправочный множитель в этом уравнении составляет ≈ 0.97 .

В работе [182] был введен поправочный множитель для учета снижения коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении бинарной смеси, обусловленного уменьшением концентрации легкокипящего компонента в перегретом пристенном слое. Для смеси хладонов R114/R21 уменьшение расчетного коэффициента теплоотдачи за счет введения данной поправки составляет не более 5%. Данные по теплоотдаче при кипении в большом объеме смеси «метанол-этанол» с малой разностью температур конденсации и кипения [189] также показывают незначительное уменьшение коэффициентов теплоотдачи при увеличении концентрации летучего компонента от 0 до 1.

Для определения влияния состава смеси на теплообмен в стекающих пленках были проведены эксперименты в одинаковых условиях на чистом хладоне R21 и на смеси хладонов R114 и R21 [191]. На Рисунке 3.14 показана зависимость коэффициента теплоотдачи от теплового потока для стекающей пленки чистого хладона R21 и смеси с концентрацией летучего компонента $C_X = 12\%$ для одного числа Рейнольдса. Полученные результаты показывают, что в ис-

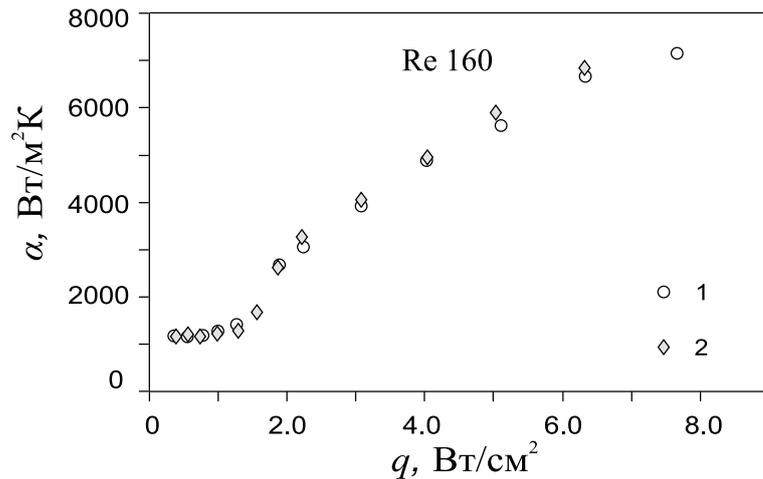


Рис. 3.14. Сравнение данных по теплоотдаче на хладоне R21 (1) и на смеси хладонов R114/R21 (2).

следованном диапазоне изменения состава смеси веществ влияние концентрации летучего компонента на коэффициенты теплоотдачи в режиме испарения практически отсутствует. В режиме пузырькового кипения при числах Рейнольдса меньше 50 и больше 200 коэффициенты теплоотдачи при течении смеси R114/R21 незначительно превышают соответствующие значения для хладона R21. Эти эксперименты были проведены на гладкой поверхности.

На Рисунке 3.15 приведены результаты исследования влияния состава смеси на теплообмен в режиме испарения на поверхности с горизонтальным оребрением [177]. Безразмерный коэффициент теплоотдачи линейно увеличивается с увеличением числа Рейнольдса. Для смеси хладонов R21 и R114 с небольшой разницей между температурами кипения и конденсации изменение начальной концентрации летучего компонента смеси от 4 до 15% не оказывает заметного влияния на коэффициент теплоотдачи.

3.4.1. Режимы теплообмена

Режим теплообмена на поверхности рабочего участка зависит от величины теплового потока и расхода жидкости в стекающей пленке. Характерный график зависимости теплового потока от температурного напора на гладкой поверхности показан на Рисунке 3.16. При малых тепловых потоках в режиме испарения наблюдается линейная зависимость теплового потока от температурного напора. При достижении $\Delta T \approx 7\text{--}11\text{ К}$ (в зависимости от числа Рейнольдса) температурный напор резко уменьшается с увеличением теплового потока, и затем, при $q > 2\text{ Вт/см}^2$, наступает режим пузырькового кипения. Зависимость q от ΔT в стекающей пленке в этом диапазоне имеет такой же вид, как и при кипении в большом объеме.

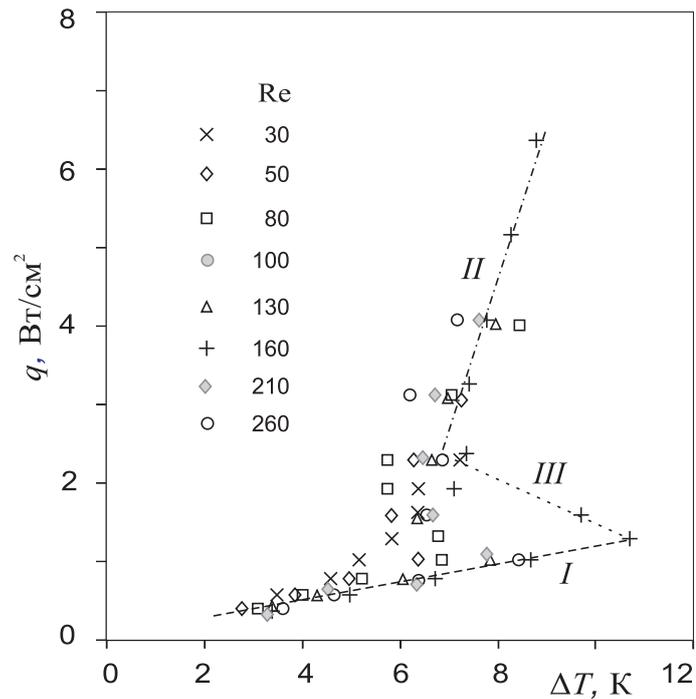


Рис. 3.16. Зависимость теплового потока от температурного напора на гладкой поверхности. *I* — режим испарения; *II* — режим пузырькового кипения; *III* — падение температуры стенки после начала закипания.

Зависимость теплового потока от температурного напора на структурированных поверхностях отличается от аналогичной зависимости на гладкой поверхности характером перехода к пузырьковому кипению. На Рисунке 3.17

приведены данные по зависимости теплового потока от температурного напора для гладкой, оребренной, ромбовидной поверхностей, а также для поверхности с сетчатым покрытием. На поверхности с сетчатым покрытием из латунной сет-

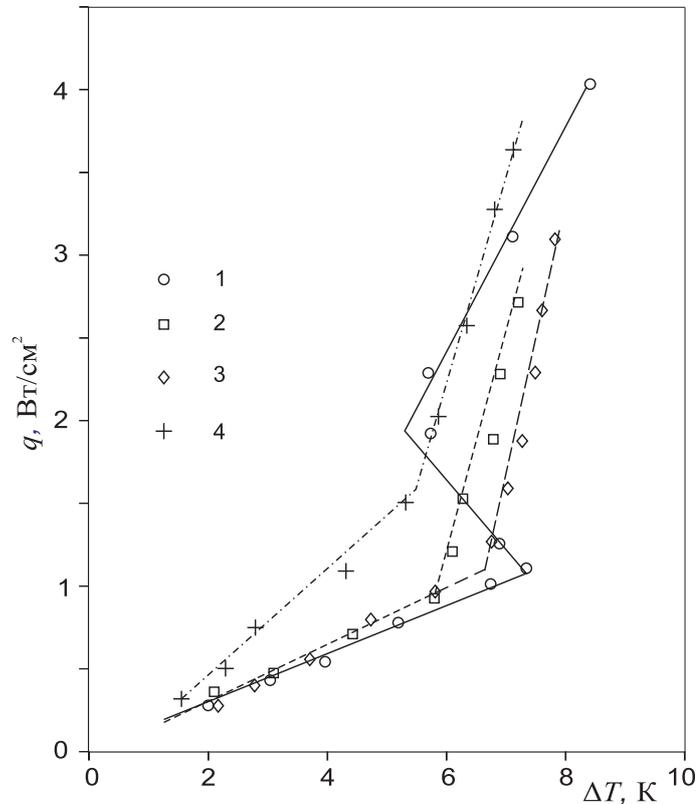


Рис. 3.17. Зависимость теплового потока от температурного напора «стенка – жидкость». $Re \approx 80$. 1 – гладкая поверхность; 2 – поперечное оребрение; 3 – ромбовидная текстура; 4 – сетчатое покрытие №1.

ки с диагональной ориентацией проволочек относительно направления течения пленки наблюдается более крутая зависимость теплового потока от температурного напора в режиме испарения, чем на гладкой поверхности. Переход к режиму пузырькового кипения на оребренной и ромбовидной поверхностях происходит при меньшем перегреве стенки (6–7 градусов), чем на гладкой поверхности. При изготовлении рабочего участка с ромбовидной текстурой поверхности использовался инструмент, создающий острые кромки на впадинах. Эти кромки могут служить центрами парообразования, облегчающими зарождение пузырей. Точки контакта узлов металлических сеток с поверхностью цилиндра также могут служить центрами парообразования. Поверхность с горизонталь-

ным оребрением имеет такие же параметры чистоты поверхности, как и гладкая. Более раннее закипание жидкости и отсутствие гистерезиса может быть объяснено большей толщиной жидкой пленки в каналах оребрения. Результаты визуального наблюдения и видеосъемки процесса течения на гладкой поверхности показывают, что кипение раньше начинается в гребнях волн, т. е. в местах с большей толщиной пленки.

Кроме скачка температуры в момент начала пузырькового кипения, на поверхности с горизонтальным оребрением отсутствует гистерезис, обычно наблюдаемый в экспериментах при увеличении и последующем уменьшении теплового потока. На Рисунке 3.18 показано изменение температурного напора «стенка–жидкость» при увеличении и уменьшении теплового потока на стенке [178]. На гладкой поверхности температурные напоры, соответствующие умень-

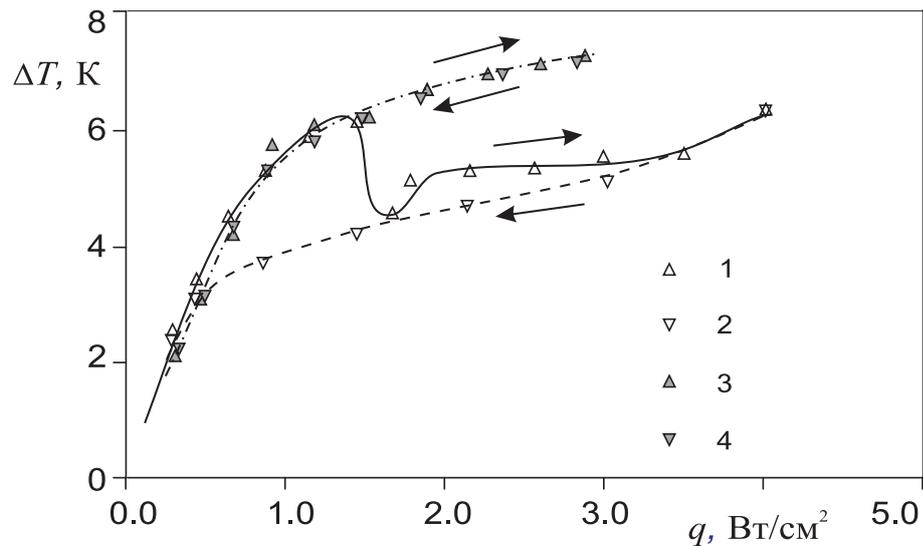


Рис. 3.18. Зависимость температурного напора «стенка – жидкость» от теплового потока при различных направлениях его изменения. $Re = 105$. 1, 2 — гладкая поверхность; 3, 4 — поверхность с горизонтальным оребрением.

шению и увеличению теплового потока, различаются. Режим пузырькового кипения при уменьшении тепловой нагрузки за счет парообразования на готовых центрах сохраняется при меньших тепловых потоках, коэффициенты теплоотдачи при одинаковых тепловых потоках становятся выше. На оребренной поверхности температурные напоры, полученные при увеличении и уменьшении

тепловой нагрузки, практически одинаковы, гистерезис не наблюдается. При дальнейшей обработке экспериментальных данных и для сравнения с известными расчетными зависимостями в качестве температуры стенки принималось значение, полученное на ветке увеличения теплового потока.

Вид характерной зависимости коэффициента теплоотдачи от теплового потока для гладкой поверхности показан на Рисунке 3.19 [178]. Отличия такой зависимости для развитых поверхностей проявляются, главным образом, в области перехода от режима испарения к пузырьковому кипению и для режима ухудшения теплоотдачи при возникновении сухих пятен при малых расходах жидкости. При тепловых потоках $q \leq 1 \text{ Вт/см}^2$ теплообмен осуществляется

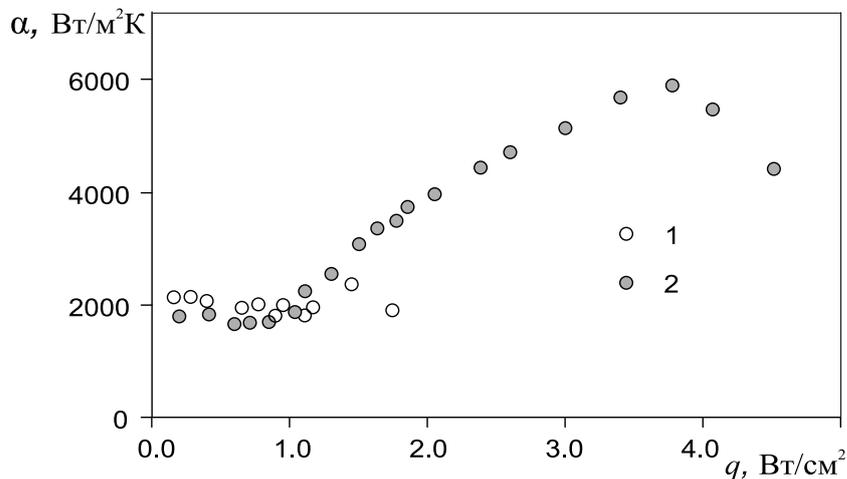


Рис. 3.19. Зависимость коэффициентов теплоотдачи от теплового потока для гладкой поверхности: 1 — $Re = 26$; 2 — $Re = 105$.

в режиме испарения на всей длине участка. В этом режиме коэффициенты теплоотдачи практически не зависят от теплового потока. На Рисунках 3.16 и 3.17 это соответствует линейной зависимости q от ΔT . При увеличении теплового потока режим испарения сменяется режимом кипения. Коэффициенты теплоотдачи по аналогии с кипением в большом объеме пропорциональны $q^{0.7}$. Затем, при достижении критических тепловых потоков, на теплоотдающей поверхности возникают сначала замываемые, а затем и стабильные сухие пятна. Температура стенки в зоне появления сухих пятен повышается на 20–40 градусов. Коэффициенты теплоотдачи при этом начинают уменьшаться. При малых

числах Рейнольдса замываемые сухие пятна возникают в режиме испарения, без возникновения режима интенсивного пузырькового кипения (Рисунки 3.20, 3.21). Динамика изменения толщины остаточного слоя, при полном выпаривании которого появляются локальные, замываемые сухие пятна на поверхности, приведена в работе [192]. В месте образования валика жидкости при натекании

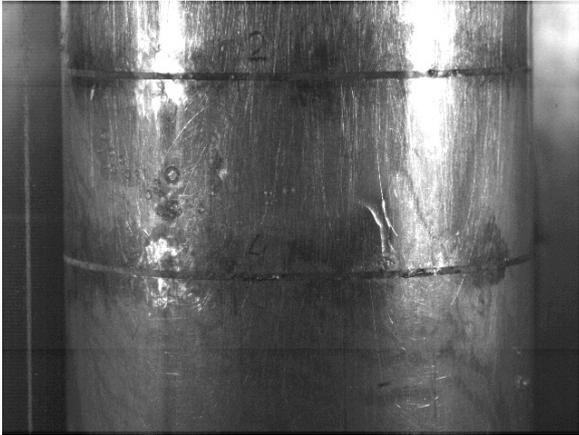


Рис. 3.20. Образование сухого пятна в режиме испарения. Гладкая поверхность, $Re = 15$, $q = 0.97 \text{ Вт/см}^2$.



Рис. 3.21. Образование сухого пятна в режиме испарения. Оребренная поверхность, $Re = 26$, $q = 1.5 \text{ Вт/см}^2$.

на горячую поверхность иногда образуются пузырьки пара. На оребренной поверхности в каналах оребрения, аккумулирующих жидкость, также возникают отдельные паровые пузыри.

3.4.2. Локальный теплообмен

Результаты по измерению распределения локальных коэффициентов теплоотдачи по длине рабочего участка на примере поверхности с горизонтальным оребрением показаны на Рисунке 3.22 [177, 193]. Эксперименты проведены при фиксированном числе Рейнольдса на входе в рабочий участок. Локальные коэффициенты теплоотдачи рассчитывались по разности между измеренной температурой стенки $T_{ст}$ и температурой насыщения смеси $T_{нас}$ в данном сечении:

$$\alpha = q / (T_{ст} - T_{нас}).$$

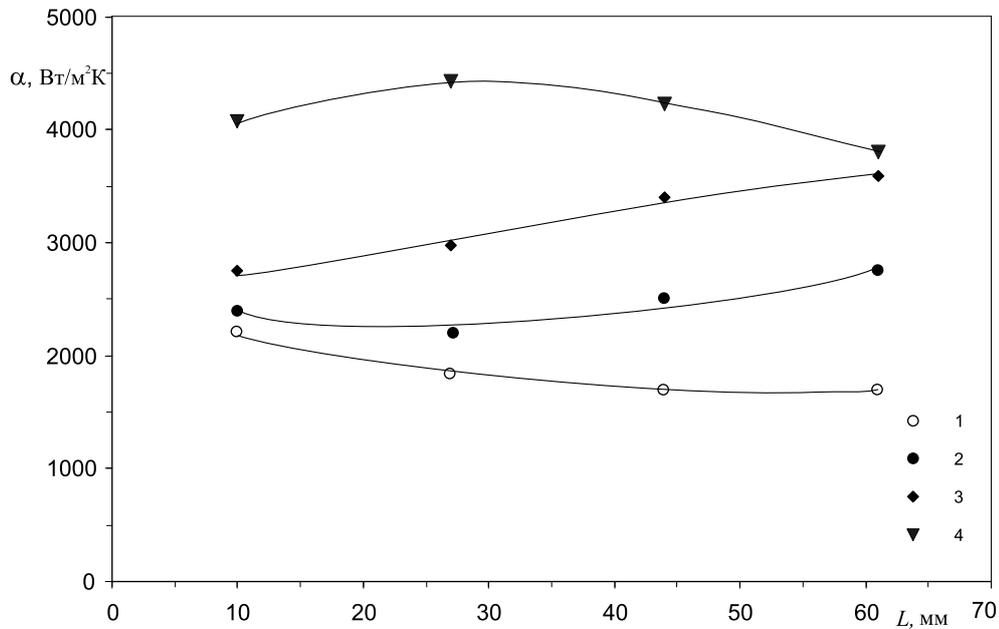


Рис. 3.22. Распределение локальных коэффициентов теплоотдачи по длине обогреваемого участка. $Re = 155$, $C_X = 14.4\%$, q , Вт/см²: 1 – 0.33; 2 – 1.5; 3 – 2.3; 4 – 3.7.

При малых значениях тепловых потоков основным механизмом отвода тепла является испарение на всей длине рабочего участка (точки 1). При больших тепловых потоках, несмотря на незначительную длину рабочего участка, на обогреваемой поверхности одновременно могут существовать различные режимы теплообмена. В верхней части рабочего участка сохраняется режим испарения, в нижней части трубы – режим пузырькового кипения, с более высокими коэффициентами теплоотдачи (точки 2–3). При более высоких тепловых потоках в верхней части трубы существует пузырьковое кипение, а внизу в результате интенсивного выпаривания расход жидкости в пленке уменьшается, на обогреваемой поверхности образуются сухие пятна (точки 4). Температура стенки в зоне появления сухих пятен повышается на 20–40 градусов. Такое повышение температуры стенки сопровождается значительным снижением локальных коэффициентов теплоотдачи.

3.4.3. Влияние расхода жидкости в пленке на теплообмен

Обзор работ по исследованию теплообмена в стекающих пленках показывает, что в диапазоне изменения числа Рейнольдса от 10 до 160 безразмерный коэффициент теплоотдачи уменьшается с увеличением числа Рейнольдса, достигает минимума и далее практически не изменяется с увеличением числа Рейнольдса от 160 до 250 [90, 101, 102, 114, 115]. Уменьшение коэффициента теплоотдачи связано с тем, что при ламинарном течении пленки в теории Нуссельта коэффициент теплоотдачи обратно пропорционален толщине пленки [69, 100]:

$$\alpha = \lambda/\delta. \quad (3.6)$$

Толщина пленки, по классической теории Нуссельта, возрастает с увеличением числа Рейнольдса по закону:

$$\delta = \left(\frac{3\nu}{g}\right)^{1/3} \text{Re}^{1/3}, \quad (3.7)$$

а коэффициент теплоотдачи уменьшается с увеличением числа Рейнольдса по такому же закону:

$$\text{Nu}_* = 0.693 \text{Re}^{-1/3}. \quad (3.8)$$

Экспериментальные данные по теплоотдаче в стекающих пленках показывают, как правило, более высокие значения коэффициентов теплоотдачи по сравнению с формулой Нуссельта. Основной причиной интенсификации теплообмена является процесс волнообразования на поверхности пленок.

Рисунок 3.23 показывает характерную зависимость безразмерного коэффициента теплоотдачи от числа Рейнольдса для различных режимов теплопереноса. Диапазон чисел Рейнольдса $75 \leq \text{Re} \leq 400$, в котором коэффициенты теплоотдачи практически не изменяются, определен в [69, 100] как переходной режим к турбулентному течению. В турбулентном режиме течения коэффициенты теплоотдачи увеличиваются при увеличении числа Рейнольдса [69, 100, 194].

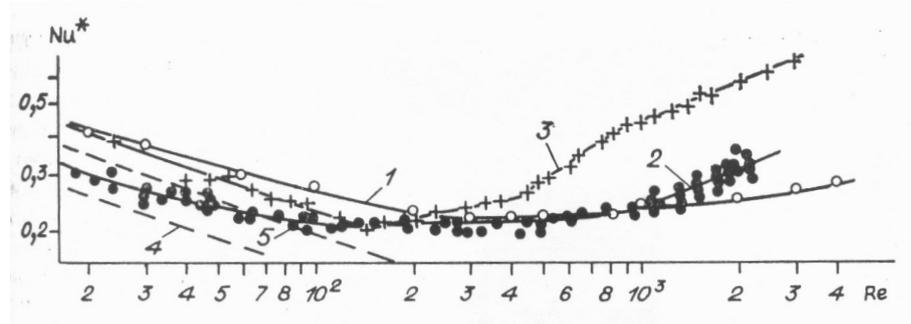


Рис. 3.23. Экспериментальные данные по зависимости числа Нуссельта от числа Рейнольдса при конденсации, испарении и нагреве [181].

В работе [181] отмечается, что существование квазиавтомодельной области теплообмена при ламинарно-волновых режимах течения пленки является фундаментальным фактом, установленным в работе [195]. В этой работе было предложено оценивать коэффициент теплоотдачи в волновом режиме течения по толщине остаточного слоя:

$$\alpha_w \approx \lambda / \delta_{\text{ост}}. \quad (3.9)$$

В основе этого предложения лежат эксперименты [90, 196], в которых показана консервативность остаточной толщины пленки по отношению к суммарному расходу. Алексеенко и др. в работе [196] предположили, что в волновом режиме течения на достаточно больших длинах пробега пленки существует обширная область остаточного слоя примерно постоянной толщины, по которой бегут одиночные волны. Основная масса жидкости переносится в волнах, а основное термическое сопротивление пленки определяется остаточным слоем. Безразмерная толщина остаточного слоя в области перехода от ламинарного к турбулентному режиму течения остается постоянной и зависит только от физических свойств жидкости [197]. Отсюда была получена зависимость для минимального коэффициента теплоотдачи в переходной области течения пленки [195]:

$$\frac{\alpha_w (\nu^2/g)^{1/3}}{\lambda} \approx 0.527 \text{Ar}_*^{-1/15}, \quad (3.10)$$

где $\text{Ar}_* = \frac{gl^3}{\nu^2}$ — критерий Архимеда; $l = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}}$ — капиллярная постоянная. Без-

размерная толщина остаточного слоя может быть рассчитана по выражению:

$$\tilde{\delta}_{\text{ост}} = \frac{\delta_{\text{ост}}}{(\nu^2/g)^{1/3}} = 1.9 \text{Ar}_*^{1/15}. \quad (3.11)$$

Число Архимеда в приведенной форме записи есть не что иное, как пленочное число Капицы $\text{Fi}^{1/2}$, т. е. комплекс физических свойств жидкости, характеризующих течение пленки. Для используемой в экспериментах смеси хладонов

Таблица 3.1. Минимальное число Нуссельта

C_X	Fi	$\text{Nu}_*^{\text{мин}}$
0	7.2×10^{10}	0.230
0.05	6.3×10^{10}	0.231
0.15	4.6×10^{10}	0.232

число Капицы и минимальное значение числа Нуссельта по формуле (3.10) приведено в Таблице 3.1. Оно практически не зависит от состава смеси.

3.5. Теплообмен в стекающих пленках на структурированных поверхностях

3.5.1. Характеристики рабочих участков

В соответствии с задачами исследования было изготовлено три типа рабочих участков — рабочие участки с профилированной поверхностью в зоне подвода тепла; рабочие участки с микрооребрением теплоотдающей поверхности, образующим подповерхностные полости; рабочие участки с гладкой поверхностью и с установленными в зоне теплоподвода металлическими сетками различной геометрии. Для проведения исследований теплообмена в стекающих пленках на структурированных поверхностях первого типа были изготовлены рабочие участки с гладкой поверхностью, с горизонтальным оребрением, с ромбовидной текстурой (Рисунок 3.24). Рабочие участки изготовлены из дюралюминия

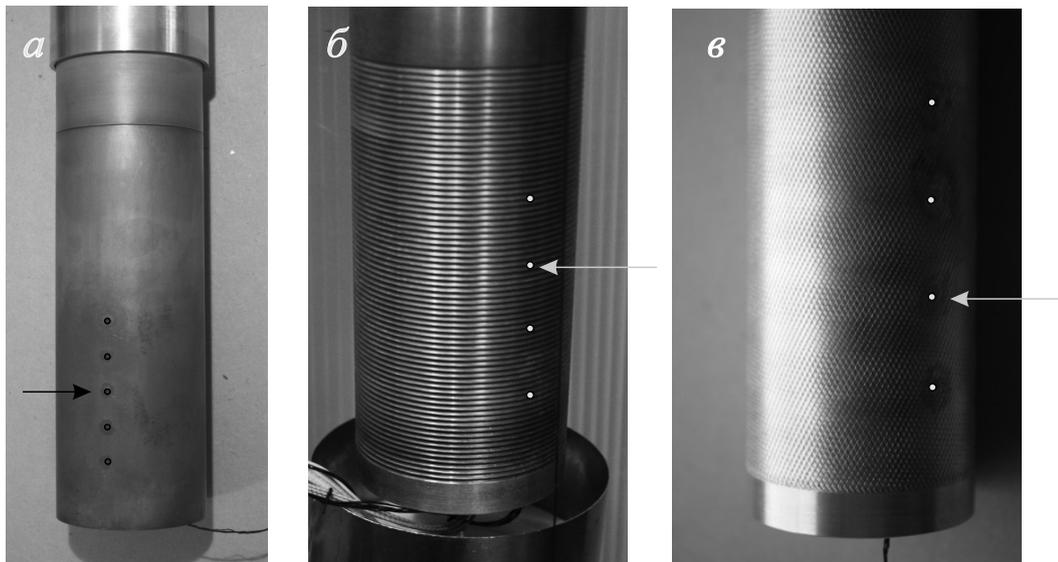


Рис. 3.24. Внешний вид рабочих участков с профилированной поверхностью. *a* — гладкая поверхность; *b* — труба с горизонтальным оребрением; *в* — труба с ромбовидной насечкой.

и латуни, имеющих высокие значения коэффициента теплопроводности, соответственно незначительный перепад температур по толщине стенки. Стрелками показаны места установки термопар. Характеристики структурированных поверхностей приведены в Таблице 3.2.

Таблица 3.2. Параметры профилированных поверхностей

Вид поверхности	Материал	Параметры
Гладкая поверхность	Латунь, алюминий	Шероховатость 1.6–2.5 мкм
Поверхность с горизонтальным оребрением	Дюралюминий Д16Т	Синусоидальная форма профиля оребрения, шаг 1.5 мм, глубина 0.4 мм
Ромбовидная поверхность	Дюралюминий Д16Т	Расстояние между канавками 1 мм, глубина и ширина канавок 0.3 мм, наклон канавок 60°

Геометрия оребренной поверхности близка по форме и характерным размерам текстуре некоторых регулярных структурированных насадок, использу-

емых в технологии разделения веществ — ректификации. Она представляет собой синусоидальные ребра со сглаженными вершинами и скругленными впадинами (Рисунок 3.25). В процессе ректификации осуществляется тепло – массо-

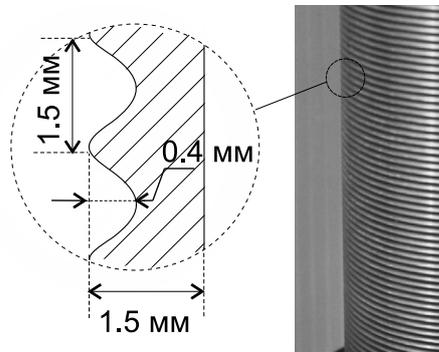


Рис. 3.25. Поверхность с горизонтальным оребрением.

перенос на границе раздела между восходящим потоком пара и пленкой жидкости, стекающей по структурированной насадке. Для увеличения межфазной поверхности массообмена стекающая пленка должна как можно более полно смачивать поверхность насадки. С этой целью производители разделительных устройств наносят на поверхность материала, используемого для изготовления насадки, различную текстуру, способствующую более равномерному распределению жидкости. Одним из видов текстуры является горизонтальное оребрение с характерными параметрами, обеспечивающими растекание жидкости в поперечном направлении за счет сил поверхностного натяжения. Некоторые вопросы распределения жидкости по поверхности структурированных насадок будут рассмотрены в следующей главе, здесь же стояла задача исследования особенностей течения пленки жидкости с близкими свойствами на оребренной поверхности. В экспериментах авторов [177], а также в работе [170] было показано, что наряду с возмущающим действием ребер горизонтальные каналы удерживают жидкость, увеличивая термическое сопротивление пленки.

Ромбовидная текстура получена нанесением взаимно пересекающихся впадин под углом 60° к горизонту на внешнюю поверхность рабочего участка из дюралюминия [198, 199] (Рисунок 3.26). Наклонные пересекающиеся впадины

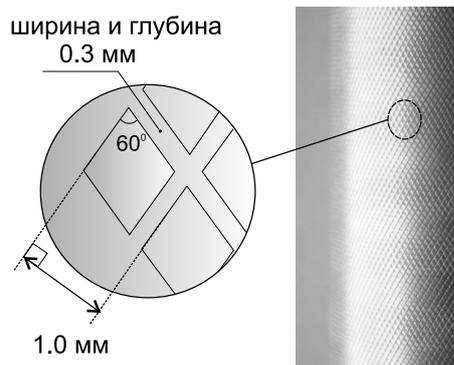


Рис. 3.26. Поверхность с ромбовидной текстурой.

препятствуют накоплению жидкости в каналах и способствуют более равномерному распределению жидкости по периметру рабочего участка.

3.5.2. Теплообмен в стекающей пленке на гладкой поверхности

Результаты экспериментов по исследованию теплообмена в стекающих пленках смесей хладонов на гладкой поверхности опубликованы в работах [138, 177, 178]. В экспериментах было показано, что влияние состава смеси (п. 3.3.3), материала поверхности рабочего участка на коэффициенты теплоотдачи в стекающей пленке смеси хладонов несущественно, как в режиме испарения, так и в режиме пузырькового кипения. Поэтому далее некоторые результаты по коэффициентам теплоотдачи будут приведены без указания условий проведения экспериментов. Сравнение результатов проведенных экспериментов с данными других авторов, а также с известными корреляционными зависимостями для теплоотдачи в стекающих пленках также приведено в этих работах. Примеры зависимости коэффициентов теплоотдачи от теплового потока на гладкой поверхности во всем диапазоне изменения тепловой нагрузки показаны на Рисунках 3.14, 3.19.

Обобщение результатов экспериментов по измерению коэффициентов теплоотдачи в стекающей пленке на гладкой поверхности в режиме испарения показано на Рисунке 3.27 в виде модифицированного числа Нуссельта $Nu_* = \alpha l / \lambda$, где в качестве масштаба длины используется вязкостно-гравитационный мас-

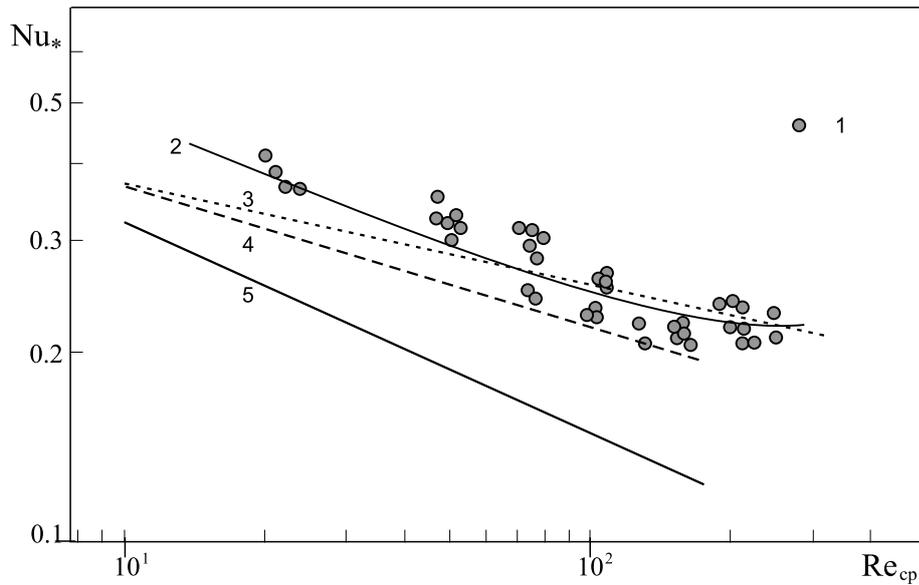


Рис. 3.27. Безразмерный коэффициент теплоотдачи в режиме испарения при течении пленки хладонов на гладкой поверхности: 1 — экспериментальные данные; 2 — обобщение экспериментальных данных; 3 — корреляция [114]; 4 — корреляция [115]; 5 — зависимость Нуссельта (3.8).

штаб $l = (\nu^2/g)^{1/3}$. Все данные лежат в одной группе с максимальным разбросом $\pm 15\%$. Линия 2 обобщает приведенные экспериментальные данные. Причины уменьшения коэффициентов теплоотдачи при увеличении числа Рейнольдса рассмотрены в п. 3.4.3. В диапазоне чисел Рейнольдса 20–250 полученные нами данные по теплоотдаче при испарении стекающей пленки удовлетворительно совпадают с известными корреляционными зависимостями, полученными в экспериментах на воде и других вязких однокомпонентных жидкостях. Формула Нуссельта практически всегда дает заниженные значения коэффициентов теплоотдачи по сравнению с экспериментом.

3.5.3. Влияние рельефа поверхности на теплообмен

В отличие от гладкой поверхности, на поверхности с горизонтальным оребрением коэффициенты теплоотдачи возрастают с увеличением числа Рейнольдса (Рисунок на стр. 126). Причины такого влияния расхода жидкости в пленке на теплообмен рассмотрены в работе [177]. При малых расходах пленка жидко-

сти стекает в безволновом режиме, её термическое сопротивление определяется средней «эффективной» толщиной слоя в каналах оребрения (Рисунок 3.28 слева), которая значительно превышает толщину пленки на гладкой поверхности. При увеличении расхода на поверхности пленки развиваются трехмерные волны с интенсивным движением жидкости в горизонтальных каналах оребренной поверхности (Рисунок 3.28 справа), что приводит к интенсификации теплообмена. При числах Рейнольдса 70–80 коэффициенты теплоотдачи в режиме испарения на оребренной поверхности становятся выше, чем на гладкой.

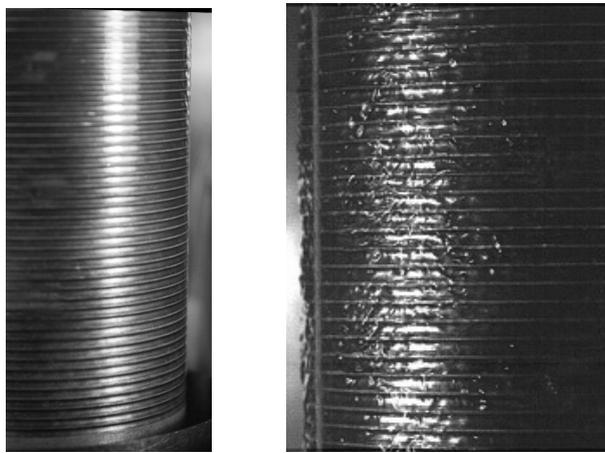


Рис. 3.28. Течение пленки бинарной смеси фреонов на оребренной поверхности: слева — $Re = 25$; справа — $Re = 105$.

В литературе имеются данные, которые показывают многократную интенсификацию теплообмена на структурированных поверхностях [136, 156, 173]. Течение пленки жидкости в этих работах осуществлялось на пластинах и на горизонтальных трубах с вертикально ориентированной структурой. Результаты моделирования теплообмена и результаты экспериментов при течении пленки хладона R11 на поверхности горизонтальных труб с различной геометрией оребрения показывают, что коэффициенты теплоотдачи в ламинарно-волновом режиме течения увеличиваются с увеличением плотности орошения. Это совпадает с полученными результатами настоящей работы. Основным механизмом увеличения теплоотдачи является периодическое смачивание ребер на верхней части оребренной трубы волнами возмущения и испарением очень тонкой плен-

ки, возникающей в результате в результате этого процесса. Коэффициенты теплоотдачи в режиме пузырькового кипения на такой поверхности также существенно возрастают по сравнению с гладкой поверхностью. В работе [173] разработана модель теплоотдачи, основанная на испарении микрослоя жидкости на вершинах ребер в верхней части горизонтальной трубы, согласно которой интенсификация теплообмена может достигать восьмикратной величины.

Как следует из полученных в данной работе экспериментальных данных, коэффициенты теплоотдачи при течении пленки на вертикальной структурированной поверхности данной геометрии оказываются ниже, чем на гладкой поверхности. В исследованном диапазоне изменения расходов в стекающей пленке горизонтальные каналы ребренной трубы оказываются заполненными жидкостью. Капиллярные силы недостаточны, чтобы организовать дренаж жидкости из каналов и уменьшить толщину пленки на вершинах ребер. Интенсификация теплоотдачи в режиме испарения наблюдается при появлении мелкомасштабных трехмерных волн на поверхности стекающей пленки в области более высокой плотности орошения. Для интенсификации теплообмена на поверхности с горизонтальными ребрами необходимо препятствовать накоплению жидкости во впадинах, например, с помощью дренажных каналов или разрывов ребер.

Поверхность с ромбовидной насечкой является одной из таких структур, в которой периодически расположенные пересекающиеся впадины наклонены под углом 60° к горизонту (Рисунок 3.26). Течение пленки на такой поверхности показано на Рисунке 3.29 [198]. При течении жидкости без подвода тепла на поверхности пленки при данном числе Рейнольдса наблюдаются трехмерные волны. При тепловом потоке $q = 1.4 \text{ Вт/см}^2$ в нижней части трубы начинается кипение в пленке. При данной тепловой нагрузке расход жидкости на выходе рабочего участка составляет $\approx 60\%$ от начального расхода. Вследствие значительного уменьшения расхода жидкости в нижней части рабочего участка поверхность пленки становится более гладкой (Рисунок 3.29б). При достижении критических значений теплового потока на теплоотдающей поверхности возни-

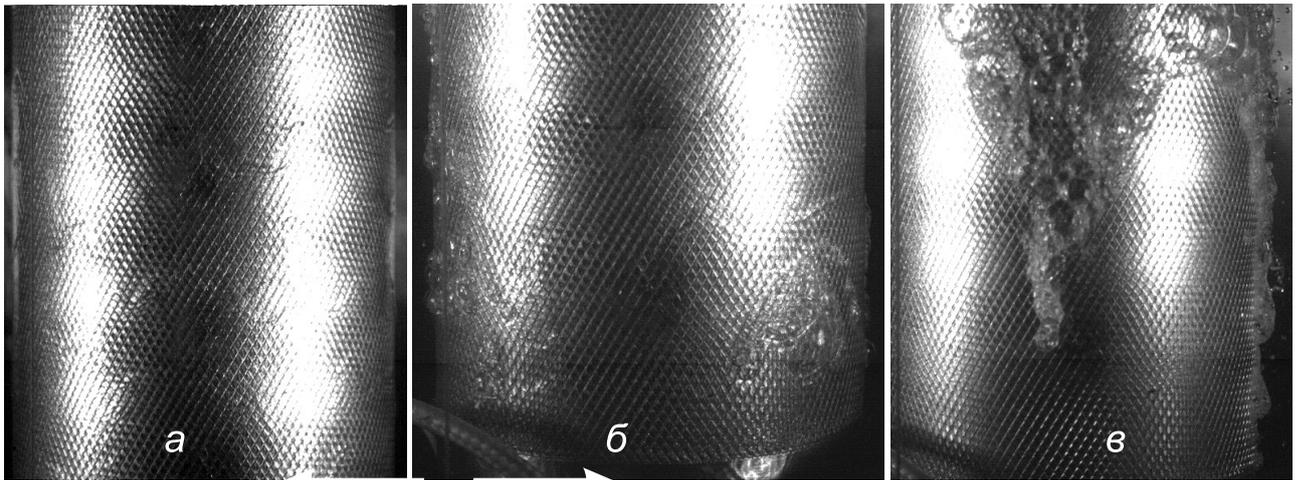


Рис. 3.29. Течение пленки смеси хладонов R114/R21 на поверхности с ромбовидной структурой. $Re = 78, p = 2$ бар. *a* — волновое течение, $q = 0$; *b* — неразвитое кипение, $q = 1.4$ Вт/см²; *в* — развитие кризиса теплоотдачи, $q = 5.1$ Вт/см².

кают устойчивые сухие пятна (Рисунок 3.29*в*). Граница сухих пятен проходит вдоль каналов ромбовидной текстуры, кипящие струи сужаются книзу, образуя треугольную форму. В нижней части рабочего участка кипящие струи отбрасываются от горячей поверхности. Расход жидкости на выходе рабочего участка при этом тепловом потоке составляет менее $\approx 40\%$ от начального расхода.

Данные по теплоотдаче на поверхности с ромбовидной текстурой показаны на Рисунке 3.30. Характер зависимости коэффициентов теплоотдачи от теплового потока и для малых, и для больших чисел Рейнольдса остается таким же, как для гладкой поверхности. Нанесение наклонных взаимно пересекающихся впадин на поверхность трубы не дает видимых преимуществ в интенсификации теплообмена. В режиме пузырькового кипения коэффициенты теплоотдачи на поверхности с ромбовидной текстурой оказываются ниже, чем на гладкой и оребренной поверхностях. Вероятно, вследствие более равномерного распределения по периметру трубы пленка становится более тонкой, и вклад испарения в общем теплопереносе становится выше. Выравнивание расхода жидкости по периметру рабочего участка за счет такой геометрии приводит к увеличению тепловых потоков, при которых начинается образование устойчивых сухих пятен.

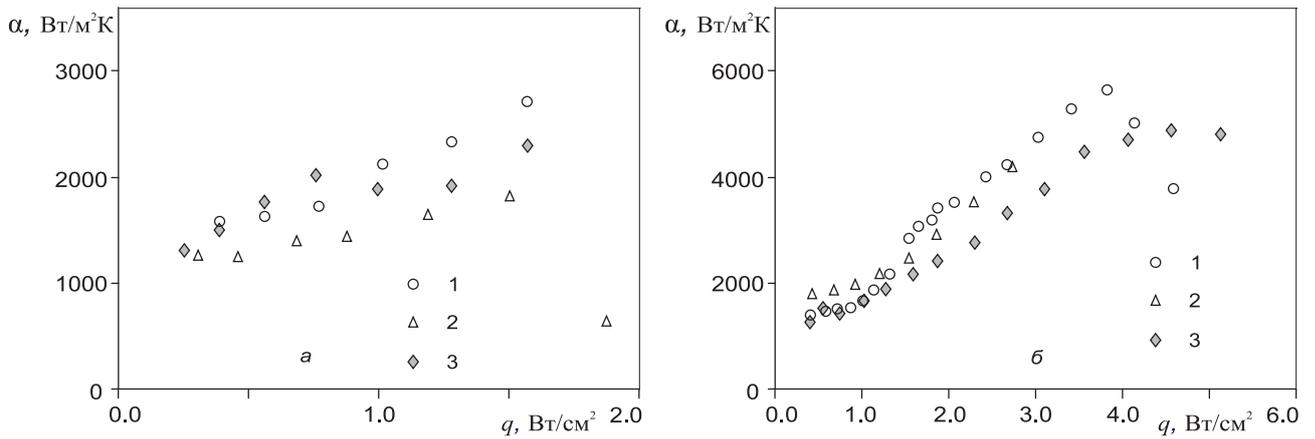


Рис. 3.30. Зависимость среднего по длине коэффициента теплоотдачи от теплового потока. 1 — гладкая поверхность; 2 — поверхность с горизонтальным оребрением; 3 — участок с ромбовидной текстурой. $p = 2$ бар. a — $Re = 26$, b — $Re = 105$.

Для наглядного представления об интенсификации теплообмена на структурированных поверхностях данные представлены в относительных координатах (Рисунок 3.31) [200], где $\alpha_{\text{гл}}$ — коэффициенты теплоотдачи на гладкой поверхности для одинаковых условий экспериментов. При малых числах Рейнольдса коэффициенты теплоотдачи на оребренной поверхности на 10–20% ниже, чем на гладкой поверхности во всем диапазоне изменения тепловых потоков. На поверхности с ромбовидной текстурой в режиме испарения, при тепловых потоках порядка 1 Вт/см^2 , наблюдается незначительное увеличение коэффициентов теплоотдачи по сравнению с гладкой поверхностью. При более высоких тепловых потоках коэффициенты теплоотдачи на поверхности с ромбовидной текстурой снижаются по сравнению с гладкой поверхностью. При больших числах Рейнольдса относительные коэффициенты теплоотдачи на всех исследованных поверхностях возрастают с увеличением теплового потока, достигают максимума при тепловых потоках порядка 1 Вт/см^2 , затем уменьшаются до единицы. В режиме испарения наибольшая интенсификация теплообмена достигается на поверхности с горизонтальным оребрением. При развитом пузырьковом кипении ($q \geq 2.5 \text{ Вт/см}^2$) коэффициенты теплоотдачи на структурированных поверхностях практически совпадают с коэффициентами теплоотдачи на гладкой поверхности.

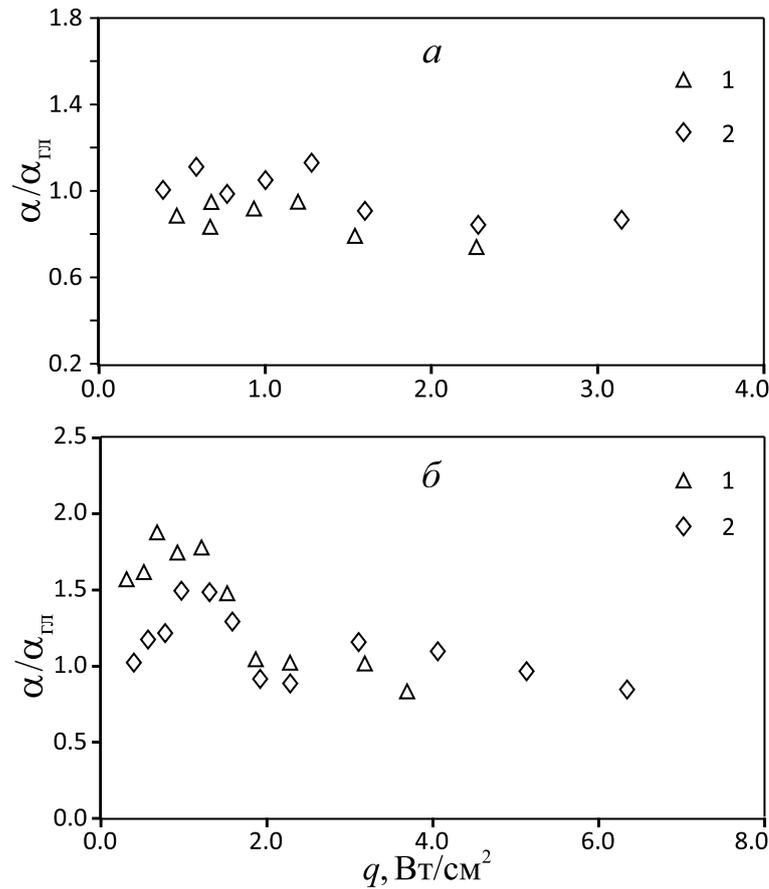


Рис. 3.31. Относительный коэффициент теплоотдачи на структурированных поверхностях. *a* — $\text{Re}_{\text{пл}} = 52$; *б* — $\text{Re}_{\text{пл}} = 160$. 1 — оребренная поверхность; 2 — ромбовидная текстура.

Данные по безразмерному коэффициенту теплоотдачи для поверхности с ромбовидной текстурой в режиме испарения в зависимости от плотности орошения и сравнение с ранее полученными опытными данными для гладкой поверхности и поверхности с горизонтальным оребрением показаны на Рисунке 3.32. Из рисунка видно, что зависимость коэффициентов теплоотдачи от плотности орошения для поверхности с трехмерной ромбовидной текстурой аналогична зависимости для гладкой поверхности с незначительной интенсификацией теплоотдачи в диапазоне изменения числа Рейнольдса 60–200. Наибольшие значения коэффициентов теплоотдачи в режиме испарения в этой области чисел Рейнольдса получены на поверхности с горизонтальным оребрением.

Минимальное число Нуссельта, полученное в экспериментах на гладкой трубе, удовлетворительно совпадает с расчетом по модели [195] при числах $\text{Re} \approx 100\text{--}250$ (Таблица 3.1). На структурированной поверхности с горизонталь-

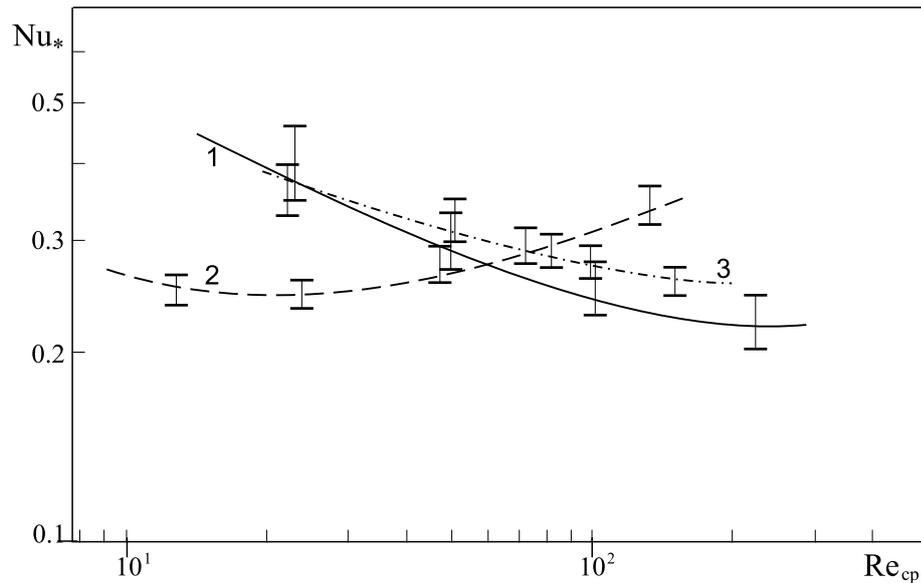


Рис. 3.32. Теплоотдача при испарении стекающей пленки смеси хладонов на гладкой и структурированных поверхностях. Экспериментальные данные, $p = 1.9 - 2.1$ бар: 1 — гладкая поверхность; 2 — поверхность с горизонтальным оребрением; 3 — поверхность с ромбовидной текстурой.

ным оребрением в диапазоне изменения числа Рейнольдса от 10 до 25 число Нуссельта также принимает минимальные значения. Вероятно, модель [195] применима и к структурированной поверхности. Характерным размером, определяющим интенсивность теплопереноса в данном диапазоне расходов, может быть эффективная толщина пленки, определяемая числом Рейнольдса и высотой ребра.

3.5.4. Теплообмен в стекающей пленке при пузырьковом кипении

Развитое пузырьковое кипение в стекающих пленках на различных структурированных поверхностях существует при тепловых потоках от $(1.5-2) \times 10^4$ до $(4-8) \times 10^4$ Вт/м² в зависимости от числа Рейнольдса. Чем меньше число Рейнольдса, тем при меньшем тепловом потоке начинается режим ухудшения теплоотдачи, связанный с возникновением сухих пятен. В режиме развитого кипения интенсивность теплоотдачи определяется величиной теплового потока, влияние расхода жидкости на теплообмен, как правило, отсутствует.

Для обобщения данных по теплоотдаче при пузырьковом кипении в стекающих пленках в настоящее время нет общепринятых безразмерных параметров. Для представления данных используются аналоги критериев Нуссельта и Рейнольдса, в которых характерные скорости и масштабы подбираются на основе анализа физического явления. Если для режима испарения в качестве характерного размера чаще всего используется вязкостно-гравитационный масштаб, то для режима пузырькового кипения такими величинами могут быть размер зародыша парового пузыря, постоянная Лапласа, а также характерные размеры структурированных поверхностей. В качестве характерной скорости могут выступать скорость роста пузыря или скорость парообразования. Отсюда имеются различные подходы в описании процесса теплообмена при пузырьковом кипении, систематизированные в одной из последних монографий [201].

Кипение в тонкой пленке обладает рядом особенностей по сравнению с кипением в большом объеме [202]. Прежде всего, нужно отметить сильное уменьшение расхода жидкости на выходе из обогреваемого участка, особенно для протяженных поверхностей, высоких тепловых потоков и малых начальных расходов жидкости. Тепловые потоки на стенке при пленочном течении хладагентов, как правило, не превышают величины $q = 1 \times 10^5$ Вт/м².

Визуальные наблюдения и видеосъемка процесса кипения в стекающей пленке показывают, что паровые пузыри находятся в пленке жидкости только на начальном этапе роста. Затем верхняя граница пузыря достигает поверхности пленки и «прорастает» через нее. Высота купола пузыря быстро растет и достигает величины 5–6 мм. Далее паровые пузыри сливаются в конгломераты и стекают в виде кипящих струй (Рисунок 3.33). Разрушение пузырей происходит при размерах, значительно превосходящих толщину пленки жидкости. Вблизи поверхности раздела в паровом объеме наблюдаются мелкие капли жидкости, витающие рядом с движущейся границей пленки, а также туман, состоящий, вероятно, из более мелких частиц конденсата. Траектория движения мелких капель и тумана чаще всего хаотичная.

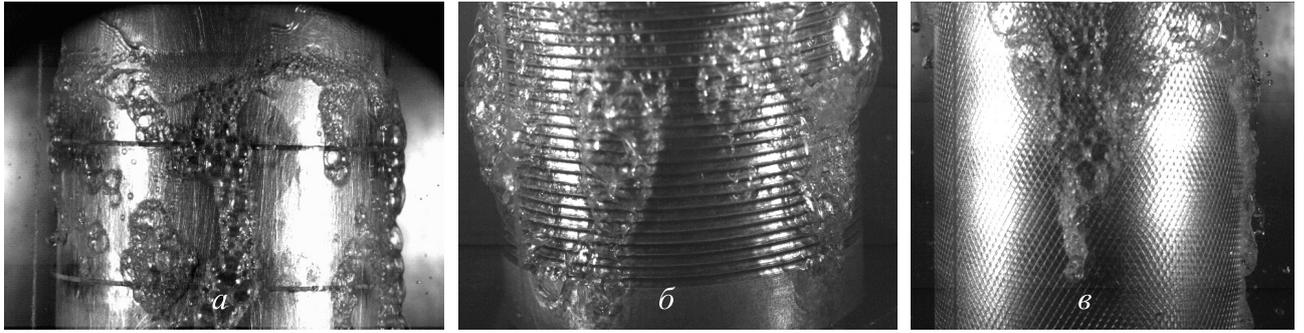


Рис. 3.33. Режим течения в виде кипящих струй на различных поверхностях. *a* — гладкая поверхность, $Re = 155$, $q = 5.1$ Вт/см²; *б* — поверхность с горизонтальным оребрением, $Re = 102$, $q = 2.9$ Вт/см²; *в* — поверхность с ромбовидной текстурой, $Re = 78$, $q = 5.1$ Вт/см².

Для обобщения данных по теплообмену при кипении стекающих пленок смесей хладонов на различных структурированных поверхностях была использована модель Гогонина [203]:

$$Nu^* = 0.01 Re^{*0.8} Pr^{1/3} b K^{0.4} \left(\frac{\lambda' c_p \rho'}{\lambda_{ст} c_{ст} \rho_{ст}} \right)^{-0.2} \bar{k}, \quad (3.12)$$

разработанная для стекающих пленок однокомпонентных жидкостей по гладким поверхностям. Модель учитывает интенсификацию теплообмена в кипящих пленках вследствие разбрызгивания и уноса жидкости при схлопывании пузырей, а также свойства теплоотдающей поверхности. В качестве характерного масштаба в числах Нуссельта и Рейнольдса в этой модели используется постоянная Лапласа l_σ . В качестве характерной скорости используется скорость парообразования $\frac{q}{r\rho''}$, по аналогии с моделью Лабунцова [204]. Параметр

$K = \frac{(r\rho'')^2 l_\sigma}{c_p T_s \rho' \sigma}$ характеризует рост паровых пузырей и является комбинацией числа Якоба и безразмерного диаметра пузыря [205]. Коэффициент $b = 0.075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho''}{\rho' - \rho''} \right)^{2/3} \right]$ учитывает влияние давления [206]. Член в круглых скобках, введенный Якобом, учитывает влияние теплофизических свойств материала стенки [202]. Множитель $\bar{k} = 1.2$ — коэффициент, введенный в [203] для эмпирического учета особенностей кипения в пленке жидкости. Обработка результатов по данной модели опубликована в работе [138, 200].

Опытные данные по зависимости безразмерного комплекса $Nu^*/K^{0.4}$ от числа Re^* , полученные для гладких и структурированных поверхностей, приведены на Рисунке 3.34. Здесь же нанесены данные по кипению в стекающей

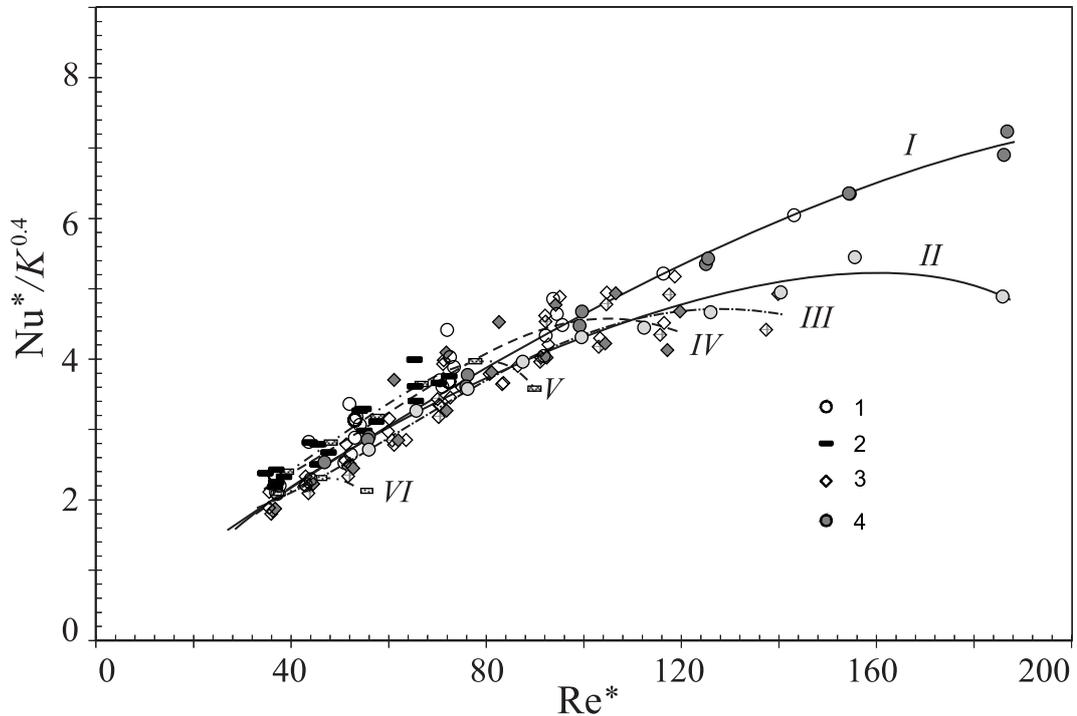


Рис. 3.34. Теплоотдача при кипении на структурированных поверхностях при различных величинах числа Re : 1 – гладкая поверхность; 2 – поперечное оребрение; 3 – ромбовидная текстура; 4 – гладкая поверхность, хладон R21; линия *I* – расчет по формуле (3.12); *II* – хладон R21, $Re = 100$; *III* – поверхность с ромбовидной текстурой, $Re = 160$; *IV* – поверхность с ромбовидной текстурой, $Re = 100$; *V* – поперечное оребрение, $Re = 160$; *VI* – поперечное оребрение, $Re = 50$.

пленке чистой жидкости – хладона R21. Так же, как и в режиме испарения, коэффициенты теплоотдачи при кипении данной смеси хладонов не зависят от концентрации летучего компонента.

Полученные данные по теплоотдаче при кипении на поверхностях различной геометрии удовлетворительно описываются корреляцией (3.12) для кипения стекающей по гладкой поверхности пленки однокомпонентной жидкости. Начиная с некоторых значений чисел Рейнольдса, данные по теплоотдаче отклоняются от обобщающей зависимости. Так, например, данные для хладона R21 для чисел Рейнольдса пленки 220 и 160 совпадают с корреляцией *I*. Те же

данные для $Re = 100$ (линия *II*) отклоняются от кривой *I* при $Re^* \approx 100$. Аналогичное отклонение при уменьшении числа Re наблюдается для коэффициентов теплоотдачи на поверхности с ромбовидной текстурой, линии *III–IV*, и на поверхности с горизонтальным оребрением, линии *V–VI*. Отклонение данных по теплоотдаче от обобщающей кривой *I* имеет место для тех экспериментов, в которых наблюдалось образование сухих пятен и последующее ухудшение теплоотдачи. Величина теплового потока, вызывающего образование сухих пятен, как правило, уменьшалась с уменьшением расхода жидкости в пленке. В диапазоне изменения тепловых потоков, соответствующих пузырьковому кипению в стекающей пленке, вид структурированной поверхности практически не влияет на интенсивность теплообмена.

В работе [199] приведена обработка полученных в экспериментах данных по теплообмену при кипении смеси хладонов в стекающей пленке по формуле Лабунцова [207]:

$$Nu^{**} = A Re_{**}^{0.65} Pr^{1/3}. \quad (3.13)$$

Безразмерный коэффициент теплоотдачи представлен в виде $Nu^{**} = \alpha l_*/\lambda$, где $l_* = (c_p \rho_L \sigma T_s) / (r \rho_V \nu)^2$ имеет масштаб критического размера парового пузыря. В число Рейнольдса $Re_{**} = \frac{q l_*}{r \rho_V \nu}$ входит скорость парообразования и характерный размер l_* . Данная модель учитывает отвод тепла конвекцией через тепловой пограничный слой жидкости и отвод тепла испарением непосредственно в паровые пузыри, растущие на поверхности. На Рисунке 3.35 приведена обработка данных по теплообмену при кипении на гладкой и структурированных поверхностях по формуле (3.13). Данные в области ухудшения теплоотдачи в обработке не учитывались. Результаты экспериментов удовлетворительно обобщаются зависимостью Лабунцова с коэффициентом $A = 0.2$ вместо 0.125 в оригинальной работе.

Модель Гогонина, зависимость (3.12), имеет преимущество для обработки данных по теплообмену при кипении в стекающих пленках, поскольку не требует введения дополнительных эмпирических коэффициентов.

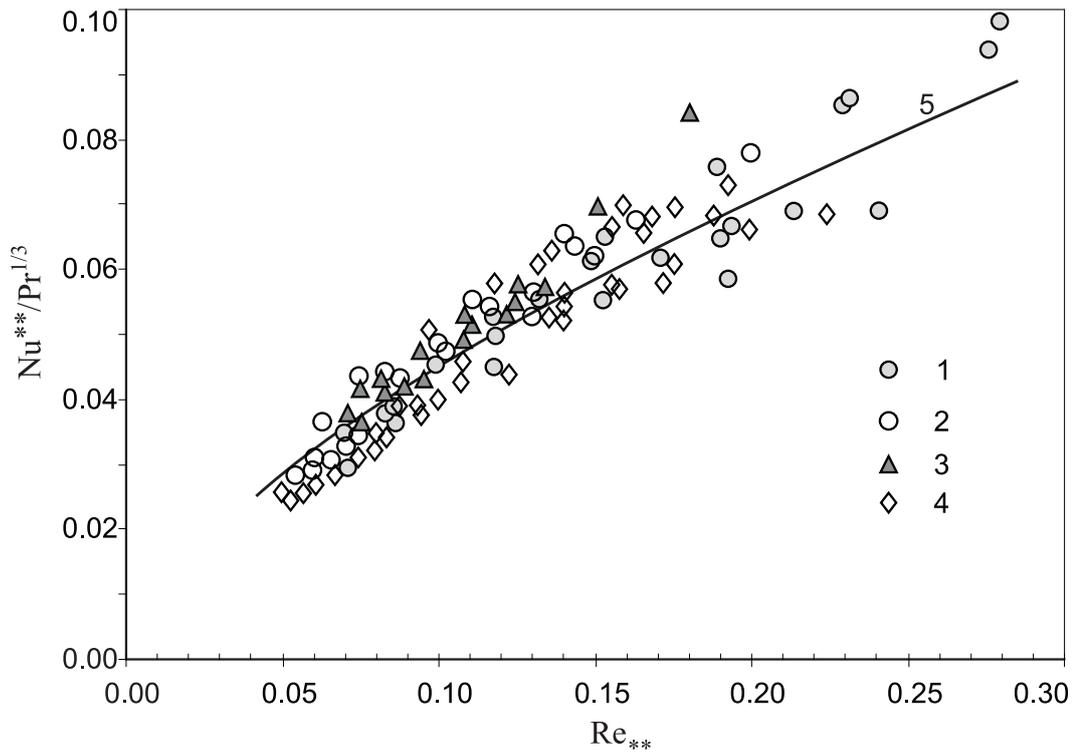


Рис. 3.35. Теплообмен при кипении на гладкой и структурированных поверхностях. 1 — Хладон R21, гладкая поверхность. Смесь хладонов: 2 — гладкая поверхность; 3 — поверхность с горизонтальным оребрением; 4 — поверхность с ромбовидной текстурой; линия 5 — расчет по формуле (3.13).

Для интенсификации теплообмена при кипении в большом объеме или при вынужденном течении в каналах разработаны и производятся в коммерческих масштабах специальные теплообменные поверхности, имеющие, как правило, развитую систему каверн для удержания пара [139]. Наличие таких каверн приводит к существенному снижению температурных напоров, необходимых для начала кипения. Наличие оребрения или установка сетки приводят к незначительному увеличению поверхности теплообмена, но на процесс парообразования это не оказывает влияния. Для интенсификации теплообмена при кипении для стекающих пленок необходимо разрабатывать новые виды поверхностей с заранее заданными свойствами покрытий.

3.6. Теплообмен в стекающей пленке на поверхности с микроструктурой

Одним из методов создания поверхности с упорядоченной микроструктурой, способствующей созданию большого количества центров парообразования, является метод деформирующего резания, разработанный в МГТУ им. Баумана [208–210]. В данном разделе приводятся первые результаты исследования теплообмена в стекающей пленке, полученные на поверхностях, изготовленных этим методом (Рисунок 3.36). Поверхность рабочего участка представляет собой горизонтальное оребрение, шаг и высота ребер приведены в Таблице 3.3.

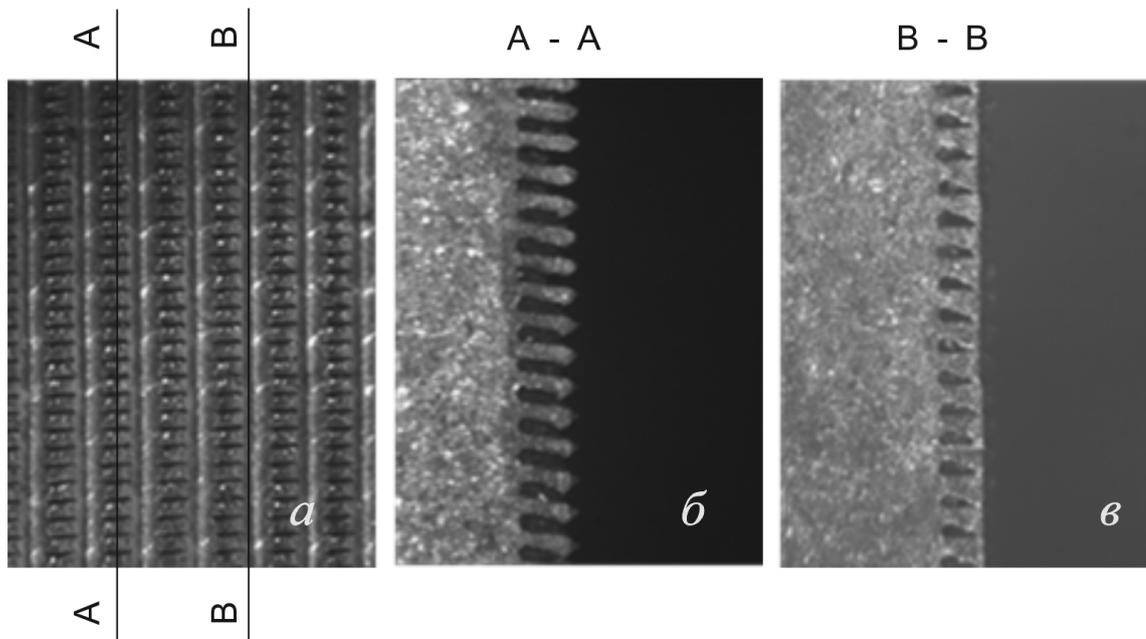


Рис. 3.36. Фрагменты поверхности с микроструктурой: *a* — фронтальный вид; *б* — сечение по открытой области ребер; *в* — сечение по закрытой области ребер (по впадине накатки).

По вершинам ребер в направлении течения пленки роликом наносится накатка с шагом 318 мкм. Линия В-В на рисунке совпадает со впадиной накатки. При движении по оребренной поверхности ролик сминает вершины ребер во впадине, образуя закрытые подповерхностные полости (Рисунок 3.36в). В промежутке между линиями накатки вдоль линии А-А (Рисунок 3.36б) полости остаются открытыми. Чередование открытых и закрытых полостей обеспечи-

Таблица 3.3. Параметры поверхностей с микрооребрением

Вид поверхности	Материал	Параметры
Поверхность с микроструктурой № 1	Медь	Горизонтальное оребрение с вертикальной накаткой, шаг ребер 100 мкм, высота ребер 220 мкм, шаг накатки 318 мкм.
Поверхность с микроструктурой № 2	Медь	Горизонтальное оребрение с вертикальной накаткой, шаг ребер 200 мкм, высота ребер 440 мкм, шаг накатки 318 мкм.

вадет микроциркуляцию жидкости в зазоре между ребрами, создавая дополнительный механизм отвода тепла от поверхности к существующему переносу скрытой теплоты парообразования. Коэффициент увеличения площади поверхности составляет $k=5.4$. Рабочие участки изготовлен из меди, их размеры и конструкция идентичны рабочим участкам, описанным в разделе 3.5.1.

Зависимость теплового потока от температурного напора для поверхности № 1 показана на Рисунке 3.37. Данные по испарению для $q < 0.5$ Вт/см² ложат-

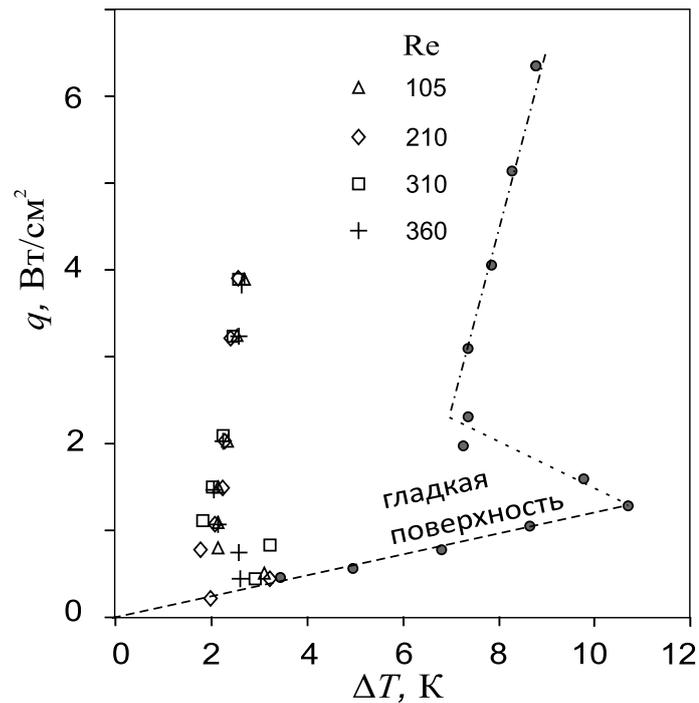


Рис. 3.37. Кривая кипения для поверхности с микроструктурой.

ся на зависимость q от ΔT для гладкой поверхности. При достижении разности температур «стенка–жидкость» 3–3.5 К начинается процесс парообразования, температурный напор скачком, как и на гладкой поверхности, уменьшается до величины порядка 2 К. В режиме пузырькового кипения коэффициенты теплоотдачи на этой поверхности выше, чем на поверхности № 2 (Рисунок 3.38).

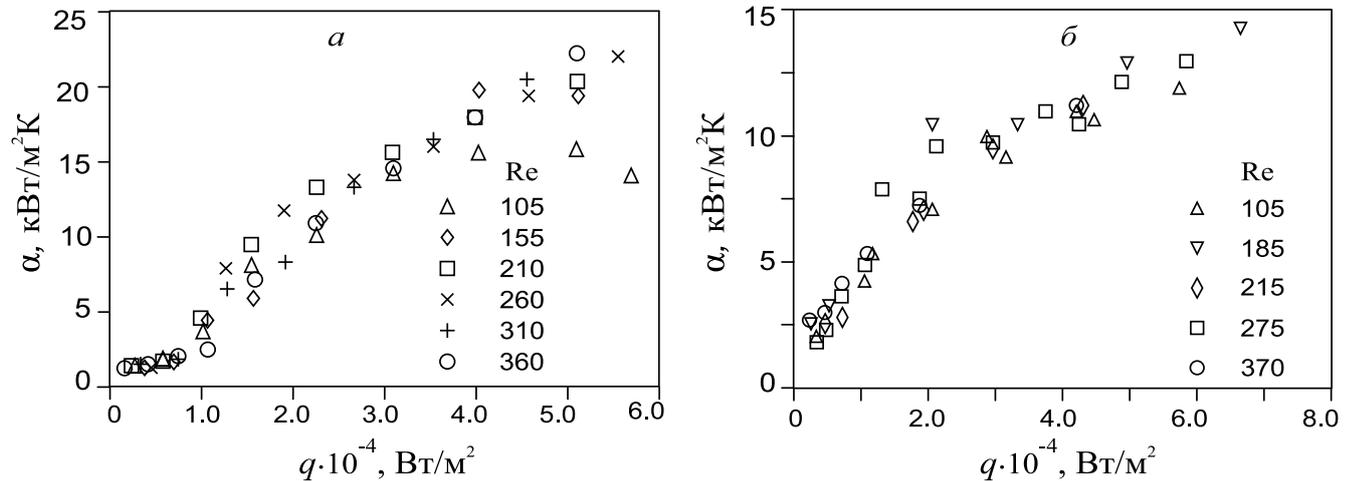


Рис. 3.38. Зависимость коэффициента теплоотдачи от плотности теплового потока: а — поверхность №1, б — поверхность №2.

На Рисунке 3.39 представлена обработка данных по кипению в стекающей пленке по формуле (3.12), полученной для течения однокомпонентной жидкости на гладкой поверхности. Результаты по исследованию теплоотдачи в режиме пузырькового кипения, полученные на микроструктурированной поверхности с более мелким шагом ребер показали, что теплоотдача при кипении увеличивается примерно в 3 раза по сравнению с гладкой поверхностью [211–213]. Плотность центров парообразования на микроструктурированной поверхности существенно больше (Рисунок 3.40), а размер паровых пузырей меньше, чем при кипении пленки бинарной смеси на гладкой и профилированных поверхностях [213, 214].

Данные по теплоотдаче при кипении в пленке на микроструктурированной поверхности существенно превышают данные по теплоотдаче на гладкой поверхности. Точки для всех чисел Рейнольдса лежат в одной группе, за исключением данных для малых чисел Рейнольдса при больших тепловых пото-

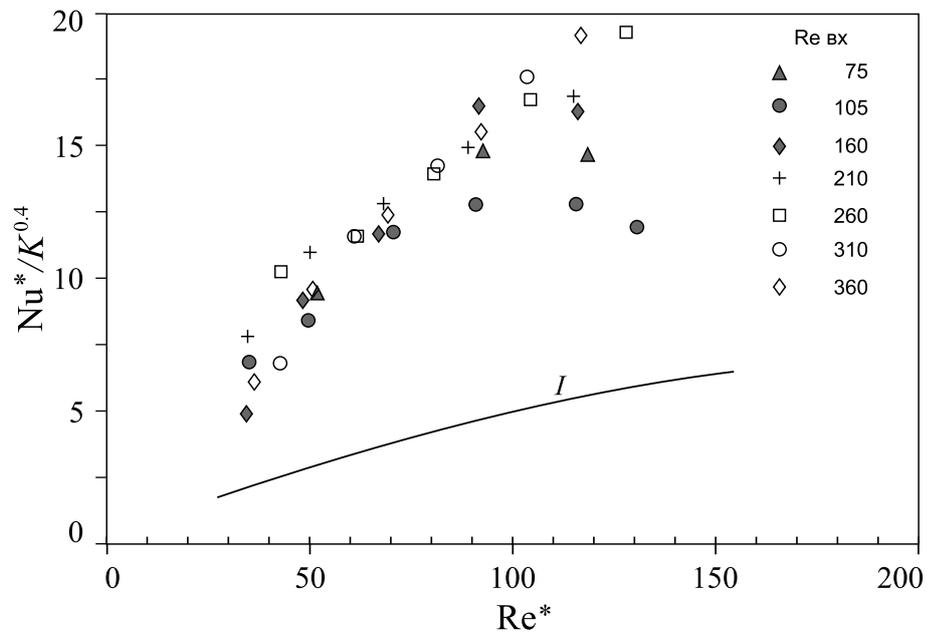


Рис. 3.39. Теплообмен при кипении на поверхности с микротекстурой. I — Расчет по формуле (3.12).



Рис. 3.40. Кипение на микроструктурированной поверхности. $Re = 105$; $q = 3.5 \text{ Вт/см}^2$.

ках. При больших тепловых потоках на поверхности с микротекстурой, как и на других поверхностях, возникают замываемые сухие пятна, вызывающие локальное повышение температуры стенки и уменьшение осредненного по длине коэффициента теплоотдачи.

3.7. Теплообмен на поверхности с сетчатым покрытием

Как уже отмечалось в обзоре литературы, установка металлических сеток на поверхности со стекающей пленкой жидкости приводит к турбулизации течения, улучшению распределения жидкости по теплоотдающей поверхности, а также к интенсификации процессов тепло – и массообмена. По аналогии с оребрением, толщина пленки на внешней поверхности проволочек сетки может значительно уменьшаться. Испарение микрослоя жидкости как на поверхности проволочек, так и внутри ячейки, при малых расходах жидкости может привести к увеличению коэффициентов теплоотдачи. Основными параметрами сетчатого покрытия с точки зрения влияния на интенсивность теплообмена являются размер ячейки, материал и диаметр проволочки сетки, расположение ячеек на обогреваемой поверхности относительно направления течения пленки жидкости.

Для исследования влияния геометрических характеристик сетчатых покрытий на теплообмен при гравитационном течении пленок жидкости использовались металлические сетки из латуни и нержавеющей стали с различными размерами и ориентацией ячеек, Таблица 3.4 [215]. Исследование влияния характеристик металлических проволочных сеток на интенсификацию теплообмена проведено на рабочем участке с гладкой поверхностью из латуни, на который устанавливались сетки их разных материалов с различными размерами ячеек. Характеристики сеток, устанавливаемых на рабочий участок, приведены в Таблице 3.4. На Рисунке 3.41 показан внешний вид рабочих участков с установленными сетками [212, 216].

Основное различие в форме расположения ячеек относительно направления течения пленки состоит в характере обтекания жидкостью контактных точек, т. е. точек прилегания узлов сетки к поверхности рабочего участка. Видеосъемка течения пленки на поверхности с сетчатым покрытием показывает, что характер обтекания жидкостью контактных точек оказывает влияние на пере-

Таблица 3.4. Характеристики сетчатых покрытий

№	Материал	Размер ячейки, мм	Диаметр про- волоки, мм	Ориентация ячейки
1	Латунь	1.6×1.6	0.4	45°, диагональ- ная
2	Латунь	1.6×1.6	0.4	вертикальная
3	Нержавеющая сталь	3.0×3.3	0.5	вертикальная
4	Нержавеющая сталь	6.0×6.0	0.7	вертикальная

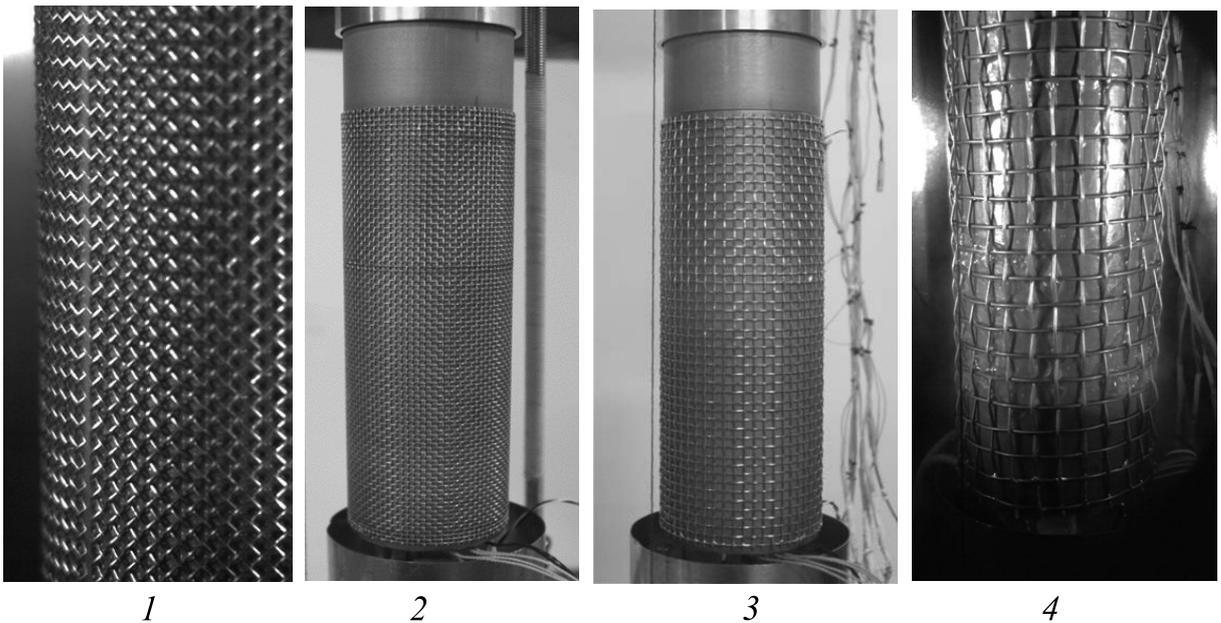


Рис. 3.41. Рабочие участки с сетчатыми покрытиями №1–4.

распределение жидкости между узлами сетки и поверхностью внутри ячейки. На поверхности с диагональным расположением ячеек (сетка №2, Таблица 3.4) контактные точки расположены в шахматном порядке, поэтому жидкость стекает вниз, периодически изменяя направление течения (Рисунок 3.42) [191]. На поверхностях с прямоугольным расположением ячеек (сетки №1, №3 и №4, Таблица 3.4) жидкость в месте контакта сетки со стенкой натекает на горизон-

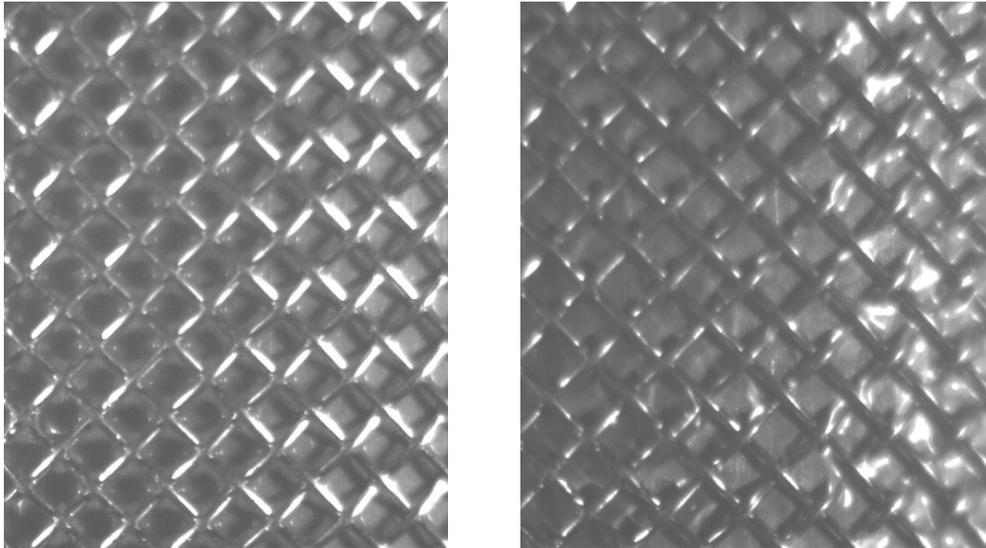


Рис. 3.42. Течение пленки жидкости на поверхности с диагональным расположением сетки из латуни № 2. $Re = 30$ (слева); $Re = 260$ (справа).

тально расположенную провололочку. Далее жидкость растекается в обе стороны и стекает в зазоры под провололочкой в соседних ячейках. Течение в окрестности контакта аналогично течению в критической точке при натекании вертикальной струи жидкости на горизонтальную пластину. Различие в режимах течения жидкости в пленке в области контактных точек может влиять на интенсивность теплоотвода от стенки.

Режимы течения пленки на сетке из нержавеющей стали в режиме испарения показаны на Рисунке 3.43. Для всех типов сетчатого покрытия при малых расходах жидкости в пленке капиллярные силы стягивают жидкость к провололочкам сетки. По всему периметру ячеек сетки образуются мениски, а в центральной части ячеек происходит уменьшение толщины пленки. При больших расходах количество жидкости в месте натекания на горизонтально расположенную провололочку увеличивается. Жидкость стекает вниз не только в зазоре под провололочкой, но может также перетекать через проволоочки сетки. Толщина пленки внутри ячеек значительно возрастает. Для сеток с меньшим размером ячеек их заполнение при увеличении числа Рейнольдса более равномерное.

Режим пузырькового кипения в стекающей пленке при больших тепловых потоках показан на Рисунке 3.44. Так же, как и на структурированных поверх-

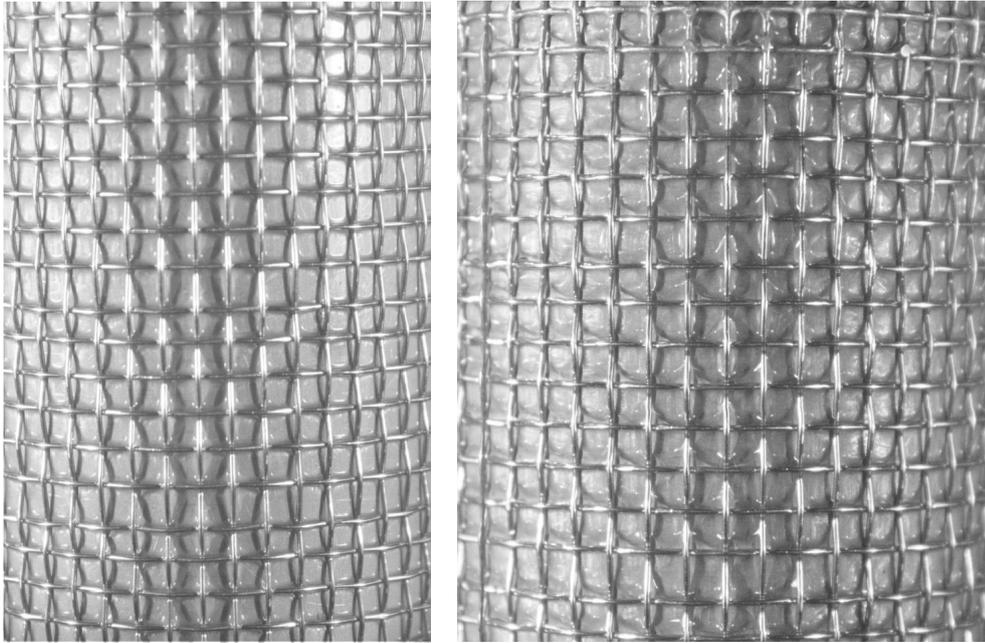


Рис. 3.43. Течение пленки жидкости на поверхности с сетчатым покрытием из нержавеющей стали № 3. $Re = 52$ (слева); $Re = 159$ (справа).



Рис. 3.44. Кипение на трубе с сетчатым покрытием № 2, $q = 3.1 \text{ Вт/см}^2$; $Re = 210$.

ностях, он характеризуется образованием пузырей большого размера, покрывающих практически всю поверхность трубы. Высота пузырей достигает 5–6 мм. Разрушение пузырей сопровождается выбросом мелких капель жидкости.

Результаты экспериментов по измерению коэффициентов теплоотдачи в стекающей пленке смеси хладонов на гладкой поверхности, а также на раз-

личных сетчатых покрытиях, показаны на приведенных ниже рисунках [217]. Первичные данные представлены в виде зависимости теплового потока от температурного напора. На поверхности с сетчатым покрытием из латунной сетки с вертикальной ориентацией проволочек относительно направления течения пленки (Рисунок 3.45) наблюдается более крутая зависимость теплового потока от температурного напора в режиме испарения, чем на гладкой поверхности (Рисунок 3.17), а переход к пузырьковому кипению происходит при меньших температурных напорах. Отсутствует падение температуры стенки после начала пузырькового кипения. Влияние числа Рейнольдса на теплообмен также не наблюдается. На поверхности с сетчатым покрытием из нержавеющей стали за-

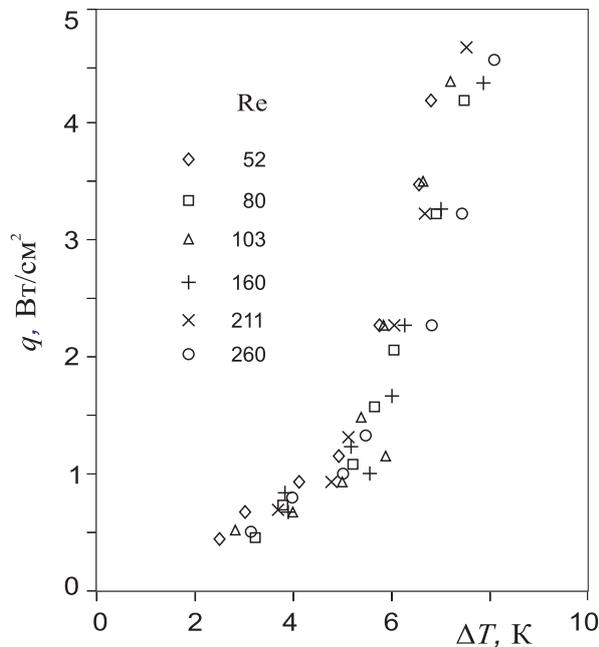


Рис. 3.45. Зависимость теплового потока от температурного напора на поверхности с латунной сеткой №2.

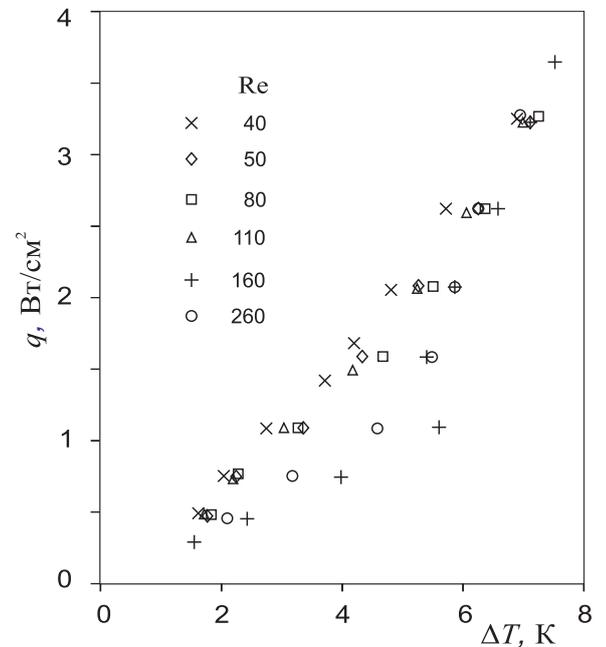


Рис. 3.46. Зависимость теплового потока от температурного напора на поверхности с сеткой №3 из нержавеющей стали.

висимость теплового потока q от ΔT для чисел Рейнольдса 40–110 практически линейна, т. е. не изменяется при переходе от режима испарения к пузырьковому кипению (Рисунок 3.46). При больших числах Рейнольдса 160–260 характер изменения теплового потока от температурного напора становится таким же, как на гладкой поверхности с небольшим скачком температуры при перехо-

де к пузырьковому кипению. Величина температурного напора при переходе к пузырьковому кипению на всех сетчатых покрытиях оказывается примерно одинаковой, за исключением малых чисел Рейнольдса.

Зависимость осредненных по длине коэффициентов теплоотдачи от плотности теплового потока для латунной сетки с различной ориентацией ячеек показана на Рисунке 3.47. При тепловом потоке $q \leq 1 \text{ Вт/см}^2$ теплообмен осуществляется в режиме испарения на всей длине обогреваемого участка, как на гладкой трубе, так и на поверхности с сетчатым покрытием. В этом режиме коэффициенты теплоотдачи не зависят от теплового потока. На сетках с прямоугольным расположением ячеек коэффициенты теплоотдачи в режиме испарения несколько выше, чем на сетке с ромбовидным расположением ячеек. В режиме пузырькового кипения коэффициенты теплоотдачи на сетках с различным расположением ячеек и на гладкой поверхности практически одинаковы. Разница в коэффициентах теплоотдачи для сеток из одного материала с одинаковым размером ячеек, но с различной ориентацией проволочек к направлению течения пленки, возможно, обусловлена характером обтекания контактных точек узлов сеток со стенкой трубы. Как было отмечено выше, обтекание горизонтальной проволочки может приводить к увеличению коэффициентов теплоотдачи.

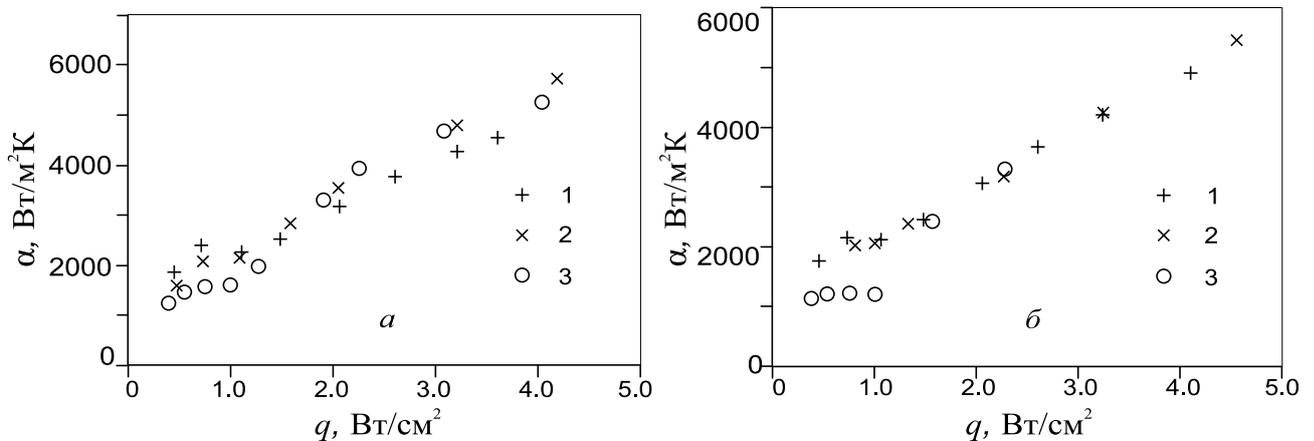


Рис. 3.47. Зависимость коэффициентов теплоотдачи от теплового потока на поверхности с сетчатыми покрытиями. 1 — прямоугольная ориентация ячеек; 2 — диагональная ориентация ячеек; 3 — гладкая поверхность. a — $Re = 80$; b — $Re = 260$.

Влияние размера ячейки на коэффициенты теплоотдачи показано на Рисунке 3.48. Увеличение коэффициентов теплоотдачи с увеличением размера ячеек вероятно обусловлено увеличением удельной поверхности с малой толщиной пленки внутри ячеек. Визуализация течения пленки по поверхности с сетчатым

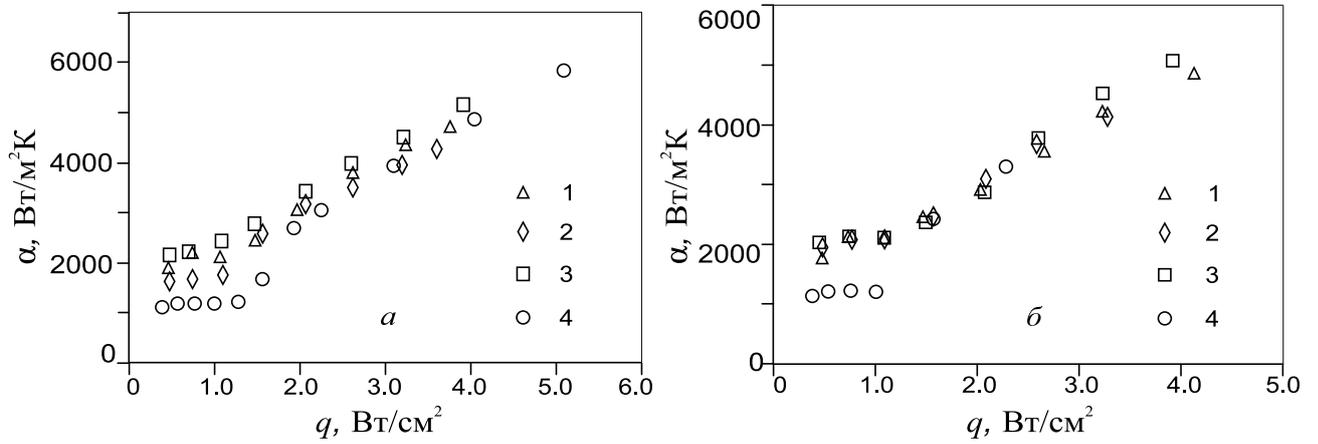


Рис. 3.48. Зависимость коэффициентов теплоотдачи от размеров ячеек сетчатых покрытий. 1 — 1.6 мм; 2 — 3.3 мм; 3 — 6 мм; 4 — гладкая поверхность. *a* — $Re = 160$; *b* — $Re = 260$.

покрытием (см. напр. рисунки 3.42 и 3.43) показывает, что доля поверхности с тонкой пленкой внутри ячейки возрастает с увеличением размера. Это может быть справедливо до тех пор, пока размер ячейки будет меньше длины волны на поверхности пленки. Коэффициенты теплоотдачи на поверхности с сетчатым покрытием в режиме испарения увеличиваются в 1.5–2 раза по сравнению с гладкой поверхностью. Образование менисков вокруг проволочек приводит к увеличению поверхности испарения. Уменьшение толщины пленки внутри ячеек сетки снижает термическое сопротивление пленки жидкости. Эти два фактора являются основными причинами увеличения теплоотдачи по сравнению с гладкой поверхностью. Некоторый вклад в перенос тепла может вносить теплопередача от стенки через контактные точки сетки. При больших расходах жидкости в турбулентном режиме течения возможна интенсификация теплообмена за счет вихреобразования в промежутке между двумя последовательно расположенными рядами проволочек [162].

Опытные данные по кипению стекающей пленки смеси хладонов на поверхностях с сетчатым покрытием были обобщены по аналогии со структурированными поверхностями по модели Гогонина [203]. Результаты обработки показаны на Рисунке 3.49. Коэффициенты теплоотдачи при кипении на сетчатых покры-

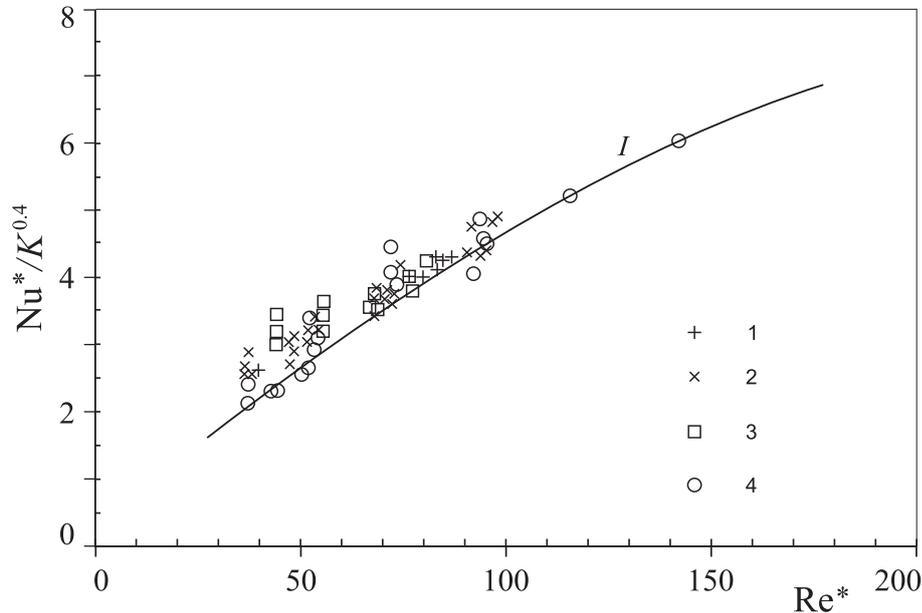


Рис. 3.49. Теплообмен при кипении на поверхности с сетчатыми покрытиями: 1 — сетка № 1; 2 — сетка № 2; 3 — сетка № 3; 4 — гладкая поверхность. *I* — Расчет по формуле (3.12).

тиях удовлетворительно совпадают с данными для гладкой поверхности. Наибольшее отклонение от расчетной модели (3.12) наблюдается при малых числах Re^* , соответствующих неразвитому пузырьковому кипению. При больших тепловых потоках совпадение с расчетной моделью удовлетворительное. Наличие сетки на поверхности влияет на начало пузырькового кипения на поверхности, интенсивность отвода тепла при кипении не изменяется.

Таким образом, параметры исследуемых авторами сетчатых покрытий оказывают существенное влияние на гидродинамику течения пленки (перераспределение жидкости по поверхности, увеличение поверхности испарения) и на теплоотдачу при испарении пленки жидкости. Однако для достижения интенсификации теплоотдачи при пузырьковом кипении необходимо использовать поверхности с упорядоченной микроструктурой, характеристики которой способствуют созданию большего количества центров парообразования, приводят к снижению температурных напоров, необходимых для начала закипания.

3.8. Критический тепловой поток в стекающих пленках на структурированных поверхностях

В данном разделе приведены результаты исследования закономерностей развития кризисных явлений в стекающих пленках на исследованных структурированных поверхностях [138, 178, 198, 218, 219]. В диссертационной работе Володина О.А. [179] приводятся характерные для стекающей пленки виды кризисных явлений:

- Разрыв нагреваемой пленки жидкости под действием термокапиллярных сил (эффект Марангони). Такие режимы развития кризиса характерны для течения пленок жидкости, существенно недогретых до температуры насыщения.
- Разрыв пленки при минимальной плотности орошения. В результате выпаривания жидкости на выходе обогреваемых поверхностей происходит локальное утончение и разрыв пленки жидкости в режиме испарения. Даже в адиабатических условиях существует минимальная плотность орошения, ниже которой на поверхности нарушается сплошность течения. Для криогенных жидкостей и хладонов, имеющих малые краевые углы смачивания (до 10° на металлических поверхностях), сплошность течения может сохраняться до очень малых значений числа Рейнольдса.
- Третий вид кризиса — оттеснение жидкости от поверхности нагрева паровой прослойкой при наступлении кризиса пузырькового кипения в пленке жидкости. Данный вид кризиса реализуется в наиболее «толстых» пленках при больших значениях чисел Рейнольдса на ограниченных по длине вдоль течения тепловыделяющих поверхностях.

За величину критического теплового потока (КТП) в работе принимается тепловой поток, соответствующий появлению на теплоотдающей поверхности

устойчивых сухих пятен, следствием чего является рост локальной температуры поверхности в области осушения и уменьшение коэффициента теплоотдачи. Возникновение сухих пятен на гладкой и на оребренной поверхностях показано на Рисунках 3.20 и 3.21. Режим развития кризиса на поверхности с ромбовидной структурой показан на Рисунке 3.29в. Момент появления сухих пятен фиксировался как по росту локальных температур стенки, так и визуально.

Пример повышения температуры стенки для режима течения пленки на оребренной поверхности, показанного на этих рисунках, показан на Рисунке 3.50. При тепловом потоке $q = 1.5 \text{ Вт/см}^2$ замываемое сухое пятно не приводит к за-

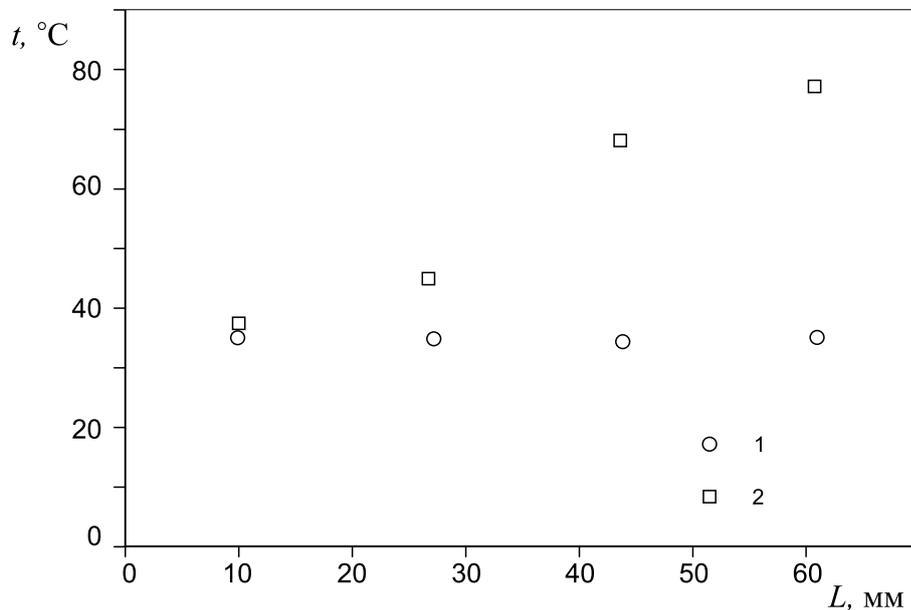


Рис. 3.50. Распределение температуры стенки по длине. q , Вт/см^2 : 1 — 1.5; 2 — 1.8.

метному изменению распределения температуры стенки и среднего по длине участка коэффициента теплоотдачи. Устойчивый режим сохраняется в течение длительного времени. Незначительное увеличение теплового потока до $q = 1.8 \text{ Вт/см}^2$ приводит к увеличению температуры стенки на выходе рабочего участка до 80°C . Перегрев стенки по отношению к температуре насыщения жидкости достигает более 50°C . Эта величина теплового потока соответствует критическому значению. При возникновении кризиса увеличение температуры стенки происходит практически на всей обогреваемой поверхности. Жидкость отторгается от перегретой поверхности и стекает далее в виде капель или отдельных струй (Рисунок 3.51).



Рис. 3.51. Осушение микроструктурированной поверхности. $Re = 105$; $q=9.1$ Вт/см² [214].

Результаты измерения критического теплового потока на рабочих участках с профилированной поверхностью приведены на Рисунке 3.52 [178, 179, 200]. Наименьшие значения критического теплового потока получены на гладкой поверхности и на поверхности с горизонтальным оребрением. Нанесение ромбовидной текстуры на поверхность приводит к незначительному увеличению критического теплового потока, вероятно, вследствие более равномерного распределения жидкости по периметру рабочего участка. Близкие значения критического теплового потока были получены на поверхности с сетчатым покрытием с диагональным расположением ячеек.

В цитируемых выше работах было показано, что кризис теплоотдачи при ламинарно-волновом течении пленки на гладкой и профилированной поверхностях определяется испарением остаточного слоя жидкости. К этому выводу авторы пришли в результате визуальных наблюдений процесса течения пленки и анализа результатов высокоскоростной видеосъемки [178, 198]. Аналогичные результаты по изменению локальной толщины пленки жидкого азота в ламинарно-волновом режиме течения приведены в работе [192]. Наибольшее изменение средней толщины пленки происходит в нижней части зоны обогрева рабоче-

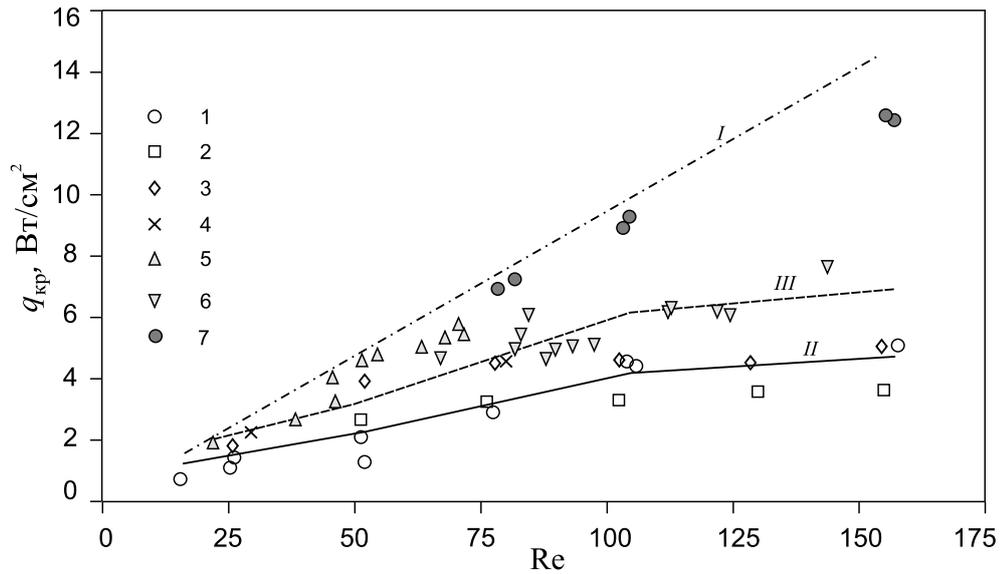


Рис. 3.52. Зависимость критического теплового потока от числа Рейнольдса. Смеси хладонов R114/R21: 1 — гладкая поверхность; 2 — поверхность с горизонтальным оребрением; 3 — поверхность с ромбовидной текстурой; 4 — сетчатое покрытие; 5, 6 — данные Christians and Thome (2012) (поверхность Gewa-B5), для хладонов R236fa и R134a соответственно; 7 — данные для участка с микрооробрением. *I* — тепловой поток, соответствующий полному испарению жидкости на выходе рабочего участка. Расчетные зависимости: *II* — формула (3.14); *III* — модифицированная зависимость (3.14) [200].

го участка. При малых числах Рейнольдса пленки на входе в рабочий участок локальное число Рейнольдса на выходе даже при тепловых потоках, соответствующих режиму испарения, может уменьшиться по сравнению со входом, как и на смеси хладонов, в два раза и более. Основанная на этих представлениях модель кризиса в стекающих пленках была получена в работе Pavlenko, LeI [220]. Согласно этой модели, для возникновения кризиса необходимо испарить жидкость в остаточном слое между гребнями крупных волн, а также ту жидкость, которая периодически поступает в остаточный слой при прохождении по пленке крупных трехмерных волн. Зависимость, учитывающая эти две составляющие, имеет вид:

$$q_{\text{кр}} = r\rho' \left(\frac{\delta_{\text{ост}}^3 g}{3\nu' l_{\text{cp}}} + 0.25 k \delta_{\text{ост}} f_{\text{cp}} \right), \quad (3.14)$$

где: $\delta_{\text{ост}}$ — толщина остаточного слоя, м; l_{cp} — средняя длина крупных волн, м; f_{cp} — частота прохождения крупных волн, с^{-1} ; k — коэффициент обновления.

Эти величины являются функциями локального числа Рейнольдса. Линия *II* на Рисунке 3.52 соответствует величине КТП, рассчитанной по формуле (3.14) [179]. Значения средней длины крупных волн и их скорости были взяты из экспериментов, в которых волновые характеристики пленочного течения регистрировались с помощью высокоскоростной камеры [138]. Расчет толщины остаточного слоя был выполнен по формуле [221]:

$$\delta_{\text{ост}} = 0.52(\nu c/g)^{1/2}. \quad (3.15)$$

Учет влияния трехмерной формы волн на условия подтекания жидкости в остаточный слой и его периодическое обновление определяется вторым членом в формуле (3.14) с коэффициентом обновления $k = 0.2$. Эта формула (линия *II*) удовлетворительно описывает полученные результаты по условиям возникновения сухих пятен на гладких поверхностях.

Для описания данных по КТП на профилированной поверхности с ромбовидной текстурой и сетчатым покрытием в расчет по данной модели была внесена эмпирическая поправка, учитывающая увеличение эффективной толщины пленки [200]. Расчет критического теплового потока с введенной поправкой, учитывающей увеличение толщины остаточного слоя жидкости на 20% при обтекании ею канавок текстуры или проволочек сетки, показан на Рисунке 3.52 линией *III*. Данная корреляция дает наилучшее согласие с опытными данными для смеси хладонов R114/R21 (точки 3, 4) в области малых чисел Рейнольдса ($Re \leq 80$). При больших значениях чисел Рейнольдса линия *III* оказывается заметно выше полученных опытных данных для ромбовидной текстуры, в тоже время достаточно хорошо описывает результаты по кризису для хладона R134 на трубах с развитой поверхностью Gewa-B5, приведенные в [141]. Результаты по кризису для хладона R236fa при меньших числах Рейнольдса лежат ближе к кривой полного испарения.

Линия *I* на рисунке соответствует расчету теплового потока, необходимо для полного испарения пленки на выходе рабочего участка с нагревателем

длиной 70 мм. Для более коротких рабочих участков тепловые потоки, необходимые для полного испарения жидкости, будут увеличиваться обратно пропорционально длине. Положение этой линии также будет зависеть от свойств рабочей жидкости, в частности, для хладонов R236fa и R134 линии полного испарения лежат немного выше линии I . Данная кривая дает верхнюю предельную границу критического теплового потока. При малых расходах жидкости в пленке экспериментальные значения критического теплового потока на гладкой поверхности, на поверхности с ромбовидной текстурой, а также с сетчатым покрытием близки к кривой полного испарения, что качественно согласуется с оценкой доли выпарившейся жидкости (Рисунок 3.11). При больших расходах жидкости кризис возникает при меньших тепловых потоках в соответствии с описанным выше механизмом.

Максимальные критические тепловые потоки в экспериментах были достигнуты на рабочих участках с микротекстурой (точки 7 Рисунка 3.52) [213, 222]. При малых числах Рейнольдса данные приближаются к линии полного испарения, чем выше расход жидкости, тем дальше значение критического теплового потока отклоняется от линии полного испарения. Кризис начинается в нижней части рабочего участка сначала с образования сухого замываемого пятна при тепловом потоке около 6 Вт/м^2 (Рисунок 3.53 слева). При образовании замываемых сухих пятен на большей части поверхности сохраняется режим пузырькового кипения. Для полного отторжения пленки и осушения значительной части поверхности требуется подвод большого количества энергии. Осушение примерно половины рабочего участка происходит при тепловом потоке 12.6 Вт/м^2 (Рисунок 3.53 справа). Полное осушение поверхности при меньшем числе Рейнольдса показано выше (Рисунок 3.51).

При течении пленки по рабочим участкам с подповерхностными полостями (Gewa-B5, поверхность с микрооробрением) эффективная толщина пленки жидкости, обладающей высокой смачиваемостью, существенно возрастает по сравнению с гладкой поверхностью. Глубина оробрения превосходит толщину оста-

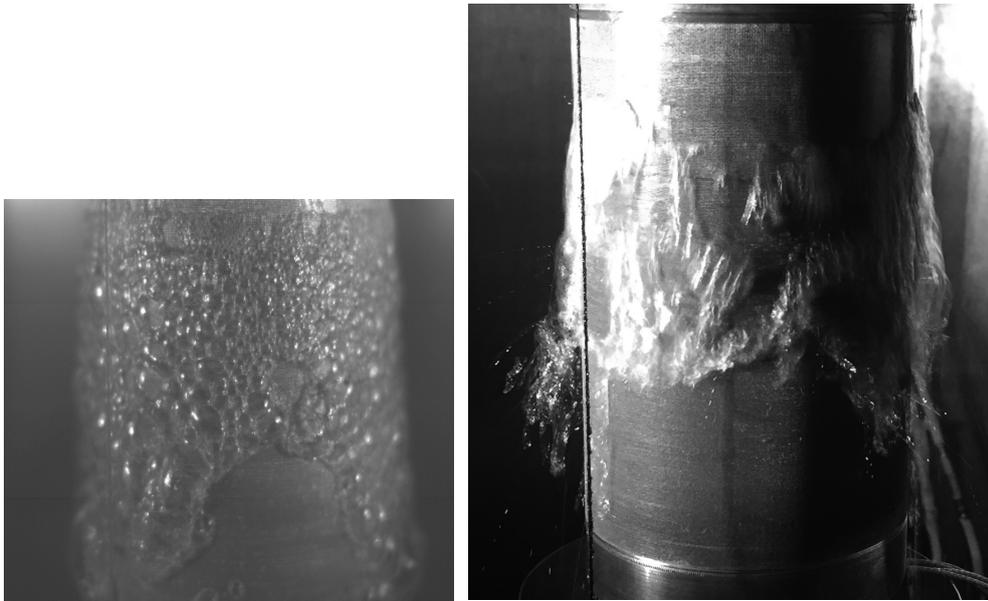


Рис. 3.53. Образование сухого пятна и развитие кризиса на поверхности с микроструктурой, $Re = 157$: слева — появление замываемого сухого пятна, $q = 6 \text{ Вт/м}^2$; справа — осушение нижней части обогреваемого участка, $q = 12.6 \text{ Вт/м}^2$.

точного слоя на гладкой поверхности, следовательно, даже при выпаривании остаточного слоя стекающей пленки, в подповерхностных полостях обогреваемой поверхности аккумулируется большое количество жидкости, препятствующее резкому повышению температуры стенки и способствующее повышению критического теплового потока.

Основные результаты, полученные в Главе 3

Получены новые экспериментальные данные по интенсификации теплообмена в стекающих пленках на структурированных поверхностях различных типов: с профилированной поверхностью, с подповерхностными полузамкнутыми полостями, с внешней шероховатостью в виде металлических сеток.

На поверхности с горизонтальным оребрением интенсификация теплообмена при испарении наблюдается в режиме перехода от ламинарно-волнового к турбулентному течению в результате возникновения мелкомасштабных волн на поверхности пленки. На поверхности с трехмерной ромбовидной структурой в ре-

зультате более равномерного распределения жидкости по периметру вертикальной трубы наблюдается интенсификация теплообмена по сравнению с гладкой поверхностью в области больших расходов жидкости. Критический тепловой поток на этой поверхности приближается к величине теплового потока полного испарения.

Впервые получены опытные данные по теплоотдаче в стекающей пленке на поверхности с полужамкнутыми полостями с характерными размерами порядка 100 мкм. Получена значительная интенсификация теплообмена в режиме пузырькового кипения. Критический тепловой поток близок к величине теплового потока полного испарения.

Исследовано влияние размера ячеек сетчатых покрытий на теплообмен в стекающей пленке смеси хладонов. Интенсификация теплообмена на поверхности с сетчатым покрытием наблюдается в режиме испарения и в режиме перехода от испарения к пузырьковому кипению. Интенсификация происходит в результате аккумуляции жидкости вокруг проволочек сетки и уменьшения толщины пленки жидкости внутри ячеек сетки. Интенсификация теплообмена при развитом пузырьковом кипении на этих поверхностях практически отсутствует.

Показано, что в исследованном диапазоне изменения концентрации летучего компонента смеси хладонов R114/R21 не наблюдается заметного влияния начального состава смеси на коэффициент теплоотдачи при испарении и кипении пленки на исследованных структурированных поверхностях.

Полученные результаты важны для разработки высокоэффективных выпарных аппаратов, испарителей, компактных теплообменников в химической технологии, криогенной технике, в установках для ожижения природного газа, в системах термостабилизации различного назначения.

Глава 4

Тепломассоперенос при противоточном течении пара и жидкости в канальных системах структурированных насадок в дистиляционных колоннах

4.1. Введение

Совместное противоточное течение жидкости и пара в каналах регулярных насадок является основным режимом течения в процессах разделения смесей на чистые компоненты или фракции различного состава. Основными технологическими процессами, в которых осуществляется разделение смесей, являются дистиляция и ректификация. Принципиальной разницы между дистиляцией и ректификацией практически нет, в литературе используются оба определения. Основное и существенное различие, по мнению авторов [223], состоит в том, что дистиляция — процесс непротивоточный, ректификация — принципиально противоточный процесс. В работе [224] приводятся примеры проведения процесса ректификации при прямоточном подъемном и опускном течении. По-видимому, более важным признаком ректификации является возможность осуществления многократного контакта между жидкой и паровой фазами в аппаратах для разделения смесей с наибольшей эффективностью. Практика показывает, что наибольшие значения коэффициентов извлечения или наименьшие значения числа единиц переноса при прочих равных условиях достигаются при противотоке. По этой схеме работает большинство массообменных аппаратов [225].

В России и в мире накоплен огромный опыт исследования различных аспектов разделения смесей посредством дистиляции, опубликовано большое количество монографий и оригинальных статей: Кафаров В.В., Касаткин А.Г.,

Рамм В.М., Розен А.М., Олевский В.М., Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Серафимов Л.А., Кулов Н.Н., Жаворонков Н.М., Малюсов В.А., Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Пушнов А.С., Kister H., Taylor & Krishna, Bonilla, Spigel & Meier, Rocha, Bravo, Agrawal, Olujić Z. и др.

Дистилляция и ректификация являются чрезвычайно энергоемкими процессами, поэтому эффективность разделения является одним из главных параметров, определяющих эксплуатационные расходы, капитальные затраты и габариты оборудования. Развитие технологий разделения действительно поддерживается междисциплинарными достижениями. Исследования в области химии, материаловедения, химической технологии, машиностроения и многих других отраслей вносят свой вклад как для академических исследований, так и для строительства промышленных установок. Чрезвычайно важным является взаимодействие передовых исследовательских групп с ведущими производителями разделительных установок. Национальный Исследовательский Совет США (The National Research Council) опубликовал в 1987 г. Отчет «Разделение и очистка: критические потребности и перспективы», в котором были обозначены приоритетные направления исследований:

- исследование явлений переноса на межфазной поверхности;
- увеличение производительности колонн и эффективности разделения;
- разработка более эффективного оборудования для процессов разделения;
- повышение экономичности разделительных установок.

Недавно представительная рабочая группа подтвердила, что эти проблемы остаются актуальными и сегодня [226].

Основными элементами внутреннего оборудования разделительных колонн являются распределители жидкости и пара, непосредственно разделительные устройства (тарелки и насадки различной конструкции), опорные решетки и др.

[227, 228]. Как показывает анализ патентов и других публикаций, для обеспечения эффективной работы разделительных колонн большое внимание уделяется параметрам распределителей жидкости, определяющих первоначальное орошение жидкости, и перераспределителей жидкости и пара, периодически устанавливаемых между слоями по высоте насадки, а также устройств, препятствующих накоплению жидкости на стенках колонны и снижающих их отрицательное влияние на разделение смесей [229].

Даже при равномерном распределении входящих потоков картина их движения внутри промышленного аппарата довольно сложна. Как правило, скорости потока неодинаковы по поперечному сечению аппарата вследствие перемешивания, разности плотностей фаз, байпасирования, образования застойных зон и т. д., причем распределение потоков меняется также и по высоте. Эти неравномерности присущи как жидкой, так и паровой фазам [225]. Игнорирование действительных полей скоростей, температур и концентраций потоков обычно приводит к существенным ошибкам при расчете производственных аппаратов. Наиболее сильно это обстоятельство сказывается при масштабном переходе от лабораторных установок к промышленным. Причиной масштабного эффекта является возникновение в промышленных установках крупномасштабных гидродинамических неоднородностей как по сечению, так и по высоте аппаратов [230–232]. Получение точных данных о структуре потоков и действительных полях скоростей в промышленных аппаратах представляет собой практически невыполнимую задачу, поэтому важными направлениями являются экспериментальные исследования гидродинамики и массообмена на крупномасштабных установках и математическое моделирование явлений переноса в процессах разделения смесей.

Из всего многообразия разделительных устройств структурированные насадки занимают особое место благодаря возможности изготовления поверхности с заданными свойствами [233]. Практика применения нерегулярных засыпных насадок показала, что, хотя эффективность разделения в них может быть

выше, чем в тарельчатых колоннах, распределение жидкости и пара в сечении колонн устанавливается произвольным образом, и, соответственно, эффективность разделения также будет зависеть от локальной плотности элементов упаковки в сечении колонны. Конструктивные, массообменные и гидравлические характеристики нерегулярных насадок можно найти во многих статьях и монографиях [234–238]. Далее нами будут рассматриваться только регулярные структурированные насадки.

Специфические новые вопросы при использовании регулярных насадок в колоннах и аппаратах нецилиндрической геометрии возникают при анализе эффективности работы так называемых термически связанных отдельных дистилляционных колонн, внедрение которых является перспективным в связи с возможностью снижения удельных энергозатрат и капитальных вложений [239–242].

Строгий учет влияния вышеуказанных факторов и соответствующих параметров в рамках теоретического описания массообмена в таких системах представляет значительные трудности. Это, в первую очередь, связано с необходимостью задания большого набора эмпирических зависимостей, характеризующих взаимосвязанное влияние потоков жидкости и пара на неравномерность их течения и конечную эффективность разделения смесей. Продвижение в этом направлении, особенно при расчете колонн большого диаметра, предназначенных для разделения смесей с высокой степенью очистки продуктов (большое количество ступеней переноса), также ограничивается возможностями моделирования. На данном этапе разработки численных моделей и достигнутой точности описания процессов массопереноса с учетом эффектов неравномерности жидкости и пара в структурированных насадках их ценность, на наш взгляд, определяется больше прогнозирующей, предсказательной ролью [163, 243–246]. В данной ситуации значимость проведения комплексных систематических экспериментальных исследований на крупномасштабных моделях ректификационных колонн по установлению взаимосвязи между локальными гидродинамическими харак-

теристиками течения смесей жидкости и пара и интегральными параметрами разделения в насадках отмечается многими авторами [247–249]. Как отмечено в работе [250], на сегодняшний день только экспериментальные данные являются единственным источником достоверной информации в данной области индустрии.

В настоящее время опубликовано большое количество работ по исследованию массообмена, перепада давления при разделении смесей жидкости в крупномасштабных моделях разделительных колонн с регулярной и нерегулярной насадками [251–254]. Исследования на этих моделях, как правило, проведены либо на воздушно-водяных смесях, либо на различных смесях органических жидкостей. Характер совместного течения жидкости и пара, интегральная эффективность разделения смесей по данным ряда работ сложным и неоднозначным образом зависят от величин расходов жидкости и пара и соотношения между ними, давления в колонне, высоты используемых насадок. Важным является вопрос сопоставления данных, особенно по эффективности разделения, полученных на колоннах разных диаметров. Анализ экспериментальных данных, представленных в этих и других работах, показывает их существенную неоднозначность, зачастую противоречивость. Это, по-видимому, связано с влиянием на исследуемые процессы большого количества вышеуказанных факторов, большинство из которых на различных установках и в разных сериях опытов может изменяться не систематически и неконтролируемым образом. Это в существенной мере осложняет их обобщение и выявление общих закономерностей по гидродинамике и массообмену при противоточном течении смесей жидкости и пара в регулярных насадках. Практика показывает, что необходимы дальнейшие комплексные и систематические исследования по гидродинамике и массообмену на крупномасштабных моделях разделительных колонн в широких диапазонах изменения режимных параметров и различной компоновке элементов регулярных насадок.

С этой целью в ИТ СО РАН была создана крупномасштабная экспериментальная модель дистилляционной колонны со структурированной насадкой. В работах [255–257] приведены подробное ее описание, экспериментальные возможности, методика проведения опытов и отдельные первые результаты по исследованию взаимосвязи эффективности разделения и распределения локального расхода жидкости, состава смеси по сечению и на стенке колонны. В качестве рабочей жидкости используется смесь хладонов R114/R21 с различной концентрацией легкокипящего компонента. Использование данной смеси позволяет моделировать процессы разделения широкого класса систем, практически важных для индустрии, в том числе процесс криогенной дистилляции воздуха.

Для исследования влияния режимных параметров на тепломассообменные и гидравлические характеристики процесса разделения имеется возможность независимого задания расходов пара и жидкости, а также соотношения между ними. Различные структурированные насадки тестировались как при $L/V = 1$, так и при $L/V > 1$. Эти данные получены для насадок с различной высотой слоев, с различным углом их вращения, в колоннах различного диаметра. Исследовано влияние качества начального орошения структурированных насадок на разделение смеси. Проведено исследование формы поперечного сечения структурированных насадок на эффективность разделения и гидравлические характеристики.

4.2. Структурированные насадки для ректификационных колонн

Структурированные насадки широко применяются в различных технологиях дистилляционного разделения: при получении криогенных продуктов, в химической, нефтяной, пищевой и других отраслях промышленности. Их широкое распространение обусловлено высокой эффективностью разделения, низким перепадом давления, высокими нагрузочными характеристиками, сравни-

тельно низкой стоимостью и рядом других факторов в зависимости от области их применения. В настоящее время коммерческие типы, конфигурация, компоновка насадок, выпускаемых различными компаниями, а также сопутствующие им функциональные и вспомогательные устройства характеризуются большим разнообразием и существенно отличаются друг от друга большим количеством факторов [233, 258–260]. Лидерами в области разработок и производства регулярных насадок являются фирмы Sulzer, Koch–Glitsch, Montz, New Tianjin Technology & Development Co., Ltd., в России — ФГУП РНЦ «Прикладная химия», Инженерно-внедренческий центр «Инжехим». Образцы структурированных насадок различных фирм показаны на Рисунках 4.1–4.5.

Структурированная насадка состоит из гофрированных листов, изготовленных из сетки или цельнометаллической ленты с текстурой в виде выступов (Рисунок 4.1), или ориентированных в определенном направлении мелких ре-

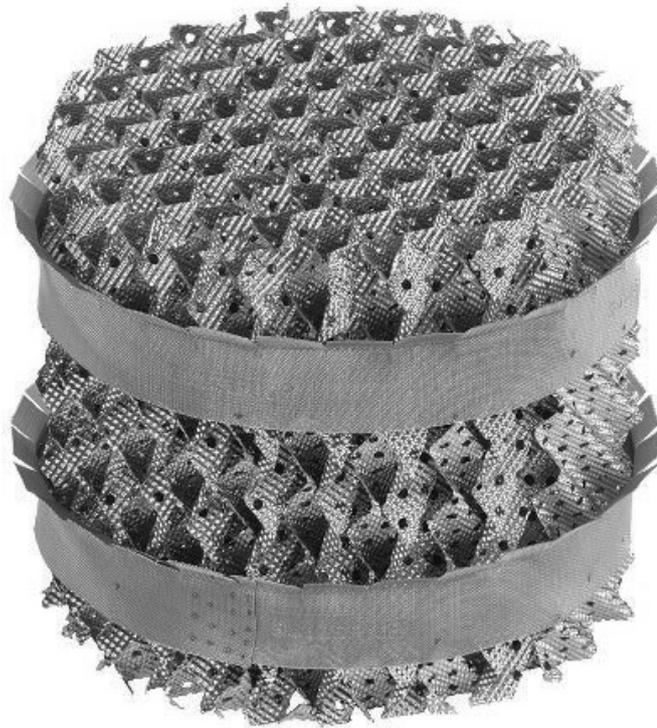


Рис. 4.1. Структурированная насадка Mellapak 250Y компании Sulzer Chemtech Ltd.

бер (Рисунок 4.2). Микротекстура поверхности способствует более равномерному распределению жидкости по насадке. Конструкция структурированных насадок постоянно совершенствуется с целью увеличения эффективности и про-

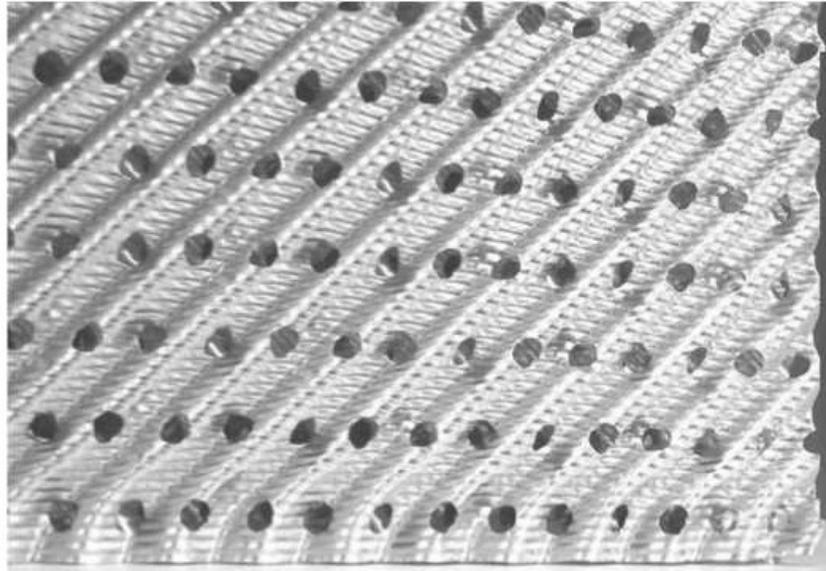


Рис. 4.2. Структурированная насадка компании Sulzer Chemtech Ltd. [International Patent Classification Nr.: WO 97/16247 (1997), Sulzer Chemtech AG, Winterthur, Schweiz].

изводительности (Рисунок 4.3) [261]. Структурированную насадку изготавливают из различных металлов — алюминия, нержавеющей стали, меди, используют также керамику, полимерные материалы и т. д. Использование сеток из различных материалов обеспечивает лучшую смачиваемость поверхности (Рисунок 4.4) и увеличивает количество удерживаемой жидкости. В последнее время появились насадки, изготовленные из пористой керамики (Рисунок 4.5). На поверхность такой насадки может быть нанесен слой катализатора, она разработана для химической промышленности. В работе [262] приведены результаты измерения перепада давления, количества удерживаемой жидкости, эффективности разделения на SiC-керамической насадке в лабораторных установках диаметром 100 мм.

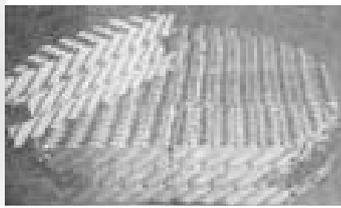
Гофрированные листы структурированной насадки собираются в отдельные слои, высота которых зависит от исходного размера металлической ленты. На боковую поверхность каждого слоя устанавливаются две-три металлические полоски, так называемые вайперы. Лепестки вайперов плотно прижимаются к стенкам колонн. Вайперы возвращают в насадку жидкость, стекающую по стенкам, и предотвращают сквозной проток пара в зазоре между насадкой и

Первое поколение структурированной насадки
из металлических листов (конец 1970-х)

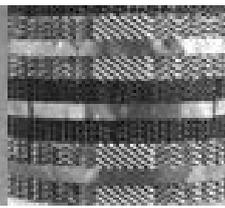
Mellapack®



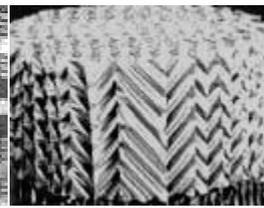
Intalox®



Flexipack®

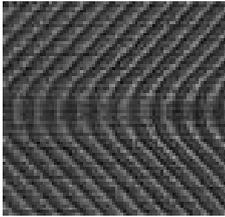


Ralu-pack®

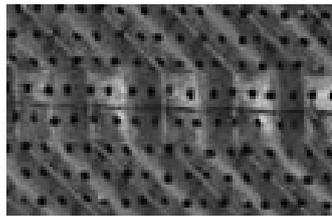


Второе поколение высокопроизводительной насадки
из металлических листов (конец 1990-х)

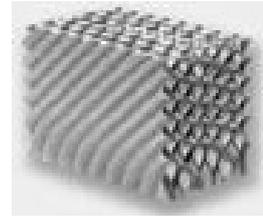
Mellapackplus®



Flexipack®HC™



Montz-Pack®



Новое поколение высокопроизводительной насадки (с 2006 г.)

Rashig Super-Pack

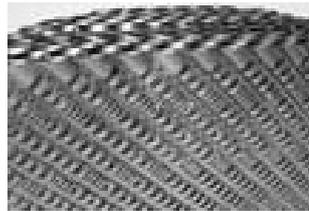


Рис. 4.3. Поколения высокопроизводительной структурированной насадки из металлических листов [261].

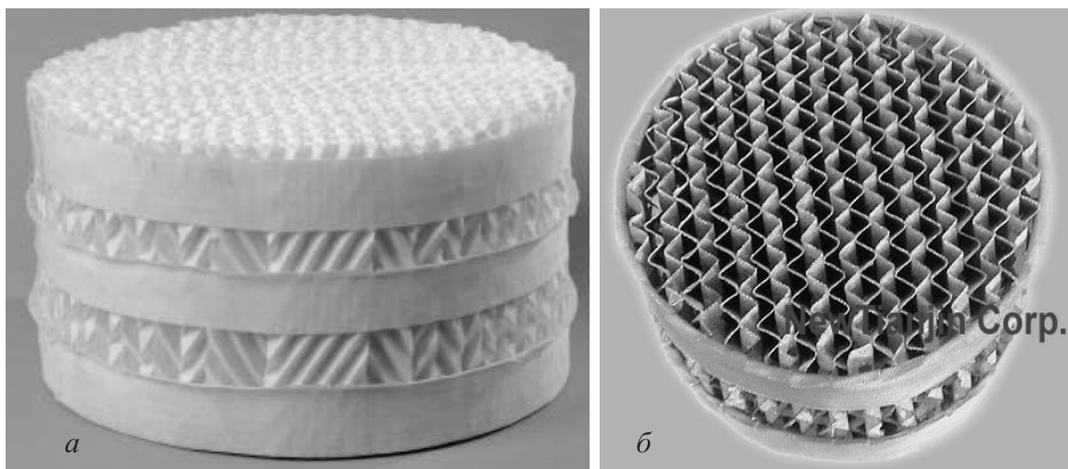


Рис. 4.4. Сетчатая насадка: *a* — пластиковая сетка компании Sulzer Chemtech Ltd.; *б* — насадка из металлической сетки компании New Tianjin Technology & Development Co., Ltd., (<http://www.chemseparation.com>).

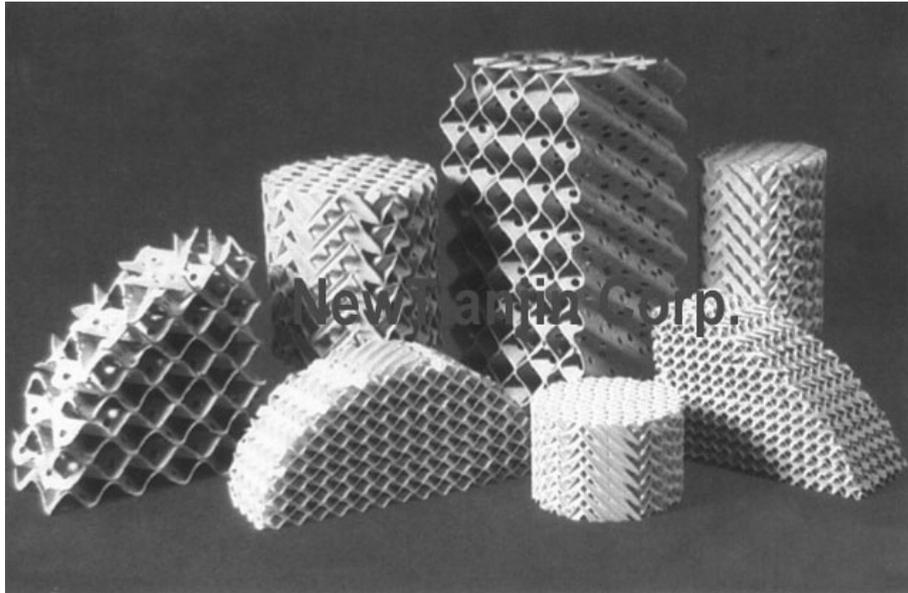


Рис. 4.5. Керамическая насадка компании New Tianjin Technology & Development Co., Ltd. (<http://www.chemseparation.com>).

стенкой. Для колонн большого размера каждый слой насадки собирается из отдельных блоков или сегментов. В разделительную колонну каждый последующий слой устанавливается под определенным углом относительно предыдущего (обычно 90°) для перемешивания потоков жидкости и пара. В слоях или сегментах гофрированные листы располагаются таким образом, что ребра на каждом втором листе наклонены в противоположную сторону по сравнению с соседним листом. Таким образом формируются перекрещивающиеся каналы для прохода пара. Стандартный угол наклона ребер 45° , но часто используется угол 60° для работы колонн в области больших расходов пара [263]. Практически вся коммерческая структурированная насадка имеет перфорацию для выравнивания давления по сечению колонны и перетока жидкости с одной стороны листа на противоположную (см. например Рисунок 4.2). Отверстия в листах насадки также способствуют снижению гидравлического сопротивления [262].

Основной характеристикой насадки является удельная поверхность в единице объема $a = A/V_{\text{кол}}, \text{ м}^2/\text{м}^3$. Производители предлагают насадки с удельной поверхностью от 100 до $750 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и выше. Некоторые геометрические параметры регулярных насадок показаны на Рисунке 4.6. К ним относятся высота и

сторона канала, угол раскрытия ребер гофрирования, определяющие гидравлический диаметр каналов насадки. В соответствии с Рисунком 4.6 для единичного канала шириной b , высотой h , длиной L поверхность насадки будет $A = 4sL$, объем — $V = bhL$, тогда удельную поверхность можно записать в виде:

$$a = \frac{4s}{bh}. \quad (4.1)$$

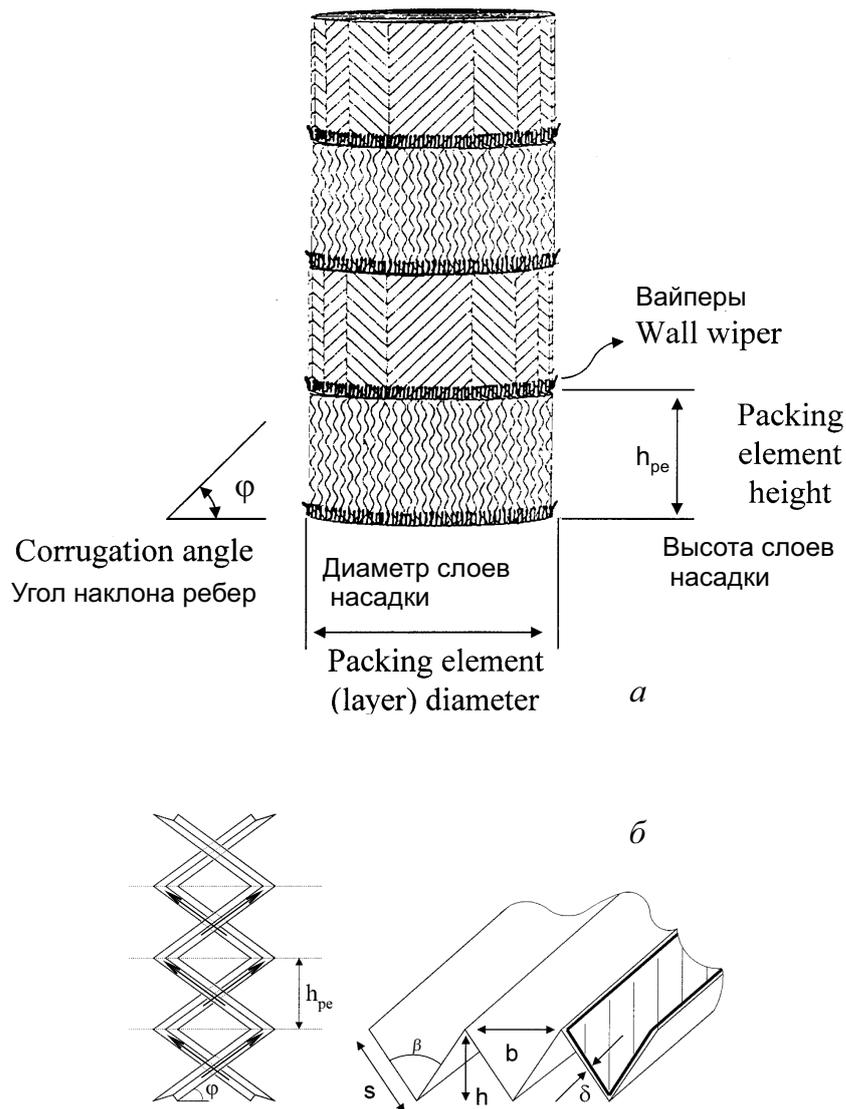


Рис. 4.6. Схема установки слоев насадки в колонну (а) и основные размеры каналов насадки (б): s — сторона канала; h — высота канала; b — ширина канала; δ — толщина листа; β — угол раскрытия ребер [263].

Если в качестве периметра канала считать периметр V-образной «смоченной» поверхности, то гидравлический диаметр единичного канала насадки, смо-

ченного с двух сторон, запишется следующим образом:

$$d_h = \frac{4F}{P} = \frac{4bh}{4s} = \frac{4}{a}. \quad (4.2)$$

Если в качестве канала для течения газа взять треугольное сечение, в котором одна сторона открытая, тогда «смоченный периметр» запишется как $b + 2s$, соответственно гидравлический диаметр, как это приведено в работе [264], запишется в следующем виде:

$$d_h = \frac{4F}{P} = \frac{2bh}{(b + 2s)}. \quad (4.3)$$

Для учета загромождения проходного сечения колонны листами насадки используется параметр «сухой просвет», определяемый следующими образом:

$$\epsilon = 1 - \frac{2s\delta_{sh}}{bh}. \quad (4.4)$$

С учетом толщины ленты, из которой изготовлены гофрированные листы насадки, и наличия жидкой пленки на поверхности насадки, гидравлический диаметр применительно к расчету числа Рейнольдса по паровой фазе запишется следующим образом:

$$d_h = \frac{2(bh - 2\delta_{sh}s - 2\delta_f s)}{(b + 2s)}, \quad (4.5)$$

где δ_{sh} — толщина фольги; δ_f — толщина пленки.

Другие геометрические параметры, в дополнение к вышеуказанным, в существенной мере влияют на растекание жидкости по поверхности, на гидродинамику противоточного течения смесей жидкости и пара. Здесь можно отметить толщину и материал используемой при изготовлении насадки ленты или сетки, форму микротекстуры и отверстий, профиль и угол наклона ребер, высоту и угол вращения слоев насадки. Удельная поверхность насадки определяет производительность колонны, угол наклона ребер — гидравлическое сопротивление и начало гидравлического кризиса.

Основные составляющие перепада давления — это потери на трение, потери давления вследствие резкого изменения направления потока газа при его

зигзагообразном течении вверх по колонне, включая поворот потока на стыке слоёв на угол, соответствующий углу их вращения, а также потери давления при взаимодействии потоков пара на границе перекрещивающихся каналов. Площадь V-образной смоченной поверхности канала $2sh_{pe}/\sin \varphi$ является характерной для определения гидравлических потерь от взаимодействия потока газа со смоченной стенкой. Площадь поверхности $bh_{pe}/\sin \varphi$ является характерной для определения гидравлических потерь от взаимодействия потоков пара в перекрещивающихся каналах. Эти компоненты являются основными в общем перепаде давления по колонне при расходах пара, предшествующих наступлению подвисания жидкости в насадке. Материал насадки и параметры микро-текстуры влияют на растекание жидкости по поверхности насадки, определяя смоченную поверхность, и, следовательно, производительность и устойчивость работы колонны.

4.3. Методика исследования массопереноса при противоточном течении пара и жидкости в структурированных насадках

4.3.1. Описание экспериментальной установки

Эксперименты по исследованию гидродинамики и массопереноса при противоточном движении пара и жидкости в каналах сложной геометрии проведены на крупномасштабной модели дистилляционной колонны. Установка состоит из следующих основных блоков: разделительной колонны, контура конденсации пара, контура испарения жидкости, системы управления и контроля режимных параметров, системы измерения локальных характеристик потоков внутри колонны, системы измерения состава бинарной смеси, системы удаления паров рабочей смеси из установки, станции хранения рабочих веществ. Принципиальная схема установки приведена на Рисунке 4.7. Внешний вид колонны показан

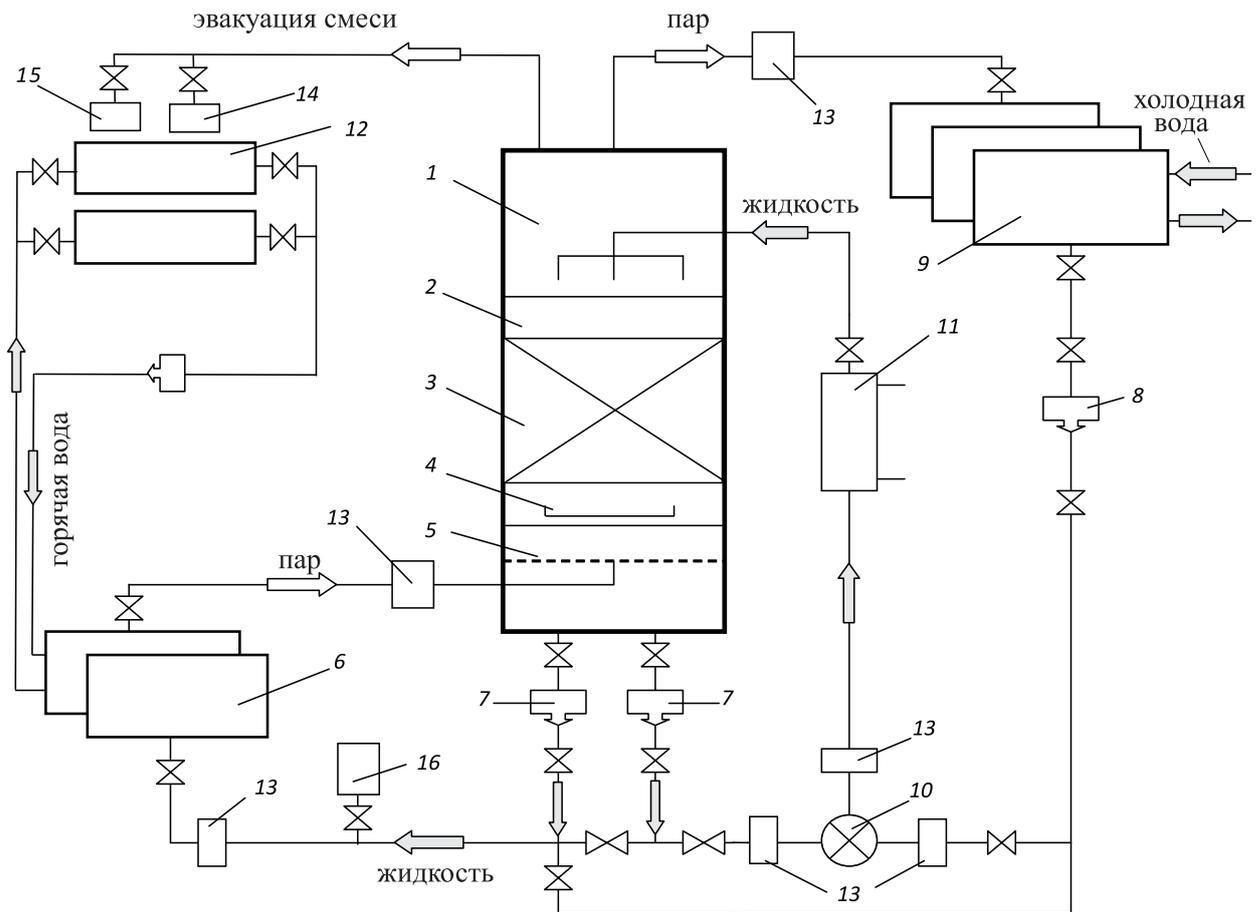


Рис. 4.7. Принципиальная схема установки. 1 — верхняя секция колонны с распределителем жидкости; 2 — измерительная секция; 3 — насадочные секции для размещения структурированной насадки; 4 — измерительная секция; 5 — нижняя секция колонны с распределителем пара; 6 — кожухотрубные испарители; 7, 8 — насосы для перекачки рабочей жидкости; 9 — кожухотрубные конденсаторы; 10 — смеситель; 11 — подогреватель; 12 — электродоты; 13 — расходомеры; 14 — холодильная машина; 15 — емкость для хранения рабочей смеси; 16 — вакуумный насос.

на Рисунке 4.8. Установка работает в замкнутом цикле. Пар, выходящий из верхней части колонны (1), поступает в кожухотрубные конденсаторы (9), где за счет охлаждающей воды конденсируется. Жидкость из конденсаторов подается насосом (8) через подогреватель (11) в распределитель жидкости, расположенный в верхней секции колонны (1). Подогреватель повышает температуру переохлажденной в конденсаторе жидкости, поступающей в колонну. Жидкость, выходящая из колонны, насосом (7) подается в испарители (6). Для получения пара используется тепло горячей воды, которая подогревается в контуре электродоты.



Рис. 4.8. Внешний вид экспериментальной колонны.

трокотлов (12). Из испарителей пар поступает в распределитель пара в нижней части колонны. Удельная нагрузка колонны по жидкости для $D = 0.9$ м — от 4 до $16 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, массовый расход пара от 1 до 4 кг/с. Мощность электротроков составляет 800 кВт.

Удаление рабочей смеси из контура производится с помощью насосов и выпаривания оставшейся жидкости нагревателем, расположенным на дне колонны. Перед разборкой колонны осуществляется конденсация остаточных паров до давления 0.4 бар с помощью холодильной машины (14). Рабочая смесь при эвакуации из установки закачивается в емкость (15) для ее хранения.

После сборки колонны для удаления воздуха система вакуумируется вакуумными насосами (16) до 0.01 бар. Для заправки колонны рабочей жидкостью давление в сосуде для хранения с помощью горячего теплоносителя поднимается до 2.5–3 бар, после этого жидкость под давлением перекачивается в предварительно вакуумированную колонну. После заправки измеряется состав рабочей смеси, далее проводится проверка соответствия давления и температуры в колонне линии насыщения. Соответствие параметров рабочей жидкости состоянию насыщения свидетельствует об отсутствии неконденсирующихся примесей в колонне.

Разделительная колонна представляет собой сосуд диаметром 0.9 м, высотой 6.8 м, состоящий из девяти секций. В верхней секции (1) колонны размещается распределитель жидкости высотой 0.5 м, через жиклеры которого жидкость орошает насадку. Перед установкой в распределитель жидкости все жиклеры прошли процедуру индивидуального тестирования на воде. Величина стандартного отклонения расходных характеристик от среднего значения для всей группы жиклеров составляет 0.5%. Тестирование распределителя жидкости на воде вместе с используемым предраспределителем показало, что неравномерность расхода в струях по всему поперечному сечению не превышала 3% во всем исследованном диапазоне изменения расходов жидкости. Плотность точек орошения может изменяться от 125 до $1050 \text{ л}/\text{м}^2$. Структура расположе-

ния точек орошения может иметь треугольную, прямоугольную, квадратную форму. Она выбирается для каждого типа насадки из условия орошения максимального количества элементов насадки с минимальной неравномерностью. Закрытием части жиклеров можно изменять степень неравномерности орошения насадки.

В нижней секции (5) установлен предраспределитель пара. В измерительных секциях (2) и (4) размещаются программно управляемые подвижные отборники жидкости и расходомеры, позволяющие проводить измерение локальных расходов и состава смеси по поперечному сечению колонны над насадкой и под насадкой, локального расхода жидкости на стенке. Между секциями (2) и (4) располагаются пять секций для установки насадки. Насадочные секции колонны имеют разную высоту для установки 1, 2, 4, 5 и 8 слоев насадки в любой комбинации. Все секции колонны, за исключением нижней и головной, могут быть установлены в любой последовательности по высоте. Общая высота насадки может варьироваться от 0.2 до 4 м. При изменении высоты насадки измерительные секции (2) и (4) соответственно перемещаются так, чтобы они располагались непосредственно над насадкой и после нее. Для возможности визуального наблюдения течения жидкости в колонне в стенках каждой из измерительных секций установлены по четыре окна диаметром 60 мм через 90° по периметру. В насадочных секциях имеется по два окна. Внутрь основной колонны могут устанавливаться колонны меньшего диаметра, а также колонны с различной формой поперечного сечения.

В нижней части колонны в секциях (4) и (5) размещены распределители пара, обеспечивающие равномерное распределение пара по сечению колонны. Схема ввода пара в колонну показана на Рисунке 4.9. Трубопроводы для входа и выхода пара и жидкости расположены на боковой поверхности нижней и головной секций колонны. Пар через полутрубу (1), вырезанную снизу, поступает в паровой объем (2). На крышке сосуда (2) установлены 452 трубки (3) высотой

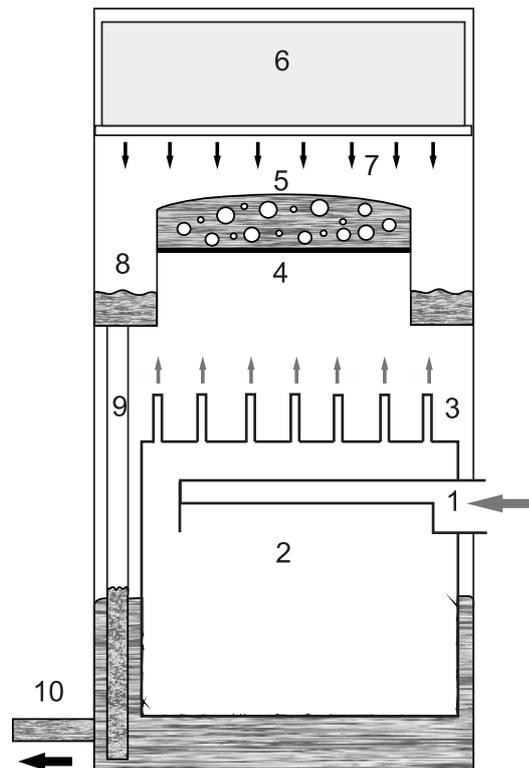


Рис. 4.9. Схема ввода пара в нижней части колонны. 1 — вход пара в полутрубу; 2 — паровой объем; 3 — трубки предраспределителя пара; 4 — ситчатая тарелка (основной распределитель пара); 5 — двухфазный слой на ситчатой беспровальной тарелке; 6 — структурированная насадка; 7 — опорная решетка, 8 — опускные камеры; 9 — дренажные трубы, 2 шт.; 10 — выход жидкости.

100 мм, диаметром 10 мм для предварительного равномерного распределения потока пара по сечению колонны. Далее пар проходит через ситчатую тарелку (4) с барботажным двухфазным слоем (5) и затем попадает в структурированную насадку (6). Ситчатая тарелка является основным распределителем пара. Структурированная насадка с заданным количеством слоёв устанавливается в насадочные секции колонны. Нижний слой насадки опирается на поддерживающую решетку (7), закрепленную вверху измерительной секции. Жидкость, стекающая с нижнего среза насадки, попадает на ситчатую тарелку, и далее через переливные бортики сливается в опускные камеры тарелки (8). Для исключения контакта стекающей жидкости с входящим паром жидкость по дренажным трубам (9) стекает из опускных камер в нижнюю часть колонны. Жидкость отводится из колонны через патрубок (10).

Фотография измерительной секции с ситчатой тарелкой (перфорированной пластиной) приведена на Рисунке 4.10. Верху видна опорная решетка для установки насадки, ниже располагается приемный коллектор локального расходомера, по бокам от ситчатой тарелки расположены опускные камеры.

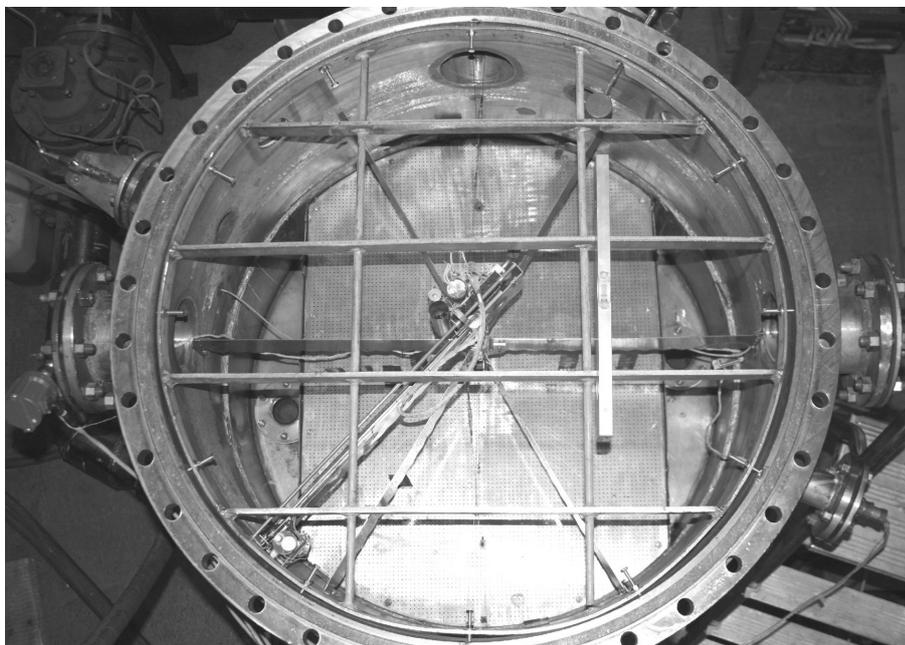


Рис. 4.10. Внешний вид нижней измерительной секции.

В установке предусмотрена возможность работы как при полном возврате флегмы, так и при $L/V > 1$. При работе установки в режиме, когда отношение мольного расхода жидкости L к мольному расходу пара V больше единицы, к потоку жидкости из конденсатора (8) насосом (11) подается дополнительный поток жидкости из нижней части колонны. Оба потока смешиваются в смесителе (10) и поступают в распределитель жидкости колонны.

4.3.2. Характеристики рабочей смеси

В качестве рабочей жидкости используется бинарная смесь хладонов R114 и R21. Хладон R114 в данной смеси является летучим компонентом. Температура кипения хладона R21 при атмосферном давлении 8.9°C , хладона R114 — 3.5°C . Молекулярная масса хладона R21 — 102.92 кг/кмоль, хладона R114 — 170.92 кг/кмоль. Теплота парообразования хладона R21 при температуре ки-

пения — 239.12 кДж/кг, хладона R114 — 134.04 кДж/кг. Значения мольной теплоты парообразования составляющих смеси близки между собой, 24.61 и 22.91 кДж/моль соответственно [180]. Жидкость имеет низкую вязкость, малую величину поверхностного натяжения, хорошо смачивает металлические поверхности. При абсолютном давлении $p = 3$ бар температура в объеме колонны изменяется от $\approx 41^\circ\text{C}$ в нижней части колонны до $\approx 33^\circ\text{C}$ в верхней части колонны. Уровень температур и давлений являются удобным для моделирования широкого спектра систем промышленного значения, включая разделение воздуха в криогенных дистилляционных колоннах [265].

Линия равновесия смеси при рабочем давлении показана на Рисунке 4.11. Состав смеси выражается в мольных долях летучего компонента, представляю-

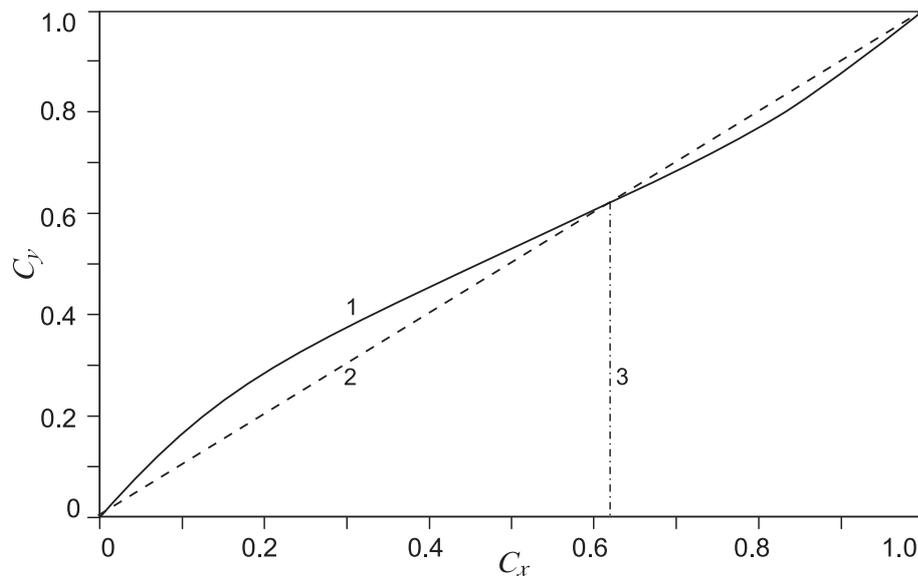


Рис. 4.11. Диаграмма равновесия смеси хладонов R114 и R21 для давления $p = 3$ бар. 1 — равновесная концентрация паровой фазы; 2 — линия равенства концентраций паровой и жидкой фаз; 3 — положение точки азеотропы.

щих отношение киломолей этого компонента к общему числу киломолей смеси. Чаще всего будет встречаться запись C_x для концентрации летучего компонента в жидкой фазе и C_y для концентрации летучего компонента в паровой фазе. Иногда для обозначения этих же величин будут использоваться обозначения x и y . Смесь имеет точку азеотропы. При рабочем давлении в верхней части колонны $p = 3$ бара точке азеотропы соответствует $C_x = 0.6222$. При

увеличении давления концентрация летучего компонента в точке азеотропы уменьшается. Все эксперименты, результаты которых приведены в диссертации, проведены в диапазоне изменения концентрации летучего компонента R114 от 0 до 60%, т. е. левее точки азеотропы. До точки азеотропы диаграмма равновесия выглядит также, как для смеси близкикопящих компонентов, таких как азот/кислород, аргон/кислород, циклогексан/н-гептан (СН/нН), хлорбензол/этилбензол (СВ/ЕВ), орто-/пара-ксилол (ОХ/РХ). Перечисленные смеси широко используются при тестировании разделительных устройств [265].

Диаграмма равновесия показывает, что коэффициент летучести данной системы $\alpha = \frac{y_e(1-x)}{x(1-y_e)}$ (иногда используется упрощенная форма записи $k_{vl} = \frac{y_e}{x}$) не является постоянной величиной. Его значение постепенно уменьшается от $\alpha \approx 2$ при $C_x = 0$ до $\alpha \approx 1$ в точке азеотропы. Движущая сила процесса ($y_e - y$) также является переменной величиной. Свойства рабочей смеси в характерных точках (низ — малая концентрация, середина и верх колонны — большая концентрация) приведены в Таблице 4.1. Массоперенос между восходящим потоком паровой фазы бинарной смеси и стекающей пленкой жидкой фазы и разделение смеси на обогащенные отдельными составляющими потоки осуществляется на развитой поверхности регулярной структурированной насадки. В верхнюю часть колонны по каналам структурированной насадки поднимается паровой поток, обогащенный летучим компонентом R114. В нижнюю часть колонны стекает жидкость, обогащенная хладоном R21. Из таблицы видно, что плотность пара при движении вверх колонны увеличивается, что создает предпосылки для возникновения неустойчивости потока. Концентрация летучего компонента внизу колонны всегда поддерживалась на уровне 0.3%. В верхней части колонны при $L/V = 1$ концентрация летучего компонента R114 изменялась от 40 до 60% в зависимости от типа насадки, количества слоев, нагрузки по пару, при $L/V = 1.7$ концентрация хлада R114 изменялась в пределах 5–10%.

Таблица 4.1. Свойства рабочей смеси, $p = 3$ бар

Жидкость						
C_x	ρ	$\mu \times 10^4$	$D \times 10^9$	$\sigma \times 10^2$	t	y_e/x
%	кг/м ³	Па·с	м ² /с	Н/м	°С	
0.3	1329.4	2.92	4.76	1.58	40.5	1.956
10	1346.4	3.03	4.83	1.50	37.8	1.63
60	1401.0	3.33	5.66	1.17	33.3	1.008
Пар						
C_y	ρ	$\mu \times 10^5$	$D \times 10^7$		t	y/x_e
%	кг/м ³	Па·с	м ² /с		°С	
0.3	12.7	1.19	10.1		40.6	1.965
10	13.6	1.19	9.93		38.9	1.762
60	18.4	1.19	9.43		33.3	1.01

4.3.3. Методика проведения экспериментов

Для сбора информации и обработки результатов экспериментов установка оснащена несколькими автоматизированными измерительными комплексами:

- комплекс для измерения режимных параметров;
- комплекс для измерения состава бинарной смеси;
- комплекс для измерения локальных характеристик внутри колонны;

Каждый комплекс включает в себя первичные датчики, коммутатор сигналов, преобразователи, персональный компьютер, программное обеспечение.

Во время эксперимента измерялись следующие режимные параметры установки: объемные расходы пара на входе и на выходе из колонны; объемный расход жидкости, подаваемой в испарители; объемный расход жидкости на входе в колонну; давление в колонне, в конденсаторах и испарителях; расход горячей воды, подаваемой в испарители, расход холодной воды, подаваемой в конденса-

торы; температуры воды на входе и на выходе испарителей и конденсаторов. Измерение расходов жидкости и пара производится вихревыми расходомерами. Скорости жидкости и пара определены делением объемных расходов на площадь поперечного сечения колонны. Массовые и мольные расходы паровой и жидкой фаз, а также физические свойства, необходимые для расчета этих и других параметров, рассчитывались по давлению и составу смеси в соответствующих точках. Экспериментальные данные по разделению смеси и перепаду давления приводятся в зависимости от обобщенных параметров, рассчитанных для верхней части колонны. Давление в колонне и других элементах установки измерялось датчиками давления Метран-100. Перепад давления на насадке измерялся дифференциальным датчиком давления Метран 150-ДД с погрешностью 0.5%. Измерение давления в колонне производилось с погрешностью 0.2%. Во всех аппаратах контролируется уровень рабочей жидкости емкостными датчиками. Измерения режимных параметров позволяют рассчитать массовый и тепловой баланс по узлам установки. Все измеряемые параметры отображаются на экране мониторов в реальном времени, что позволяет поддерживать главные режимные параметры в требуемых диапазонах. Для примера, во время экспериментов абсолютное давление в колонне поддерживалось на уровне 3.00 бар с отклонением от нормы не более ± 0.01 бар в течение 4–6 часов.

Состав смеси паровой и жидкой фаз на входе и на выходе из колонны измерялся методом газовой хроматографии. Отборы проб для измерения средней концентрации смесей в жидкой и паровой фазах на входе и выходе колонны, конденсаторов, испарителей производятся непрерывно в течение всего периода работы колонны. В том же режиме производятся измерения расходов жидкости и пара рабочей смеси. Измерения концентрации и локальных расходов производятся в автоматическом режиме по заданной программе перемещения отборников по сечению колонны. Чувствительность измерения концентрации хроматографом с тепловым детектором составляет 0.001%. Калибровочные характеристики хроматографов контролировались после каждого эксперимента.

Для измерения локальных характеристик потоков пара и жидкости в нижней измерительной секции, находящейся под насадкой, установлено три подвижных измерителя локального расхода жидкости. Внутри колонны под насадкой в поперечном сечении локальный расход жидкости измеряется проточным расходомером времяпролетным методом (Рисунок 4.12). Методика измерения ло-

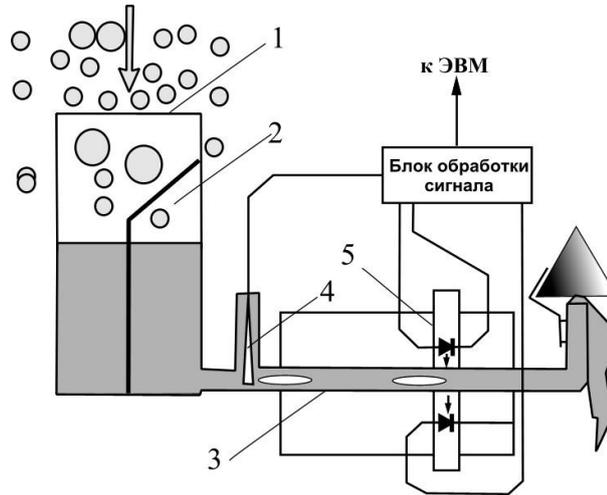


Рис. 4.12. Схема измерителя локального расхода жидкости под насадкой. 1 — приемник потока; 2 — успокоитель; 3 — калиброванный трубопровод; 4 — спиральный нагреватель (генератор пузыря); 5 — регистратор прохождения пузыря.

кального расхода и измерительная аппаратура описаны в работах [99, 266, 267], калибровочные характеристики приведены на Рисунке 4.13. Диаметр передвиж-

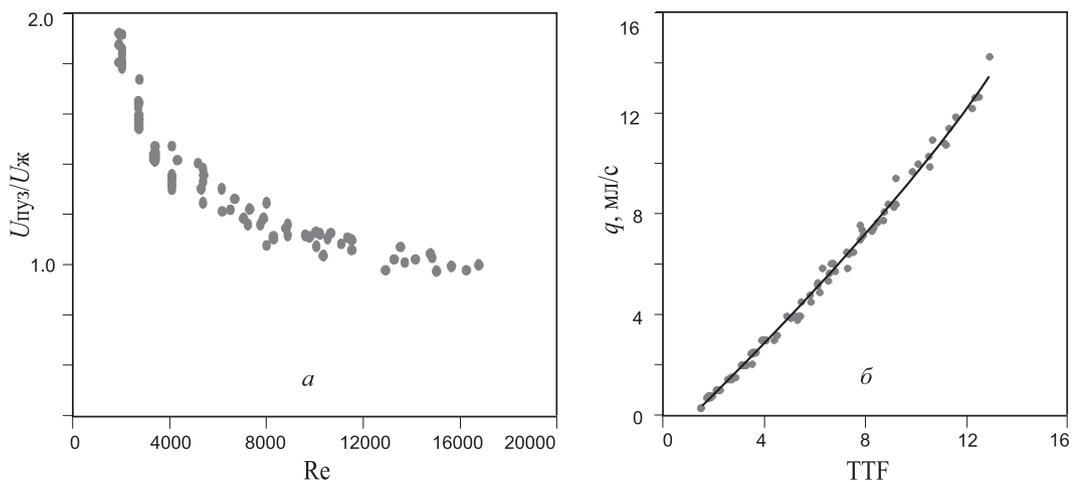


Рис. 4.13. Калибровочная характеристика расходомера. *а* — отношение скорости пузыря к скорости жидкости в горизонтальной трубке; *б* — корреляция между измеренным и заданным значением расхода рабочей жидкости.

ного заборника жидкости под насадкой составляет 28 мм. Измерение локального расхода жидкости под насадкой в кольцевой зоне на расстоянии от стенки от 3 до 18 мм осуществляется аналогичным расходомером с прямоугольным сечением приемника жидкости. Распределение локального расхода жидкости на стенке колонны производится щелевым подвижным отборником жидкости. Ширина и длина щели прижимного заборника жидкости на стенке колонны составляют 2 и 30 мм, соответственно. Перемещение и позиционирование датчиков в азимутальном и радиальном направлениях в течение эксперимента осуществляется с использованием управляемых шаговых двигателей, установленных в двух патрубках в измерительных секциях.

Измерение распределения концентрации по сечению колонны производится как в жидкой, так и в паровой фазах. При измерении состава жидкости, вытекающей из каналов насадки, пробоотборник помещается в подвижный коллектор. При измерении состава паровой фазы пробоотборник помещается под зонтик, предотвращающий попадание в него капель жидкости. Для измерения распределения по сечению температуры жидкости, стекающей из насадки, в жидкостные подвижные коллекторы помещались термометры с чувствительностью порядка 2 мВ/К. Эти датчики позволяют также измерить распределение концентраций под насадкой, поскольку в бинарной смеси имеется однозначная связь состава, давления и температуры $C = f(p, T)$ на линии равновесия.

Погрешность измерения режимных параметров нагляднее всего может быть представлена на примере тепловых и массовых балансов отдельных аппаратов установки. Тепловые балансы включают в себя результаты измерения расходов, температур, давления, определения теплофизических свойств и т. д., поэтому накапливают ошибки измерений. Массовые балансы дополнены результатами измерения состава рабочей жидкости.

Баланс по теплообменникам (испарители и конденсаторы) предполагает равенство тепловой энергии, подведенной или отведенной теплоносителем, формула (4.6), и рабочим телом в жидкой или паровой фазах, формула (4.7). Баланс

по теплообменникам включает тепло, подведенное теплоносителем:

$$Q_{\text{тепл}} = \sum G_i c_p (t_{\text{ВЫХ}} - t_{\text{ВХ}})_i, \quad (4.6)$$

и тепло, внесенное в теплообменники с рабочей смесью:

$$Q_{\text{раб. см}} = N_{l,v} (H_v - H_l), \quad (4.7)$$

где $N_{l,v} = Q \rho / M$ — суммарный мольный расход жидкости в испарителе или пара в конденсаторы; Q — объемный расход; H — энтальпия пара или жидкости в соответствующих точках; ρ, M — плотность и молекулярная масса пара или жидкости в соответствующих точках.

Исходя из этого, в экспериментах должны соблюдаться равенства количества тепла для испарителей $Q_{\text{гор.в}} = Q_l^{\text{исп}} = Q_v^{\text{исп}}$ и $Q_{\text{хол.в}} = Q_l^{\text{конд}} = Q_v^{\text{конд}}$ для конденсаторов.

На Рисунке 4.14 показаны отношения количества тепла, переданного в теплообменниках рабочей смесью в жидкой и паровой фазах к количеству тепла, подведенного теплоносителем в испарителях (а) и отведенного конденсаторах (б) для всего массива проведенных экспериментов. Потери тепла в окружающую среду при этом не учитывались.

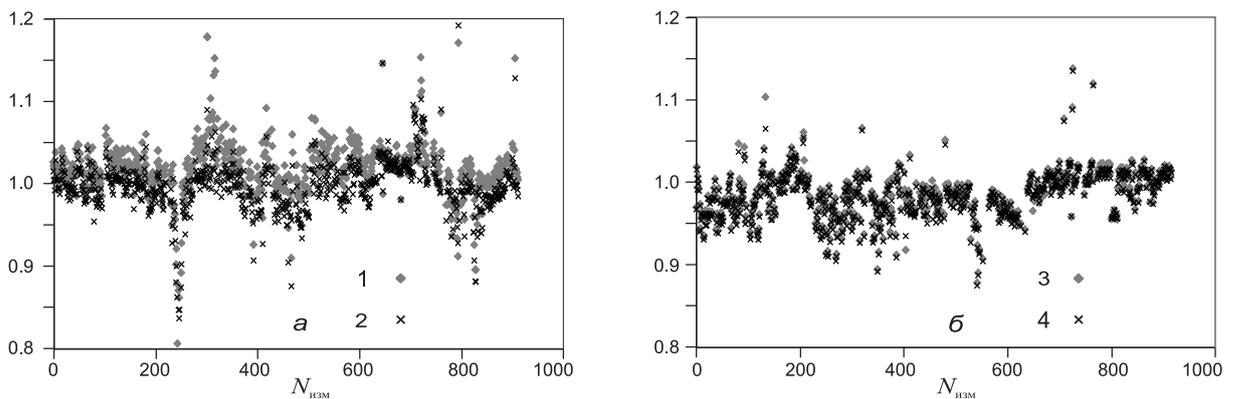


Рис. 4.14. Тепловой баланс в испарителях — а: 1 — $Q_l^{\text{исп}}/Q_{\text{гор.в}}$; 2 — $Q_v^{\text{исп}}/Q_{\text{гор.в}}$; и в конденсаторах — б: 3 — $Q_l^{\text{конд}}/Q_{\text{хол.в}}$; 4 — $Q_v^{\text{конд}}/Q_{\text{хол.в}}$.

Как видно из рисунков, подавляющее большинство точек лежит в диапазоне $\pm 5\%$, что свидетельствует о качественном поддержании режимных пара-

метров установки при проведении экспериментов. Данные, в которых отклонения режимных параметров выходят за указанные пределы, анализируются и выбраковываются.

Для проверки массового баланса колонны в режиме разделения необходимо сравнить входящие и выходящие потоки жидкой и паровой фаз рабочей смеси. Независимо от соотношения расходов жидкости и пара, справедливо соотношение:

$$N_l^{\text{верх}} + N_v^{\text{низ}} = N_l^{\text{низ}} + N_v^{\text{верх}}. \quad (4.8)$$

При сравнении используются мольные расходы паровой и жидкой фаз. При отсутствии отборов вещества из паровой и жидкой фаз их мольные расходы на входе и на выходе из колонны будут одинаковы:

$$\begin{aligned} N_l^{\text{верх}} &= N_l^{\text{низ}}, \\ N_v^{\text{верх}} &= N_v^{\text{низ}}. \end{aligned} \quad (4.9)$$

В процессе разделения смеси происходит диффузия летучего компонента с поверхности стекающей по структурированной насадке пленки жидкости в восходящий поток пара. Для этого процесса должен соблюдаться баланс колонны по летучему компоненту, $N_l^{\text{R114}} = N_v^{\text{R114}}$. Количество летучего компонента рассчитывается по формулам:

$$\begin{aligned} N_l^{\text{R114}} &= (N_l C_x)^{\text{верх}} - (N_l C_x)^{\text{низ}}, \\ N_v^{\text{R114}} &= (N_v C_y)^{\text{верх}} - (N_v C_y)^{\text{низ}}. \end{aligned} \quad (4.10)$$

Массовый баланс по колонне показан на Рисунке 4.15. Суммарные потоки рабочей смеси на выходе из колонны с точностью до $\pm 1\%$ совпадают с суммарными потоками на входе в колонну. Совпадение потоков летучего компонента на границе раздела фаз также вполне удовлетворительное.

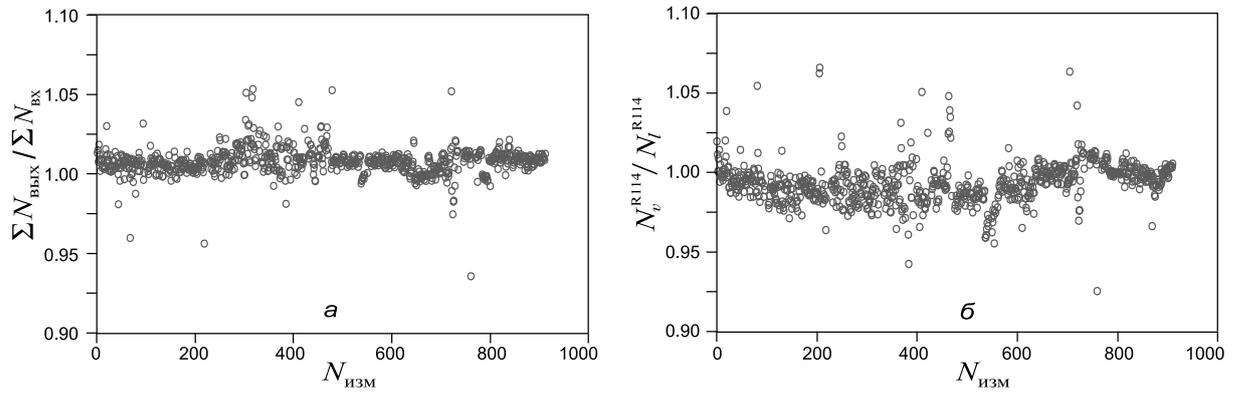


Рис. 4.15. Массовый баланс в колонне между входом и выходом (а) и по летучему компоненту (б).

4.3.4. Форма представления данных по разделению смеси.

Определение величин ВЕП и ВЭТТ

Дистилляция или ректификация — это процесс разделения гомогенных жидких смесей путем многократного взаимного обмена компонентами между жидкой и паровой фазами, обычно движущимися в противотоке друг к другу. Условная схема процесса массопереноса на границе раздела фаз приведена на Рисунке 4.16 [225]. Скорость переноса каждого вещества через поверхность раздела выражается в виде суммы двух вкладов, обусловленных диффузионным механизмом и механизмом объемного течения [268]. Потoki являются положительными, если они направлены внутрь той фазы, в которую передается вещество. Оценка по [269, 270] показывает, что доля конвективного переноса летучего компонента в используемой бинарной смеси хладонов составляет не более 5%. Диффузионный вклад пропорционален градиенту концентрации переносимого компонента у поверхности раздела.

Количество переносимого диффузией вещества M , по аналогии с переносом тепла, пропорционально поверхности раздела F и движущей силе:

$$M = \beta_y F(y - y^{\text{гп}}) \quad \text{или} \quad M = \beta_x F(x^{\text{гп}} - x), \quad (4.11)$$

где β_y и β_x — индивидуальные коэффициенты массоотдачи для каждого компо-

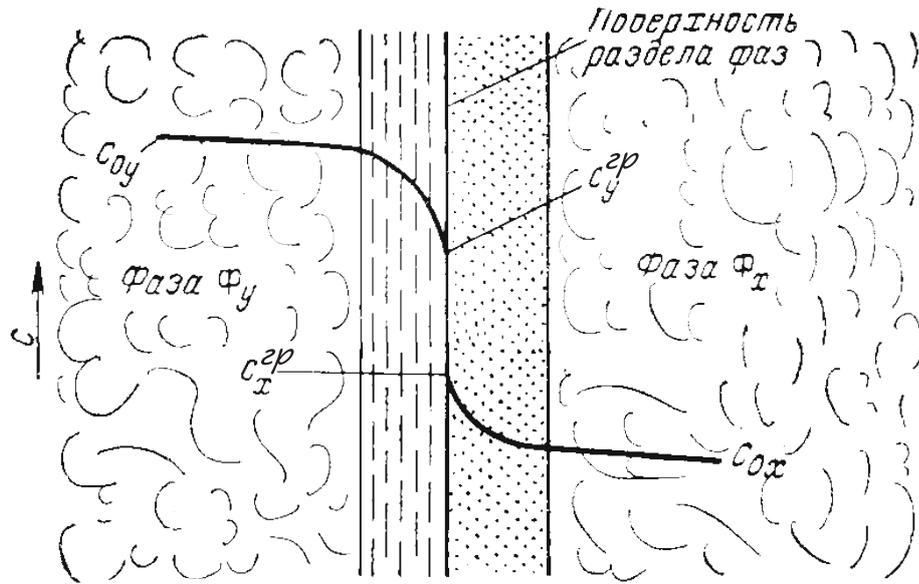


Рис. 4.16. Схема распределения концентраций в фазах в процессе массопередачи [225].

нента в паровой и жидкой фазах.

В литературе встречаются и другие обозначения коэффициентов массоотдачи, например $k_{l,g}$. Размерности всех величин согласуются с размерностью движущей силы. В случае разделения многокомпонентной смеси уравнения (4.11) должны быть записаны для каждого компонента [271].

Ввиду того, что состав фаз и локальные коэффициенты массоотдачи непосредственно на границе раздела измерить практически невозможно, уравнения, выражающие материальные балансы, записывают следующим образом:

$$M = K_y F(y - y_e) \quad \text{либо} \quad M = K_x F(x_e - x), \quad (4.12)$$

где K_y и K_x — коэффициенты массопередачи для паровой и жидкой фаз, y_e и x_e — равновесные концентрации, соответствуют концентрациям в ядре потока другой фазы. При изменении разности концентраций вдоль поверхности раздела вводятся их средние значения $\Delta y_{\text{ср}}$ и $\Delta x_{\text{ср}}$.

Связь между индивидуальными коэффициентами массоотдачи в паровой и жидкой фазах у границы раздела и коэффициентом массопередачи по правилу аддитивности сопротивлений выражается зависимостями:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \quad \text{или} \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \beta_y}, \quad (4.13)$$

где m — тангенс угла наклона линии равновесия. При этом сопротивление самой границы раздела не учитывается.

Средние движущие силы процесса записываются следующим образом [225]: для паровой фазы:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y^{\text{верх}} - y^{\text{низ}}}{\int_{y^{\text{низ}}}^{y^{\text{верх}}} \frac{dy}{y_e - y}}, \quad (4.14)$$

и для жидкой фазы:

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{x^{\text{верх}} - x^{\text{низ}}}{\int_{x^{\text{низ}}}^{x^{\text{верх}}} \frac{dx}{x_e - x}}. \quad (4.15)$$

В практике представления эффективности процессов массопереноса в процессах абсорбции и дистилляции наиболее широко используются такие характеристики, как число единиц переноса ЧЕП и высота единицы переноса ВЕП, а также число теоретических ступеней разделения (число теоретических тарелок) ЧТТ и высота, эквивалентная теоретической тарелке ВЭТТ [223, 225, 272]. В зарубежной литературе для обозначения величин, характеризующих эффективность разделения, используются аббревиатуры HTU и NTU — высота и число единиц переноса и NETP, N_{st} — высота и число теоретических тарелок. Высота единицы переноса определяется делением высоты насадки в колонне на число единиц переноса:

$$\text{ВЕП} = \frac{H_p}{\text{ЧЕП}}. \quad (4.16)$$

Аналогично определяется величина ВЭТТ. Знаменатели в уравнениях (4.14) и (4.15) есть не что иное, как число единиц переноса в концентрациях паровой фазы N_{0y} и число единиц переноса в концентрациях жидкой фазы N_{0x} .

Для произвольного значения L/V выражения для числа единиц переноса принимают вид для паровой фазы:

$$N_{0y} = \int_{x^{\text{низ}}}^{x^{\text{верх}}} \frac{(L/V) dx}{y_e(x) - y}, \quad (4.17)$$

и для жидкой фазы:

$$N_{0x} = \int_{y^{\text{низ}}}^{y^{\text{верх}}} \frac{dy}{(x - x_e(y)) L/V}. \quad (4.18)$$

Связь между числом единиц переноса и коэффициентом массопередачи записывается в виде:

$$N_{0y} = \frac{K_y F (y^{\text{верх}} - y^{\text{низ}})}{M}, \quad (4.19)$$

где действительная поверхность контакта фаз F , как правило, неизвестна. В таких случаях используют объемный коэффициент массопередачи ($K_y \cdot a$), где a — удельная поверхности насадки. Количество распределяемого компонента M может быть рассчитано по уравнениям (4.10). Величины N_{0x} , N_{0y} и K_x , K_y по сути являются одними и теми же показателями эффективности разделения, записанными в терминах фазы x или y .

Графическим способом число теоретических ступеней разделения (иногда употребляют термин «число теоретических тарелок») можно рассчитать, нанося на график линии равновесия рабочую линию процесса (Рисунок 4.17). Уравнение рабочей линии процесса может быть получено из уравнения мате-

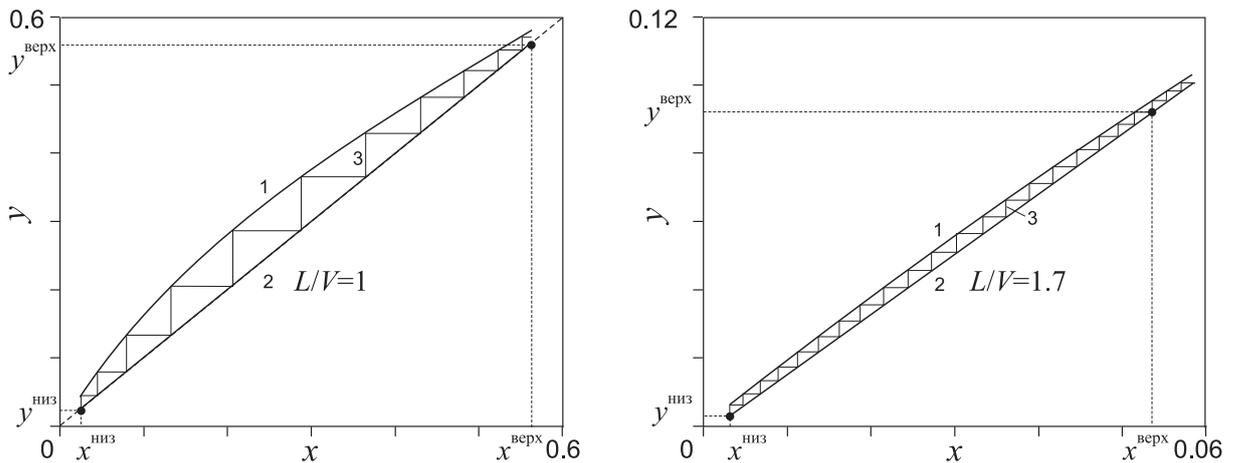


Рис. 4.17. Рабочие и равновесные линии процесса для различных значений L/V , (диаграммы Мак-Кэб—Тиле [272]). 1 — равновесная линия; 2 — рабочая линия; 3 — теоретические ступени разделения.

риального баланса (4.8) и уравнений баланса по летучему компоненту (4.10). Применительно к описываемому процессу уравнение рабочей линии запишется

в виде [272]:

$$\frac{L}{V} = \frac{y^{\text{верх}} - y^{\text{низ}}}{x^{\text{верх}} - x^{\text{низ}}}. \quad (4.20)$$

Рабочая линия в простейшем случае является прямой линией, связывающей начальную и конечную точки процесса вверху и внизу колонны. Тангенс угла наклона рабочей линии равен величине L/V . Количество теоретических ступеней разделения, линия \mathcal{Z} , между началом и концом рабочей линии характеризует эффективность разделения аппарата. На теоретической ступени достигается идеальный контакт фаз, т. е. из контактного устройства потоки уходят с равновесными концентрациями.

При $L/V = 1$ рабочая линия отстоит от равновесной дальше, чем в других случаях, поэтому движущая сила будет наибольшей и неравномерно распределенной по высоте аппарата, ступени изменения будут велики, а число ступеней разделения минимально. При $L/V = 1.7$ наклон рабочей линии близок к наклону линии равновесия в рабочем диапазоне, поэтому высота теоретических ступеней (движущая сила процесса) не очень сильно изменяется по высоте колонны. Число теоретических ступеней разделения в этом случае практически равно числу единиц переноса, соответственно $\text{ВЭТТ} \approx \text{ВЕП}$.

Отношение тангенсов углов наклона равновесной и рабочей линий

$$\lambda = \frac{m}{L/V} \quad (4.21)$$

называется критерием диффузионного потенциала и является важной характеристикой бинарной смеси [272]. При $m = \text{const}$ $K_x/K_y = m$, а $N_{0x}/N_{0y} = \lambda$. Кроме того, параметр λ определяет соотношение между высотой единицы переноса и высотой, эквивалентной теоретической тарелке:

$$\text{ВЭТТ} = \text{ВЕП} \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1}. \quad (4.22)$$

Это соотношение строго действительно, когда равновесная линия является прямой. Для рабочей жидкости зависимость величин m и λ от состава смеси показана на Рисунке 4.18. Рисунок показывает, что коэффициенты массопередачи

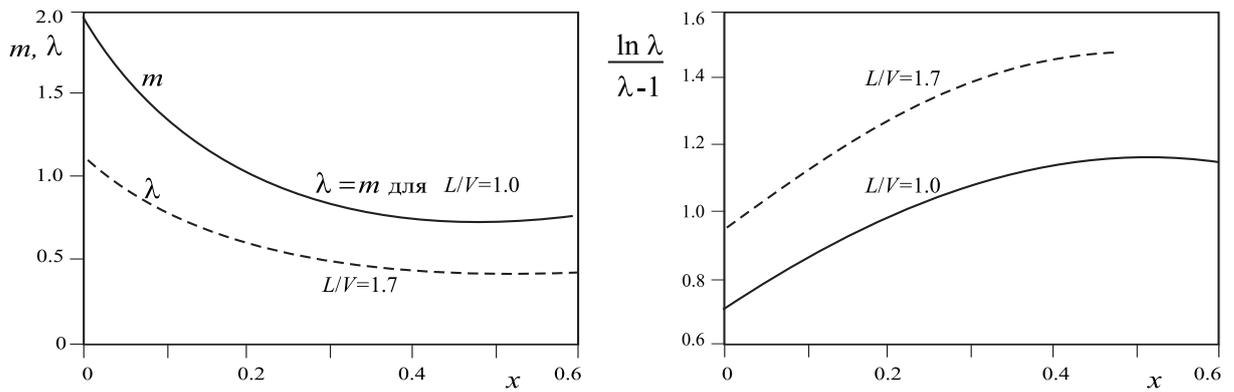


Рис. 4.18. Характеристики линии равновесия смеси R114/R21.

изменяются по высоте колонны. Для $L/V = 1.7$ в рабочем диапазоне изменения концентрации летучего компонента ($x \leq 0.1$) величина $\lambda \approx 1$, общее число единиц переноса в жидкой и паровой фазах примерно одинаково, а величина ВЭТТ \approx ВЕП.

Величины ВЭТТ и ВЕП одинаковым образом характеризуют разделительную способность насадки. Высота единицы переноса ВЕП имеет то преимущество, что может быть рассчитана по уравнениям (4.16)–(4.18), если известно выражение для линии равновесия бинарной смеси. При проведении тестовых испытаний различных насадок и внутренних устройств колонны оно, как правило, известно.

Для определения эффективности контактных устройств массообменных аппаратов имеются и другие характеристики, например коэффициент извлечения или обогащения, эффективность и к.п.д. тарелки и др. [225, 272–274]. Для их расчета, так же, как и для ВЭТТ и ВЕП, используются концентрации компонентов смеси на входе и на выходе единицы объёма или всего контактного устройства, поэтому выбор того или иного параметра определяется в каждом конкретном случае.

При выводе уравнений для числа единиц переноса и средней движущей силы предполагалось, что потоки фаз равномерно распределены по сечению, перемешивание отсутствует. Вследствие перемешивания, как отмечалось во введении, физическая картина движения потоков усложняется. Структура потоков оказывается промежуточной между структурами, соответствующими иде-

альному вытеснению и идеальному смешению [225]. Расчет влияния обратного перемешивания на среднюю движущую силу массопереноса возможен при помощи различных моделей перемешивания. Основным критерием влияния обратного перемешивания на эффективность массообмена является критерий Пекле $Pe = wd_э/D_{п}$, где $D_{п}$ — эффективный коэффициент перемешивания. Модели для расчета коэффициентов перемешивания на различных контактных устройствах массообменных аппаратов приведены в работах [230, 273, 275].

Для определения эффективности разделения той или иной структурированной насадки обычно представляют графики зависимости высоты единицы переноса или высоты, эквивалентной теоретической тарелке, от расходных характеристик по паровой или по жидкой фазе. В качестве расходных характеристик используются фактор нагрузки колонны по пару:

$$F_v = U_v \sqrt{\rho_v}, \quad (4.23)$$

и нагрузка колонны по жидкости m_l . Нагрузка по жидкости обычно приводится в виде массового или объемного расхода на единицу площади поперечного сечения колонны. Наряду с этими параметрами используются модифицированные приведенные скорости паровой фазы:

$$K_v = \frac{U_v \sqrt{\rho_v}}{\sqrt{\rho_l - \rho_v}}, \text{ м/с}, \quad (4.24)$$

и жидкости:

$$C_l = \frac{U_l \sqrt{\rho_l}}{\sqrt{\rho_l - \rho_v}}, \text{ м/с}. \quad (4.25)$$

Число единиц переноса и число теоретических тарелок или ступеней разделения для экспериментов, приведенных в диссертации и публикациях авторского коллектива, рассчитывались по измеренным на входе и на выходе колонны значениям состава паровой и жидкой фаз с использованием базы данных и программ, предоставленных компанией «Аэр Продактс» в рамках выполнения контракта с ИТ СО РАН, см. совместные публикации [255, 256, 276, 277]. По

этим же базам данных рассчитывались теплофизические свойства смеси. В диссертации и в публикациях представлены значения ВЕП и ВЭТТ, рассчитанные для паровой фазы, все индексы далее будут опущены.

4.4. Влияние режимных и технологических параметров на эффективность разделения смеси на структурированных насадках

4.4.1. Влияние высоты насадки

Высота насадки в разделительных колоннах является важнейшей конструктивной характеристикой, которую определяют при проектировании, исходя из эффективности разделения смеси на отдельные компоненты заданной степени чистоты. Вследствие увеличения степени неравномерности распределения потоков по высоте, насадку в колоннах делят на секции, устанавливая между ними перераспределители жидкости и пара. Перераспределители жидкости устанавливают в колонну вместо некоторого числа слоёв насадки, т. е., выравнивая распределение жидкости по сечению, уменьшают полезный объём насадки. Поэтому определение количества перераспределителей и оптимальной высоты секций с насадкой в колонне является важнейшей технико-экономической задачей. Исследование влияния количества слоёв насадки на эффективность разделения проводилось в колонне диаметром 0.9 м, а также в полуцилиндрической колонне (раздел 4.5.4).

Влияние количества слоёв насадки на эффективность разделения смесей в колонне диаметром 0.9 м при полном возврате флегмы ($L/V = 1$) показано на Рисунке 4.19 [256]. В колонну устанавливалось 6 и 10 слоёв насадки Koch1Y. Удельная поверхность насадки $\approx 420 \text{ м}^2/\text{м}^3$, высота одного слоя $h_{pe} = 0.21 \text{ м}$. Плотность точек орошения в распределителе жидкости $\tilde{N} = 449 \text{ 1/м}^2$. Увеличение количества слоёв насадки с 6 до 10 приводит к значительному снижению

общей эффективности разделения (увеличение ВЭТТ на 30–50% в зависимости от нагрузки колонны). Изменение эффективности разделения с незначительным изменением высоты насадки может быть отнесено к эффектам масштабного перехода, поскольку определяющие интенсивность массообмена в паровой и в жидкой фазах режимные параметры практически не изменились. Измерения распределения по сечению локального расхода жидкости и состава смеси, приведенные в этой работе [256], показали их существенную неравномерность. В сечении колонны на выходе из насадки были обнаружены крупномасштабные области пониженной и повышенной концентрации летучего компонента в жидкой фазе, а также локального расхода жидкости (Рисунок 4.20). Величина

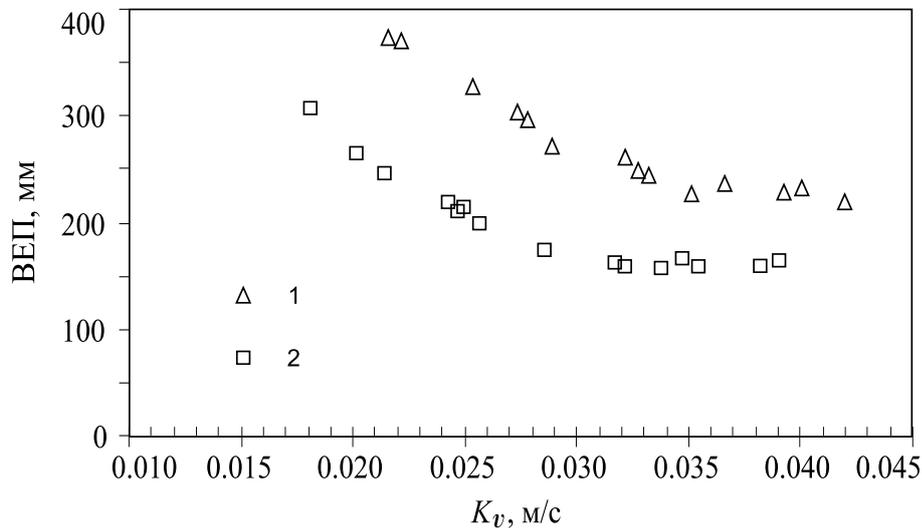


Рис. 4.19. Влияние количества слоев насадки на эффективность разделения. 1 — 10 слоёв; 2 — 6 слоёв.

среднеквадратичного отклонения σ , частично характеризующая степень неравномерности распределения жидкости по сечению, в данном случае составляет около 20%. С учетом этой крупномасштабной неравномерности внутренний объем колонны условно можно разделить на несколько локальных колонн с индивидуальными отношениями расходов жидкости и пара, составом смеси на входе и на выходе и с различной эффективностью разделения. Из определения понятия рабочей линии процесса в предыдущем параграфе следует, что в случае наличия крупномасштабных неравномерностей распределения потоков по сече-

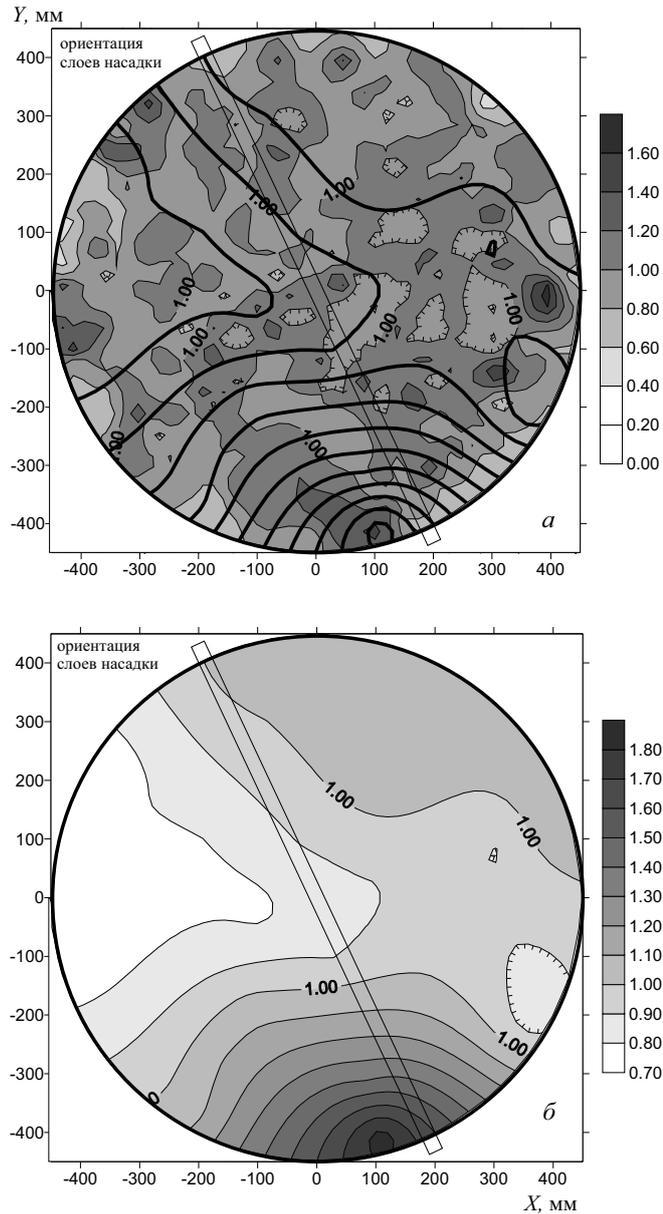


Рис. 4.20. Распределение по сечению локального расхода жидкости (а) и локального состава смеси (б).

нию и по высоте колонны положение локальных рабочих линий по отношению к равновесной может быть таким, что в нижней или в верхней частях колонны локальные концентрационные напоры могут стать очень малыми. Возникновение пинч-эффекта («бесконечное» увеличение числа ступеней разделения при уменьшении концентрационного напора) может приводить к ухудшению эффективности разделения. С увеличением общей высоты насадки подобные эффекты могут оказывать более существенное влияние на интегральную эффективность разделения.

Причиной влияния высоты насадки на эффективность разделения смеси может быть также нелинейное изменение локального концентрационного напора по высоте колонны вследствие изменения летучести (Рисунок 4.17). Чем больше кривизна равновесной линии, тем сильнее проявляется зависимость ВЭП и ВЭТТ от состава смеси [272].

Влияние высоты насадки на эффективность разделения смеси исследовалось также на насадке с удельной поверхностью $350 \text{ м}^2/\text{м}^3$ [278–280]. Эксперименты проведены в колонне диаметром 0.9 метра на десяти и на девятнадцати слоях насадки Mellapak 350Y ($h_{pe} = 0.21 \text{ м}$). Результаты экспериментов в сравнении с расчетом по моделям [263, 264], а также с данными компании-производителя показаны на Рисунке 4.21. Описание моделей расчета массопереноса

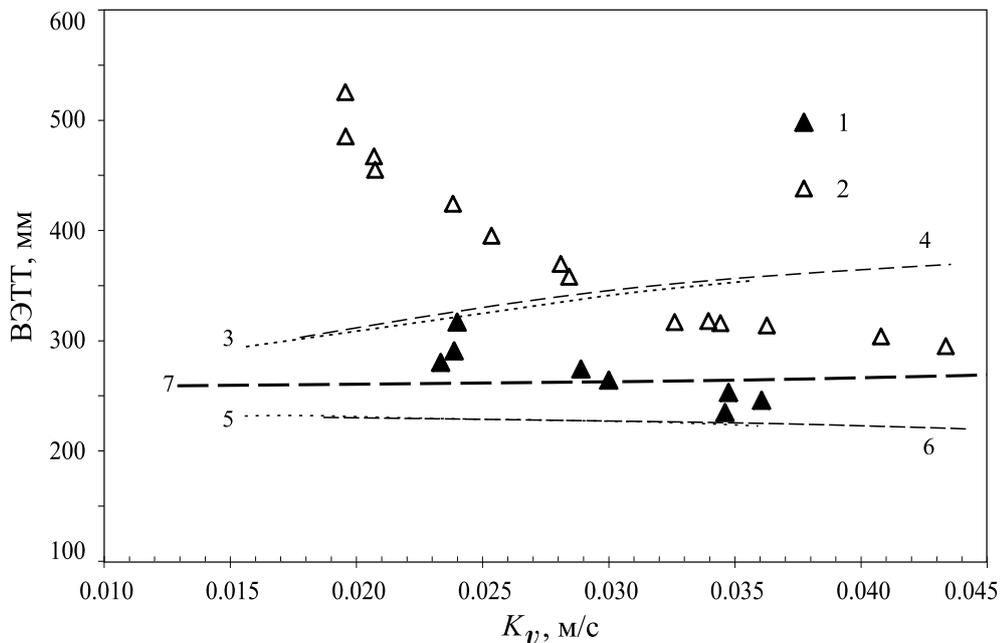


Рис. 4.21. Влияние количества слоев насадки Меллапак 350 на эффективность разделения. 1 — 10 слоёв; 2 — 19 слоёв; 3, 4 — расчет по модели «Delft», 10 и 19 слоёв; 5, 6 — расчет по модели «SRP», 10 и 19 слоёв; 7 — данные компании Зульцер, $p = 960 \text{ мбар}$ [233].

на структурированных насадках приведено в Приложении на стр. 260. Во всех экспериментах обнаружено снижение эффективности разделения с увеличением высоты насадки. При больших нагрузках по пару величина ВЭТТ на 10 слоях насадки приближается к расчетной кривой по модели «SRP». Расчет по модели «Delft» даёт завышенные значения в области больших расходов пара.

Увеличение ВЭТТ, наблюдаемое при уменьшении нагрузки колонны, не предсказывается этими моделями. Не предсказывается также влияние высоты насадки, см. кривые 3, 4 и 5, 6 на Рисунке 4.21. Сравнение расчетов с модельными экспериментами также показывает их значительное расхождение [281]. Резкое ухудшение эффективности разделения в области гидравлического кризиса и затопления насадки не может быть описано в рамках предложенных моделей.

Относительный перепад давления от высоты насадки не зависит (Рисунок 4.22). Расчеты показывают более низкие значения перепада давления на насадке. Влияние высоты насадки на относительный перепад давления отсутствует, хотя в модели «Delft» имеется составляющая потерь давления, учитывающая сопротивление при переходе пара из слоя в слой, обусловленное изменением направления потока. Аналогичные результаты по влиянию высоты упаковки

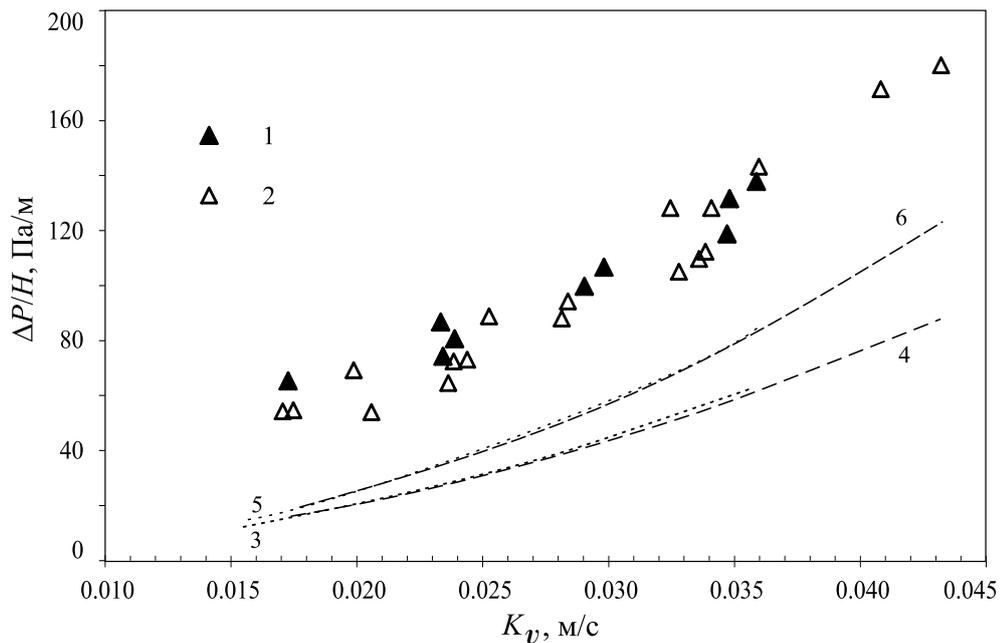


Рис. 4.22. Влияние количества слоев насадки на потери давления. 1 — 10 слоёв; 2 — 19 слоёв; 3, 4 — расчет по модели «Delft», 10 и 19 слоёв; 5, 6 — расчет по модели «SRP», 10 и 19 слоёв.

насадки Mellapak с удельной поверхностью $250 \text{ м}^2/\text{м}^3$ на эффективность разделения и перепад давления были получены в работе [254]. Высота упаковки насадки составляла 1.69 и 3.78 м. Относительный перепад давления не зависит от высоты упаковки. Высота, эквивалентная теоретической тарелке ВЭТТ для

насадки большей высоты при малых нагрузках колонны по пару, а также после наступления кризиса гидравлического сопротивления, возрастала более чем в два раза по сравнению с насадкой меньшей высоты. Эксперименты проводились на двух смесях (*орто-параксилен* и смесь iC_4/nC_4) при различных давлениях.

Структурированная насадка, устанавливаемая в ректификационные колонны, обычно состоит из отдельных слоев, высота которых у разных производителей может быть различной. Высота единичного слоя влияет на количество поворотов потока в секции колонны при переходе из слоя в слой, и, тем самым, на равномерность распределения потоков по сечению колонны и на гидравлическое сопротивление.

В работе проведено исследование влияния высоты единичного слоя насадки на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление насадки Koch1Y. Высота единичного слоя насадки изменялась путём изменения количества слоёв, устанавливаемых без поворота относительно друг друга. В серии экспериментов с минимальной высотой одного слоя насадки в колонну устанавливалось 18 слоёв стандартной высоты 0.21 м. Угол поворота между слоями 90° . В следующей серии каждые два слоя насадки устанавливались без вращения друг относительно друга, затем два следующих слоя поворачивались на угол 90° , всего девять двойных слоёв. Высота единичного слоя составляла 414 мм. В третьей серии опытов устанавливалось шесть слоёв тройной высоты. Три слоя насадки укладывались без вращения, затем следующие три слоя повернуты на угол 90° и т. д. Высота единичного слоя составляла 621 мм. Соответственно, отношение высоты слоя к диаметру колонны было 0.23, 0.46 и 0.69. Результаты опытов по разделению смесей на 18-слойной насадке с общей высотой 3.73 м представлены на Рисунке 4.23 [256]. Опыты были проведены при соотношении $L/V = 1.7$. Полученные данные показывают, что увеличение высоты «условного» одиночного слоя насадки привело к некоторому снижению эффективности разделения в колонне (увеличение ВЭТТ примерно на 15%). Наилучшее разделение смеси наблюдается при максимальном количестве поворота слоев на-

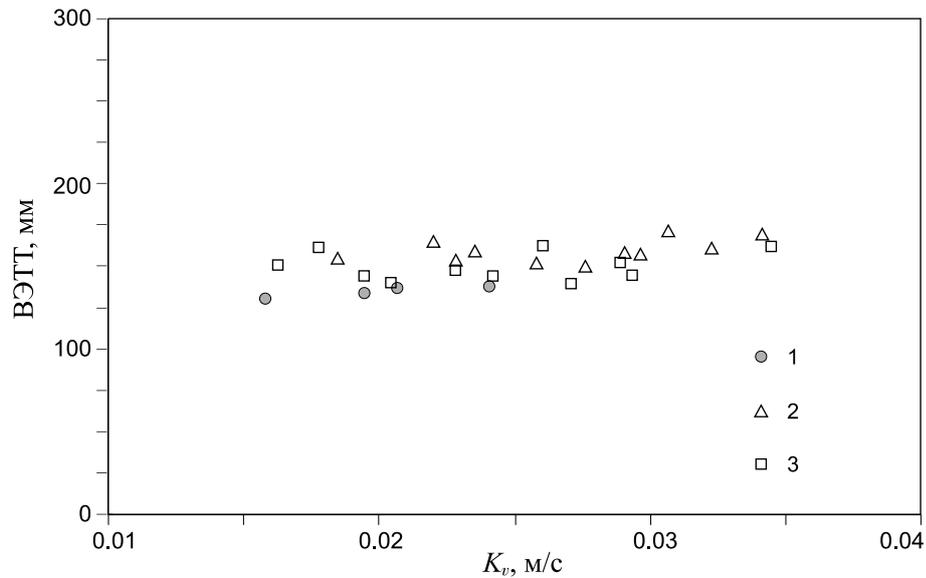


Рис. 4.23. Влияние высоты слоёв насадки на эффективность разделения смеси. 1 — одинарные слои (18×1); 2 — двойные слои (9×2); 3 — тройные слои (6×3).

садки друг относительно друга, т. е. при наименьшей высоте единичного слоя. Характер и степень неравномерности распределения жидкости под насадкой для опытов с двойным и тройным слоями принципиальных отличий по сравнению с рассмотренным выше случаем не имеют.

Увеличение высоты единичного слоя приводит к незначительному уменьшению перепада давления на насадке и коэффициента гидравлического сопротивления (Рисунок 4.24). Коэффициент сопротивления массообменных аппара-

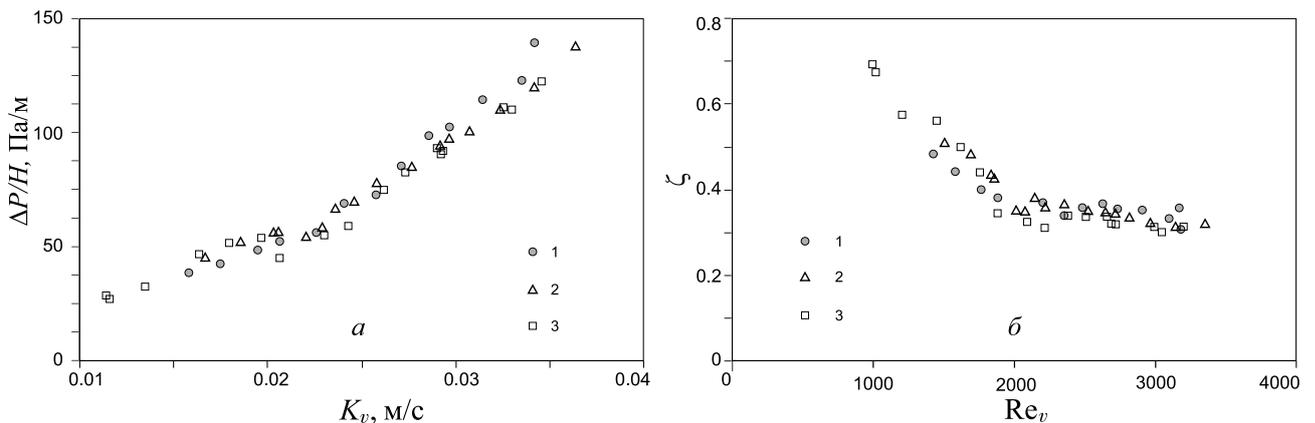


Рис. 4.24. Влияние высоты слоёв насадки на перепад давления (а) и коэффициент гидравлического сопротивления (б). 1 — одинарные слои (18×1); 2 — двойные слои (9×2); 3 — тройные слои (6×3).

тов с насадкой определялся по формуле Дарси—Вейсбаха [282]:

$$\Delta P = \zeta \frac{H}{d_3} \frac{\rho_v u_{ve}^2}{2}, \quad (4.26)$$

где d_3 — эквивалентный диаметр канала структурированной насадки, м; u_{ve} — эффективная скорость пара, м/с. Плотность пара ρ_v здесь и в числе Рейнольдса паровой фазы рассчитывалась как среднее арифметическое между верхом и низом колонны. Эффективная скорость пара $u_{ve} = U_v / (\epsilon(1 - h_l) \sin \varphi)$ в наклонном канале рассчитывалась с учетом количества удерживаемой на насадке жидкости h_l , ϵ — свободное проходное сечение для пара. При течении газа через насадку турбулизация развивается значительно раньше, чем при движении по трубам. Полностью развитый турбулентный режим наступает при значениях Re_v от 2 000 до 6 000. При обычно встречающихся на практике значениях Re_v от 40 до 2 000 движение газа соответствует переходному режиму [282].

При числах Рейнольдса $Re_v < 2 000$ коэффициент сопротивления уменьшается с увеличением числа Рейнольдса, как при ламинарном течении потока в каналах, затем остается постоянным. В этих экспериментах скорость пара в каналах насадки не превышала 0.3–0.4 м/с, что соответствует режиму слабого взаимодействия потока пара с пленкой жидкости [283]. В области плато при $Re_v > 2 000$ заметно расслоение коэффициентов сопротивления для насадок с разной высотой слоя. Наибольшие значения коэффициента сопротивления наблюдаются для насадки с наименьшей высотой слоёв, наименьшие — для тройных слоёв с наименьшим количеством поворотов слоёв насадки в упаковке. Потери давления на стыках между слоями при их повороте относительно друг друга являются одной из составляющих суммарного перепада давления.

4.4.2. Влияние отношения расходов жидкости и пара

Большая часть экспериментальных исследований эффективности разделения при тестировании различных насадок и тарелок проводится в условиях отсутствия отбора флегмы из конденсатора, когда колонна работает «на себя».

В зарубежной литературе этот режим называется *total reflux*. Мольные расходы жидкости и пара при этом одинаковы, $L/V = 1$. Весь пар, сконденсировавшийся в конденсаторах, поступает на орошение насадки. В реальных ректификационных колоннах в нижней части до тарелки питания обычно $L/V > 1$, в верхней части колонны L/V может быть меньше единицы. Считается, что эффективность насадок при $L/V \neq 1$ такая же, как и при полном возврате флегмы [227]. Ниже будет показано, что это не всегда выполняется.

Эксперименты по исследованию влияния отношения расходов жидкости и пара на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление проводились на 10 слоях насадки Koch1Y в круглой колонне диаметром 0.9 м при четырех значениях L/V : 1, 1.4, 1.5 и 1.7 [255]. Результаты экспериментов показаны на Рисунке 4.25. Чем больше отношение расхода жидкости к расходу

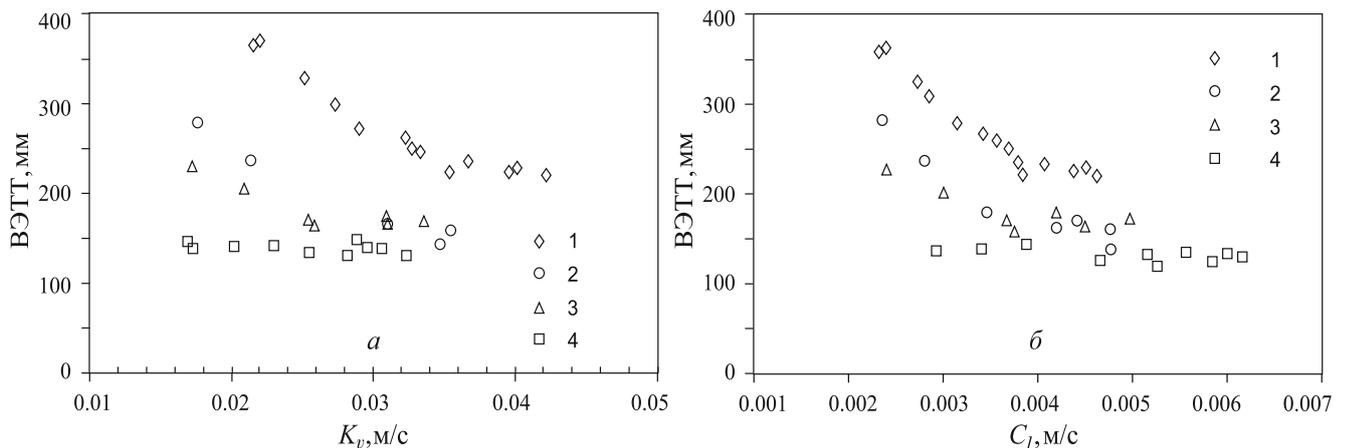


Рис. 4.25. Зависимость ВЭТТ на насадке Koch1Y в круглой колонне от приведенной скорости пара (а) и приведенной скорости жидкости (б), L/V : 1 — 1; 2 — 1.4; 3 — 1.5; 4 — 1.7.

пара, тем меньше величина ВЭТТ. Для низких значений отношения L/V эффективность разделения ухудшается с уменьшением расходов пара и жидкости. Этот эффект становится тем меньше, чем больше значение L/V . При $L/V = 1$ величина ВЭТТ резко возрастает при $K_v < 0.035$ м/с, а при $L/V = 1.7$ остается постоянной во всём диапазоне изменения нагрузки колонны по пару.

На Рисунке 4.26 те же данные представлены в виде зависимости коэффициентов массопередачи от чисел Рейнольдса пара и пленки жидкости. Число

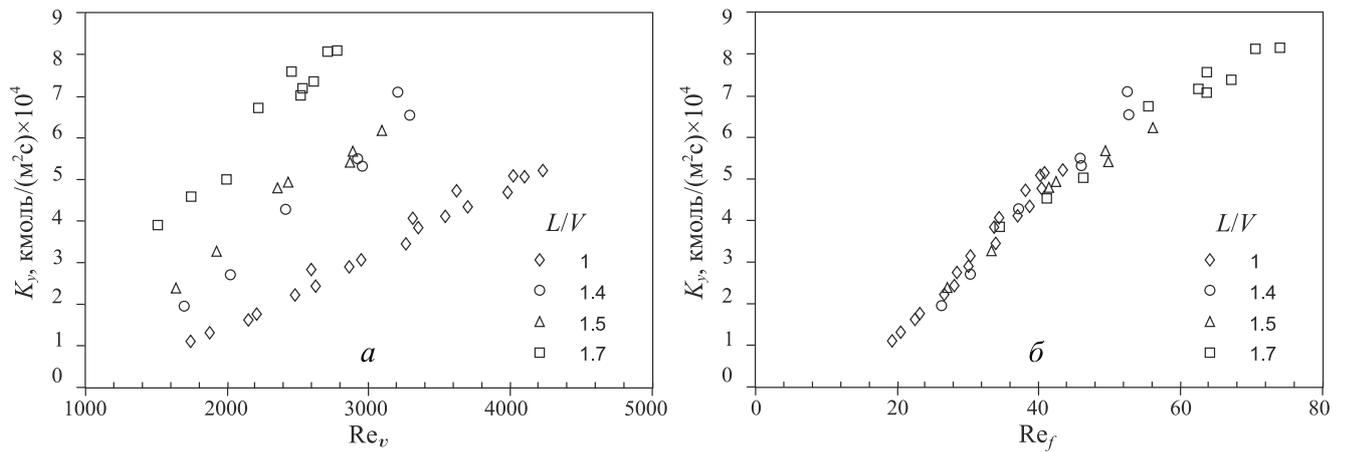


Рис. 4.26. Зависимость коэффициента массопередачи от чисел Рейнольдса пара и пленки жидкости на насадке Koch1Y.

Рейнольдса паровой фазы определено по гидравлическому диаметру канала структурированной насадки и приведенной скорости пара с учетом угла наклона ребер (раздел 4.2). Плотность орошения, входящая в число Рейнольдса пленки Re_f , получена делением объемного расхода жидкости на суммарный периметр листов насадки, собранных в одном слое. Коэффициенты массопередачи в зависимости от числа Рейнольдса пара расслаиваются по параметру L/V , как и величины ВЭТТ на Рисунке 4.25а. Число Рейнольдса пленки Re_f удовлетворительно обобщает данные по коэффициентам массопередачи для различных значений L/V . Если сопоставить данные двух последних рисунков, то можно увидеть, что ухудшение эффективности разделения при малых нагрузках колонны по пару начинается при числах Рейнольдса $Re_f < 40$. Эта тенденция наблюдается для всех значений L/V . По оценкам, приведенным в Главе 3, средняя толщина пленки жидкости при этих расходах становится меньше 100 мкм. При таких маленьких числах Рейнольдса вся жидкость течет вдоль орошаемого канала, и не может перетекать через вершины ребер [284]. В самом канале жидкость также распределена неравномерно, и большая её часть может течь в долине канала. При этих условиях велика вероятность разрыва пленки и образования сухих пятен. Уменьшение доли смоченной поверхности при уменьшении плотности орошения, по всей видимости, является основной причиной ухудшения массоотдачи в этих режимах.

Данные по влиянию L/V на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление получены также для насадки с удельной поверхностью $350 \text{ м}^2/\text{м}^3$ [278] и полуцилиндрической насадки, [285] (раздел 4.5.4). Основные закономерности уменьшения высоты единицы переноса с увеличением L/V сохраняются и на других типах насадки.

4.4.3. Влияние особенностей установки насадки в колонну

Важность задания оптимального начального распределения жидкости для нерегулярных и структурированных насадок отмечается в ранних работах [286, 287]. Если для нерегулярных насадок варьируемыми параметрами могут быть высота засыпки и диаметр колонны, то для регулярных структурированных насадок к ним добавляется угол вращения слоёв и положение распределителя жидкости по отношению к верхнему слою насадки. Распределители жидкости являются сложными и дорогостоящими элементами дистилляционных колонн и предназначены для обеспечения равномерного начального распределения жидкости. Их главными характеристиками являются плотность точек орошения и структура расположения точек орошения по отношению к элементам насадки. Рисунок 4.27 показывает, что при одной и той же плотности точек орошения качество начального орошения структурированной насадки зависит от угла установки рядов отверстий распределителя жидкости по отношению к направлению листов верхнего слоя насадки. При угле 60° орошается только каждый третий лист верхнего слоя насадки (Рисунок 4.27а). Незначительным изменением этого угла можно добиться орошения каждого листа насадки (Рисунок 4.27б).

Поскольку число точек орошения не может быть бесконечно большим, всегда на первых слоях насадки часть поверхности остается не смоченной жидкостью, что приводит к уменьшению эффективности разделения за счет уменьшения поверхности массообмена. Далее по высоте колонны перемешивание потоков жидкости и пара обеспечивается вращением слоев насадки относительно друг друга. Углы вращения слоев определяют расстояние, на котором влияние

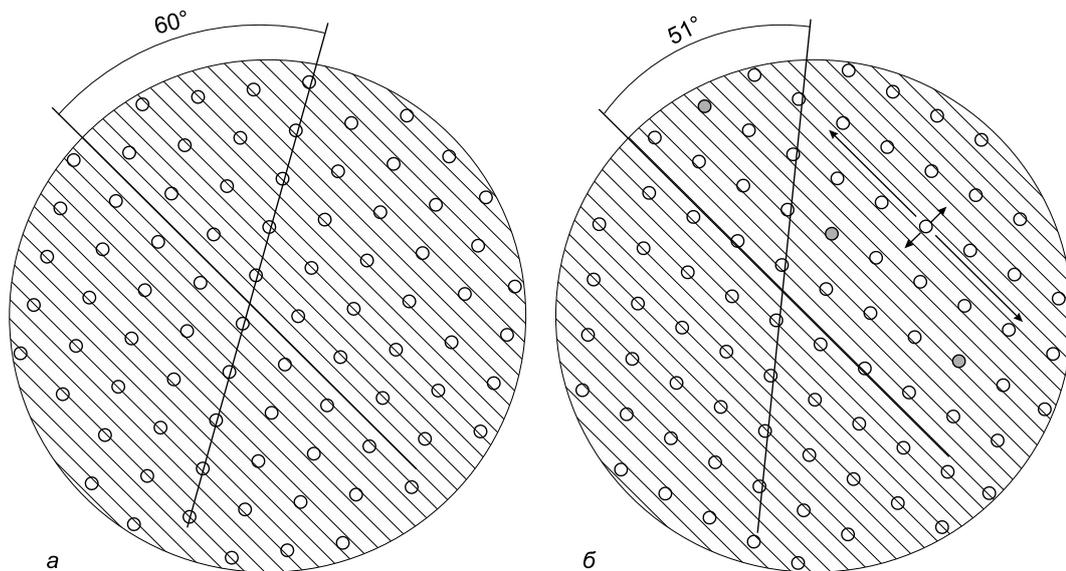


Рис. 4.27. Влияние угла установки распределителя жидкости на качество начального орошения насадки.

начальной неравномерности орошения становится несущественным. При длительной работе колонн часть отверстий распределителя может частично или полностью засориться, и тогда эффект начальной неравномерности может многократно усилиться. По мере движения жидкости по насадке и в результате взаимодействия её с паровой фазой возникает неравномерность, обусловленная геометрическими характеристиками самой насадки. Распределение жидкости становится существенно неравномерным в пристенной и центральной областях сечения колонны, кроме того, часть жидкости перетекает на стенку колонны. Важную роль при этом играет смачиваемость материала насадки. При хорошей смачиваемости практически вся поверхность может быть смочена под точкой орошения, при плохой смачиваемости жидкость стекает вдоль каналов насадки на края пакета (Рисунок 4.28).

При натекании одиночной струи жидкости на верхний слой насадки на выходе слоя образуется смоченная зона, вытянутая в направлении листов насадки, поскольку растекание жидкости вдоль листов существенно выше, чем в поперечном направлении [288]. Если угол поворота нижележащего слоя будет небольшим, то на выходе из него будет формироваться вытянутая в направле-

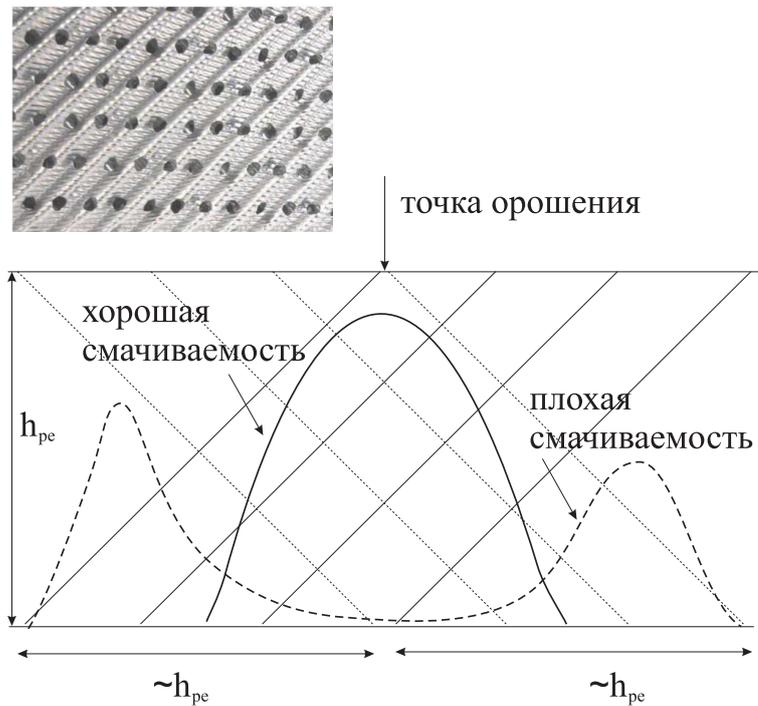


Рис. 4.28. Влияние смачиваемости поверхности насадки на распределение жидкости в пакете гофрированных листов.

нии листов насадки смоченная зона. При большом угле поворота формируется более широкая смоченная зона. Таким образом, варьируя угол поворота слоев, можно влиять на характеристики распределения жидкости в насадке.

Для уменьшения влияния неравномерности распределения жидкости на эффективность разделения в колоннах большой высоты рекомендуется устанавливать перераспределители жидкости через определенные промежутки по высоте колонны.

В настоящее время известно ограниченное число работ, посвященных экспериментальному исследованию распределения потоков по сечению колонн. Наиболее распространенным методом при исследовании неравномерности распределения в лабораторных моделях насадочных колонн является метод сбора жидкости под насадкой с помощью коллекторов [247, 288]. В последнее время появились работы, в которых описано применение методов рентгеновской компьютерной томографии и гамма-томографии к исследованию течения в упаковках с катализаторами и структурированными насадками [289–292]. В работе

[247] проведено исследование распределения потока воды при встречном течении потока пара в колонне диаметром 0.3 м на различных типах нерегулярных насадок. Высота насадки варьировалась от 0 до 1.75 м. Для измерения расхода под насадкой использовались четыре кольцевых коллектора. Распределение жидкости по сечению зависит от смачиваемости материала насадки и начальной неравномерности орошения. Измерения показали, что до 60% жидкости течет в пристенной зоне. В работе [288] определены коэффициенты растекания в нерегулярных и структурированных насадках в лабораторной модели колонны диаметром 0.5 м при течении воды.

Большинство работ посвящено исследованию влияния неоднородного распределения жидкости, поскольку считается, что неравномерность в распределении пара по сечению колонн быстро сглаживается по высоте насадки и слабо влияет на эффективность разделения [293]. Для количественной оценки степени неравномерности начального распределения в работе [294] был введен коэффициент неравномерности $f_{\text{макс}}$:

$$f_{\text{макс}} = \frac{y_e - y_{\text{верх}}}{y_{\text{верх}} - y_{\text{низ}}} + \frac{x_{\text{низ}} - x_e}{x_{\text{верх}} - x_e} - \frac{y_e - y_{\text{верх}}}{y_{\text{верх}} - y_{\text{низ}}} \times \frac{x_{\text{низ}} - x_e}{x_{\text{верх}} - x_e}, \quad (4.27)$$

где $y_e = f(x_{\text{верх}})$; $x_e = f(y_{\text{низ}})$. Для его определения требуется знать только составы паровой и жидкой фаз на входе и на выходе из колонны, которые можно получить из эксперимента или из расчета разделительной способности колонны. Если реальный коэффициент неравномерности распределения на входе в насадку $f > f_{\text{макс}}$, то всегда будет наблюдаться снижение эффективности разделения по сравнению с расчетным. Предложенный анализ основан на модели двух параллельных колонн, в которых значения отношений расходов жидкости и пара отклоняются от осредненных расходов по всему сечению. При значительной неравномерности орошения и большой высоте насадки концентрации на концах рабочей линии в каждой из колонн приближаются к равновесным значениям, и процесс разделения в области сближения прекращается из-за практически нулевого концентрационного напора. При $(y_e - y_{\text{верх}}) \rightarrow 0$ или $(x_{\text{низ}} - x_e) \rightarrow 0$

наблюдается так называемый *пинч-эффект*, когда в зазор между рабочей и равновесной линией можно вписать бесконечное число ступеней. Для локальной рабочей линии с увеличенным значением L/V этот эффект проявляется в верхней части колонны, а для рабочей линии с уменьшенным значением L/V — в нижней части колонны. Вследствие возникновения пинч-эффекта в любой из параллельных колонн общая их эффективность снижается по сравнению с колонной с равномерным распределением. 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 (малое число теоретических ступеней разделения) допускается большая начальная неравномерность практически без потери эффективности.

Исследование контролируемой неравномерности на входе в колонну в режиме разделения смеси было проведено в работе [295]. Эксперименты по разделению смеси метанол-этанол проводились в колонне диаметром 0.45 м на двух типах насадки с удельной поверхностью 250 и 500 м²/м³. Показано, что форма начального распределения оказывает существенно большее влияние на эффективность разделения, чем плотность точек орошения. Насадки с большей удельной поверхностью сильнее подвержены влиянию начальной неравномерности. В последнее время широкое распространение получают методы математического моделирования течения жидкости по элементам структурированной насадки, позволяющие реализовать в моделях различные виды неоднородностей и их влияние на эффективность разделения [163, 243, 244, 246, 296, 297]. Из анализа литературы следует, что имеется несколько типов неравномерности распределения жидкости в зависимости от природы их возникновения:

- неравномерность распределения, обусловленная начальным орошением насадки из распределителя жидкости;

- неравномерность течения жидкости по элементам насадки, обусловленная геометрическими характеристиками насадки;
- неравномерность распределения вследствие краевых эффектов (повышенный расход жидкости с края насадки, на стенке колонны и повышенный расход пара вследствие малого гидравлического сопротивления в зазоре между краем насадки и стенкой колонны).

В данном разделе приведены результаты исследования влияния угла вращения слоёв насадки на эффективность разделения смеси. Слои насадки устанавливались с углами вращения 20° и 70° . Как было показано выше, угол установки слоёв насадки влияет на растекание жидкости в нижележащих слоях. Эксперименты проводились в колонне диаметром 0.9 м на насадке с удельной поверхностью около $500 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Общая высота насадки составляла 3.3 м. Эксперименты проводились на смеси хладонов R114 и R21 при соотношении мольных расходов жидкости и пара $L/V = 1.7$. При такой величине L/V ввиду близости рабочей линии процесса и равновесной линии для данного состава смеси фреонов эффективность разделения очень чувствительна к равномерности начального орошения. Для выявления влияния характера распределения жидкости в колонне на эффективность разделения смеси предполагалось создавать начальное неравномерное орошение насадки и путем изменения угла вращения слоёв создавать различную степень неравномерности в сечении колонны.

В качестве распределителя жидкости использовался распределитель с прямоугольной структурой расположения точек орошения, 4.29, а. Неравномерность распределения локального расхода жидкости по сечению насадки создавалась путем закрытия отверстий в днище распределителя. Доля закрытых отверстий в одном ряду составляла примерно 10% от общего числа (Рисунок 4.29 б). Устройство управления механизмом блокировки позволяло закрыть один или два ряда отверстий. Блокировка или открытие отверстий осуществлялись в режиме проведения экспериментов, без разборки колонны. Локальный расход

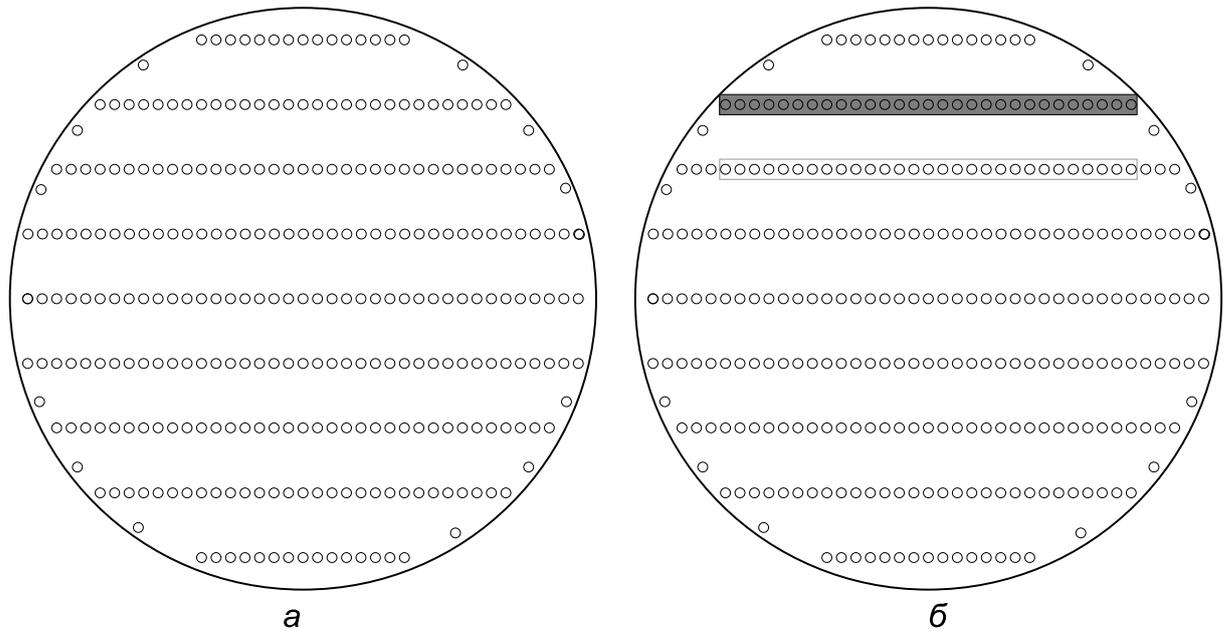


Рис. 4.29. Схема расположения точек орошения в распределителе жидкости: *a* — стандартное расположение; *б* — неравномерное орошение, отверстия одного ряда закрыты.

жидкости под насадкой по сечению колонны измерялся расходомером (стр. 194). Вначале проводилась серия экспериментов при равномерном орошении насадки, затем при сохранении всех внешних условий и режимных параметров проводились эксперименты при неравномерном орошении.

Результаты экспериментов на насадке с углом вращения слоев 70° показаны на Рисунках 4.30 и 4.31. На Рисунке 4.30*a* приведен пример распределения относительного локального расхода жидкости под насадкой при равномерном орошении. В целом по сечению наблюдается достаточно равномерное распределение локального расхода жидкости с одним локальным максимумом и одним локальным минимумом, расположенными в диаметрально противоположных зонах у стенки колонны. В зоне максимума расход примерно на 20% выше среднего, а в зоне минимума примерно на 20% ниже среднего. Закрытие одного ряда отверстий в распределителе жидкости приводит к перераспределению локальных неоднородностей по сечению (Рисунок 4.30*б*). Под насадкой, в месте расположения закрытого ряда отверстий распределителя, наблюдается небольшая зона пониженного расхода. Разница максимальных и минимальных расходов в зонах составляет $\pm 20\%$, как и в случае равномерного орошения.

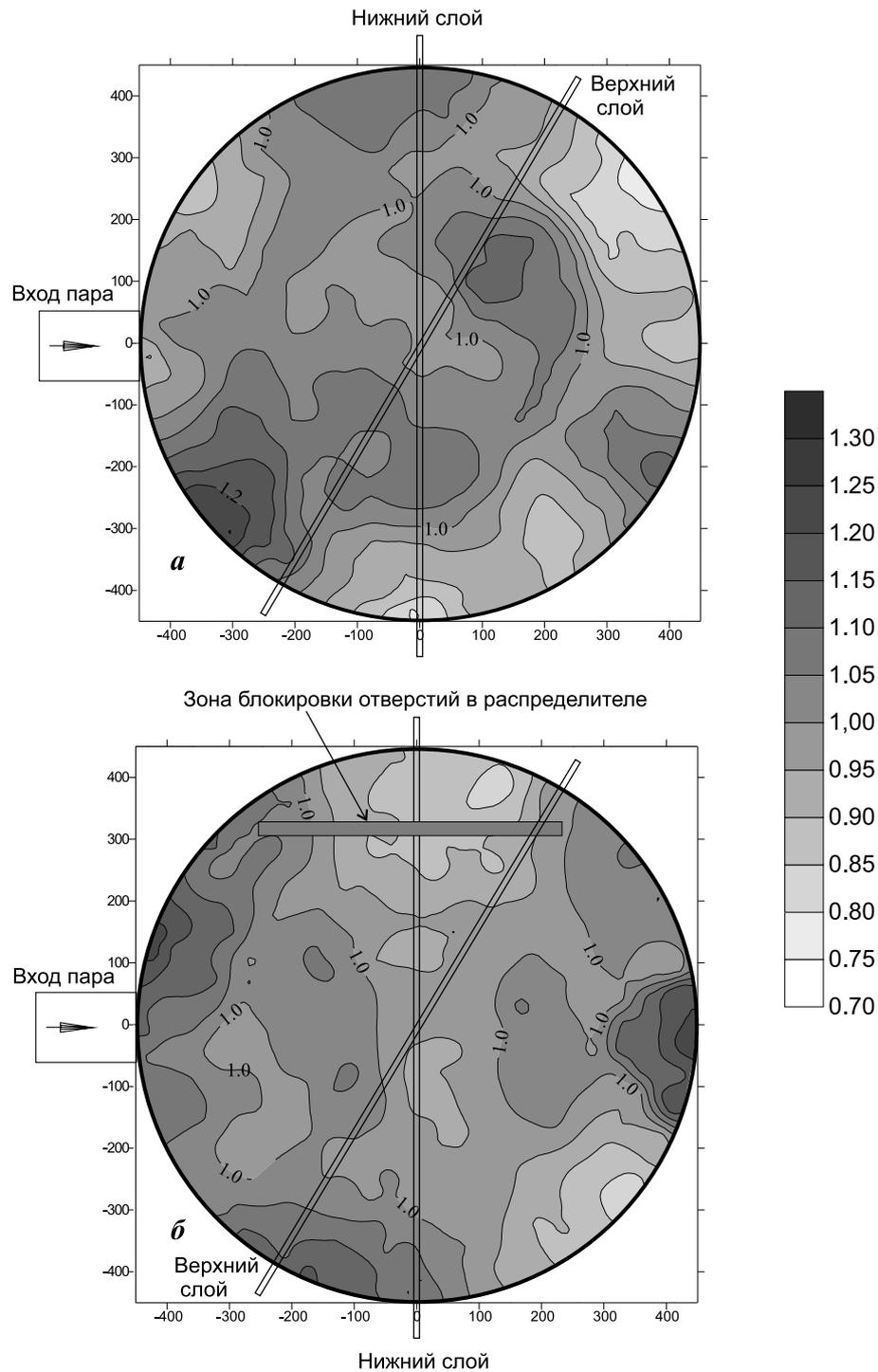


Рис. 4.30. Распределение локального относительного расхода жидкости под насадкой. Угол вращения слоёв 70° ; $K_v = 0.02$ м/с; $C_l = 0.0033$ м/с; *a* — равномерное орошение; *б* — неравномерное орошение, отверстия одного ряда закрыты.

В экспериментах с равномерным орошением насадки с углом вращения слоёв 70° достигалась эффективность разделения, соответствующая 20–24 теоретическим тарелкам на высоте насадки 3.3 м (Рисунок 4.31). Максимальный коэффициент неравномерности, рассчитанный по формуле (4.27), составляет

величину $f_{\text{макс}} \approx 0.05\text{--}0.07$, в зависимости от величины K_v . Следовательно, в экспериментах с начальной неравномерностью распределения жидкости на входе $f = 0.1$, которая задается закрытием одного ряда отверстий в распределителе, должно наблюдаться ухудшение эффективности разделения. По результатам анализа работы установок по разделению воздуха [294] при начальной неравномерности $f = 0.1$ число теоретических тарелок должно уменьшиться на 40–60% по сравнению с расчетным. На Рисунке 4.31 приведены результаты экспериментов с равномерным и неравномерным орошением насадки при закрытии 10% отверстий распределителя. Увеличение ВЕП для неравномерного орошения по сравнению с равномерным орошением составило 30–35%, что близко к приведенной выше оценке. Ухудшение эффективности разделения может

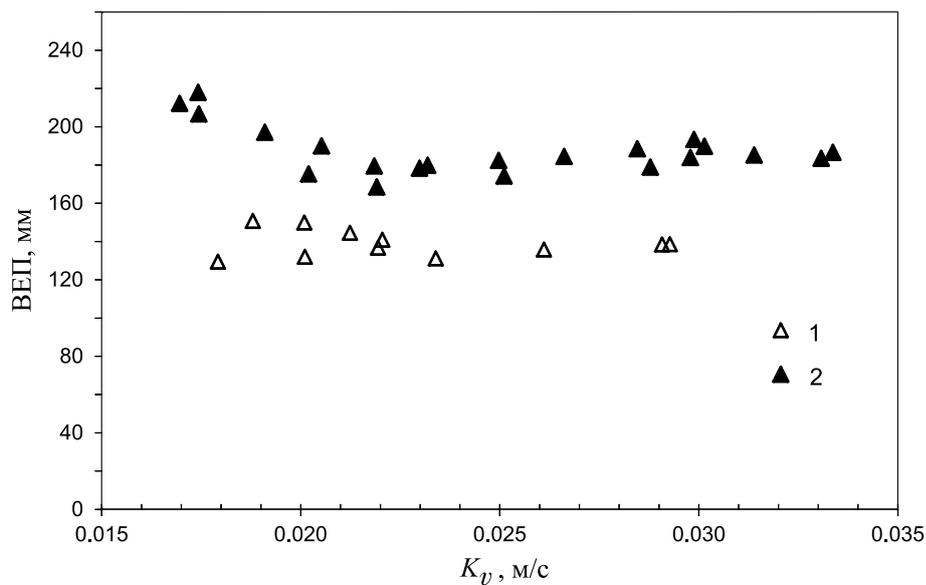


Рис. 4.31. Влияние распределения жидкости на входе на эффективность разделения, $\alpha = 70^\circ$. 1 — равномерное орошение; 2 — неравномерное орошение.

быть результатом влияния как неравномерности орошения, так и уменьшения количества точек орошения. Результаты экспериментов [255], проведенных на 10 слоях насадки Koch 1Y, показали, что уменьшение количества точек орошения в два раза практически не приводит к увеличению высоты единицы переноса при сохранении равномерного распределения их по сечению (Рисунок 4.32). По-видимому, существует некоторый критический размер неорошенной области

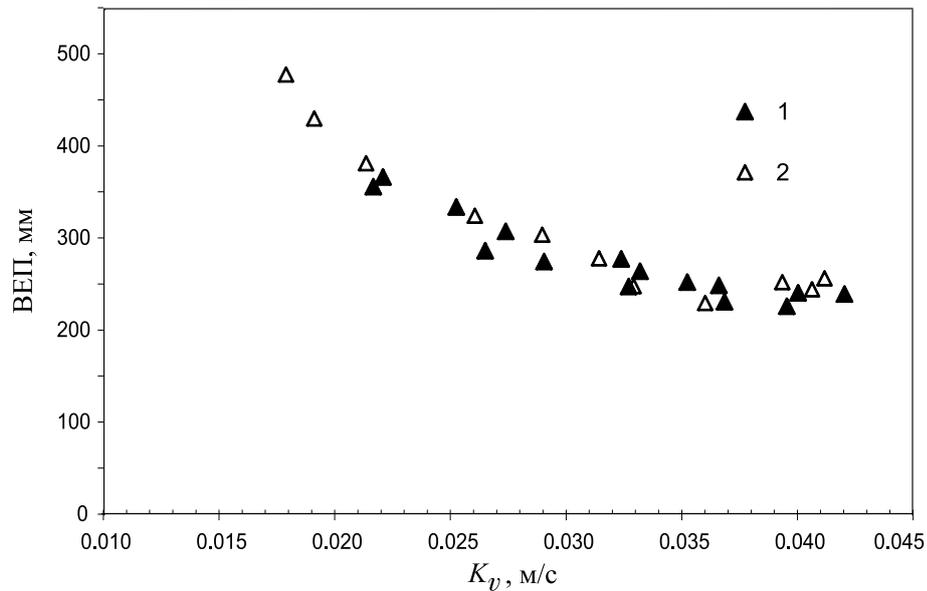


Рис. 4.32. Влияние плотности точек орошения распределителя на эффективность разделения, насадка Koch 1Y, число слоёв — 10, $\alpha = 70^\circ$, $L/V = 1$. \tilde{N} : 1 — 449 м⁻²; 2 — 230 м⁻².

для насадки, который может приводить к развитию неравномерности по высоте насадки и к существенному ухудшению разделительной способности колонны. Многоячеистая модель, предложенная в [243], также предсказывает значительное увеличение ВЕП при неравномерном орошении для смеси фреонов R114 и R21 при полном возврате флегмы для колонны диаметром 0.9 м.

Одной из причин снижения эффективности разделения при неравномерном начальном орошении является уменьшение доли смоченной поверхности в верхних слоях насадки. Некоторые корреляции для доли смоченной поверхности приведены в Приложении (стр. 260). Под заблокированным рядом отверстий распределителя образуется неорошенная зона насадки с несмоченной поверхностью. Глубина этой несмоченной области зависит от продольного и поперечного растекания жидкости по насадке, которое определяется микротекстурой и качеством контактов вершин ребер соседних листов насадки. При больших расходах жидкости происходит более интенсивное перетекание жидкости на соседние листы насадки, поэтому доля несмоченной поверхности уменьшается. Обычно нижележащий слой повернут на угол порядка 90° . В этом случае доля несмоченной поверхности в этом слое будет уменьшаться за счет притока сюда части

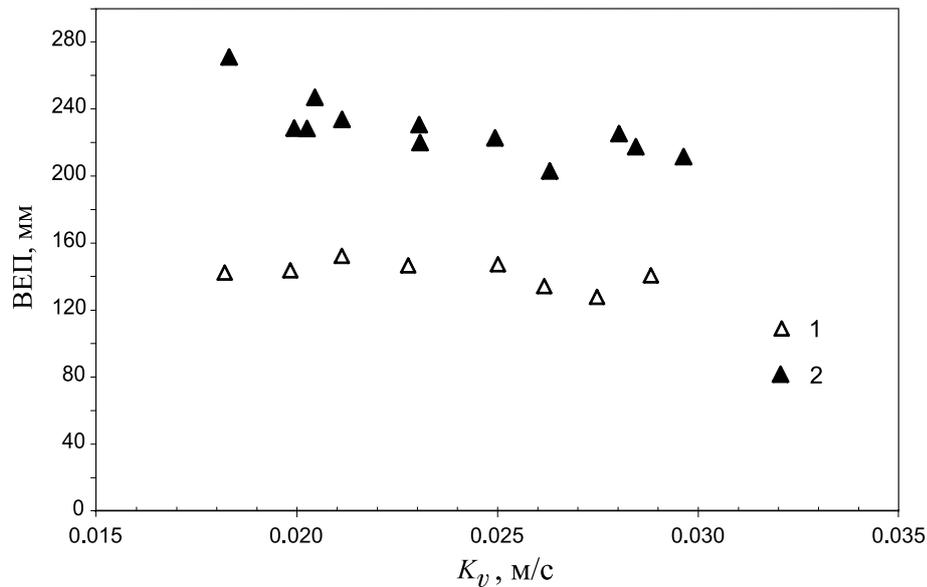


Рис. 4.33. Влияние распределения жидкости на входе на эффективность разделения, $\alpha = 20^\circ$. 1 — равномерное орошение; 2 — неравномерное орошение.

жидкости из орошаемых каналов верхнего слоя. Влияние недоорошения насадки на глубине двух-трех слоев может стать пренебрежимо малым [288, 295]. При угле поворота нижележащих слоев меньше 90° этот эффект уменьшается, поэтому насадка может оставаться несмоченной на большой глубине.

На Рисунке 4.33 показаны результаты экспериментов с равномерным и неравномерным орошением на входе в колонну на насадке с углом вращения слоев 20° . Видно, что при неравномерном орошении высота единицы переноса выросла примерно на 60% по сравнению с равномерным орошением. Как можно видеть на Рисунке 4.34, область с пониженным локальным расходом под насадкой значительно выросла по сравнению с равномерным орошением, она располагается под закрытым рядом отверстий в распределителе. Можно предположить, что в этой половине колонны ввиду малого угла вращения слоев значительная доля поверхности в верхней части колонны оказалась несмоченной. За счет неравномерности орошения и малого угла вращения слоев произошло перераспределение жидкости между двумя условными частями колонны. При больших расходах жидкости значительная часть ее перетекает через вершины ребер насадки преимущественно в вертикальном направлении. Вследствие это-

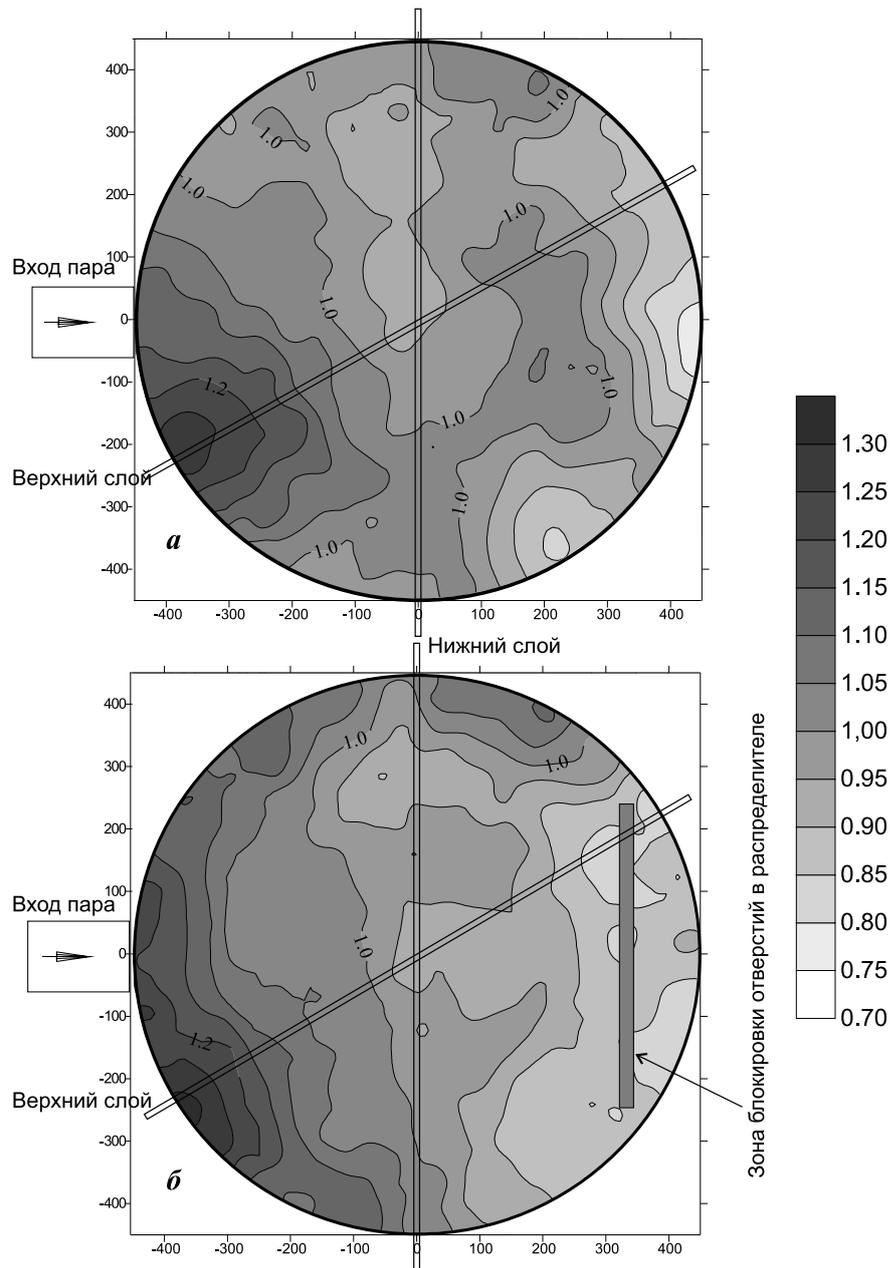


Рис. 4.34. Распределение локального относительного расхода жидкости под насадкой. Угол вращения слоёв 20° ; $K_v = 0.02$ м/с; $C_l = 0.0033$ м/с; *а* — равномерное орошение; *б* — неравномерное орошение, отверстия одного ряда закрыты.

го зона с большим начальным расходом сохраняет свое положение на большой высоте колонны (Рисунок 4.34б). Поскольку распределение расхода пара в сечении колонны на большей части насадки по высоте предполагается равномерным [293], то локальные отношения расходов жидкости и пара L/V в каждой из этих половин изменились. В результате произошло ухудшение общей эффективности разделения по сравнению с равномерным орошением насадки. Влияние нерав-

номерности орошения оказалось сильнее на насадке с малым углом поворота слоев 20° (Рисунок 4.35). Причинами этого могут быть, как отмечалось выше, уменьшение области растекания жидкости на насадке с малым углом вращения, и, соответственно, увеличение доли несмоченной поверхности под распределителем. Такой же эффект сохранения несимметричной неравномерности на входе

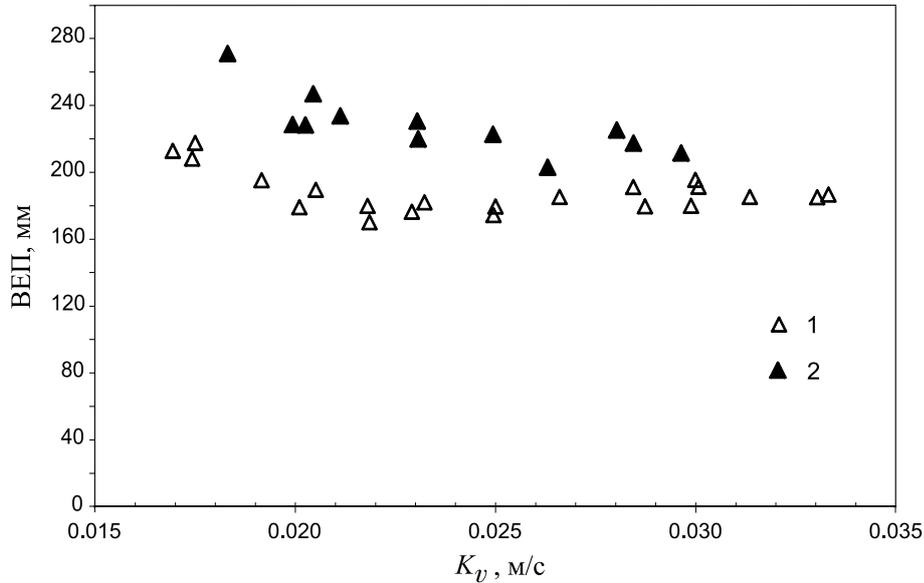


Рис. 4.35. Влияние угла вращения слоев на эффективность разделения при неравномерном орошении насадки: 1 — $\alpha = 70^\circ$; 2 — $\alpha = 20^\circ$.

на большой высоте колонны был показан в работе [243] на основе теоретического моделирования.

Перепад давления на насадке слабо зависит и от угла вращения слоев, и от неравномерности орошения на входе в колонну в исследованном диапазоне изменения параметров (Рисунок 4.36). Аналогичные результаты получены в работе [278] на насадке Mellapak 350Y. По-видимому, в области расходов пара, предшествующих развитию гидравлического кризиса, при такой степени неравномерности распределения жидкости по сечению колонны не происходит существенного изменения взаимодействия фаз при их встречном течении в каналах насадки. В работе [298] показано, что начальная неравномерность в распределении пара также не влияет на перепад давления на насадке в широком диапазоне изменения нагрузки по пару, включая режим захлебывания.

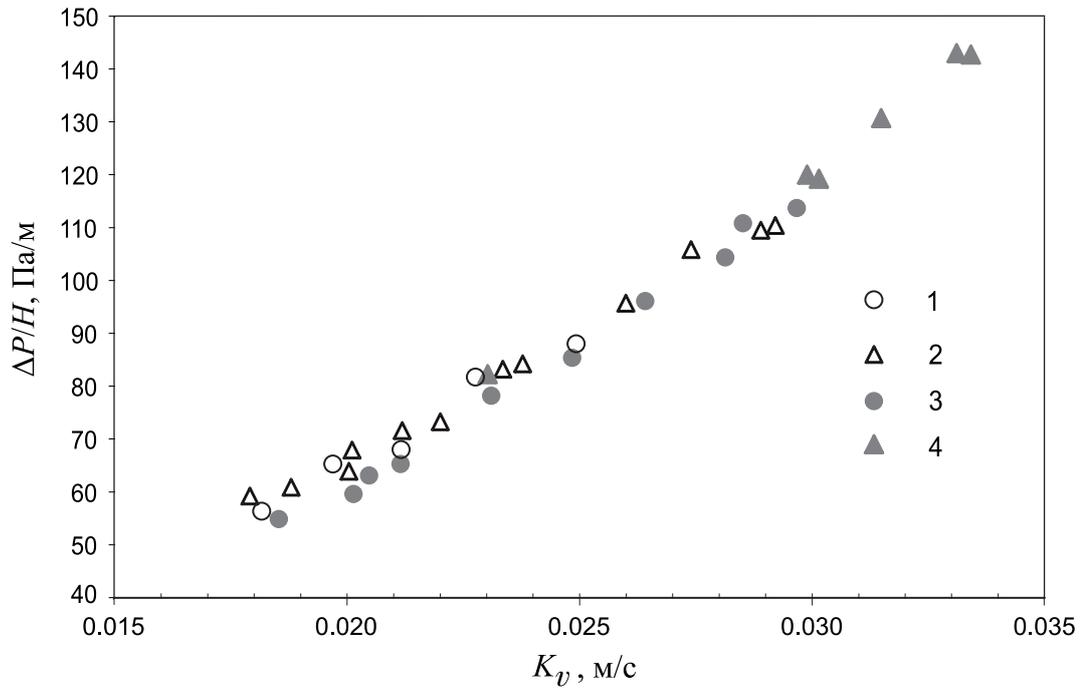


Рис. 4.36. Относительный перепад давления на насадке с удельной поверхностью $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Равномерное орошение: 1 — $\alpha = 20^\circ$; 2 — $\alpha = 70^\circ$. Неравномерное орошение: 3 — $\alpha = 20^\circ$; 4 — $\alpha = 70^\circ$.

В экспериментах по изменению угла вращения слоёв насадки показана взаимосвязь эффективности разделения смеси и распределения локального расхода жидкости по сечению колонны.

В работах [277, 299] показана возможность регистрации неравномерности распределения потоков и состава смеси посредством измерения полей температур по сечению и высоте колонны.

Влияние удельной поверхности насадки

Приведенные выше результаты показывают влияние начальной неравномерности орошения порядка 10% на эффективность разделения смеси на 16 слоях структурированной насадки (высота одного слоя $h_{pe} = 0.21 \text{ м}$) с удельной поверхностью $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$. В работе [278] нами получены результаты по разделению смеси на 19 слоях структурированной насадки Mellapak 350Y компании «Sulzer» как при равномерном орошении, так и при начальной неравномерности 10 и 20%. Начальная неравномерность орошения создавалась, как и в преды-

дущей серии, закрытием одного или двух рядов отверстий в распределителе жидкости (Рисунок 4.29, стр. 221). Насадка имеет большую высоту (4.02 метра по сравнению с 3.3 метра в предыдущих экспериментах), угол вращения слоев 90° , её удельная поверхность $a = 350 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Микротекстура насадки Mellapak имеет форму выступов в отличие от горизонтальных микроребер на насадке с удельной поверхностью $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Сравнение экспериментальных данных, полученных в двух сериях экспериментов, приведено на Рисунке 4.37. Высота единицы переноса ВЕП при рав-

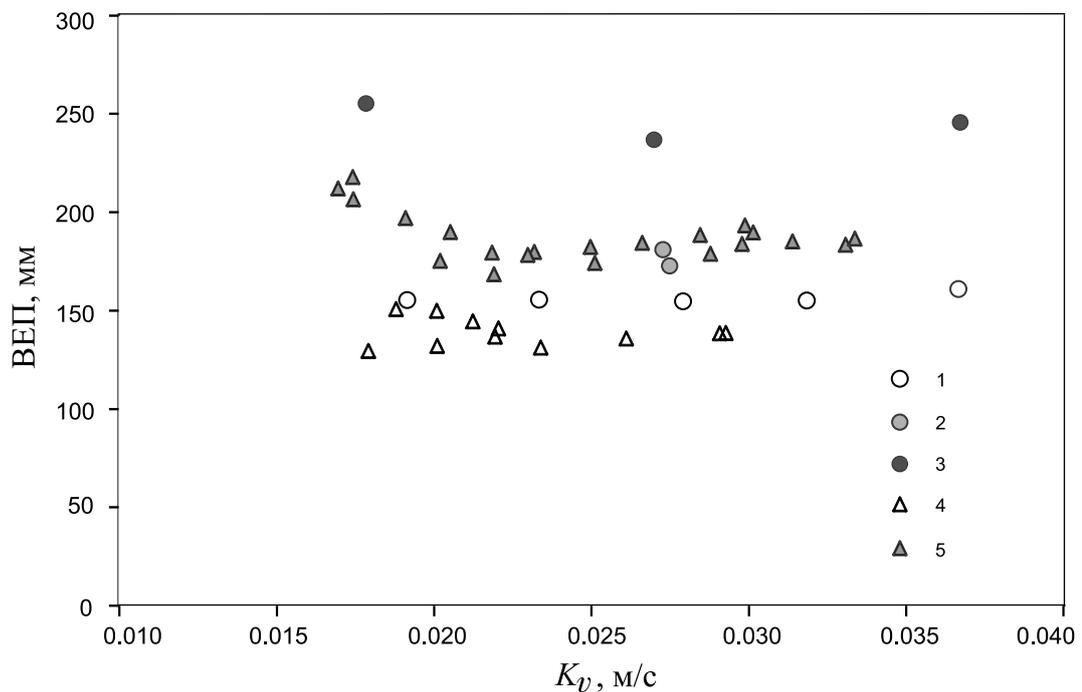


Рис. 4.37. Влияние удельной поверхности насадки на эффективность разделения при неравномерном орошении насадки, $L/V = 1.7$; $a = 350 \text{ м}^2/\text{м}^3$: 1 — равномерное орошение; 2 — неравномерность 10%; 3 — неравномерность 20%; $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$: 4 — равномерное орошение; 5 — неравномерность 10%.

номерном начальном орошении насадки с удельной поверхностью $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$ оказывается ниже, чем для насадки Mellapak 350Y. При уменьшении расхода пара наблюдается незначительное её увеличение. Для насадки с большей удельной поверхностью число Рейнольдса пленки, определяющее локальные коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе, при низких нагрузках по пару становится

ся очень малым, что, по-видимому, является причиной увеличения ВЕП при значениях $K_v < 0.025$ м/с как для равномерного, так и для неравномерного орошения.

При начальной неравномерности орошения 10% величины ВЕП для различных насадок совпадают между собой. По-видимому, уменьшение удельной поверхности насадки компенсируется увеличением угла вращения слоёв, которое способствует выравниванию распределения жидкости по сечению колонны. Однако относительное увеличение ВЕП при этой неравномерности на насадке с удельной поверхностью $a = 500$ м²/м³ оказывается значительно выше, чем на насадке Mellapak 350Y.

Одновременное закрытие двух рядом расположенных рядов отверстий в распределителе жидкости создает неравномерность порядка 20%. Рисунок 4.37 показывает существенное ухудшение эффективности разделения при такой степени начальной неравномерности орошения насадки Mellapak. Если при закрытии 10% отверстий распределителя жидкости высота единицы переноса ВЕП возросла на 15%, то при закрытии 20% отверстий ВЕП возросла более чем на 50%. Как уже отмечалось выше, создание локализованной крупномасштабной зоны неравномерности орошения на входе в колонну приводит к существенному ухудшению эффективности разделения смеси.

Коэффициенты массопередачи в зависимости от числа Рейнольдса пара при равномерном орошении этих насадок показаны на Рисунке 4.38. При больших нагрузках колонны зависимость коэффициентов массопередачи от числа Рейнольдса для структурированных насадок с различной удельной поверхностью примерно одинакова. При числах Рейнольдса меньше 1600 на насадке с удельной поверхностью $a = 500$ м²/м³ наблюдается более сильное уменьшение коэффициента массопередачи. Число Рейнольдса пленки в этом диапазоне расходов пара существенно уменьшается, $Re_f < 40$. На этом рисунке приведено сравнение коэффициентов массопередачи, полученных в экспериментах, с расчетом по уже упомянутым моделям (Приложение на стр. 260). Видно, что коэф-

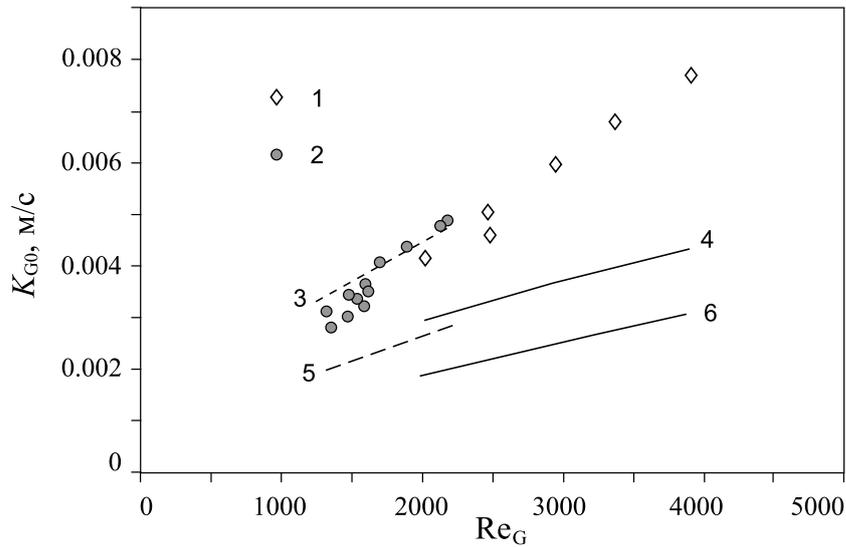


Рис. 4.38. Зависимость коэффициента массопередачи от числа Рейнольдса на насадках с различной удельной поверхностью. 1 — $a = 350 \text{ м}^2/\text{м}^3$; 2 — $a = 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$; 3, 4 — расчет по модели «SRP»; 5, 6 — расчет по модели «Delft».

коэффициенты массопередачи для насадки с удельной поверхностью $a = 350 \text{ м}^2/\text{м}^3$ совпадают с расчетом по модели «SRP» для этой насадки. Модель «Delft» дает существенно заниженные коэффициенты массопередачи для обоих случаев.

4.5. Эффективность разделения смесей на структурированных насадках некруглой формы

4.5.1. Введение

Колонны с разделительными стенками (DWC) являются интенсивно развивающимися системами для разделения многокомпонентных смесей. Они имеют огромный потенциал для энергосбережения и уменьшения капитальных затрат, значительно больший, чем традиционные дистилляционные системы разделения [300]. Начало промышленного строительства отдельных колонн относится к середине 80-х годов, в настоящее время их количество превышает сотни установок [301]. Большая часть публикаций по этой тематике посвящена разработке и анализу термодинамических схем всего технологического цикла разделения многокомпонентных смесей, включая вопросы тепловой интеграции

[241, 242, 302, 303]. Вопросам разработки систем для проектирования и методов расчета процесса массопереноса и гидродинамики в нецилиндрических насадках посвящено значительно меньше работ [304–306]. В литературе отсутствуют данные по эффективности разделения смесей на структурированных насадках в колоннах с некруглым поперечным сечением.

Пример традиционной схемы получения аргона в процессе разделения воздуха посредством криогенной дистилляции показан на Рисунке 4.39*a*. Внутри колонны высокого давления 1 воздух предварительно разделяется на обогащенный азотом поток пара N_2 вверху колонны и на обогащенный кислородом поток жидкости O_2 в нижней части колонны. В колонне низкого давления 2 часть потока отбирается из средней точки и отводится во вспомогательную колонну 11 для получения продукта, обогащенного аргоном Ar . В альтернативной схеме вместо вспомогательной колонны для производства аргона используется колон-

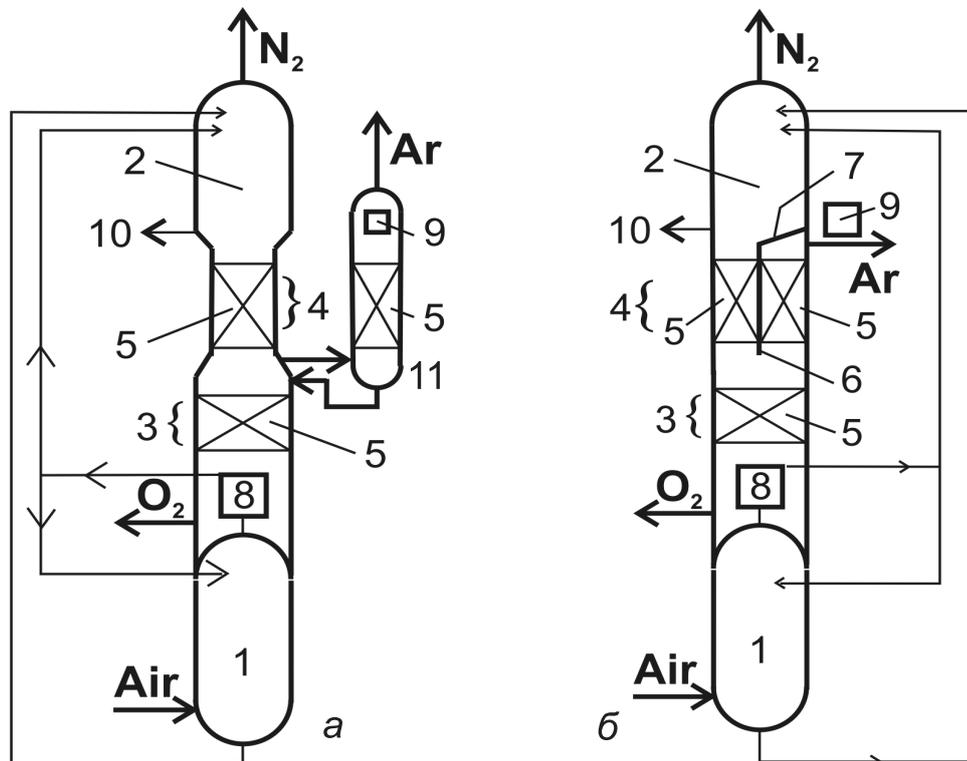


Рис. 4.39. Схема стандартного процесса (а) и альтернативного способа (б) криогенного разделения воздуха на отдельные компоненты [307].

на с разделительной стенкой (Рисунок 4.39б). В этой схеме поток пара в нижней части колонны низкого давления 2 делится на два потока. Первая часть, обогащенная азотом, поднимается вверх колонны, вторая часть направляется в отделенную стенками 6, 7 от основной колонны секцию со структурированной насадкой 5 для получения потока пара, обогащенного аргоном Ar. Главной целью применения такой схемы является уменьшение капитальных затрат и экономия энергии. Первая цель достигается благодаря отсутствию необходимости установки отдельной колонны. Экономия энергии в процессе получения потока, обогащенного аргоном, происходит потому, что этот процесс протекает внутри основной колонны, т. е. термически связан с процессом разделения воздуха.

Конструирование отдельных колонн предполагает разделение внутреннего пространства колонны как минимум на две части с установкой разделительных стенок, а также производство и установку структурированных насадок, имеющих в сечении форму, соответствующую отдельным колоннам. В зависимости от количества разделительных стенок это могут быть сегменты, квадраты, треугольники и т. д. (Рисунок 4.40) [303, 307]. Противоточное течение пара и жидкости в структурированных насадках некруглой формы будет иметь ряд особенностей вследствие наличия угловых зон. Образование вихрей, уменьшение локальной скорости пара, изменение распределения жидкости на коротких листах насадки в угловых зонах могут отрицательно повлиять на эффективность разделения таких насадок. В литературе имеется немного данных по эффективности разделения на насадках некруглой формы, по крайней мере, в открытой печати [307].



Рис. 4.40. Формы поперечного сечения колонн с разделительными стенками.

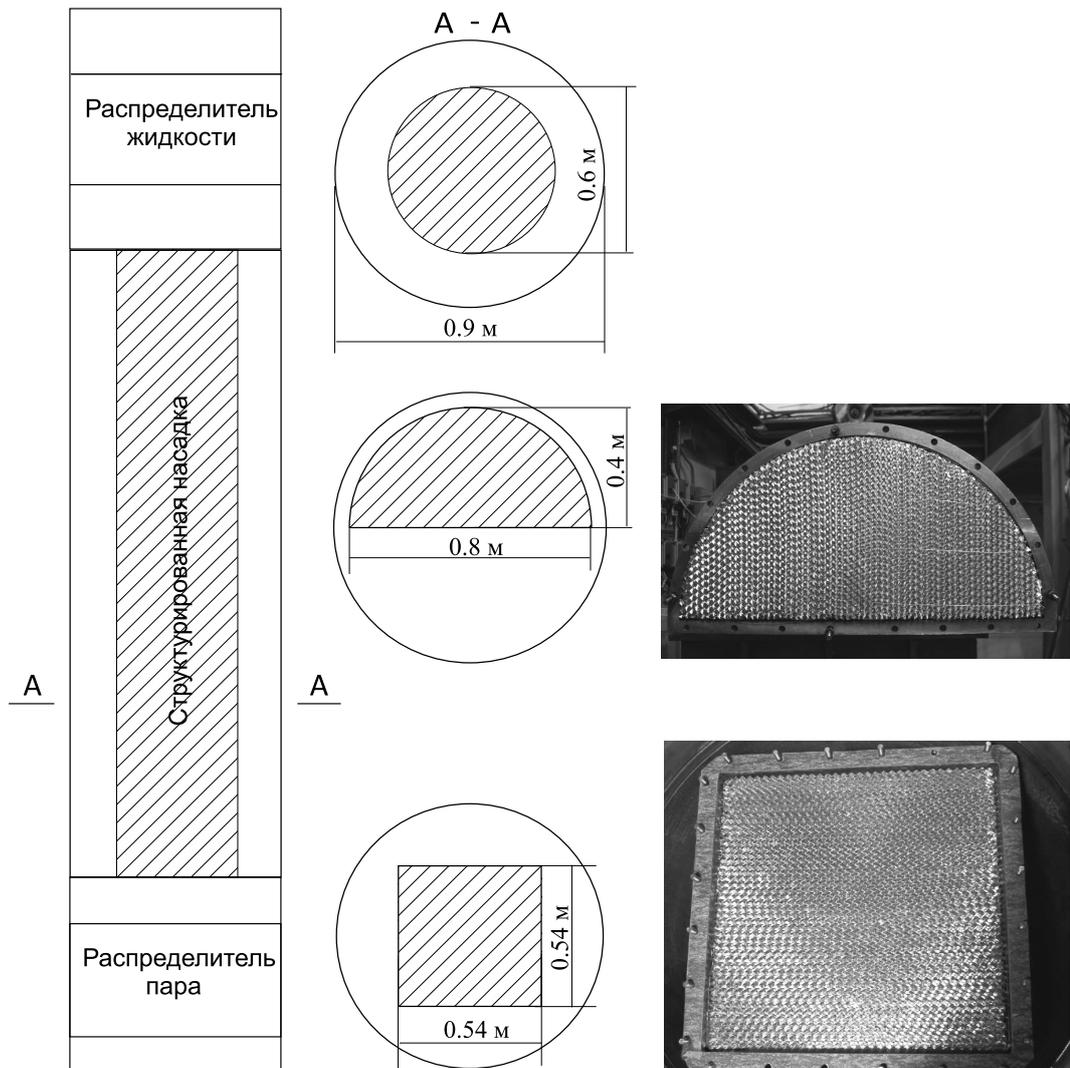


Рис. 4.41. Схема установки вставок с различной формой поперечного сечения в экспериментальную колонну.

В данном разделе приведены результаты исследования разделения смеси хладонов R114 и R21 в полуцилиндрической и квадратной вставках, установленных в экспериментальной крупномасштабной модели ректификационной колонны (Рисунок 4.41). Площади поперечного сечения вставок различной формы близки между собой. Высота насадки в колонне изменялась от 1.2 до 3.2 м, удельная поверхность $\approx 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$. В экспериментах были исследованы насадки с углом наклона ребер 45° и 60° ($h_{pe} = 0.21$ и 0.22 м) соответственно. Угол вращения слоев — 90° . Эксперименты проведены при соотношении мольных расходов жидкости и пара $L/V = 1$ и $L/V = 1.7$. Сравнение результатов приведено с данными, полученными на круглой вставке. В разделе представлены результа-

ты исследования влияния расходов пара и жидкости, высоты насадки на эффективность разделения, гидравлическое сопротивление, распределение локальных потоков жидкости и состава смеси по сечению колонн в стационарных условиях при равномерном орошении насадки.

4.5.2. Влияние формы поперечного сечения колонны на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление

Результаты экспериментов на 11 слоях насадки с удельной поверхностью $\approx 500 \text{ м}^2/\text{м}^3$, с углом наклона ребер 45° в колоннах с различной формой поперечного сечения показаны на Рисунке 4.42. Здесь приведены данные по ВЭТТ и соответствующему перепаду давления на круглой насадке $D = 0.6 \text{ м}$, на полуцилиндрической насадке $D = 0.8 \text{ м}$, и на насадке с квадратной формой поперечного сечения $0.54 \times 0.54 \text{ м}$ при $L/V = 1$ [308–311].

В круглой колонне при малых значениях параметра $K_v = 0.03\text{--}0.05 \text{ м/с}$ величина ВЭТТ с увеличением расхода пара плавно уменьшается (Рисунок 4.42a). При $K_v \approx 0.052 \text{ м/с}$ наблюдается резкий рост ВЭТТ, так называемый «mass transfer flooding». Перепад давления при этом продолжает плавно увеличиваться с увеличением расхода пара. Резкое увеличение перепада давления, свидетельствующее о наступлении гидравлического кризиса, происходит при $K_v > 0.056 \text{ м/с}$, т. е. позднее начала ухудшения массообмена. Величина ВЭТТ при этом значении K_v достигает локального максимума. После наступления гидравлического кризиса происходит увеличение количества жидкости, удерживаемой внутри насадки потоком пара (начало захлебывания [282]). Визуальные наблюдения показывают, что при $K_v \approx 0.06 \text{ м/с}$ из каналов верхнего слоя насадки выбрасываются струйки жидкости. В центре колонны эти струйки поднимаются вверх на 2–3 см. Выходящий из каналов насадки поток пара разбивает струйки на капли, часть капель падает на насадку, а часть более мелких капель уносится в пространство между насадкой и распределителем жидкости. При этих расходах пара струи жидкости из распределителя, ороша-

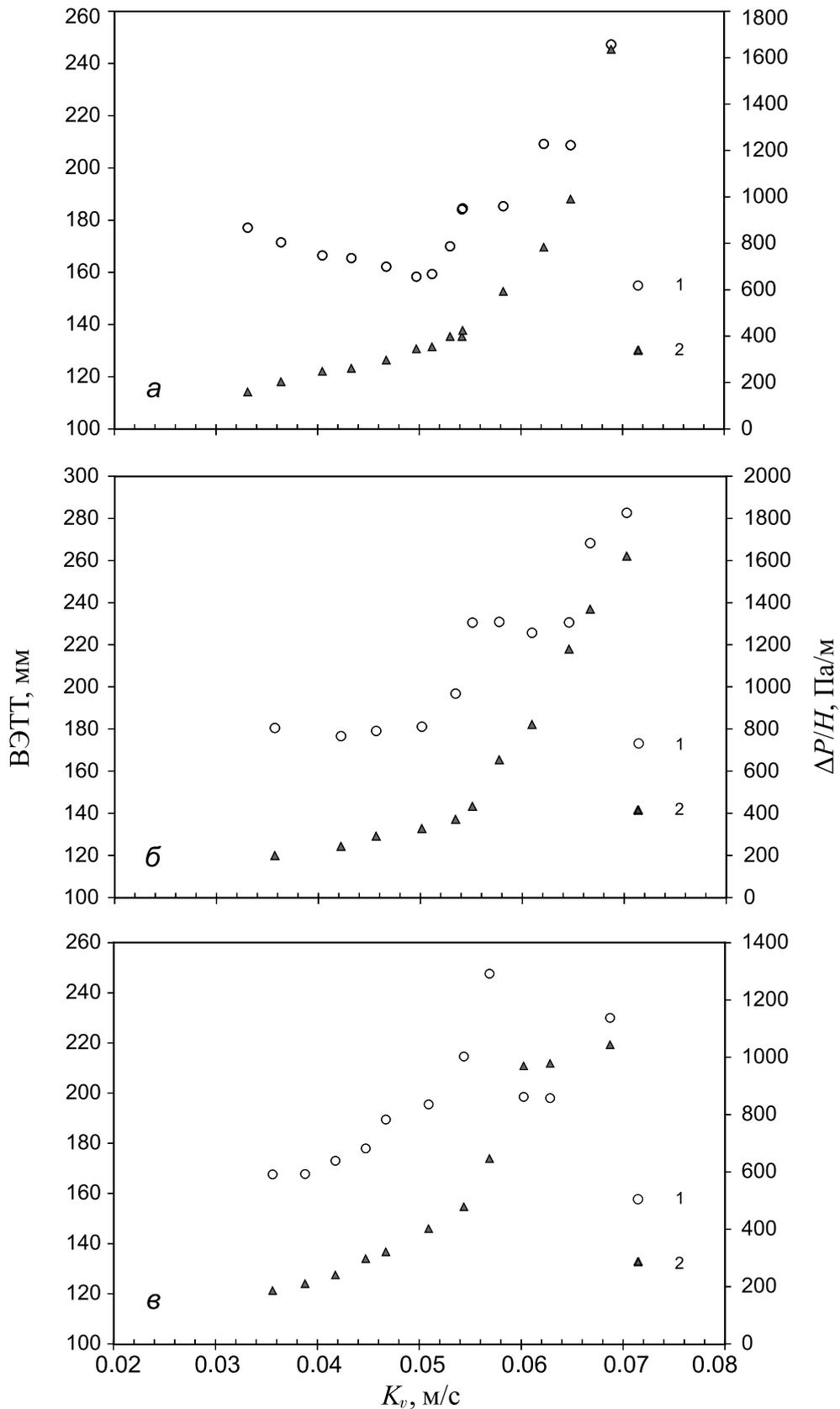


Рис. 4.42. Эффективность разделения на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения, 11 слоёв, угол наклона ребер 45° , $L/V = 1$. 1 — эффективность разделения ВЭТТ; 2 — относительный перепад давления $\Delta P/H$.

a — круглая насадка; *б* — полумоноцилиндрическая насадка; *в* — квадратная насадка.

ющие насадку, также интенсивно разбрызгиваются на высоте 5–10 см от насадки. Зависимость величины ВЭТТ от расхода пара в этой области достаточно сложная. При дальнейшем увеличении K_v до 0.065 м/с количество выносимой из насадки жидкости возрастает настолько, что над насадкой появляется слой жидкости высотой 2–3 см. В результате этого жидкость вверху насадки орошает каждый канал насадки, что, возможно, и является причиной уменьшения величины ВЭТТ в этом диапазоне расходов пара. При дальнейшем увеличении расхода пара вынос жидкости из насадки в верхнюю часть колонны становится настолько велик, что происходит затопление пространства между насадкой и распределителем жидкости и нормальная работа колонны становится невозможной.

В полуцилиндрической колонне при малых значениях параметра $K_v = 0.035 - 0.05$ м/с величина ВЭТТ остается примерно постоянной, на 10–17% выше, чем для круглой насадки (Рисунок 4.42б). Кризис массообмена (резкое увеличение ВЭТТ) начинается при более высоком значении параметра K_v , чем на круглой насадке. При этом же значении параметра K_v на полуцилиндрической насадке развивается кризис гидравлического сопротивления. После наступления кризиса относительный перепад давления постепенно растет с увеличением расхода пара. В диапазоне K_v от 0.055 до 0.065 м/с наблюдается аналогичный локальный максимум ВЭТТ в виде горба, а затем происходит дальнейшее увеличение ВЭТТ. Рост величины ВЭТТ при $K_v > 0.065$ м/с также связан с затоплением насадки в верхней части колонны и выносом большого количества жидкости в пространство между насадкой и распределителем жидкости.

В колонне с квадратной насадкой, начиная со значений $K_v \approx 0.04$ м/с, величина ВЭТТ плавно растет и достигает максимума при $K_v \approx 0.056$ м/с (Рисунок 4.42в). В диапазоне $K_v = 0.06-0.065$ м/с величина ВЭТТ достигает минимума, как и в полуцилиндрической колонне, затем снова наблюдается резкое увеличение ВЭТТ. В этом режиме над верхним слоем насадки также наблюдался выброс струек жидкости из каналов насадки, разбрызгивание вы-

текающих из распределителя струй жидкости. В отличие от круглой насадки, при дальнейшем увеличении K_v до 0.068 м/с слой жидкости над насадкой не наблюдался. Характер зависимости перепада давления от расхода пара вплоть до значения $K_v \approx 0.06$ м/с аналогичен зависимости ВЭТТ от расхода пара. Далее рост перепада давления практически прекращается, как будто в колонне открылись дополнительные каналы для движения пара. Возможно, рост перепада давления с увеличением расхода пара мог возобновиться при существенно больших значениях параметра K_v при полном затоплении верхнего слоя насадки. В квадратной колонне не так четко выражен кризис гидравлического сопротивления, как это наблюдалось в круглой колонне. Возможно, это связано с наличием угловых зон и сложным характером течения паровой фазы в этих зонах.

Сравнение данных по эффективности разделения смеси, полученных на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения, показано на Рисунке 4.43. В узком диапазоне низких значений параметра K_v вели-

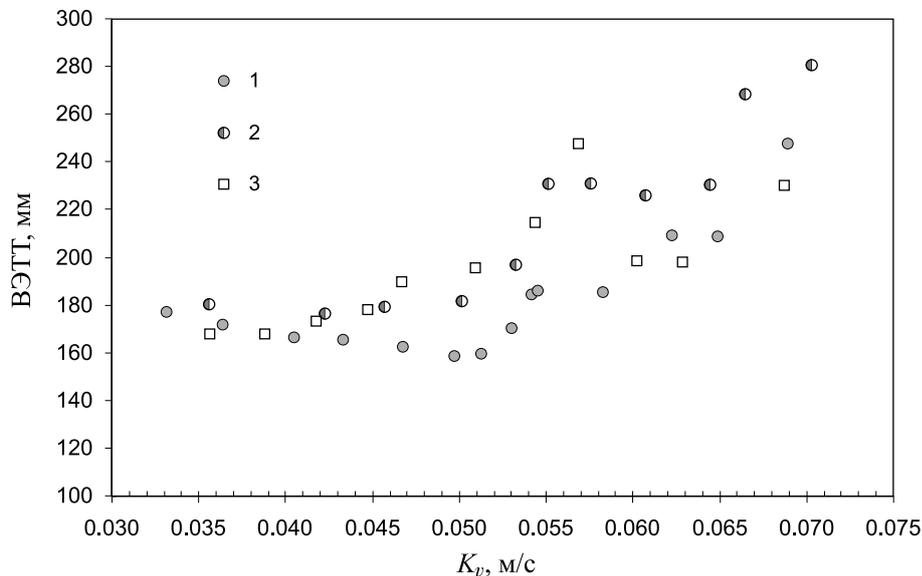


Рис. 4.43. Эффективность разделения на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения. 11 слоёв, угол наклона ребер 45° , $L/V = 1$.

1 — круглая насадка; 2 — полуцилиндрическая насадка; 3 — квадратная насадка.

чина ВЭТТ для всех форм поперечного сечения насадки оказывается примерно одинаковой. При низких значениях расходов пара и жидкости в условиях

их слабого взаимодействия коэффициенты массоотдачи в каждой фазе определяются только их расходами и геометрическими характеристиками насадки. Режим течения паровой фазы, главным образом, зависит от удельной поверхности или гидравлического диаметра каналов насадки. Режим течения жидкой фазы по поверхности структурированной насадки будет определяться в основном характеристиками микротекстуры. Поэтому для одного типа насадки влияние формы поперечного сечения колонны при малых расходах пара может быть несущественным. В режиме захлебывания колонны и выноса жидкости в пространство между насадкой и распределителем жидкости влияние формы сечения колонны также будет несущественным, что и наблюдается в экспериментах при $K_v > 0.065$ м/с.

В диапазоне изменения параметра $K_v = 0.045\text{--}0.066$ м/с наименьшие значения величины ВЭТТ получены на круглой насадке, наибольшие значения — на квадратной насадке. Вид зависимости ВЭТТ от параметра K_v для всех насадок оказывается примерно одинаковым. После начала развития гидравлического кризиса, когда в каналах насадки начинается унос жидкости, появляется локальный максимум ВЭТТ, затем следует незначительное снижение. Последующий рост ВЭТТ связан с наступлением режима захлебывания колонны. Несмотря на незначительное повышение величины ВЭТТ на насадках некруглой формы, эти насадки могут быть конкурентоспособными, поскольку сохраняют свою производительность до более высоких нагрузок по пару и жидкости, чем круглая насадка.

Сравнение данных по перепаду давления на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения показано на Рисунке 4.44. Видно, что до начала развития гидравлического кризиса относительный перепад давления практически не зависит от формы поперечного сечения колонны. Только начиная с $K_v \approx 0.045$ м/с перепад давления на квадратной насадке становится несколько выше. В диапазоне значений параметра $K_v \approx 0.06\text{--}0.068$ м/с, когда над насадкой наблюдается выброс жидкости из каналов, рост перепада давле-

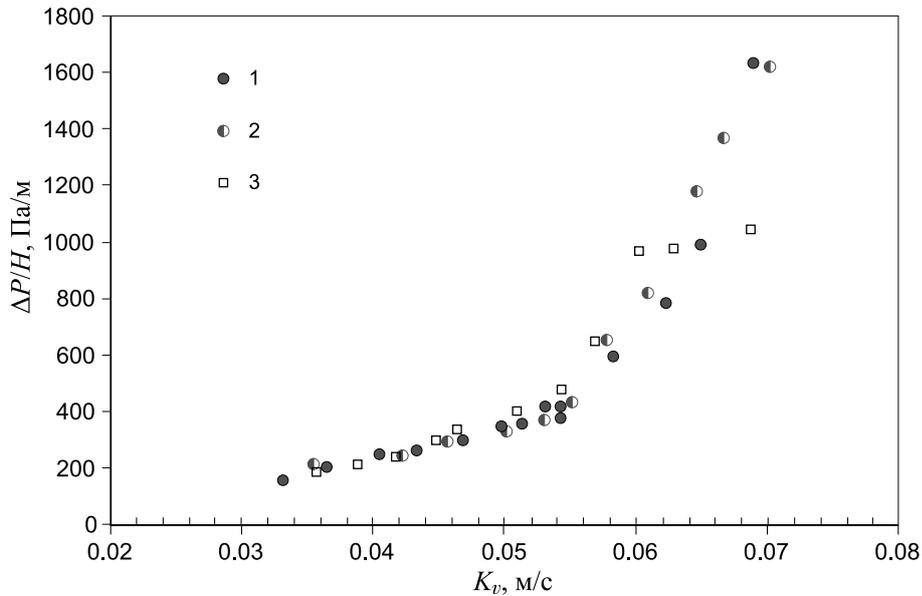


Рис. 4.44. Перепад давления на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения. 11 слоёв, угол наклона ребер 45° , $L/V = 1$.

1 — круглая насадка; 2 — полуцилиндрическая насадка; 3 — квадратная насадка.

ния на этой насадке прекратился. На полуцилиндрической насадке зависимость перепада давления от параметра K_v практически совпадает с аналогичной зависимостью для круглой вставки. Можно отметить, что после наступления гидравлического кризиса, связанного с началом уноса жидкости в каналах насадки, перепад давления на полуцилиндрической насадке несколько выше, чем на круглой насадке вплоть до начала захлебывания. При $K_v \approx 0.07$ м/с в полуцилиндрической колонне перепад давления становится меньше, чем в круглой колонне. Полученные данные по перепаду давления указывают на необходимость исследования влияния локальной структуры потока пара в сечении колонн некруговой геометрии на гидравлическое сопротивление.

4.5.3. Разделение на насадках с различным углом наклона ребер

В данном разделе рассмотрено влияние формы поперечного сечения разделительной колонны на эффективность разделения на структурированных насадках с углом наклона ребер 60° . Эксперименты на этом типе насадки проводились в круглой колонне диаметром 0.6 метра и в квадратной колонне сечени-

ем 0.54×0.54 м при $L/V = 1$. Насадка имеет такую же удельную поверхность $500 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и микроструктуру поверхности в виде мелких горизонтальных ребер. Из-за увеличения угла наклона ребер высота единичного слоя насадки увеличивается, поэтому в колонну устанавливалось по 10 слоёв насадки. Общая высота 10 слоёв насадки с углом наклона ребер 60° была практически равна высоте 11 слоёв насадки с углом наклона ребер 45° .

На Рисунке 4.45 показано сравнение величины ВЭТТ для круглой и квадратной колонн. Величина ВЭТТ для насадки с углом наклона ребер 60° в круг-

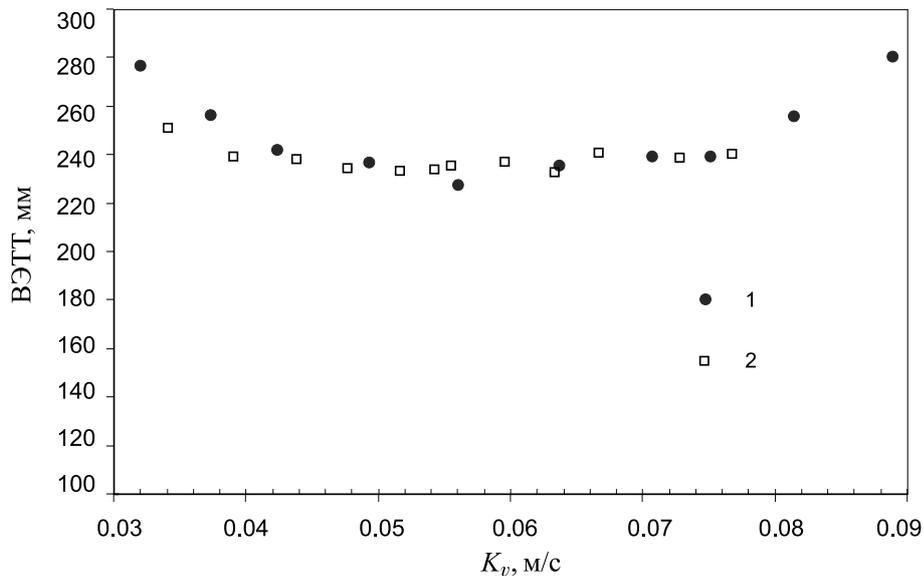


Рис. 4.45. Эффективность разделения на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения. 10 слоёв, угол наклона ребер 60° , $L/V = 1$.

1 — круглая насадка; 2 — квадратная насадка.

лой и в квадратной вставках оказывается практически одинаковой. С увеличением расхода пара в диапазоне $K_v = 0.032\text{--}0.042$ м/с величина ВЭТТ уменьшается, затем наблюдается широкая область с практически постоянной эффективностью разделения. При $K_v > 0.08$ м/с величина ВЭТТ в круглой колонне начинает возрастать. Визуальные наблюдения показывают, что при этих расходах пара из каналов верхнего слоя насадки выбрасываются струйки жидкости. Высота подъема струек или капель жидкости достигала 5–8 см. Поскольку угол наклона каналов насадки достаточно большой, выбрасываемая жидкость практически вся возвращается на верхний слой насадки. Ухудшение разделе-

ния происходит постепенно, в отличие от насадки с меньшим углом наклона ребер.

Относительный перепад давления в круглой и в квадратной колоннах оказался одинаковым во всем диапазоне изменения расходов пара (Рисунок 4.46). Переход к режиму уноса и захлебывания в колонне происходит постепенно, и занимает широкую область по расходу пара от $K_v \approx 0.06$ м/с до $K_v \approx 0.075$ м/с. Проведенные эксперименты показывают, что форма поперечного сечения ко-

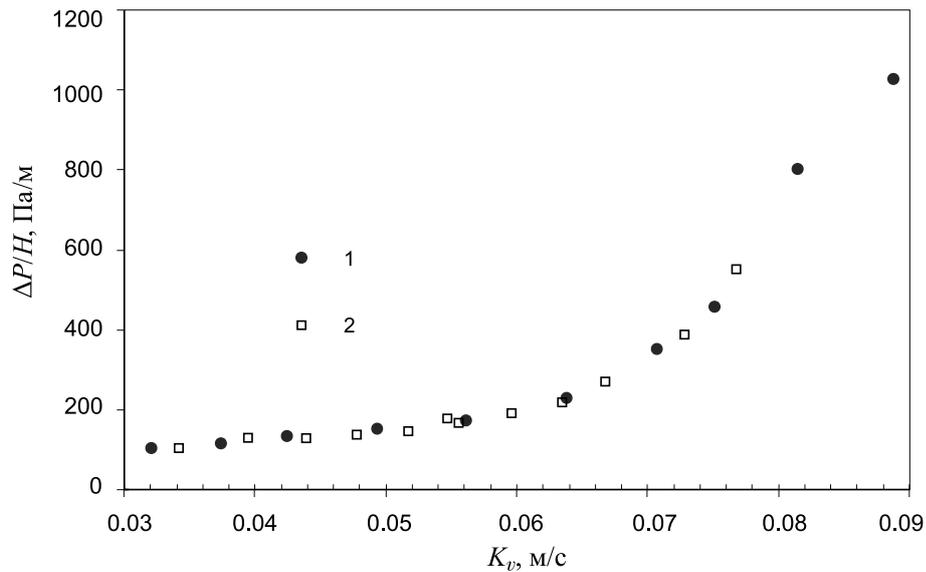


Рис. 4.46. Относительный перепад давления на структурированных насадках с различной формой поперечного сечения. 10 слоёв, угол наклона ребер 60° , $L/V = 1$.

1 — круглая насадка; 2 — квадратная насадка.

лонны не влияет на эффективность разделения и перепад давления на насадке с углом наклона ребер 60° .

Сравнение эффективности разделения и гидравлического сопротивления насадок с разным углом наклона ребер в квадратной колонне приведено на Рисунке 4.47. Эффективность разделения на насадке с большим углом наклона ребер оказалась значительно ниже, чем на насадке с углом наклона ребер 45° . Величина ВЭТТ увеличилась примерно на 40–50%, но при этом во всем диапазоне значений параметра K_v сохраняет примерно постоянное значение. При $K_v > 0.055$ м/с, когда на насадке 45° начинается ухудшение массоотдачи, величина ВЭТТ для насадки 60° начинает колебаться в небольшом интервале.

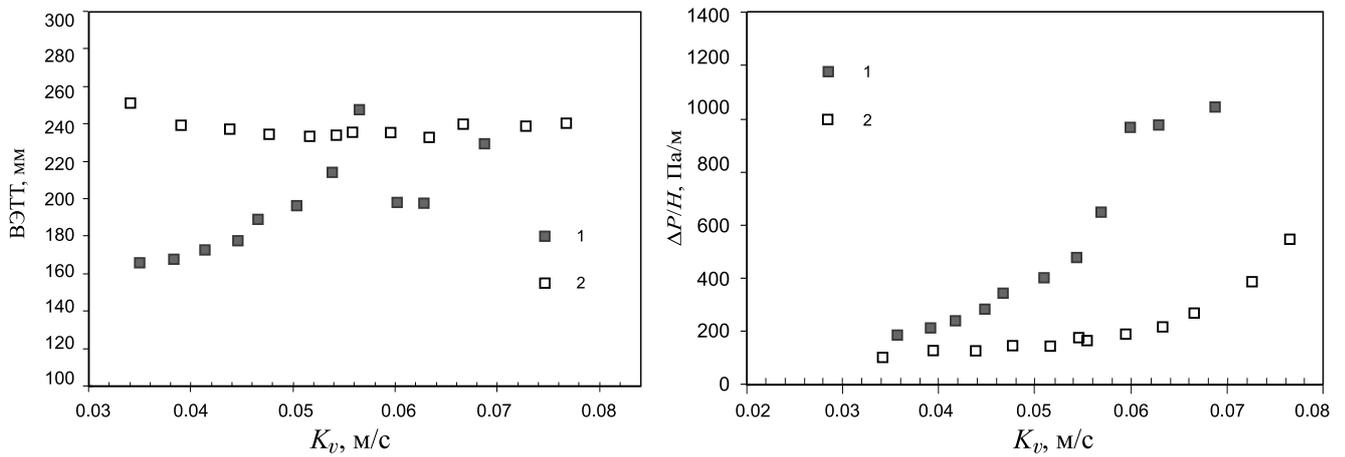


Рис. 4.47. Эффективность разделения и относительный перепад давления на структурированных насадках с различным углом наклона ребер в квадратной колонне.

1 — угол наклона ребер 45° ; 2 — угол наклона ребер 60° .

Кризис массоотдачи на этой насадке в исследованном диапазоне расходов пара не наблюдается. При больших расходах пара величина ВЭТТ становится сравнимой с соответствующими значениями для насадки 45° в круглой и квадратной вставках в режиме захлебывания.

Перепад давления на насадке с углом наклона ребер 60° уменьшился более чем в два раза. Изменение угла наклона ребер и геометрии каналов насадки привело к уменьшению скорости пара в вертикальном направлении и уменьшению угла изменения траектории потока при переходе из нижележащего слоя в верхний (Рисунок 4.6 на стр. 181). Уменьшение скорости пара на 20% может привести к уменьшению потерь на трение примерно в полтора раза. Другими причинами уменьшения перепада давления являются уменьшение вклада, связанного с поворотом потока пара на меньший угол на стыке двух слоев насадки и уменьшение вихревой составляющей потерь на трение в перекрещивающихся каналах. Разница в перепадах давления на насадках с разными углами наклона ребер увеличивается с увеличением расходов пара. Кризис гидравлического сопротивления на насадке с углом наклона ребер 60° начинается при существенно больших значениях параметра K_v , чем насадке с углом наклона ребер 45° .

Сравнение результатов по влиянию угла наклона ребер насадки на эффективность разделения в круглой колонне с данными работы [281] приведено

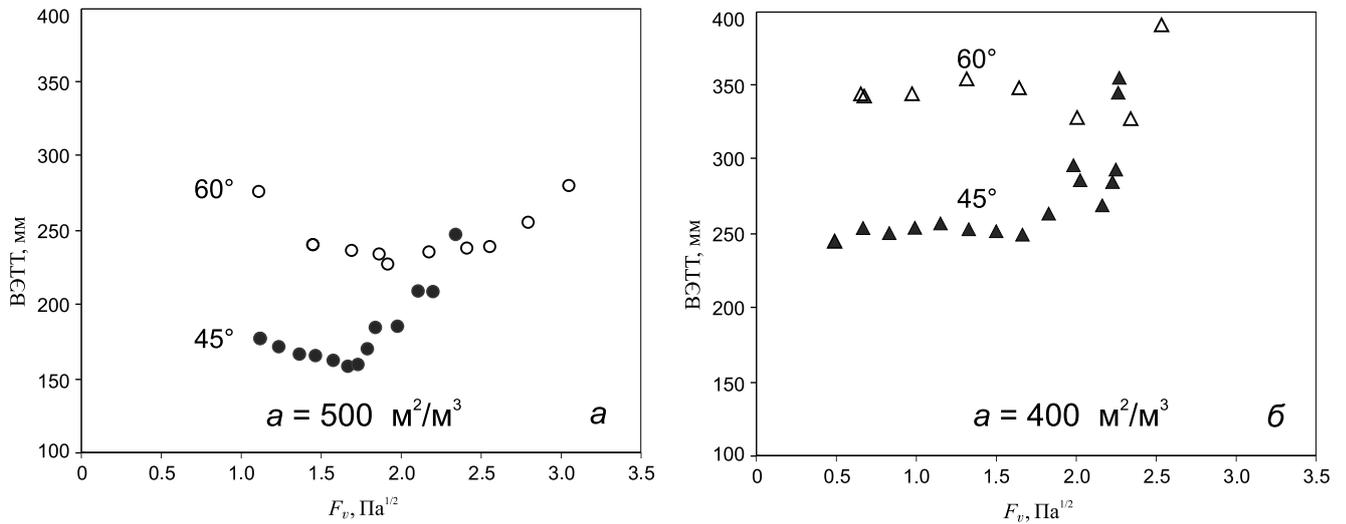


Рис. 4.48. Эффективность разделения и относительный перепад давления на структурированных насадках с различным углом наклона ребер в круглой колонне.

a — результаты автора [311]; *б* — результаты Fair et al. [281].

на Рисунке 4.48. В работе Fair et al. приведены результаты экспериментов на насадке с удельной поверхностью $a = 400 \text{ м}^2/\text{м}^3$ в колонне диаметром 0.43 м высотой 3 м. Увеличение угла наклона ребер на эффективность разделения как в работе автора, так и в работе Fair et al. приводит к значительному ухудшению эффективности разделения. Более высокие значения ВЭТТ в работе Fair et al. получаются в результате уменьшения удельной поверхности и высоты насадки. Характер изменения ВЭТТ от нагрузки колонны по пару F_v одинаков. Ухудшение эффективности разделения на насадке с углом наклона ребер 45° начинается при одинаковом значении F_v -фактора. Далее следует сложная зависимость с локальными максимумами и минимумами ВЭТТ, обусловленная захлебыванием и затоплением насадки. Ухудшение эффективности разделения на насадке с углом наклона ребер 60° в работе Fair et al. начинается при меньшем значении F_v -фактора, чем в настоящей работе.

Сравнение результатов экспериментов в круглой колонне на структурированной насадке с различными углами наклона ребер с расчетными моделями показано на следующих рисунках. В экспериментах наблюдается более сильное влияние угла наклона ребер на эффективность разделения, чем это предска-

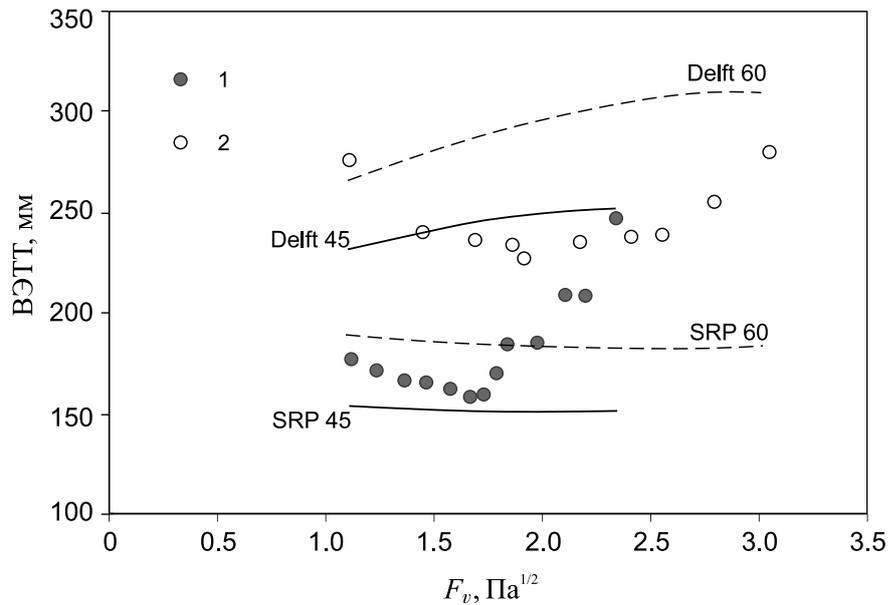


Рис. 4.49. Сравнение экспериментальных данных по эффективности разделения на структурированных насадках с различным углом наклона ребер с расчетными моделями.

1 — угол наклона ребер 45° ; 2 — угол наклона ребер 60° .

зывают обе модели (Рисунок 4.49). Модель «SRP» удовлетворительно предсказывает нижнюю границу диапазона изменения величины ВЭТТ для насадки с углом 45° , а модель «Delft» — верхнюю границу. Экспериментальные значения ВЭТТ для насадки с углом 60° лежат в промежутке между расчетными зависимостями «SRP» и «Delft». Ухудшение массоотдачи на насадке с углом наклона ребер 45° начинается при меньшей нагрузке по пару, чем резкий рост перепада давления, а на насадке с углом наклона ребер 60° при большей нагрузке (Рисунки 4.49, 4.50). Ухудшение эффективности разделения в режимах от начала подвисяния жидкости в каналах насадки и далее, вплоть до затопления насадки, не учитывается в приведенных моделях. Характер изменения перепада давления с изменением расхода пара верно предсказывается обеими моделями (Рисунок 4.50). В области до начала гидравлического кризиса более близкие результаты дает модель «SRP», а при больших расходах пара — модель «Delft». Начало гидравлического кризиса практически совпадает с расчетом по моделям — $F_{G,lp} = 1.9 \text{ Па}^{1/2}$ для насадки с углом наклона ребер 45° и $F_{G,lp} = 2.15 \text{ Па}^{1/2}$ для насадки с углом наклона ребер 60° .

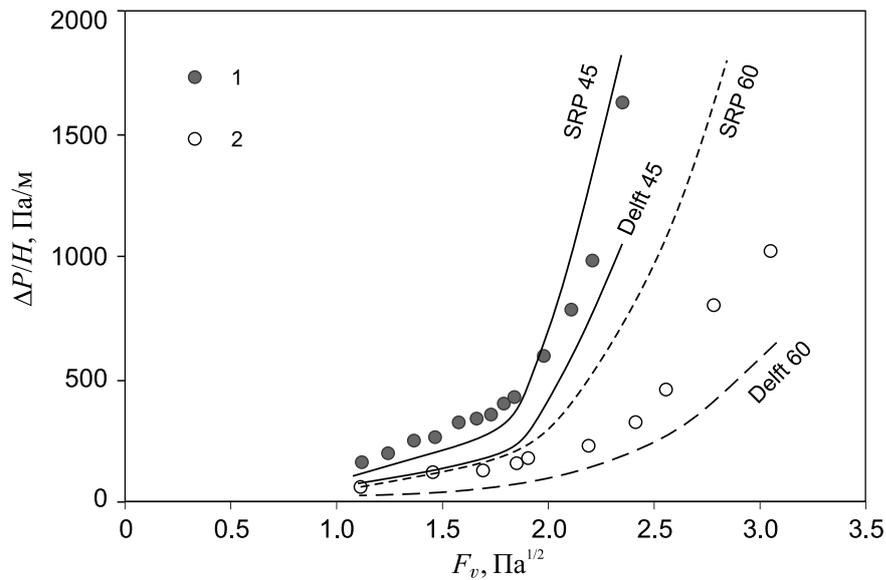


Рис. 4.50. Сравнение экспериментальных данных по перепаду давления на структурированных насадках с различным углом наклона ребер с расчетными моделями.

1 — угол наклона ребер 45°; 2 — угол наклона ребер 60°.

Для иллюстрации взаимосвязи эффективности разделения смесей на структурированных насадках с распределением потоков жидкой и паровой фаз по сечению далее будут приведены топограммы локального расхода жидкости под насадкой в колоннах с различной формой поперечного сечения (Рисунок 4.51). Данные приведены в виде удельного расхода q [см³/(см²·с)]. Для структурированной насадки с углом наклона ребер 45° распределение жидкости по сечению в круглой колонне характеризуется повышенным расходом в центральной части и пониженным расходом в пристенной зоне. Резкое уменьшение расхода начинается с расстояния от центра, равного примерно 2/3 радиуса колонны. В полукруглой колонне зона повышенного расхода жидкости сосредоточена в центральной части сечения, в углах колонны локальный расход жидкости резко уменьшается. С увеличением расхода жидкости размер зоны локального максимума расхода уменьшается, степень неравномерности расхода увеличивается. В квадратной колонне при данных расходах пара и жидкости зоны уменьшенного расхода расположены вдоль стенок, их размер порядка 70 мм. В центральной части колонны располагается область достаточно ровного расхода с несколькими локальными максимумами.

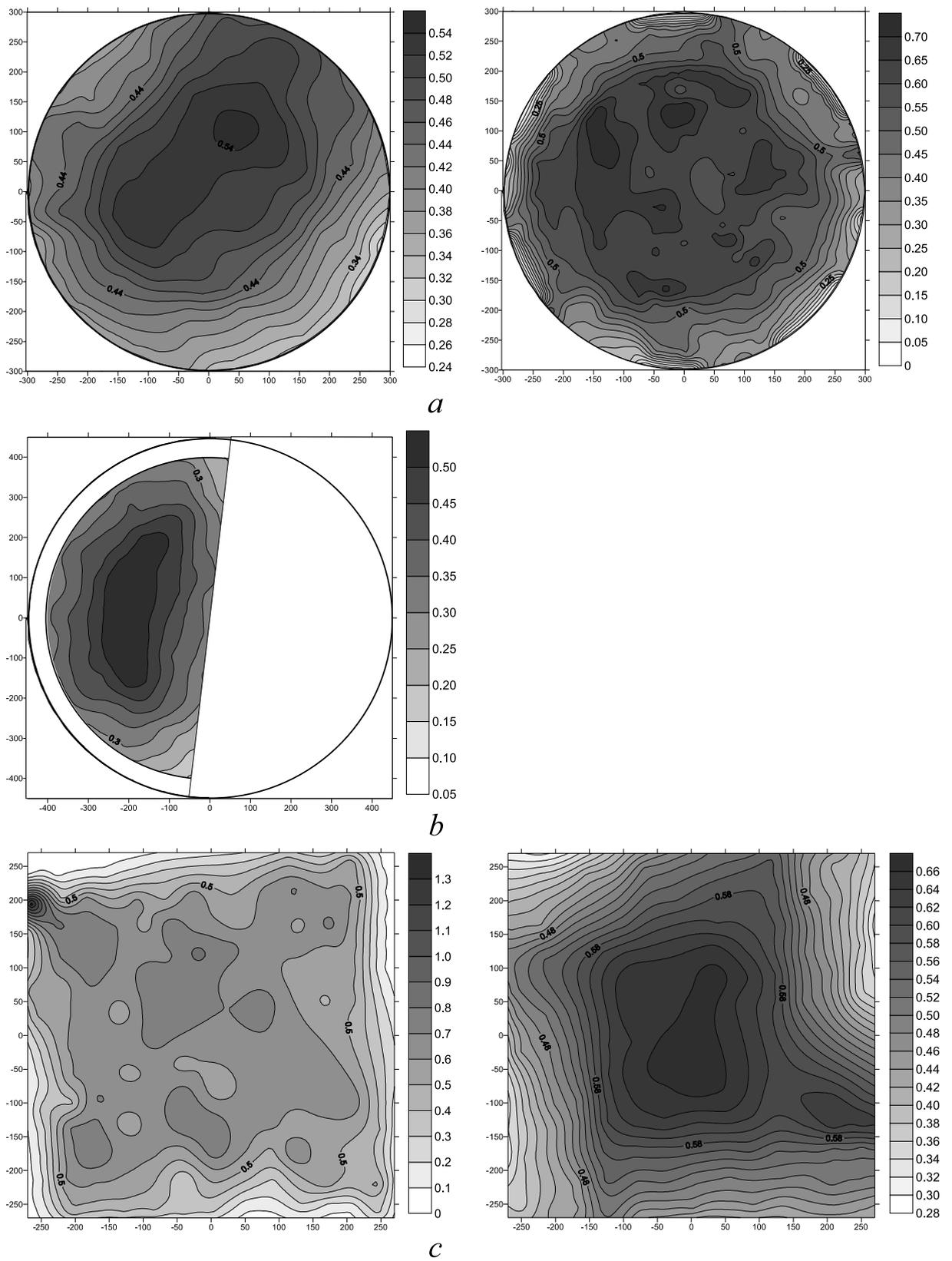


Рис. 4.51. Распределение локального расхода жидкости под насадкой с различными углами наклона ребер: 45° (слева), $K_v = 0.046\text{--}0.049$ м/с; 60° (справа), $K_v = 0.054\text{--}0.056$ м/с.

a — круглая вставка; *b* — полуклиндрическая вставка; *c* — квадратная вставка.

Для насадки с углом наклона ребер 60° в круглой колонне зона с равномерным расходом жидкости в центральной части сечения увеличилась по сравнению с насадкой с углом наклона ребер 45° . Форма этой зоны с повышенным расходом стала близка к форме сечения колонны. В квадратной колонне также наблюдается близкая к квадратной форма зоны с максимальным расходом в центральной части сечения. Однако размер этой зоны на насадке уменьшился по сравнению с насадкой с меньшим углом наклона ребер. Распределение концентрации летучего компонента в жидкой фазе на выходе из насадки также характеризуется наличием крупномасштабных зон с максимумом и минимумом в углах колонн. Как правило, максимумы концентрации летучего компонента находятся в зонах пониженного расхода жидкости. Особенно это характерно для насадки в форме сегментов и квадратов.

Характер распределения жидкости даже для одного типа насадки может изменяться в зависимости от высоты насадки, угла вращения слоёв, расходов жидкости и пара, начального орошения, а также других факторов [255, 256, 278]. В распределении могут появляться локальные максимумы и минимумы расхода. Предсказать характер распределения локальных параметров на данном этапе практически невозможно. Можно предположить, что увеличение угла наклона ребер насадки будет способствовать увеличению расхода жидкости в центральной части сечения. Но в то же время, пар также будет стремиться течь в более вертикальном направлении, оказывая влияние на распределение жидкости.

Изменение локального расхода жидкости и состава смеси под насадкой отражает изменения распределения потоков жидкости и пара внутри структурированной насадки. Результаты измерения распределения состава смеси внутри насадки в различных сечениях по высоте колонны приведены в работе [277]. Методика измерения распределения состава смеси в сечении колонны посредством измерения поля температур в жидкой фазе приведена в [299]. Для измерения распределения поля температур в нескольких сечениях устанавлива-

ются миниатюрные датчики (16 в каждом сечении). Затем осуществляется пересчет измеренной температуры жидкой фазы в локальную концентрацию в предположении, что жидкая фаза находится на линии насыщения (см. например Рисунок 3.8 на стр. 119). Данные по распределению температуры внутри колонны показывают, что перепад температуры в одном сечении соизмерим с общим перепадом температур между верхом и низом колонны. Это означает, что диапазон изменения концентрации летучего компонента по сечению колонны также сопоставим с разностью концентраций между верхом и низом колонны. Неравномерное распределение состава смеси по сечению приводит к тому, что движущая сила процесса в разных зонах колонны и по сечению, и по высоте, оказывается существенно неодинаковой, что приводит к снижению интегральной эффективности разделения смеси.

4.5.4. Влияние режимных и технологических параметров на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне

Исследование влияния отношения мольных расходов жидкости и пара на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне особенно важно для отдельных колонн, поскольку состав смеси и расходы фаз по обе стороны разделительных стенок определяются технологической схемой процесса. В отличие от случая полного возврата флегмы при $L/V \neq 1$ одни и те же данные по эффективности разделения, а также по перепаду давления, будут выглядеть по-разному в зависимости от расхода пара и от расхода жидкости (Рисунке 4.52). Ухудшение эффективности разделения при $L/V = 1$ начинается при большем расходе пара, но меньшем расходе жидкости, чем при $L/V = 1.7$. Высота единицы переноса ВЕП (так же, как и ВЭТТ) для $L/V = 1.7$ оказывается меньше в области плато, чем для $L/V = 1$. По всей видимости, это связано с изменением локальных коэффициентов массоотдачи жидкой и паровой фаз при изменении соотношения их расходов. Влияние изменения скорости жидкой фазы на локальный коэффициент массоотдачи паровой фазы может сказываться через

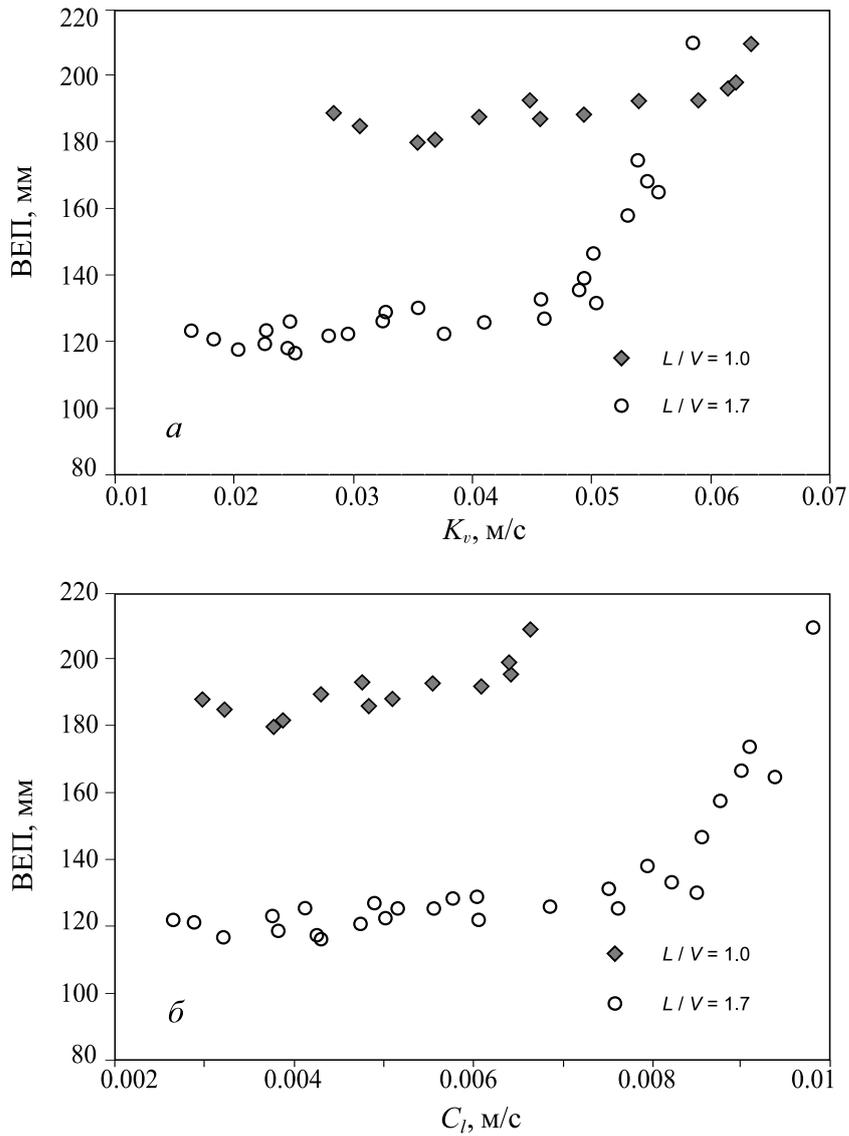


Рис. 4.52. Влияние отношения расходов пара и жидкости на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне; 6 слоёв, угол наклона ребер 45° .

изменение их относительной скорости в единичном канале структурированной насадки.

На Рисунках 4.53 и 4.54 показано сравнение с расчетными моделями полученных данных по влиянию L/V на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне. Модель «SRP» дает близкие, но заниженные значения ВЭТТ и ВЕП по сравнению с экспериментом для $L/V = 1$. Для $L/V = 1.7$ эта модель дает завышенные примерно на 25% значения ВЭТТ и ВЕП по сравнению с экспериментом. Модель «Delft» дает существенно завышенные значения ВЭТТ и ВЕП для всех значений отношения расходов жидкости и пара. Ни од-

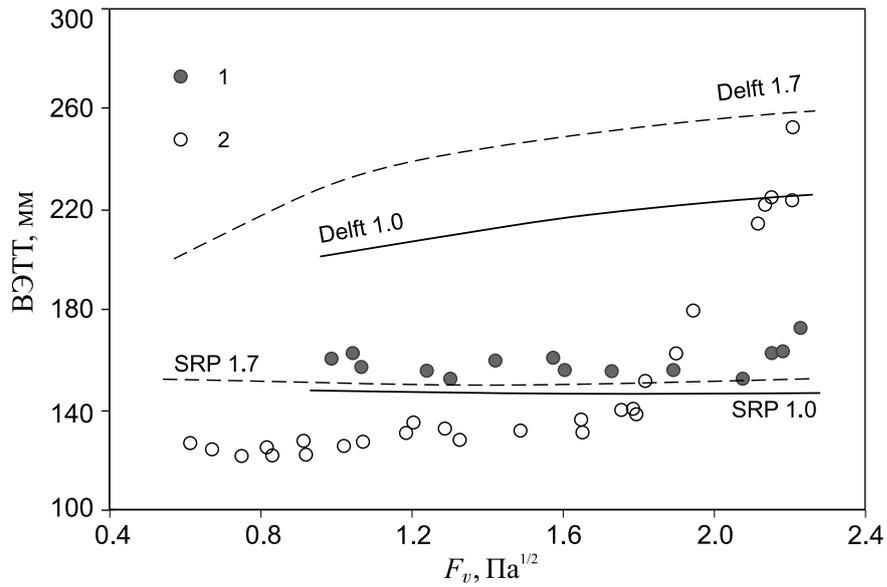


Рис. 4.53. Сравнение экспериментальных данных по влиянию L/V на эффективность разделения (ВЭТТ) в полуцилиндрической колонне с расчетными моделями.

1 — $L/V = 1.0$; 2 — $L/V = 1.7$.

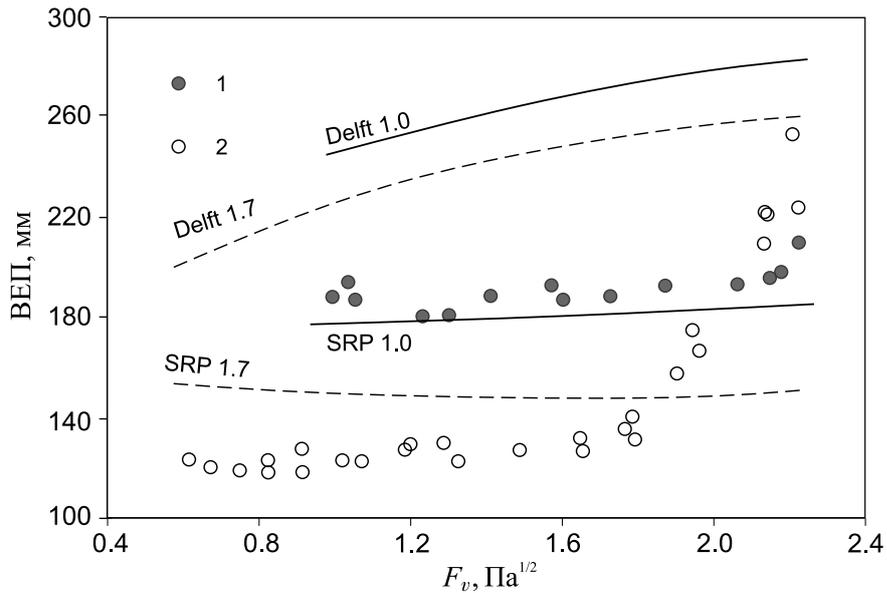


Рис. 4.54. Сравнение экспериментальных данных по влиянию L/V на эффективность разделения (ВЕП) в полуцилиндрической колонне с расчетными моделями.

1 — $L/V = 1.0$; 2 — $L/V = 1.7$.

на из моделей не предсказывают ухудшения эффективности разделения после начала гидравлического кризиса. Кроме того, расчеты по представленным моделям показывают различное влияние L/V на величины ВЭТТ и ВЕП. Модель «Delft» дает значительное возрастание ВЭТТ при изменении L/V от 1 до 1.7, в

то время как результаты экспериментов показывают обратную зависимость. Характер изменения ВЭП с увеличением L/V одинаков и в экспериментах, и в моделях (Рисунок 4.54). В данном случае уменьшение высоты единицы переноса ВЭП при увеличении отношения L/V может быть объяснено ростом локальных коэффициентов массоотдачи жидкой фазы при увеличении расхода жидкости (формула (4.28) Приложения.)

Величина ВЭТТ в моделях рассчитывается по зависимости (4.22), в которую входит параметр распределения λ . Ввиду нелинейной зависимости параметра распределения от состава смеси при моделировании необходимо делить колонну на несколько сегментов по высоте, как это делается в более сложных моделях (Рисунок 4.18) [271].

Данные по перепаду давления, полученные в экспериментах с различным отношением L/V , показаны на Рисунке 4.55. При одном и том же расходе пара в

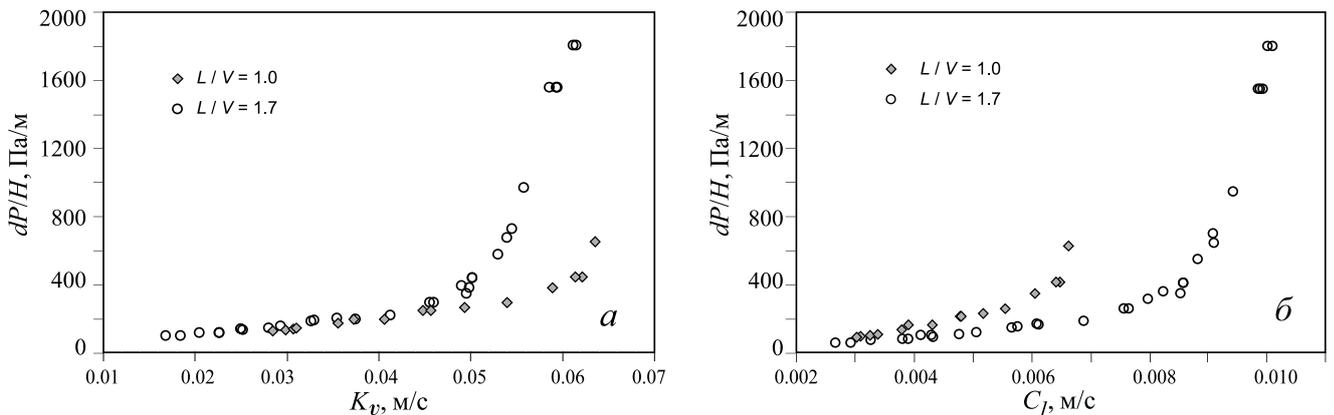


Рис. 4.55. Влияние отношения расходов пара и жидкости на относительный перепад давления в полуцилиндрической колонне.

области больших значений параметра K_v , перепад давления возрастает с увеличением L/V . Чем больше расход жидкости в канале, тем при меньшем расходе пара начинается кризис гидравлического сопротивления [61, 312]. При одинаковом расходе жидкости (параметр C_l) расход пара в случае $L/V = 1$ более чем в полтора раза выше, чем при $L/V = 1.7$, поэтому на правой части Рисунка 4.55 перепад давления тоже значительно выше в области, предшествующей кризису гидравлического сопротивления. Коэффициент сопротивления, рассчитанный

по формуле (4.26) для этих данных, показан на Рисунке 4.56 в зависимости от числа Рейнольдса паровой фазы [308]. В этих координатах коэффициенты сопротивления для различных соотношений между расходом жидкости и пара в предкризисной области совпадают между собой. Кризис гидравлического сопротивления для $L/V = 1.7$ начинается раньше, чем для $L/V = 1$. Сравнение результатов экспериментов по измерению перепада давления в полуцилиндри-

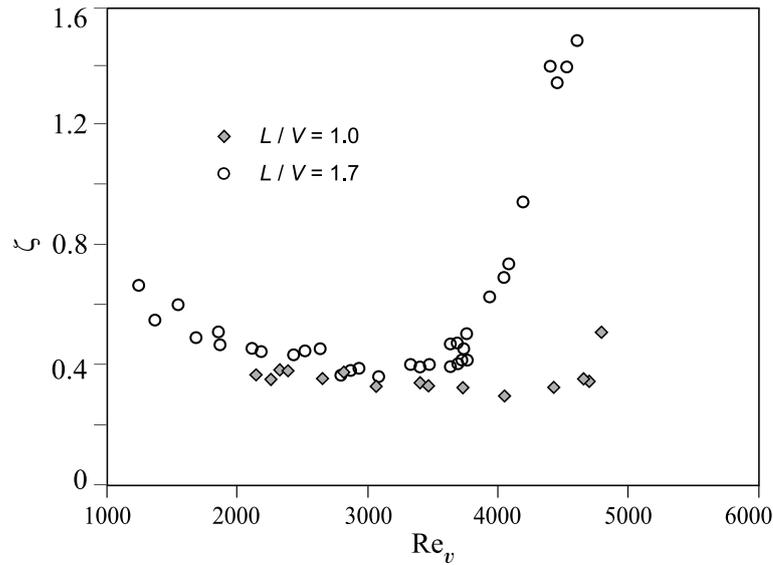


Рис. 4.56. Влияние отношения расходов пара и жидкости на коэффициент сопротивления насадки в полуцилиндрической колонне.

ческой колонне с расчетными моделями показано на Рисунке 4.57. Характер изменения перепада давления с изменением расхода пара верно предсказывается обеими моделями, но более близкие результаты в области до начала гидравлического кризиса дает модель «SRP».

Аналогичные результаты по влиянию отношения расходов жидкости и пара на эффективность разделения были получены нами в работе [255]. Структурированная насадка Koch1Y имеет несколько меньшую удельную поверхность по сравнению с полуцилиндрической насадкой (соответственно 420 и 500 м²/м³). Выше было показано, что коэффициенты массопередачи на десяти слоях насадки Koch1Y для различных значений параметра L/V удовлетворительно обобщаются в зависимости от числа Рейнольдса пленки (Рисунок 4.26б). Также обобщаются данные по коэффициентам массопередачи для различных значений

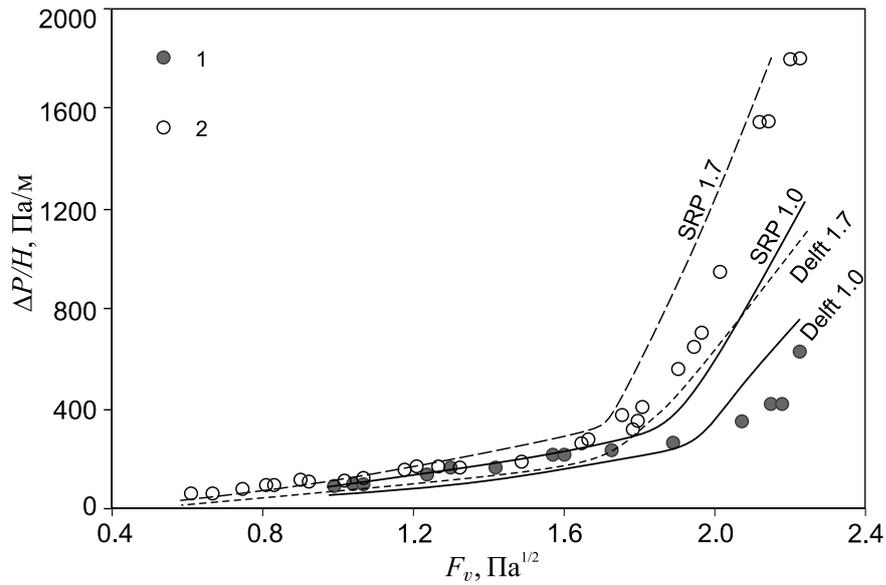


Рис. 4.57. Сравнение экспериментальных данных по влиянию L/V на перепад давления в полуцилиндрической колонне с расчетными моделями. 1 — $L/V = 1.0$; 2 — $L/V = 1.7$.

параметра L/V на полуцилиндрической насадке, Рисунок 4.58. Максимум на зависимости коэффициента массопередачи и последующее его уменьшение соответствуют наступлению режима ухудшения массопереноса (Рисунок 4.52). Для $L/V = 1.7$ максимум коэффициента массопередачи достигается при $Re_f = 80-90$, а для $L/V = 1$ — при $Re_f = 60-70$. На этом же рисунке нанесены данные по коэффициентам массопередачи для шести слоёв насадки Koch1Y при $L/V = 1$ в круглой колонне. Данные для насадки с различной удельной поверхностью, формой поперечного сечения, но одинаковой высоты, удовлетворительно совпадают между собой. Приведенные данные показывают, что оптимальный диапазон чисел Рейнольдса пленки, в котором эффективность разделения наибольшая, достаточно узок. Снизу он ограничен неполным смачиванием поверхности и возможностью образования сухих пятен на насадке, а сверху — наступлением гидравлического кризиса.

Исследование влияния числа слоёв на эффективность разделения связано с необходимостью уменьшения влияния неравномерности распределения жидкости и пара внутри колонн как с регулярной, так и с нерегулярной насадками. В большей степени эта проблема возникает в случае работы колонн большой

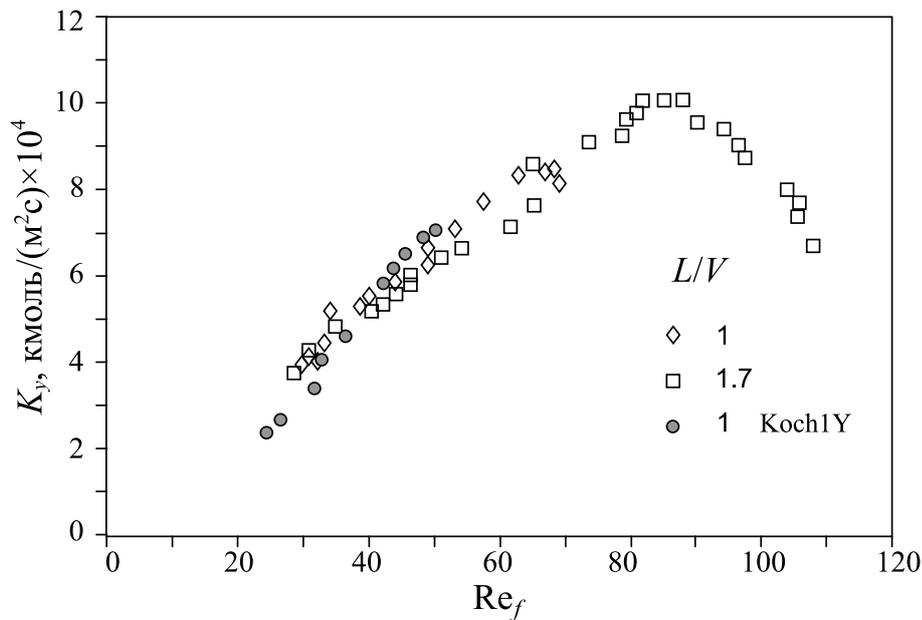


Рис. 4.58. Зависимость коэффициента массопередачи от числа Рейнольдса пленки на полуцилиндрической насадке.

высоты, в которых для уменьшения негативного влияния неравномерности, как правило, устанавливаются перераспределители жидкости и пара. В этих устройствах жидкость, стекающая с насадки в расположенной выше секции, перемешивается и затем равномерно подается на насадку в нижележащую секцию. Тем самым решается вопрос выравнивания не только локальных расходов по сечению колонны, но и выравнивания состава смеси. Скорость пара также выравнивается по сечению в паровых каналах перераспределителя. Основной вопрос при установке перераспределителей — сколько их нужно установить по высоте колонны и через какой промежуток. Другими словами, на каком расстоянии от входа в насадку потеря эффективности разделения становится столь значительной, что затраты на установку перераспределителей становятся экономически выгодными.

Приведенные выше данные позволяют сравнить эффективность разделения на одиннадцати слоях насадки (Рисунок 4.42), и на шести слоях насадки (Рисунок 4.52) для полуцилиндрической колонны. Результаты сравнения для $L/V = 1$ приведены на Рисунке 4.59. С уменьшением высоты насадки эффективность разделения возрастает.

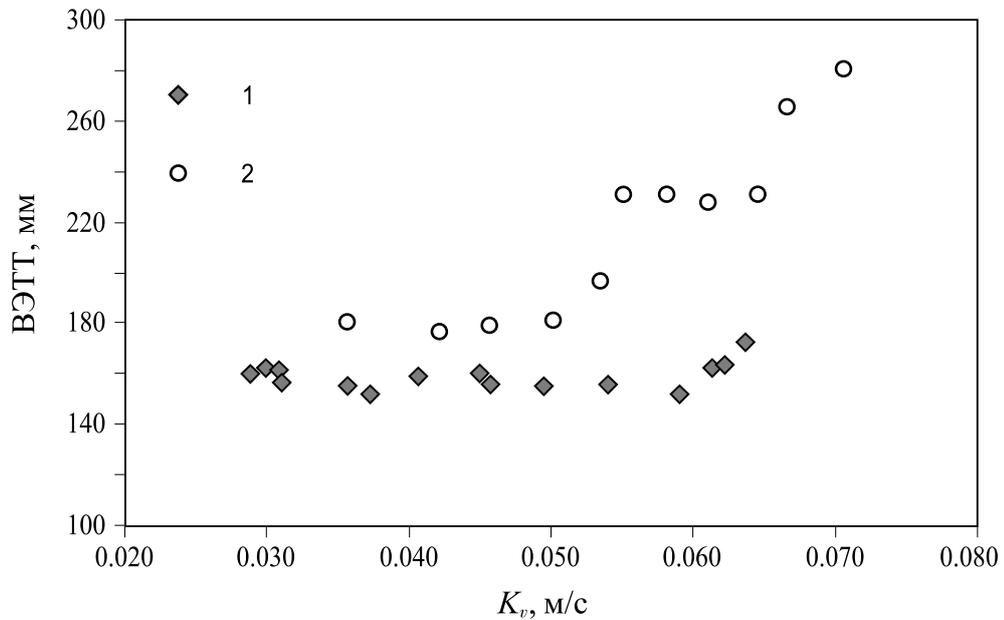


Рис. 4.59. Влияние высоты насадки на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне, $L/V = 1$; 1 — 6 слоёв; 2 — 11 слоёв.

В Таблице 4.2 приведены значения некоторых характерных параметров потоков внутри колонны для полуцилиндрической насадки различной высоты. Все данные взяты из таблиц экспериментальных данных для $K_v \approx 0.045$ м/с в области плато, где величина ВЭТТ не зависит от расхода пара. Вследствие того, что плотности паровой и жидкой фаз вверху и внизу колонны различаются, при равенстве мольных потоков массовые и объемные расходы фаз также различаются. Как видно из Таблицы 4.2, наиболее сильно изменяются объемный расход жидкости и массовый расход пара по высоте колонны при $L/V = 1$. Приведенная скорость пара при его движении вверх колонны сохраняется практически постоянной, но массовый расход, следовательно и число Рейнольдса пара, возрастают. В соответствии с этим, локальный коэффициент массоотдачи паровой фазы в каналах верхних слоёв насадки должен быть выше, чем в нижних. Значительное уменьшение объемного расхода жидкости в нижней части колонны приводит к уменьшению числа Рейнольдса жидкой пленки. В соответствии с этим, локальный коэффициент массоотдачи в жидкой пленке в каналах нижних слоёв насадки должен быть меньше, чем в верхних.

Таблица 4.2. Изменение характерных параметров потоков по высоте колонны

Параметр		$L/V=1$		$L/V=1.7$	
Число слоёв		6	11	6	16
$C_x, \%$	верх	33.1	55	8.5	6.9
	низ	0.25	0.27	1.3	0.25
$\rho_l, \text{кг/м}^3$	верх	1375	1397	1343	1341
	низ	1327	1329	1329	1327
$\rho_v, \text{кг/м}^3$	верх	15.9	18	14	13.8
	низ	13	12.8	13.1	12.9
$U_v, \text{м/с}$	верх	0.41	0.40	0.45	0.45
	низ	0.41	0.39	0.45	0.45
$G_v, \text{кг/с}$	верх	1.64	1.82	1.56	1.56
	низ	1.32	1.3	1.48	1.47
$\frac{Q_{\text{низ}}}{Q_{\text{верх}}}$, жидкость		0.85	0.73	0.98	0.98
Re_f	верх	49.3	55.3	81	81.5
	низ	43.7	44.8	80	80
Средний концентрационный напор, %		5	4.5	1.25	0.6

При $L/V = 1.7$ изменения параметров по высоте колонны не столь значительны, даже для насадки большой высоты. Несмотря на это, результаты экспериментов показывают влияние высоты насадки на эффективность разделения и в этом случае (Рисунок 4.60). В области плато, до наступления кризиса массоотдачи, величина ВЭТТ на шести слоях насадки примерно на 30% ниже, чем на шестнадцати слоях. После наступления кризиса массоотдачи разница заметно уменьшается. Относительный перепад давления, напротив, до наступления гидравлического кризиса не зависит от высоты насадки, а после наступления

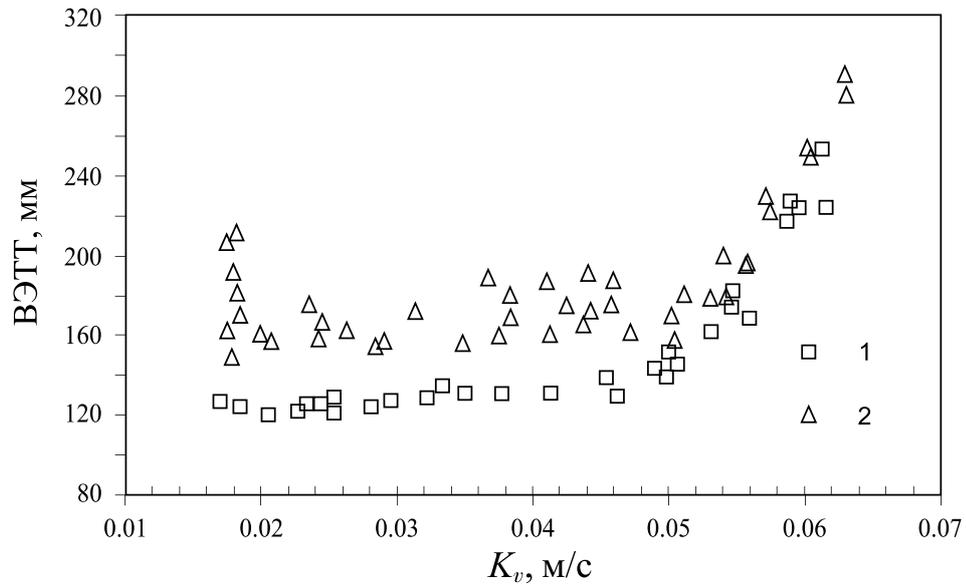


Рис. 4.60. Влияние высоты насадки на эффективность разделения в полуцилиндрической колонне, $L/V = 1.7$; 1 — 6 слоёв; 2 — 16 слоёв.

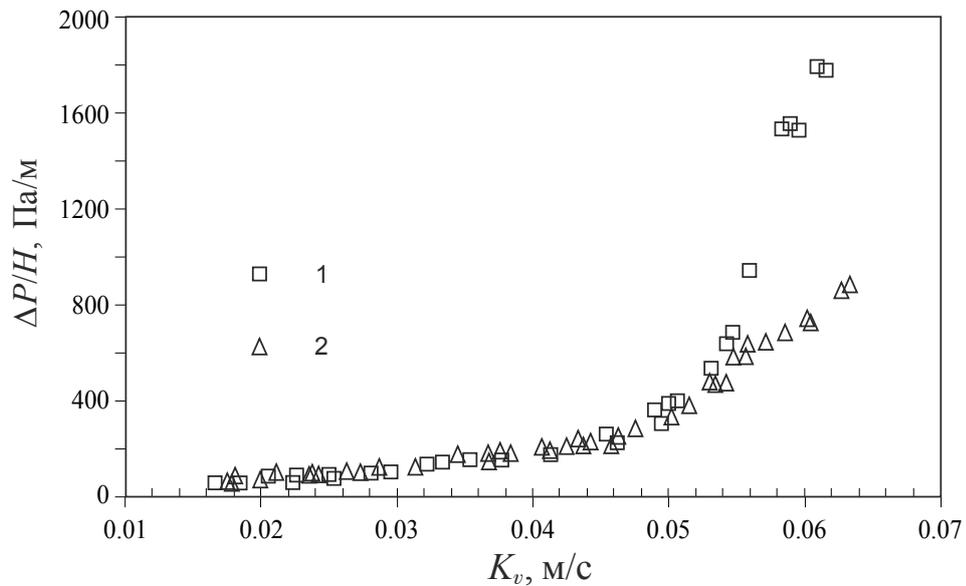


Рис. 4.61. Влияние высоты насадки на перепад давления в полуцилиндрической колонне, $L/V = 1.7$; 1 — 6 слоёв; 2 — 16 слоёв.

кризиса перепад давления на более высокой насадке становится ниже (Рисунок 4.61). При этом происходит резкое изменение зависимости перепада давления от расхода пара, подобное тому, которое наблюдалось в квадратной колонне (Рисунок 4.42в).

Подобные результаты по влиянию высоты насадки на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление были получены нами в работе [256] для круглой колонны большого диаметра.

Основные результаты, полученные в Главе 4

Проведено экспериментальное исследование влияния режимных параметров и способов установки структурированной насадки в разделительную колонну на эффективность разделения и гидравлическое сопротивление. Проведено сравнение полученных данных с расчетными моделями.

Получены новые опытные данные по влиянию отношения расходов жидкости и пара, высоты насадки, угла вращения слоёв, удельной поверхности на перепад давления и эффективность разделения смеси. Обнаружено влияние отношения расходов жидкости и пара на эффективность разделения. С увеличением высоты упаковки структурированной насадки происходит увеличение высоты единицы переноса и высоты, эквивалентной теоретической тарелке. В экспериментах по изменению угла вращения слоёв насадки показана взаимосвязь эффективности разделения смеси и распределения локального расхода жидкости по сечению колонны.

Впервые получены опытные данные по эффективности разделения смеси и перепаду давления в колоннах с квадратной и полуцилиндрической формами поперечного сечения, проведено их сравнение с данными для круглой колонны. На насадке с углом наклона ребер 45° при малых нагрузках эффективность разделения не зависит от формы поперечного сечения колонны. В области, предшествующей гидравлическому кризису, наибольшая эффективность разделения имеет место в круглой колонне, наименьшая — в квадратной. Форма поперечного сечения колонны не влияет на эффективность разделения и перепад давления на насадке с углом наклона ребер 60° .

Основные закономерности по влиянию высоты насадки, отношения расходов жидкости и пара, других режимных параметров на эффективность разделения смесей и перепад давления, полученные для круглых колонн, действительны и для колонн с некруглым поперечным сечением.

Полученные результаты по эффективности разделения, перепаду давления, распределения локальных расходов жидкости, состава смеси на структурированных насадках различной формы важны для проектирования современных раздельных колонн и для обоснованного выбора типов насадок для отдельных секций колонн с учетом реальных условий по расходам жидкости и пара, высоте колонны, отношения L/V и других параметров.

Приложение к Главе 4

Модели расчета эффективности разделения смесей на структурированных насадках

Часто используемая модель для расчета массопереноса и гидравлического сопротивления в колоннах со структурированными насадками была разработана несколько лет назад в рамках программы исследований разделения (SRP) в университете г. Остина, шт. Техас, США. [264, 313, 314]. Основой модели является модель течения в канале насадки со смоченными стенками. Альтернативной моделью является более поздняя модель Технологического университета г. Делфт, Нидерланды, также основанная на течении пленки жидкости в наклонном канале гофрированной пластины, и учитывающая макрогеометрические параметры структуры, которые могут влиять на эффективность насадки [263]. Для всесторонней оценки имеющихся моделей были использованы экспериментальные данные, полученные в рамках программы SRP на структурированных насадках одного производителя с двумя углами наклона ребер — 45° и 60° . Высота насадки составляла три метра, удельная поверхность изменялась от 244 до $390 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Эксперименты проводились на одной установке в колонне диаметром 0.43 м, с использованием одного рабочего вещества (смесь циклогексан–*n*-гептан), при одинаковых режимных параметрах. В работе [281]

приведено сравнение различных подходов к расчету эффективности разделения и гидравлического сопротивления.

Обе модели для расчета эффективности разделения используют предположение, что сопротивление массопереносу сосредоточено в газовой и жидкой фазах. Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе в обоих случаях рассчитывается по теории проникания Хигби [268]:

$$k_L = 2\sqrt{\frac{D_L u_{Le}}{\pi 0.9 l}}, \quad (4.28)$$

где l — характерный размер. В модели «Delft» в качестве характерного размера используется гидравлический диаметр, формула (4.5), в модели «SRP» — сторона канала s . В модели «SRP» коэффициент массоотдачи в паровой фазе рассчитывается по формуле:

$$k_G = 0.054 \left(\frac{\rho_G (u_{Ge} + u_{Le}) s}{\mu_G} \right)^{0.8} \left(\frac{\mu_G}{D_G \rho_G} \right)^{0.333} \left(\frac{D_G}{s} \right). \quad (4.29)$$

Коэффициент массоотдачи в паровой фазе в модели «Delft» рассчитывается по формуле:

$$k_G = \sqrt{k_{G,\text{lam}}^2 + k_{G,\text{turb}}^2}, \quad (4.30)$$

а его составляющие соответственно по формулам:

$$\text{Sh}_{G,\text{lam}} = 0.664 \text{Sc}_G^{1/3} \sqrt{\text{Re}_{G\text{vr}} \frac{d_{hG}}{l_{G\text{pe}}}} \quad (4.31)$$

и

$$\text{Sh}_{G,\text{turb}} = \frac{\xi_{GL} \varphi}{8} \frac{\text{Re}_{G\text{vr}} \text{Sc}_G}{1 + 12.7 \sqrt{\frac{\xi_{GL} \varphi}{8}} (\text{Sc}_G^{2/3} - 1)} \left[1 + \left(\frac{d_{hG}}{l_{G\text{pe}}} \right)^{2/3} \right]. \quad (4.32)$$

Далее рассчитываются значения высоты единицы переноса в каждой фазе:

$$\text{HTU}_G = u_{Gs} / (k_G a_e) \quad \text{и} \quad \text{HTU}_L = u_{Ls} / (k_L a_e), \quad (4.33)$$

а затем общая высота единицы переноса в терминах паровой фазы:

$$\text{HTU}_{G0} = \text{HTU}_G + \lambda \text{HTU}_L \quad (4.34)$$

и величина ВЭТТ (НЕТР) по формуле (4.22).

По коэффициентам массоотдачи в паровой и жидкой фазах также могут быть рассчитаны коэффициенты массопередачи. Как правило, коэффициенты массоотдачи приведены в объемных единицах, поэтому для согласования размерностей при сравнении экспериментальных результатов с расчетными моделями в формулу для коэффициента массопередачи (4.13) необходимо ввести молярные плотности паровой и жидкой фаз [271]:

$$\frac{1}{K_{G0}} = \frac{1}{k_G} + \frac{c^G m}{c^L k_L}. \quad (4.35)$$

Для расчета эффективной площади поверхности раздела a_e авторы моделей также используют различные подходы. Растекание жидкости по поверхности насадки зависит от геометрии гофрированных листов насадки (угол наклона ребер, радиус скругления вершин ребер, угол раскрытия), от геометрических характеристик поверхности (наличие отверстий, форма и размеры микротекстуры, её ориентация относительно направления течения плёнки жидкости) и её физических свойств, определяющих смачивание (шероховатость, контактный угол). Свойства жидкости, такие как вязкость, поверхностное натяжение, также оказывают существенное влияние на растекание жидкости по поверхности насадки. В расчетных моделях учитываются макрохарактеристики насадки (удельная поверхность, высота и сторона ребра, угол наклона ребер, наличие перфорации). Характеристики микротекстуры поверхности не учитываются. В модели «Delft» для расчета площади смоченной поверхности используется формула:

$$a_e = a_p \frac{(1 - \Omega)}{\left(1 + \frac{A}{u_{Ls}^B}\right)}, \quad (4.36)$$

где a_p — удельная поверхность насадки; Ω — площадь перфорации листов; A и B — константы, зависящие от размеров насадки. В модели «SRP» площадь эффективной поверхности насадки рассчитывается по формуле:

$$a_e = a_p F_t F_{se}, \quad (4.37)$$

в которую входит коэффициент увеличения поверхности $F_{se} = 0.35$ и множитель, учитывающий количество удерживаемой на насадке жидкости:

$$F_t = \frac{29.12(We_{Ls} Fr_{Ls})^{0.15} s^{0.359}}{Re_{Ls}^{0.2} \epsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \varphi)^{0.3}}. \quad (4.38)$$

На Рисунке 4.62 показано сравнение различных моделей расчета эффективной поверхности массопереноса. Имеется большое расхождение результатов, особенно при малых нагрузках колонны. Расчет по модели «SRP» показывает, что при малых нагрузках колонны до половины поверхности насадки может быть несмоченной. Имеются и другие зависимости для расчета площади смоченной

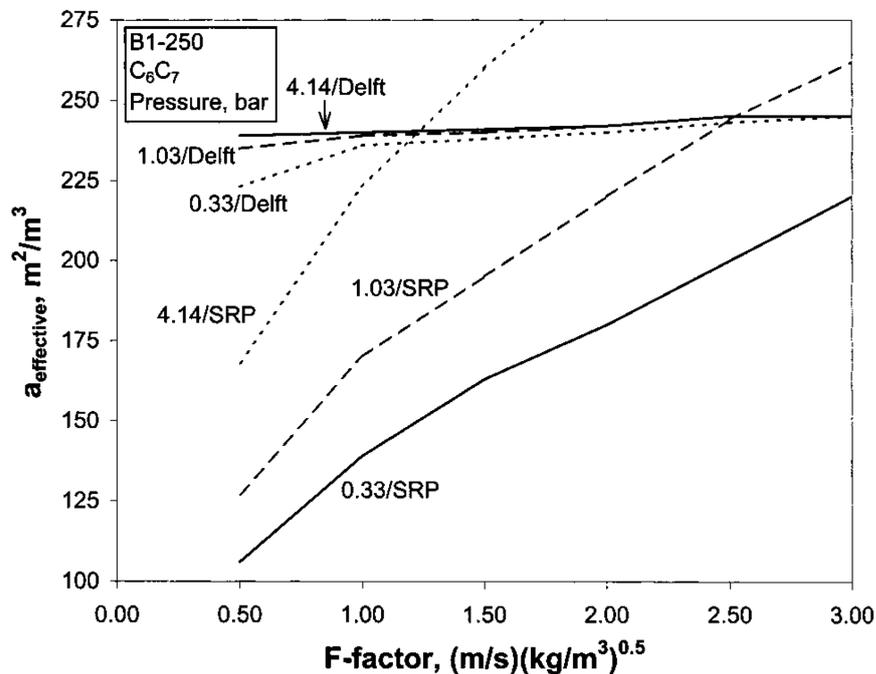


Рис. 4.62. Эффективная поверхность насадки с удельной поверхностью $244 \text{ м}^2/\text{м}^3$, рассчитанная по методикам «Delft» и «SRP» [281].

поверхности, например [315]:

$$\frac{a_w}{a_t} = 1 - e^{-1.45(\sigma_c/\sigma)^{0.75} (Re)^{0.1} (Fr)^{-0.05} (We)^{0.2}}. \quad (4.39)$$

Видно, что доля смоченной поверхности зависит от режима течения и смачиваемости поверхности. На Рисунках 4.63 и 4.64 приведены копии таблиц с формулами для расчета гидравлического сопротивления колонн со структурированной насадкой из работы [281]. По этим формулам рассчитывается перепад давления в области, предшествующей началу гидравлического кризиса, когда пар в каналах насадки ещё не оказывает заметного влияния на движение пленки жидкости ($\Delta p_{\text{preload}}$). В модели «SRP» за основу принимается перепад давления на сухой насадке, затем вводятся поправки, учитывающие количество удерживаемой на поверхности жидкости [313]. В модели «Delft» предполагается, что суммарный перепад давления на насадке складывается из трех составляющих:

- из потерь давления на трение, обусловленных взаимодействием потока пара с пленкой жидкости Δp_{GL} ;
- из потерь давления, обусловленных взаимодействием потоков пара в перекрещивающихся каналах насадки Δp_{GG} ;
- из потерь давления на изменение направления потока пара на стыках между слоями насадки и на стенке колонны Δp_{DC} .

Для расчета перепада давления при больших расходах пара ($F_v > F_{\text{G,lp}}$) применяется общий подход, в котором перепад давления, рассчитанный по формулам для докритического режима, умножается на поправочный множитель F_{load} , приведенный в таблице на Рисунке 4.65.

Table 3. SRP-Model Working Equations

(A) Corrugation Geometry and Flow-Related Parameters
characteristic dimension = corrugation side length, s

(B) Preloading Region Pressure Drop

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta Z}\right)_{\text{dry}} - \left(\frac{\Delta p}{\Delta Z}\right)_{\text{preload}} [1 - (0.614 + 71.35s)h_1]^5 = 0 \quad (17)$$

dry pressure drop:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta Z}\right)_{\text{dry}} = f \left(\frac{\rho_G}{s}\right) \left(\frac{u_{Gs}}{\epsilon \sin \alpha}\right)^2 \quad (18)$$

friction factor:

$$f = A + \frac{B}{\left(\frac{\rho_G u_{Gs} s}{\mu_G}\right)} \quad (19)$$

coefficients of eq 19:

packing	A	B
B1-250	0.194	212.929
B1-250.60	0.100	54.425
B1-400	0.196	133.430
B1-400.60	0.107	33.503
BSH-400	0.166	104.873
BSH-400.60	0.090	127.765

operating liquid holdup:

$$h_1 = \left(\frac{4F_t}{s}\right)^{2/3} \left(\frac{3\mu u_{Ls}}{\rho_L \epsilon g_{\text{ef}} \sin \alpha}\right)^{1/3} \quad (20)$$

effective gravity:

$$g_{\text{e}} = g \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}\right) \left[1 - \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta Z}\right)_{\text{preload}}}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta Z}\right)_{\text{flood}}}\right] \quad (21)$$

total holdup correction factor for partial wetting:

$$F_t = \frac{29.12 (We_{Ls} Fr_{Ls})^{0.15} s^{0.359}}{Re_{Ls}^{0.2} \epsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \alpha)^{0.3}} \quad (22)$$

in this study: $\cos \gamma = 0.9$

$$Re_{Ls} = (\rho_L u_{Ls} s) / \mu_L \quad (23)$$

$$We_{Ls} = (\rho_L s u_{Ls}^2) / \sigma \quad (24)$$

$$Fr_{Ls} = u_{Ls}^2 / (sg) \quad (25)$$

operating liquid film thickness:

$$\delta = (h_t s) / (4F_t) \quad (26)$$

Рис. 4.63. Сводная таблица формул для расчета перепада давления по методике «SRP» [281].

Table 4. Delft-Model Working Equations

(B) Pressure Drop in Preloading Region

preloading region pressure drop:

$$\Delta p_{\text{preload}} = \Delta p_{\text{GL}} + \Delta p_{\text{GG}} + \Delta p_{\text{DC}} = (\zeta_{\text{GL}} + \zeta_{\text{GG}} + \zeta_{\text{DC}})[(\rho_G u_{\text{Ge}}^2)/2] \quad (38)$$

overall gas/liquid interaction coefficient:

$$\zeta_{\text{GL}} = \varphi \xi_{\text{GL}} \frac{h_{\text{pb}}}{d_{\text{hG}} \sin \alpha} \quad (39)$$

gas/liquid friction factor:

$$\xi_{\text{GL}} = \left\{ -2 \log \left[\frac{(\delta/d_{\text{hG}})}{3.7} - \frac{5.02}{Re_{\text{Grv}}} \log \left(\frac{(\delta/d_{\text{hG}})}{3.7} + \frac{14.5}{Re_{\text{Grv}}} \right) \right] \right\}^{-2} \quad (40)$$

gas/gas interaction coefficient:

$$\zeta_{\text{GG}} = (1 - \varphi) \xi_{\text{GG}} \frac{h_{\text{pb}}}{d_{\text{hG}} \sin \alpha} = (1 - \varphi) 0.722 (\cos \alpha)^{3.14} \frac{h_{\text{pb}}}{d_{\text{hG}} \sin \alpha} \quad (41)$$

directional change loss coefficient:

$$\zeta_{\text{DC}} = \frac{h_{\text{pb}}}{h_{\text{pe}}} (\xi_{\text{bulk}} + \psi \xi_{\text{wall}}) \quad (42)$$

with

$$\psi = \frac{2h_{\text{pe}}}{\pi d_c^2 \tan \alpha} \left(d_c^2 \frac{h_{\text{pe}}^2}{\tan^2 \alpha} \right)^{0.5} + \frac{2}{\pi} \arcsin \left(\frac{h_{\text{pe}}}{d_c \tan \alpha} \right) \quad (43)$$

$$\xi_{\text{bulk}} = 1.76 (\cos \alpha)^{1.63} \quad (44)$$

$$\xi_{\text{wall}} = \frac{4092 u_{\text{Ls}}^{0.31} + 4715 (\cos \alpha)^{0.445}}{Re_{\text{Ge}}} + 34.19 u_{\text{Ls}}^{0.44} (\cos \alpha)^{0.779} \quad (45)$$

Рис. 4.64. Сводная таблица формул для расчета перепада давления по модели «Delft» [281].

(B) Pressure Drop

full operating range:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \right) = \left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \right)_{\text{preload}} F_{\text{load}} \quad (8)$$

pressure drop enhancement factor for the loading region:

$$F_{\text{load}} = 3.8 \left(\frac{F_G}{F_{G,\text{lp}}} \right)^{2/\sin \alpha} \left(\frac{u_{\text{Ls}}^2}{\epsilon^2 g d_{\text{hG}}} \right)^{0.13} \quad (9)$$

loading point F -factor, i.e., the point of departure from preloading conditions:

$$F_{G,\text{lp}} = \left(0.053 \epsilon^2 g d_{\text{hG}} (\rho_L - \rho_G) \left(\frac{u_{\text{Ls}}}{u_{\text{Gs}}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \right)^{-0.25} (\sin \alpha)^{1.15} \right)^{0.5} \quad (10)$$

hydraulic diameter of triangular gas flow channel:

$$d_{\text{hG}} = \left\{ \frac{(bh - 2\delta s)^2}{bh} \right\} / \left\{ \left[\left(\frac{bh - 2\delta s}{2h} \right)^2 + \left(\frac{bh - 2\delta s}{b} \right)^2 \right]^{0.5} + \frac{bh - 2\delta s}{2h} \right\} \quad (11)$$

Рис. 4.65. Таблица формул для расчета перепада давления в закритической области [281].

Заключение

1. Получены новые опытные данные по распределению локальных коэффициентов массоотдачи на внутренней поверхности канала с поворотом потока и канала с внезапным расширением при течении в них однофазного и двухфазного газожидкостного потоков. Получены эмпирические зависимости для максимальных коэффициентов массоотдачи в канале за сечением расширения и в канале с поворотом потока, определены положение зон с наибольшими коэффициентами массоотдачи и степень интенсификации массообмена по сравнению с прямыми трубами.
2. Проведено экспериментальное исследование пленочного течения жидкого азота и спутного потока пара в щелевом прямоугольном миниканале. Получены профили распределения толщины пленки жидкого азота по периметру канала при различных режимных параметрах. Определен диапазон расходов жидкости, в котором толщина пленки на узкой и на широкой стенках существенно различается. Определена величина расхода пара, при которой происходит выравнивание распределения пленки жидкого азота по периметру прямоугольного миниканала, режим течения становится подобным дисперсно-кольцевому режиму в круглой трубе.
3. Проведены экспериментальные исследования и получены новые экспериментальные данные по интенсификации теплообмена в стекающих пленках на структурированных поверхностях различных типов: с профилированной поверхностью, с подповерхностными полужамкнутыми полостями, с внешней шероховатостью в виде металлических сеток. Впервые получены опытные данные по теплоотдаче и критическому тепловому потоку в стекающей пленке на поверхности с микроструктурой, представляющей комбинацию микроребер с подповерхностными полостями. Достигнута значительная интенсификация теплообмена в режиме пузырькового

кипения. Критический тепловой поток близок к величине теплового потока полного испарения. Определены области режимных параметров, в которых имеет место интенсификация теплообмена на структурированных поверхностях.

4. Проведено экспериментальное исследование и получены новые опытные данные по влиянию отношения расходов жидкости и пара, угла вращения слоёв, высоты насадки и удельной поверхности на перепад давления и эффективность разделения смеси. Обнаружено влияние отношения расходов жидкости и пара на эффективность разделения. С увеличением высоты упаковки структурированной насадки происходит увеличение высоты единицы переноса и высоты, эквивалентной теоретической тарелке.
5. Впервые получены опытные данные по эффективности разделения смеси и перепаду давления в колоннах с квадратной и полуцилиндрической формами поперечного сечения, проведено их сравнение с данными для круглой колонны. Выявлены области режимных параметров и характеристики насадок, для которых имеет место влияние формы поперечного сечения на эффективность разделения смесей. Основные закономерности по влиянию высоты насадки, отношения расходов жидкости и пара, других режимных параметров на эффективность разделения смесей и перепад давления, полученные для круглых колонн, действительны и для колонн с некруглым поперечным сечением.

Полученные результаты исследований тепло – и массопереноса при течении двухфазных газо- и парожидкостных потоков в каналах с различными масштабами, формой и структурой поверхности являются основой для создания высокоэффективного теплообменного оборудования в энергетике, криогенной и низкотемпературной технике, химической технологии.

Список сокращений и условных обозначений

a	— удельная поверхность, $[m^2/m^3]$;
A	— площадь поверхности, $[m^2]$;
c_p	— теплоемкость, $[Дж/(кг·К)]$;
C	— концентрация, $[-]$, $[моль/м^3]$;
C_f	— коэффициент сопротивления, $[-]$;
C_l	— нагрузка колонны по жидкости, $[м/с]$;
d	— диаметр, $[м]$;
D	— коэффициент диффузии, $[m^2/с]$;
$\frac{dP_f}{dz}$	— потери давления на трение, $[Па/м^2]$;
e	— ЭДС термопары, $[мВ]$;
E	— доля уноса жидкости, $[-]$;
F_v	— фактор нагрузки колонны по пару, $[Па^{1/2}]$;
G	— массовый расход, $[кг/с]$;
h_l	— доля удерживаемой на насадке жидкости, $[-]$;
h_{pe}	— высота одного слоя насадки, $[м]$;
H	— высота (насадки), $[м]$;
I	— интенсивность излучения;
I	— ток, $[А]$;
I	— энтальпия, $[Дж/кг]$;
j	— поток массы, $[кг/(м^2·с)]$;
k	— коэффициент массоотдачи, $[м/с]$;
K	— коэффициент массопередачи, $[кмоль/(м^2·с)]$;
K_v	— нагрузка колонны по пару, $[м/с]$;
l_σ	— постоянная Лапласа $l_\sigma = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')}} , [м]$;
$l_{v\sigma}$	— вязкостно-гравитационный масштаб $l_{v\sigma} = \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3} , [м]$;
L	— длина, $[м]$;

- L — мольный расход жидкости, [кмоль/с];
 L/V — отношение мольных расходов жидкости и пара, [-];
 m_l — нагрузка колонны по жидкости, [кг/(м²·час), м³/(м²·час)];
 m — локальный наклон линии равновесия, $m = \frac{dy}{dx}$, [-];
 N — мольный расход, [кмоль/с];
 \tilde{N} — плотность точек орошения распределителя жидкости, [1/м²];
 p — давление, [МПа, бар];
 ΔP — разность давлений, [Па];
 q — тепловой поток, [Вт/м²];
 q — удельный расход, [см³/(см²·с)];
 Q — объемный расход, [м³/с];
 Q — тепловая мощность, [кВт];
 r — теплота парообразования, [Дж/кг];
 R — радиус, [м];
 t — температура, [°C];
 T — температура, [K];
 ΔT — разность температур, [K];
 u — скорость, [м/с];
 U — скорость, [м/с];
 v_* — динамическая скорость, $v_* = \sqrt{\frac{\tau}{\rho}}$, [м/с];
 V — объем, [м³];
 V — мольный расход пара, [кмоль/с];
 W — мощность, [Вт];
 x — массовое паросодержание, [-];

Греческие символы

- α — коэффициент теплоотдачи, [Вт/(м²·K)];
 α — угол вращения слоёв насадки, [град];

- β — объемное расходное газосодержание, [-];
 γ — показатель адиабаты, [-];
 δ — толщина, [м];
 δ — погрешность, [-];
 ϵ — доля сечения колонны, не занятая насадкой, [-];
 ε — молярный коэффициент светопоглощения, [м²/моль];
 ζ — коэффициент сопротивления, [-];
 λ — коэффициент сопротивления, [-];
 λ — теплопроводность, [Вт/(м·К)];
 λ — диффузионный потенциал, [-];
 μ — динамическая вязкость, [Па·с];
 ν — кинематическая вязкость, [м²/с];
 ρ — плотность, [кг/м³];
 ρw — массовая скорость, [кг/(м²·с)];
 σ — поверхностное натяжение, [н/м];
 τ — трение, [Па];
 φ — истинное газосодержание, [-];
 φ — угол, [°];
 θ — угол по окружности, [°];

Безразмерные параметры

- L^+ — безразмерная длина, $L^+ = \frac{L v_*}{\nu}$;
 y^+ — безразмерное расстояние от стенки, $y^+ = \frac{y v_*}{\nu}$;
 Dn — число Дина, $Dn = \frac{v}{\nu} \sqrt{\frac{L^3}{2r}}$;
 Fi — число Капицы, $Fi = \frac{\rho \sigma^3}{g \mu^4}$;
 Fr — число Фруда, $Fr = \frac{U^2}{g d}$;

- Nu — число Нуссельта, $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$;
 Pr — число Прандтля, $Pr = \frac{\nu}{a}$;
 Re — число Рейнольдса, $Re = \frac{U d}{\nu}$;
 Sc — число Шмидта (диффузионное число Прандтля Pr_D), $Sc = \frac{\nu}{D}$;
 Sh — число Шервуда (диффузионное число Нуссельта Nu_D), $Sh = \frac{k d}{D}$;
 St — число Стантона, $St = \frac{Nu}{Re Pr}$;
 Φ_G — параметр Локкарта—Мартинелли, $\Phi_G = \left(\frac{dP_f}{dz} \right) / \left(\frac{dP_f}{dz} \right)_G$;
 X_{tt} — параметр Локкарта—Мартинелли, $X_{tt} = \left(\frac{dP_f}{dz} \right)_L / \left(\frac{dP_f}{dz} \right)_G$;

Нижние индексы

- вх — вход;
 вых — выход;
 г — газ;
 дв — двухфазный;
 ж — жидкость;
 кр — критический;
 ост — остаточный;
 см — смесь;
 ср — среднее;
 ст — стенка;
 экв — эквивалентный;
 0 — однофазный;
 ср — критический;
 D — диффузионный;
 e — равновесный;

<i>eq</i>	— эквивалентный;
<i>f</i>	— жидкая фаза, пленка;
<i>fl</i>	— поток;
<i>G</i>	— газовая фаза;
<i>i</i>	— поверхность раздела;
<i>in</i>	— вход;
<i>GL</i>	— газожидкостная смесь;
<i>l, L</i>	— жидкая фаза;
<i>out</i>	— выход;
<i>p</i>	— насадка;
<i>res</i>	— остаточный;
<i>s</i>	— насыщение;
<i>t</i>	— труба, турбулентный;
<i>tph</i>	— двухфазный;
<i>v, V</i>	— паровая фаза;
<i>x</i>	— жидкая фаза (в бинарной смеси);
<i>y</i>	— паровая фаза (в бинарной смеси);

Верхние индексы

'	— жидкая фаза;
"	— паровая фаза.
<i>bot</i>	— низ колонны;
<i>top</i>	— верх колонны;

В списке литературы

[S. l.]	— без места;
[s. n.]	— без издателя;

Список литературы

1. Чжен, П. Отрывные течения. Т.1. Пер. с англ. [Текст] / П. Чжен. — М. : Мир, 1972. — 300 с.
2. Sanchez-Caldera, L. E. The mechanism of corrosion-erosion in steam extraction lines of power stations [Text] / L. E. Sanchez-Caldera, P. Griffith, E. Rabinowicz // J. Eng. Gas Turbines Power. — 1988. — Vol. 110, no. 2. — P. 180–184.
3. Sydberger, T. Relation between mass transfer and corrosion in a turbulent pipe flow [Text] / T. Sydberger, U. Lotz // J. Electrochem. Soc.: Electrochem. Science and Technology. — 1982. — Vol. 129, no. 2. — P. 276–283.
4. Маргулова, Т. Х. Водные режимы тепловых и атомных электростанций. [Текст] / Т. Х. Маргулова, О. Я. Мартынова. — М. : Высшая школа, 1981. — 320 с.
5. Стырикович, М. А. Тепломассообмен и гидродинамика в двухфазных потоках атомных электрических станций [Текст] / М. А. Стырикович, В. С. Полонский, Г. В. Циклаури. — М. : Наука, 1982. — 368 с.
6. Дейч, М. Е. Двухфазные течения в элементах теплоэнергетического оборудования. [Текст] / М. Е. Дейч, Г. А. Филиппов. — М. : Энергоатомиздат, 1987. — 328 с.
7. Бараненко, В. И. Эрозионно-коррозионный износ элементов трубопроводных систем АЭС [Текст] / В. И. Бараненко, Ю. А. Янченко // Теплоэнергетика. — 2008. — № 5. — С. 27–35.
8. Томаров, Г. В. Эрозионно-коррозионный вынос железосодержащих соединений — источник отложений в парогенераторах АЭС с ВВЭР [Текст] / Г. В. Томаров, А. А. Шипков // Теплоэнергетика. — 2011. — № 3. — С. 54–61.
9. Poulson, B. The local enhancement of mass transfer of 180° bends [Text] / B. Poulson, R. Robinson // Int. J. Heat Mass Transfer. — 1988. — Vol. 31,

- no. 6. — P. 1289–1297.
10. Metzger, D. E. Use of melting point surface coatings for local convection heat transfer measurements in rectangular channel flows with 90-deg turns [Text] / D. E. Metzger, D. E. Larson // J. Heat Transfer. — 1986. — Vol. 108, no. 1. — P. 48–54.
 11. Sparrow, E. M. Turbulent flow and heat transfer in bends of circular cross section: I—heat transfer experiments [Text] / E. M. Sparrow, G. M. Chrysler // J. Heat Transfer. — 1986. — Vol. 108, no. 1. — P. 40–47.
 12. Chrysler, G. M. Turbulent flow and heat transfer in bends of circular cross section: II — pressure distribution experiments [Text] / G. M. Chrysler, E. M. Sparrow // J. Heat Transfer. — 1986. — Vol. 108, no. 1. — P. 212–216.
 13. Local heat transfer measurements in turbulent flow around a 180-deg pipe bend [Text] / J. W. Baughn, H. Iacovides, D. C. Jackson, B. E. Launder // J. Heat Transfer. — 1987. — Vol. 109, no. 1. — P. 43–48.
 14. Ohadi, M. Heat transfer in a straight tube situated downstream of a bend [Text] / M. Ohadi, E. Sparrow // Int. J. Heat and Mass Transfer. — 1989. — Vol. 32, no. 2. — P. 201–202.
 15. Ohadi, M. Effect of a 180° bend on heat transfer in a downstream positioned straight tube [Text] / M. Ohadi, E. Sparrow // Int. J. Heat and Mass Transfer. — 1990. — Vol. 33, no. 6. — P. 1359–1362.
 16. Экспериментальное исследование течения дисперсно-пленочного потока в криволинейном канале [Текст] / Ю. Л. Миронов, В. М. Костомаров, В. И. Велькин [и др.] // Энергомашиностроение. — 1988. — № 11. — С. 7–10.
 17. Lautenschlager, G. Experimental Investigation of Dispersed Flow Heat Transfer in Curved Tubes [Text] / G. Lautenschlager, F. Mayinger // Advances in Phase Change Heat Transfer, Proc. Int. Symp. on Phase Change Heat Transfer, May 20–23, 1988, Chongqing, Sichuan, China / Ed. by Xin Mingdao. — Chongqing University Press, Chongqing, China : International Academic Publishers, 1988. — P. 196–202.

18. Тарасевич, С. Э. Структура адиабатных двухфазных течений в различных каналах с закруткой при низких давлениях [Текст] / С. Э. Тарасевич, А. Б. Яковлев, А. В. Шишкин // Тепловые процессы в технике. — 2012. — Т. 4, № 11. — С. 510–521.
19. Хьюитт, Дж. Кольцевые двухфазные течения. Пер. с англ. [Текст] / Дж. Хьюитт, Н. Холл-Тейлор. — М. : Энергия, 1974. — 408 с.
20. Local heat transfer downstream of an abrupt expansion in a circular channel with constant wall heat flux [Text] / J. W. Baughn, M. A. Hoffman, R. K. Takahashi, B. E. Launder // J. Heat Transfer. — 1984. — Vol. 106, no. 4. — P. 789–796.
21. Heat transfer, temperature, and velocity measurements downstream of an abrupt expansion in a circular tube at a uniform wall temperature [Text] / J. W. Baughn, M. A. Hoffman, B. E. Launder [et al.] // J. Heat Transfer. — 1989. — Vol. 111, no. 4. — P. 870–876.
22. Heat transfer downstream of an abrupt expansion in the transition Reynolds number regime [Text] / J. W. Baughn, M. A. Hoffman, R. K. Takahashi, Daehae Lee // J. Heat Transfer. — 1987. — Vol. 109, no. 1. — P. 37–42.
23. Терехов, В. И. Влияние толщины пограничного слоя перед отрывом потока на аэродинамические характеристики и теплообмен за внезапным расширением в круглой трубе [Текст] / В. И. Терехов, Т. В. Богатко // Теплофизика и аэромеханика. — 2008. — Т. 15, № 1. — С. 99–106.
24. Терехов, В. И. Моделирование турбулентного газодисперсного потока при внезапном расширении в трубе [Текст] / В. И. Терехов, М. А. Пахомов // Теплофизика и аэромеханика. — 2008. — Т. 15, № 4. — С. 629–642.
25. Chouikhi, S. Mass transfer at pipe walls downstream of abrupt enlargement of diameter in two-phase (gas-liquid) flow [Text] / S. Chouikhi, M. Patric, A. Wragg // Proc. 3-d Int. Conf. On Multiphase Flow, The Hague, Netherlands, 18–20 May, 1987 / Ed. by Paul Fairhurst. — Cranfield, Bedford, England : BHRA, Fluid Engineering Centre, 1987. — P. 285–294.

26. Collier, J. Convective Boiling and Condensation [Text] / J. Collier. — London : McGraw–Hill, 1972. — 421 p.
27. Bel Fdhila, R. Measurement in two-phase bubbly flows in complex geometries [Text] / R. Bel Fdhila, C. Suzanne, L. Masbernat // Proc. Int. Sem. Phase-Interface Phenomena in Multiphase Flow, May 14–18 1990, Dubrovnik, Yugoslavia. — [S. l. : s. n.], 1990.
28. Lobanov, P. D. Experimental and numerical study of heat transfer in a bubbly turbulent flow in an abrupt pipe expansion [Text] / P D Lobanov, M A Pachomov // Journal of Physics: Conference Series. — 2017. — Vol. 891. — P. 012003.
29. Kottke, V. Meßmethoden konvektiver stoffübertragung [Text] / V. Kottke, H. Blenke // Chem. Ing. Techn. — 1978. — Vol. 50, no. 2. — P. 81–90.
30. Электродиффузионный метод исследования локальной структуры турбулентных течений [Текст] / В. Е. Накоряков, А. П. Бурдуков, О. Н. Кашинский, П. И. Гешев. — Новосибирск : Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1986. — 247 с.
31. Shaw, D. A. Turbulent mass transfer rates to a wall for large Schmidt numbers [Text] / D. A. Shaw, T. J. Hanratty // AIChE J. — 1977. — Vol. 23, no. 1. — P. 28–37.
32. Теоретическое и экспериментальное изучение закономерностей турбулентного переноса пассивной примеси на начальном участке трубы при высоких значениях числа Прандтля [Текст] / Б. А. Кадер, Р. Д. Борисова, А. А. Макеев, и др. // Теплообмен, 1978. Советские исследования. — М. : Наука, 1980. — С. 22–31.
33. Электрохимические методы исследования процессов переноса в жидкостях [Текст] / Р. Ш. Нигматулин, Б. А. Кадер, В. С. Крылов, Л. А. Соколов // Успехи химии. — 1975. — Т. 44, № 11. — С. 2008–2034.
34. Gordon, S. L. The role of ionic migration in electrolytic mass transport, diffusivities of Ferricyanide and Ferrocyanide in KOH and NaOH solution

- [Text] / S. L. Gordon, J. S. Newman, C. W. Tobias // *Ver. Buns. Gesel. Phys. Chemic.* — 1966. — Vol. 70, no. 4. — P. 414–420.
35. Корниенко, Т. С. Исследование массоотдачи при турбулентном течении жидкости в трубе с рабочими участками разной протяженности [Текст] / Т. С. Корниенко, В. В. Кябуру, М. Х. Кишиневский // *ТОХТ.* — 1972. — Т. 6, № 5. — С. 768–770.
36. Накоряков, В. Е. Исследование турбулентных течений двухфазных сред [Текст] / В. Е. Накоряков, А. П. Бурдуков, Б. Г. Покусаев. — Новосибирск : Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1973. — 315 с.
37. Печеркин, Н. И. Теплообмен и трение на стенке при вынужденном течении двухфазного потока в вертикальной трубе [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук: Специальность 05.04.14 — Теоретические основы теплотехники / Николай Иванович Печеркин ; Ин-т теплофизики Сибирского отделения АН СССР. — Новосибирск : [б. и.], 1987. — 200 с.
38. Петухов, Б. С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах [Текст] / Б. С. Петухов. — М. : Энергия, 1967. — 411 с.
39. Surgenour, B. Wall shear stress and mass transfer in vertical two-component flow [Text] / B. Surgenour, S. Banerjee // *Proc. 30—th Can. Chem. Eng. Conf.* — Edmonton : [s. n.], 1980. — P. 508–523.
40. Печеркин, Н. И. Теплообмен в вертикальном газожидкостном потоке [Текст] / Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович // *Теплофизика и гидродинамика в процессах кипения и конденсации: Сб. научн. тр.* / Под ред. С. С. Кутателадзе. — Новосибирск : Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1985. — С. 24–46.
41. Чехович, В. Ю. Теплообмен и трение на стенке в вертикальном газожидкостном потоке [Текст] / В. Ю. Чехович, Н. И. Печеркин // *Изв. СО АН СССР. Сер. техн. наук.* — 1989. — № 4. — С. 3–11.
42. Forced convective heat transfer in vertical air–water bubble flow [Text] / K. Sekoguchi, M. Makazatomi, Y. Sato, O. Tanaka // *Bull. of JSME.* — 1980. —

- Vol. 23, no. 184. — P. 1625–1631.
43. Pecherkin, N. I. Experimental investigation of the distribution of the local mass transfer coefficient on the walls of the channels with a complex geometry [Text] / N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich, B. I. Nigmatulin // Proc. of the Third Intern. Conf. on Multiphase Flow ICMF-98, Lyon, France, June 8-12, 1998. CD-ROM, No. 442. — Lyon, France : [s. n.], 1998. — 7 p.
 44. Pecherkin, N. I. Mass transfer in a two-phase flow in a curvilinear channel [Text] / N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich // Journal of Engineering Thermophysics. — 2008. — Vol. 17, no. 2. — P. 113–119.
 45. Pecherkin, N. Mass Transfer in Two-Phase Gas-Liquid Flow in a Tube and in Channels of Complex Configuration [Text] / Nikolay Pecherkin, Vladimir Chekhovich // Mass Transfer in Multiphase Systems and its Applications / Ed. by Mohamed El-Amin. — Croatia : InTech, 2011. — Chapter 8. — P. 155–178. — ISBN: [978-953-307-215-9](#).
 46. Санчес-Кальдера, Л. Механизм коррозионно-эрозионных повреждений паропроводов отборов на электростанциях [Текст] / Л. Санчес-Кальдера, П. Гриффит, Е. Рабинович // Совр. машиностроение. Сер. А. — 1989. — № 4. — С. 1–6.
 47. Шлихтинг, Г. Теория пограничного слоя. Пер. с англ. [Текст] / Г. Шлихтинг. — М. : Наука, 1974. — 712 с.
 48. Abdel-Aziz, M. H. Study of the rate of liquid-solid mass transfer controlled processes in helical tubes under turbulent flow conditions [Text] / M. H. Abdel-Aziz, I. A. S. Mansour, G.H. Sedahmed // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. — 2010. — Vol. 49, no. 7. — P. 643–648.
 49. Зайчик, Л. И. Расчет турбулентных газодисперсных течений в каналах с зонами рециркуляции [Текст] / Л. И. Зайчик, М. В. Козелев, В. А. Першуков // Изв. РАН. Механика жидкости и газа. — 1994. — № 4. — С. 65–751.
 50. Теплопередача в двухфазном потоке [Текст] / Под ред. Д. Баттерворса и Г. Хьюитта. Пер. с англ. — М. : Энергия, 1980. — 328 с.

51. Печеркин, Н. И. Экспериментальное исследование распределения локальных коэффициентов массоотдачи на стенках каналов сложной формы [Текст] / Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович, Б. И. Нигматулин // Труды Второй Российской Национальной Конференции по Теплообмену РНКТ2, 26–30 октября 1998 года, г. Москва. — Т. 5. — Москва : Изд. МЭИ, 1998. — С. 67–70.
52. Pecherkin, N. I. Distribution of local mass transfer coefficients on walls of complex-shape channels [Text] / N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich, B. I. Nigmatulin // Heat Transfer Research. — 2001. — Vol. 32, no. 4–6. — P. 281–287.
53. Kim, K.-Y. Prediction of turbulent heat transfer downstream of an abrupt pipe expansion [Text] / Kwang-Yong Kim, Yong-Ju Lee // KSME Journal. — 1994. — Vol. 8, no. 3. — P. 248–254.
54. Ota, T. A correlation of maximum turbulent heat transfer coefficient in reattachment flow region [Text] / T. Ota, H. Nishiyama // Int. Journal of Heat and Mass Transfer. — 1987. — Vol. 30, no. 6. — P. 1193–1200.
55. Zemanick, P. P. Local heat transfer downstream of abrupt circular channel expansion [Text] / P. P. Zemanick, R. S. Dougall // J. Heat Transfer. — 1970. — Vol. 92, no. 1. — P. 53–60.
56. Леонтьев, А. И. Полуэмпирический способ оценки уровня теплообмена за точкой отрыва пограничного слоя [Текст] / А. И. Леонтьев, В. И. Ивин, Л. В. Грехов // Инженерно-физический журн. — 1984. — Т. 47, № 4. — С. 543–550.
57. Pecherkin, N. I. Gas-liquid flow in channel with abrupt expansion [Text] / N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich // Proc. of the Third Intern. Conf. on Multiphase Flow ICMF-98, Lyon, France, June 8-12, 1998. CD-ROM, No. 441. — Lyon, France : [s. n.], 1998. — 3 p.
58. Intermittent transition from bubbling to jetting regime in gas-liquid two phase flows [Text] / M. C. Ruzicka, J. Drahoš, J. Zahradník, N. H. Thomas // Int.

- Journal of Multiphase Flow. — 1997. — Vol. 23, no. 4. — P. 671–682.
59. Structure of turbulent round bubbling jet generated by premixed gas and liquid injection [Text] / M. Iguchi, K. Okita, T. Nakatani, N. Kasai // Int. Journal of Multiphase Flow. — 1997. — Vol. 23, no. 2. — P. 249–262.
60. Охотский, В. Б. Гидродинамика процессов взаимодействия газовой струи с жидкостью [Текст] / В. Б. Охотский // Инженерно-физический журн. — 1984. — Т. 47, № 4. — С. 550–558.
61. Уоллис, Г. Одномерные двухфазные течения. Пер. с англ. [Текст] / Г. Уоллис. — М. : Мир, 1972. — 440 с.
62. Petrick, M. Expansion and contraction of an air-water mixture in vertical flow [Text] / M. Petrick, B. S. Swanson // AIChE Journ. — 1959. — Vol. 5, no. 4. — P. 440–445.
63. Арманд, А. А. Исследование механизма движения двухфазной смеси в вертикальной трубе [Текст] / А. А. Арманд, Е. И. Невструева // Изв. ВТИ. — 1950. — № 2. — С. 1–8.
64. Кутателадзе, С. С. Анализ подобия в теплофизике. / Отв. ред. Н. И. Ярыгина [Текст] / С. С. Кутателадзе. — Новосибирск : Наука, 1982. — 280 с.
65. Диффузия тепла при турбулентном течении воды с пузырьками газа [Текст] / В. П. Бобков, М. Х. Ибрагимов, Н. А. Тычинский, В. С. Федотовский // Инженерно-физический журн. — 1973. — Т. 24, № 5. — С. 781–789.
66. Chekhovich, V. Yu. Heat and mass transfer and wall shear stress in vertical gas-liquid flow [Text] / V. Yu. Chekhovich, N. I. Pecherkin // Experimental Heat Transfer. — 1987–88. — Vol. 1, no. 4. — P. 253–264.
67. Печеркин, Н. И. Аналогия Рейнольдса в двухфазном газожидкостном потоке [Текст] / Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович // Изв. СО АН СССР. Сер. техн. наук. — 1989. — № 5. — С. 59–61.
68. Кашинский, О. Н. Пузырьковое газожидкостное течение в наклонном прямоугольном канале [Текст] / О. Н. Кашинский, А. В. Чинак, Е. В. Каипова // Теплофизика и аэромеханика. — 2003. — Т. 10, № 1. — С. 71–78.

69. Кутателадзе, С. С. Основы теории теплообмена. Изд. 5-е, перераб. и доп. [Текст] / С. С. Кутателадзе. — М. : Атомиздат, 1979. — 416 с.
70. Петухов, Б. С. К вопросу о теплообмене при турбулентном течении жидкости в трубах [Текст] / Б. С. Петухов, В. В. Кириллов // Теплоэнергетика. — 1958. — № 4. — С. 63–68.
71. Охлаждение поверхности нагрева двухфазным воздушно-водяным потоком [Текст] / В. М. Боришанский, А. А. Андреевский, А. Г. Крючков, и др. // Тр. ЦКТИ. — Л. : ЦКТИ им. Ползунова, 1969. — Вып. 91. — С. 109–121.
72. Ueda, T. On upward flow of gas-liquid mixtures in vertical tubes: 3rd report, heat transfer results and analysis [Text] / T. Ueda, M. Hanaoka // Bull. JSME. — 1967. — Vol. 10, no. 42. — P. 1008–1015.
73. Доманский, И. В. Теплообмен при движении газожидкостных смесей в вертикальных трубах [Текст] / И. В. Доманский, В. Б. Тишин, В. Н. Соколов // Журн. прикл. хим. — 1969. — Т. 42, № 4. — С. 851–856.
74. Groothuis, H. Heat transfer in two-phase flow [Text] / H. Groothuis, W. P. Hendal // Chem. Eng. Sci. — 1959. — Vol. 11. — P. 212–220.
75. Кутателадзе, С. С. Пристенная турбулентность [Текст] / С. С. Кутателадзе. — Новосибирск : Наука, 1973. — 228 с.
76. Печеркин, Н. И. Исследование массоотдачи и трения в кольцевом двухфазном потоке [Текст] / Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович // Теплообмен при фазовых превращениях: Сб. научн. тр. / Под ред. С. С. Кутателадзе. — Новосибирск : Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1983. — С. 58–69.
77. Hesselgreaves, J. E. Compact Heat Exchanger: Selection, Design and Operation. [Text] / J. E. Hesselgreaves. — [S. l.] : Pergamon, 2001.
78. Чичиндаев, А. В. Оптимизация компактных пластинчато-ребристых теплообменников. Часть 1. Теоретические основы: Учебное пособие. [Текст] / А. В. Чичиндаев. — Новосибирск : Издательство НГТУ, 2003. — 400 с.
79. Wadekar, V. V. Plate-Fin Heat Exchangers for Cryogenic Applications with Special Emphasis on Two-Phase Flow [Text] / Vishwas V. Wadekar // Low

- Temperature and Cryogenic Refrigeration / Ed. by S. Kakaç, H. F. Smirnov, M. R. Avelino. — Dordrecht, The Netherlands : Kluwer Academic Publishers, 2003. — P. 435–450.
80. Mehendale, S. S. Heat exchangers at micro- and meso-scales [Text] / S. S. Mehendale, A. M. Jakobi, R. K. Shah // Proc. Int. Conf. on Compact Heat Exchangers and Enhancement Technology for the Process Industries, Banff, Canada, July 18-23, 1999 / Ed. by Shah Ramesh. — New York : Begell House Inc., 1999. — P. 55–74.
81. Валуева, Е. П. Особенности гидродинамики и теплообмена при течении в микроканальных технических устройствах [Текст] / Е. П. Валуева, А. Б. Гаряев, А. В. Клименко. — М. : Издательский дом МЭИ, 2016. — 140 с.
82. Yang, C.-Y. Condensation of R-12 in small hydraulic diameter extruded aluminum tubes with and without micro-fins [Text] / C.-Y. Yang, R. L. Webb // Int. J. Heat Mass Transfer. — 1996. — Vol. 39, no. 4. — P. 791–800.
83. Mishima, K. Some characteristics of gas-liquid flow in narrow rectangular ducts [Text] / K. Mishima, T. Hibiki, H. Nishihara // Int. J. Multiphase Flow. — 1993. — Vol. 19, no. 3. — P. 115–1241.
84. Wilmarth, T. Two-phase flow regimes in narrow rectangular vertical and horizontal channels [Text] / T. Wilmarth, M. Ishii // Int. J. Heat Mass Transfer. — 1994. — Vol. 37, no. 12. — P. 1749–1758.
85. Чехович, В. Ю. Теплообмен и гидравлическое сопротивление при испарительном фреоновом охлаждении проводников турбогенераторов [Текст] / В. Ю. Чехович // Низкотемпературное охлаждение электрических генераторов: Сб. научн. тр. / Под ред. С. С. Кутателадзе. — Новосибирск : Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1978. — С. 102–126.
86. Linear waves on liquid film in a vertical pipe with the presence of gas flow [Text] / D. Markovich, S. Alekseenko, S. Kharlamov, A. Cherdantsev // Proc. of the 3-rd Int. Conf. on Transport Phenomena in Multiphase Systems HEAT 2002, Baranów Sandomierski, Poland, June 24-27, 2002 / Ed. by

- Mieczysław E. Poniewski. — Kielce : Color Press, 2002. — P. 349–355.
87. Capillary controlled two-phase flow in rectangular channel [Text] / V. V. Kuznetsov, S. A. Safonov, S. Sunder, O. V. Vitovsky // Compact Heat Exchangers for the Process Industries: Proceedings of International Conference, Snowbird, Utah, June 22-27, 1997. — New York : Begell House Inc., 1997. — P. 291–304.
88. Kuznetsov, V. V. Two-phase flow patterns and evaporating heat transfer in a vertical rectangular channel [Text] / V. V. Kuznetsov, S. A. Safonov, et al. // Proc. Int. Conf. on Compact Heat Exchangers and Enhancement Technology for the Process Industries, Banff, Canada, July 18-23, 1999 / Ed. by Shah Ramesh. — New York : Begell House Inc., 1999. — P. 311–320.
89. Бейнусов, А. Г. К вопросу исследования гидродинамики двухфазных потоков в узких каналах [Текст] / А. Г. Бейнусов, А. Н. Хозе, А. Я. Черкас // Изв. АН СССР, Механика жидкости и газа. — 1978. — № 2. — С. 170–174.
90. Chu, K. J. Statistical characteristics of thin, wavy films: Part II. Studies of the substrate and its wave structure [Text] / K. J. Chu, A. E. Dukler // AIChE Journal. — 1974. — Vol. 20, no. 4. — P. 695–706.
91. Течение пленки криогенной жидкости по вертикальной поверхности [Текст] / С. В. Алексеенко, А. Д. Назаров, А. Н. Павленко [и др.] // Теплофизика и аэромеханика. — 1997. — Т. 4, № 3. — С. 307–318.
92. The growth of wave amplitude and heat transfer in falling intensively evaporating liquid films [Text] / A. N. Pavlenko, V. V. Lel, A. F. Serov [et al.] // Journ. Eng. Thermophysics. — 2002. — Vol. 11, no. 1. — P. 7–43.
93. Емкостной измеритель локальной толщины пленки жидкости [Текст] / С. В. Кротов, А. Д. Назаров, А. Н. Павленко [и др.] // Приборы и техника эксперимента. — 1997. — № 1. — С. 149–152.
94. Two-phase cocurrent downflow of liquid nitrogen in a vertical rectangular channel [Text] / A. N. Pavlenko, N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich [et al.] // Journ. Eng. Thermophysics. — 2002. — Vol. 11, no. 4. — P. 321–333.

95. Двухфазное опускное течение жидкого азота в вертикальном прямоугольном канале [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович [и др.] // Актуальные проблемы авиационных и аэрокосмических систем. Процессы, модели, эксперимент. — 2004. — Т. 9, № 2(18). — С. 56–63.
96. Двухфазное опускное течение жидкого азота в вертикальном прямоугольном канале [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, В. Ю. Чехович [и др.] // Труды 1-ой научной школы-конференции «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики», 29 сентября - 5 октября 2003 г., Алушта, Украина. CD-ROM. — Алушта : Изд. Триакон, 2003. — 10 с.
97. Емкостной измеритель и спектральный метод в изучении локальной толщины плёнки криогенной жидкости [Текст] / А. Ф. Серов, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин [и др.] // Тез. докл. межгосуд. конф. Методы и средства измерения теплофизических параметров-«Теплофизика-96», 12-14 ноября, 1996. Обнинск, Россия. — Обнинск : Физико-энергетический институт, 1996. — С. 40–43.
98. Использование емкостного метода измерений для регистрации локальных гидродинамических параметров парожидкостных потоков в миниканалах [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, В. Ю. Чехович [и др.] // Гео-Сибирь. — 2007. — Т. 4, № 2. — С. 173–178.
99. Назаров, А. Д. Разработка методов и электронных средств для теплофизических исследований двухфазных потоков [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук : 01.04.14, 01.04.01 / Александр Дмитриевич Назаров ; Ин-т теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН. — Новосибирск : [б. и.], 2013. — 280 с.
100. Алексеенко, С. В. Волновое течение пленок жидкости [Текст] / С. В. Алексеенко, В. Е. Накоряков, Б. Г. Покусаев. — Новосибирск : Наука, 1992. — 256 с.
101. Воронцов, Е. Г. Теплообмен в жидкостных пленках [Текст] / Е. Г. Ворон-

- цов, Ю. М. Тананайко. — Київ : Техніка, 1972. — 196 с.
102. Гимбутис, Г. Теплообмен при гравитационном течении пленки жидкости [Текст] / Г. Гимбутис. — Вильнюс : Мокслас, 1988. — 232 с.
103. Исаченко, В. П. Теплообмен при конденсации [Текст] / В. П. Исаченко. — М. : Энергия, 1977. — 240 с.
104. Холпанов, Л. П. Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела [Текст] / Л. П. Холпанов, В. Я. Шкадов. — М. : Наука, 1990. — 271 с.
105. Thome, J. R. Engineering Data Book III. [Text] / J. R. Thome. — [S. l.] : Wolverine Tube, Inc., 2004.
106. Ганчев, Б. Г. Процессы гидродинамики и теплопереноса при опускных пленочных и двухфазных газожидкостных течениях [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук : 01.04.14 / Борис Ганчевич Ганчев ; МВТУ им. Н. Э. Баумана. — Москва : [б. и.], 1984. — 486 с.
107. Павленко, А. Н. Переходные процессы при кипении и испарении [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени доктора физ.-мат. наук : 01.04.14 / Александр Николаевич Павленко ; Ин-т теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН. — Новосибирск : [б. и.], 2001. — 449 с.
108. Чиннов, Е. А. Гидродинамика и теплообмен в капиллярных течениях с естественной циркуляцией [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени доктора физ.-мат. наук : 01.04.14 / Евгений Анатольевич Чиннов ; Ин-т теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН. — Новосибирск : [б. и.], 2004. — 347 с.
109. Тананайко, Ю. М. Методы расчета и исследования пленочных процессов [Текст] / Ю. М. Тананайко, Е. Г. Воронцов. — Київ : Техніка, 1975. — 312 с.
110. Kandlikar, S. G. Handbook of phase change: Boiling and condensation [Text] / S. G. Kandlikar, M. Shoji, V. K. Dhir. — Philadelphia, PA : Taylor & Francis, 1999. — 788 p.
111. Lienhard IV, J. H. A Heat Transfer Textbook: Fourth Edition [Text] / J. H. Lienhard IV, J. H. Lienhard V. — Cambridge, Massachusetts, USA :

- Phlogiston Press, 2012. — 756 p.
112. Hewitt, G. F. Process heat transfer [Text] / G. F. Hewitt, G. L. Shires, T. R. Bott. — [S. l.] : Boca Raton : CRC Press : Begell House, 1994. — 1042 p.
 113. Нигматулин, Б. И. К обобщению опытных данных по теплоотдаче при течении жидких пленок вдоль твердых поверхностей [Текст] / Б. И. Нигматулин, М. З. Горюнова, Ю. В. Васильев // Теплофизика высоких температур. — 1981. — Т. 19, № 5. — С. 991–1001.
 114. Alhusseini, A. A. Falling film evaporation of single component liquids [Text] / A. A. Alhusseini, K. Tuzla, J. C. Chen // Int. J. of Heat Mass Transfer. — 1998. — Vol. 41, no. 12. — P. 1623–1632.
 115. Чжунь, К. Теплоотдача к испаряющимся жидким пленкам [Текст] / К. Чжунь, Р. Себан // Теплопередача Сер. С. — 1971. — Т. 93, № 4. — С. 71–77.
 116. Гешев, П. И. Модель для вычисления толщины и теплоотдачи в турбулентной пленке [Текст] / П. И. Гешев // Тез. докл. Всероссийской конференции XXXI «Сибирский теплофизический семинар», 17-19 ноября 2014, Новосибирск. — Новосибирск : Институт теплофизики СО РАН, 2014. — С. 127.
 117. Гешев, П. И. Простая модель для расчета толщины турбулентной пленки жидкости, увлекаемой силой тяжести и потоком газа [Текст] / П. И. Гешев // Теплофизика и аэромеханика. — 2014. — Т. 21, № 5. — С. 579–586.
 118. Воронцов, Е. Г. Проблемы гидродинамики стекающих плёнок [Текст] / Е. Г. Воронцов // Инженерно-физический журн. — 1993. — Т. 65, № 1. — С. 32–38.
 119. Kunugi, T. Surface wave structure and heat transfer of vertical liquid film flow with artificial oscillation [Text] / T. Kunugi, C. Kino, A. Serizawa // Proc. 5th International Symposium on Multiphase Flow, Heat Mass Transfer and Energy Conversion. Xi'an, China, 3-6 July 2005. — Xi'an, China : [s. n.], 2005.
 120. Miyara, A. Flow dynamics and heat transfer of wavy condensate film [Text] / A. Miyara // Transactions of the ASME. — 2001. — Vol. 123. — P. 492–500.

121. Negny, S. Study of a laminar falling film flowing over a wavy wall column: Part II. Experimental validation of hydrodynamic model [Text] / S. Negny, M. Meyer, M. Prevost // Int. J. Heat Mass Transfer. — 2001. — Vol. 44, no. 11. — P. 2147–2154.
122. Крылов, В. С. Теоретические аспекты интенсификации процессов межфазного обмена [Текст] / В. С. Крылов // Теор. основы хим. технол. — 1983. — Т. 17, № 1. — С. 15–30.
123. Слинько, М. Г. О межфазном обмене при поверхностных конвективных структурах в жидкости [Текст] / М. Г. Слинько, В. В. Дильман, Л. М. Рабинович // Теор. основы хим. технол. — 1983. — Т. 17, № 1. — С. 10–14.
124. Теплообмен в недогретой до температуры насыщения испаряющейся пленке жидкости [Текст] / Е. А. Чиннов, О. А. Кабов, О. В. Жуковская, И. А. Шарина // Теплофизика высоких температур. — 2006. — Т. 44, № 6. — С. 903–912.
125. Чиннов, Е. А. Управление формированием структур в нагреваемой пленке жидкости [Текст] / Е. А. Чиннов // Теплофизика высоких температур. — 2009. — Т. 47, № 1. — С. 68–74.
126. Pavlenko, A. N. Hydrodynamics and heat transfer in boiling and evaporation in cryogenic falling films and applications [Text] / A. N. Pavlenko // Selected Transactions of NATO Advanced Study Institute. — Dordrecht, The Netherlands : Kluwer Academic Publishers, 2003. — Vol. 99. — P. 181–200.
127. Palen, J. W. Falling film evaporation of binary mixture [Text] / J. W. Palen, Q. Wang, J. C. Chen // AIChE Journal. — 1994. — Vol. 40, no. 2. — P. 207–214.
128. Gropp, U. The influence of liquid-side mass transfer on heat transfer and selectivity during surface and nucleate boiling of liquid mixtures in a falling film [Text] / U. Gropp, E. U. Schlünder // Chem. Eng. and Processing. — 1986. — Vol. 20, no. 2. — P. 103–114.
129. Hoke Jr., B. C. Mass transfer in evaporating falling liquid film mixtures [Text] / B. C. Hoke Jr., J. C. Chen // AIChE Journal. — 1992. — Vol. 38, no. 5. —

- P. 781–787.
130. Influence of waves on heat transfer to falling films of a binary mixture [Text] / S. Leuthner, A. H. Maun, S. Fiedler, H. Auracher // Proc. of Second Int. Symp. on Two-Phase Flow Modelling and Experimentation, Rome, Italy, 23–26 May, 1999 / Ed. by G. P. Celata, P. Di Marco, R. K. Shah. — Vol. 2. — Piza : Edizioni ETC, 1999. — P. 1241–1248.
 131. Krupiczka, R. Heat transfer to evaporating binary liquid films inside a vertical tube [Text] / R. Krupiczka, A. Rotkegel, Z. Ziobrowski // Proc. of the 5th World Conf. on Experimental Heat Transfer, Fluid Mechanics, and Thermodynamics, Thessaloniki, Greece, 24–28 September, 2001. — Vol. 1. — Thessaloniki, Greece : [s. n.], 2001. — P. 285–289.
 132. Филаткин, В. Н. Теплоотдача при кипении водоаммиачных растворов [Текст] / В. Н. Филаткин // Вопросы теплоотдачи и гидравлики двухфазных сред / Под ред. С. С. Кутателадзе. — М.–Л. : Госэнергоиздат, 1961. — С. 112–116.
 133. Критические тепловые потоки при кипении бинарных смесей [Текст] / Г. И. Бобрович, И. И. Гогонин, С. С. Кутателадзе, В. Н. Москвичева // Журн. прикл. мех. и техн. физ. — 1962. — № 4. — С. 108–111.
 134. Кутепов, А. М. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании [Текст] / А. М. Кутепов, Л. С. Стерман, Н. Г. Стюшин. — 3-е испр. изд. — М. : Высшая школа, 1986. — 448 с.
 135. Honda, H. Condensation of downward-flowing zeotropic mixture HCFC-123/HFC-134a on a staggered bundle of horizontal low-finned tubes [Text] / H. Honda, H. Takamatsu, N. Takata // J. Heat Transfer. — 1999. — Vol. 121, no. 2. — P. 405–412.
 136. Fujita, Y. Boiling and evaporation of falling film on horizontal tubes and its enhancement on grooved tubes [Text] / Y. Fujita // Heat Transfer Enhancement of Heat Exchangers / Ed. by S. Kakaç, A. E. Bergles, F. Mayinger, H. Yuncu. — Dordrecht, The Netherlands : Kluwer Academic

- Publishers, 1999. — P. 325–346.
137. Лаптев, А. Г. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов [Текст] / А. Г. Лаптев, Н. А. Николаев, М. М. Башаров. — М. : Теплотехник, 2011. — 288 с.
 138. Павленко, А. Н. Теплообмен и кризисные явления в стекающих пленках жидкости при испарении и кипении [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, О. А. Володин ; Под ред. В. Е. Накорякова. — Новосибирск : Изд-во СО РАН, 2016. — 193 с.
 139. Webb, R. L. Odyssey of the enhanced boiling surface [Text] / R. L. Webb // Journal of Heat Transfer. — 2004. — Vol. 126, no. 6. — P. 1051–1059.
 140. Lee, W. Numerical simulation of boiling enhancement on a microstructured surface [Text] / W. Lee, G. Son // International Communications in Heat and Mass Transfer. — 2011. — Vol. 38. — P. 168–173.
 141. Christians, M. Falling film evaporation on enhanced tubes, part 1: Experimental results for pool boiling, onset-of-dryout and falling film evaporation [Text] / M. Christians, J. R. Thome // Int. J. of Refrigeration. — 2012. — Vol. 35, no. 2. — P. 300–312.
 142. Ulson de Souza, A. G. Experimental evaluation of spray cooling of R-134a on plain and enhanced surfaces [Text] / A. G. Ulson de Souza, J. R. Barbosa, Jr. // Proc. of ECI 8th International Conference on Boiling and Condensation Heat Transfer, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, 3-7 June 2012. — Lausanne, Switzerland : [s. n.], 2012. — P. 1455.
 143. Pastuszko, R. Pool boiling on micro-fins with wire mesh structures — experiments and simplified model [Text] / R. Pastuszko // Proc. of ECI 8th International Conference on Boiling and Condensation Heat Transfer, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, 3-7 June 2012. — Lausanne, Switzerland : [s. n.], 2012. — P. 1571.
 144. Косой, Б. В. Научно-технические основы интенсификации теплообмена в микроструктурных элементах систем терморегулирования [Текст] : Авто-

- реф. дис. на соиск. учен. степ. д-ра техн. наук : 05.14.06 / Борис Владимирович Косой ; Одесская национальная академия пищевых технологий. — Одесса : [б. и.], 2015. — 41 с.
145. Интенсификация тепло- и массообмена на макро-, микро- и наномасштабах [Текст] / Б. В. Дзюбенко, Ю. А. Кузма-Кичта, А. И. Леонтьев [и др.]. — М. : ЦНИИАтоминформ, 2008. — 532 с.
146. Исследование интенсификации теплообмена при кипении воды на поверхности с микро- и нанорельефом [Текст] / Ю. А. Кузма-Кичта, А. В. Лавриков, М. В. Шустов [и др.] // Теплоэнергетика. — 2014. — № 3. — С. 35–39.
147. Калинин, Э. К. Интенсификация теплообмена в каналах [Текст] / Э. К. Калинин, Г. А. Дрейцер, С. А. Ярхо. — 3-перераб. и доп. изд. — М. : Машиностроение, 1990. — 208 с.
148. Эффективные поверхности теплообмена [Текст] / Э. К. Калинин, Г. А. Дрейцер, И. З. Копп, А. С. Мякочин. — М. : Энергоатомиздат, 1998. — 408 с.
149. Данилова, Г. Н. Теплоотдача при кипении холодильных агентов [Текст] / Г. Н. Данилова // Вопросы теплоотдачи и гидравлики двухфазных сред / Под ред. С. С. Кутателадзе. — М.-Л. : Госэнергоиздат, 1961. — С. 93–112.
150. Данилова, Г. Н. Влияние давления и температуры насыщения на теплообмен при кипении фреонов [Текст] / Г. Н. Данилова // Теплообмен при конденсации и кипении. Тр. ЦКТИ / Под ред. М. А. Стыриковича и В. М. Боришанского. — Л. : ЦКТИ им. Ползунова, 1965. — Вып. 57. — С. 69–80.
151. Интенсификация теплообмена в кожухотрубных испарителях [Текст] / Г. Н. Данилова, В. А. Дюндин, С. Н. Богданов [и др.] // Холодильная техника. — 1981. — № 5. — С. 36–40.
152. Боришанская, А. В. О теплоотдаче при кипении фреонов на поверхности с пористыми металлическими покрытиями [Текст] / А. В. Боришанская // Холодильная техника. — 1979. — № 12. — С. 17–19.

153. Ковалев, С. А. Модель теплообмена при кипении жидкостей на пористой поверхности [Текст] / С. А. Ковалев, С. Л. Соловьев // Теплофизика высоких температур. — 1984. — Т. 22, № 6. — С. 1166–1171.
154. Теплообмен при кипении жидкости на микроструктурированных поверхностях. Ч. 1. Теплоотдача при кипении воды [Текст] / И. А. Попов, Н. Н. Зубков, С. И. Каськов, А. В. Щелчков // Теплоэнергетика. — 2013. — № 3. — С. 3–11.
155. Зубков, Н. Н. Реализация метода деформирующего резания ротационными резцами. Определение геометрических параметров зоны обработки [Текст] / Н. Н. Зубков, А. И. Овчинников, А. В. Седов // Известия высших учебных заведений. Машиностроение. — 2012. — № 1. — С. 67–73.
156. Lozano-Aviles, M. Experiments on falling film evaporation of a water-ethylene glycol mixture on a surface with longitudinal grooves [Text] : Ph. D. thesis / M. Lozano-Aviles ; Berlin University of Technology. — Berlin, Germany : [s. n.], 2007.
157. Gorgy, E. Local heat transfer coefficient for pool boiling of R-134a and R-123 on smooth and enhanced tubes [Text] / E. Gorgy, S. Eckels // Int. Journ. of Heat and Mass Transfer. — 2012. — Vol. 55. — P. 3021–3028.
158. Sommers, A. Using micro-structural surface features to enhance the convective flow boiling heat transfer of R-134a on aluminum [Text] / A. Sommers, K. Yerkes // Int. Journ. of Heat and Mass Transfer. — 2013. — Vol. 64. — P. 1053–1063.
159. Динамика пленочного течения в каналах с крупномасштабной шероховатостью при больших числах Рейнольдса [Текст] / Н. А. Николаев, Н. А. Войнов, А. С. Михалкин, А. Н. Николаев // Изв. РАН. Энергетика. — 2008. — № 5. — С. 61–64.
160. Войнов, Н. А. Интенсификация теплообмена в пленочном трубчатом испарителе [Текст] / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, А. Н. Войнов // Химическая промышленность. — 2010. — Т. 87, № 8. — С. 389–392.

161. Войнов, Н. А. Теплоотдача при конденсации и кипении в пленочном трубчатом испарителе [Текст] / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, А. Н. Николаев // Теор. основы хим. технол. — 2012. — Т. 46, № 4. — С. 432–440.
162. Николаев, Н. А. Гидродинамические закономерности пленочного течения жидкости по шероховатой поверхности [Текст] / Н. А. Николаев, В. Ф. Харин // Теор. основы хим. технол. — 1974. — Т. 8, № 5. — С. 712–719.
163. Modelling hydrodynamics mass transfer in structured packings — a review [Text] / P. Valluri, O. K. Matar, M. A. Mendes, G. F. Hewitt // Multiphase Science and Technology. — 2002. — Vol. 14, no. 4. — P. 303–348.
164. Трифонов, Ю. Я. Устойчивость и нелинейные волновые режимы при стекании пленок по гофрированной поверхности [Текст] / Ю. Я. Трифонов // Журн. прикл. мех. и техн. физики. — 2007. — Т. 48, № 1. — С. 110–120.
165. Hydrodynamics in falling liquid films on surfaces with complex geometry [Text] / A. N. Pavlenko, N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich, O. A. Volodin // Microgravity Sci. Technology. — 2009. — Vol. 21, Suppl. Issue 1. — P. 207–213.
166. Rupture of a subcooled liquid film falling down a heated grooved surface [Text] / D. V. Zaitsev, M. Lozano Aviles, H. Auracher, O. A. Kabov // Microgravity Science and Technology. — 2007. — Vol. 19, no. 3. — P. 71–74.
167. Thin film flow over structured packings at moderate Reynolds numbers [Text] / P. Valluri, O. K. Matar, G. F. Hewitt, M. A. Mendes // Chemical Engineering Science. — 2005. — Vol. 60, no. 4. — P. 1965–1975.
168. Trifonov, Y. Y. Spreading of a viscous liquid film over the corrugated surface and the heat and mass transfer calculations [Text] / Yu. Ya. Trifonov // Journal of Engineering Thermophysics. — 2008. — Vol. 17, no. 4. — P. 282–291.
169. Long-wave and integral boundary layer analysis of falling film flow on walls with three-dimensional periodic structures [Text] / T. Gambaryan-Roisman, H. Yu, K. Löffler, P. Stephan // Heat Transfer Engineering. — 2011. — Vol. 32, no. 7–8. — P. 705–713.
170. Перепелица, Б. В. О влиянии микротекстуры на формирование пленки

- жидкости на вертикальной поверхности [Текст] / Б. В. Перепелица // Теплофизика и аэромеханика. — 2011. — Т. 18, № 3. — С. 519–522.
171. Туз, В. Е. Теплообмен и гидродинамика парогазожидкостных потоков в каналах с сетчатым покрытием [Текст] : Автореф. дис. на соиск. учен. степ. д-ра техн. наук : 05.14.06 / Валерий Емельянович Туз ; Институт технической теплофизики, Национальная академия наук Украины. — Киев : [б. и.], 2010. — 35 с.
172. Salvagnini, W. M. A falling-film evaporator with film promoters [Text] / W. M. Salvagnini, Maria E. S. Taqueda // Ind. Eng. Chem. Res. — 2004. — Vol. 43, no. 21. — P. 6832–6835.
173. Gambaryan-Roisman, T. Heat transfer analysis of falling film evaporation on structured surfaces [Text] / T. Gambaryan-Roisman, P. Stephan // Proc. of the 12th International Heat Transfer Conference, Grenoble, France, August 2002. — Vol. 3. — Grenoble, France : [s. n.], 2002. — P. 449–454.
174. Gambaryan-Roisman, T. Analysis of falling film evaporation on grooved surfaces [Text] / T. Gambaryan-Roisman, P. Stephan // Journal of Enhanced Heat Transfer. — 2003. — Vol. 10, no. 4. — P. 445–448.
175. Lorenz, J. J. A note on boiling and evaporation of liquid films on horizontal tubes [Text] / J. J. Lorenz, D. Yung // J. Heat Transfer. — 1979. — Vol. 101, no. 1. — P. 178–180.
176. Webb, R. L. Boiling on structured surfaces [Text] / R. L. Webb, L. H. Chien // Heat Transfer Enhancement of Heat Exchangers / Ed. by S. Kakaç, A. E. Bergles, F. Mayinger, H. Yuncu. — Dordrecht, The Netherlands : Kluwer Academic Publishers, 1998. — P. 249–284.
177. Печеркин, Н. И. Теплоотдача при испарении стекающих пленок смеси фреонов на гладкой и структурированной поверхностях [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, О. А. Володин // Теплофизика и аэромеханика. — 2011. — Т. 18, № 4. — С. 605–616.
178. Павленко, А. Н. Теплообмен и кризисные явления при кипении в пленках

- смесей фреонов, стекающих по оребренной трубе [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, О. А. Володин // Теплофизика и аэромеханика. — 2012. — Т. 19, № 2. — С. 143–154.
179. Володин, О. А. Теплообмен и кризисные явления при пленочном течении бинарной смеси хладонов на гладких и структурированных поверхностях [Текст] : Диссертация на соискание ученой степени канд. физ.-мат. наук: Специальность 01.04.14 — Теплофизика и теоретическая теплотехника / Олег Александрович Володин ; ФГБУН Ин-т теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН. — Новосибирск : [б. и.], 2014. — 144 с.
180. Промышленные фторорганические продукты: Справ. изд. Изд. 2-е, перераб. и доп. [Текст] / Б. Н. Максимов, В. Г. Барабанов, И. Л. Серушкин [и др.]. — СПб. : Химия, 1996. — 544 с.
181. Дорохов, А. Р. К расчету теплообмена при стекании тонких пленок жидкости по вертикальной поверхности [Текст] / А. Р. Дорохов, И. И. Гогонин // Изв. Сибирского Отделения АН СССР. Сер. Техн. Наук. — 1989. — № 5. — С. 15–20.
182. Yagov, V. V. Predicting method for heat transfer coefficient at binary mixtures nucleate boiling [Text] / V. V. Yagov // Proc. of the 11th International Heat Transfer Conference, Heat Transfer 1998. Kyongju, Korea. August 23-28, 1998. — Vol. 2. — Kyongju, Korea : [s. n.], 1998. — P. 545–550.
183. Шиляев, М. И. Гидродинамика и тепломассообмен пленочных течений в полях массовых сил и их приложения [Текст] / М. И. Шиляев, А. В. Толстых. — М. : Инфра-М, 2014. — 198 с.
184. Гогонин, И. И. Теплообмен при кипении бинарных смесей в условиях свободной конвекции [Текст] / И. И. Гогонин // Инженерно-физический журн. — 2013. — Т. 86, № 3. — С. 646–651.
185. Стюшин, Н. Г. О влиянии концентрации на интенсивность теплообмена и критическую плотность теплового потока при кипении смесей и растворов [Текст] / Н. Г. Стюшин, В. И. Астафьев // Теор. основы хим. технол. —

1977. — Т. 11, № 1. — С. 59–65.
186. Bajorek, S. M. Evaluation of multicomponent pool boiling heat transfer coefficients [Text] / S. M. Bajorek, J. R. Lloyd, J. R. Thome // Proc. of The Ninth Int. Heat Transfer Conference, Jerusalem, Israel, August 19-24, 1990. Vol. 2. / Ed. by G. Hetsroni. — New York : Hemisphere Publishing Corp., 1990. — P. 39–44.
187. Thome, J. R. Prediction of binary mixture boiling heat transfer coefficients using only phase equilibrium data [Text] / J. R. Thome // Int. Journ. Heat and Mass Transfer. — 1983. — Vol. 26, no. 7. — P. 965–974.
188. Inoue, T. Characteristics of heat transfer coefficient during nucleate pool boiling of binary mixtures [Text] / T. Inoue, N. Kawae, M. Monde // Heat and Mass Transfer. — 1998. — Vol. 33, no. 4. — P. 337–344.
189. Fujita, Y. Heat transfer in nucleate pool boiling of binary mixtures [Text] / Y. Fujita, M. Tsutsui // Int. J. Heat Mass Transfer. — 1994. — Vol. 37, Suppl. 1. — P. 291–302.
190. Palen, J. W. A new way to design kettle and internal reboilers [Text] / J. W. Palen, W. M. Small // Hydrocarbon Processing. — 1964. — Vol. 43, no. 11. — P. 199–208.
191. Испарение и кипение пленки бинарной смеси фреонов на вертикальном цилиндре с сетчатым покрытием [Текст] / О. А. Володин, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, В. С. Сердюков // Вестник НГУ. — 2014. — Т. 9, Вып. 1. — С. 70–78.
192. Теплообмен и кризисные явления при интенсивном испарении в стекающих волновых плёнках жидкости [Текст] / А. Н. Павленко, А. М. Мацех, Н. И. Печеркин [и др.] // Теплофизика и аэромеханика. — 2006. — Т. 13, № 1. — С. 93–105.
193. Печеркин, Н. И. Локальный теплообмен в стекающих пленках смесей фреонов на структурированной поверхности [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, О. А. Володин // Теплофизические основы энергетических

- технологий: Сб. научн. трудов Всероссийской научно-практической конференции / Под ред. Г. В. Кузнецова, А. С. Заворина, К. В. Бувакова. — Томск : Изд. ТПУ, 2010. — С. 31–35.
194. Dukler, A. E. Fluid mechanics and heat transfer in vertical falling-film systems [Text] / A. E. Dukler // Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. — 1960. — Vol. 56, no. 3. — P. 1–10.
195. К определению коэффициента теплоотдачи при пленочной конденсации неподвижного пара на вертикальной поверхности [Текст] / С. С. Кутателадзе, И. И. Гогонин, Н. И. Григорьева, А. Р. Дорохов // Теплоэнергетика. — 1980. — № 4. — С. 5–7.
196. Алексеенко, С. В. Волны на поверхности вертикально стекающей пленки жидкости [Текст] / С. В. Алексеенко, В. Е. Накоряков, Б. Г. Покусаев. — Новосибирск : Институт теплофизики, 1979. — 51 с. — Препринт ИТ СО АН СССР; № 36–79.
197. Brauer, H. Strömung und Wärmeübergang bei Riesefilmen [Text] / H. Brauer // VDI-Forschungsheft. — VDI-Verlag. — 1956. — Vol. 22, no. 457. — P. 1–40.
198. Володин, О. А. Теплообмен и волновые характеристики при течении пленки бинарной смеси фреонов по поверхности с трехмерной текстурой [Текст] / О. А. Володин, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин // Теплофизика высоких температур. — 2013. — Т. 51, № 6. — С. 864–874.
199. Pecherkin, N. Heat transfer and crisis phenomena at the film flows of freon mixture over vertical structured surfaces [Text] / Nikolay Pecherkin, Alexander Pavlenko, Oleg Volodin // Heat Transfer Engineering. — 2016. — Vol. 37, no. 3–4. — P. 257–268.
200. Pecherkin, N. I. Heat transfer and critical heat flux at evaporation and boiling in refrigerant mixture films falling down the tube with structured surfaces [Text] / N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko, O. A. Volodin // International Journal of Heat and Mass Transfer. — 2015. — Vol. 90, no. 11. — P. 149–158.

201. Ягов, В. В. Теплообмен в однофазных средах и при фазовых превращениях: Учебное пособие для вузов [Текст] / В. В. Ягов. — М. : Издательский дом МЭИ, 2014. — 542 с.
202. Григорьев, В. А. Кипение криогенных жидкостей [Текст] / В. А. Григорьев, Ю. М. Павлов, Е. В. Аметистов. — М. : Энергия, 1977. — 288 с.
203. Гогонин, И. И. Теплообмен при кипении жидкости в пленке, движущейся под действием силы тяжести [Текст] / И. И. Гогонин // Инженерно-физический журн. — 2010. — Т. 83, № 4. — С. 821–826.
204. Лабунцов, Д. А. Теплообмен при пузырьковом кипении жидкостей [Текст] / Д. А. Лабунцов // Теплоэнергетика. — 1959. — № 12. — С. 19–26.
205. Кружилин, Г. Н. Обобщение экспериментальных данных по теплоотдаче при кипении жидкостей в условиях свободной конвекции [Текст] / Г. Н. Кружилин // Изв. АН СССР, ОТН. — 1949. — № 5. — С. 701–712.
206. Лабунцов, Д. А. Вопросы теплообмена при пузырьковом кипении жидкостей [Текст] / Д. А. Лабунцов // Теплоэнергетика. — 1972. — № 9. — С. 14–19.
207. Лабунцов, Д. А. Обобщенные зависимости для теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкостей [Текст] / Д. А. Лабунцов // Теплоэнергетика. — 1960. — № 5. — С. 76–81.
208. Thors, P. Method for making enhanced heat transfer surfaces [Text] / P. Thors, N. Zoubkov. — US Patent : US 8573022 B2, Int. B21D53/01, Nov. 5, 2013.
209. Зубков, Н. Н. Получение подповерхностных полостей деформирующим резанием для интенсификации пузырькового кипения [Текст] / Н. Н. Зубков // Вестник Машиностроения. — 2014. — № 11. — С. 75–79.
210. Щелчков, А. В. Кипение жидкости на микроструктурированных поверхностях в условиях свободной конвекции [Текст] / А. В. Щелчков, И. А. Попов, Н. Н. Зубков // Инженерно-физический журнал. — 2016. — Т. 89, № 5. — С. 1160–1169.
211. Теплообмен при кипении в условиях пленочного течения бинарной сме-

- си хладонов по поверхности с микроструктурой [Текст] / О. А. Володин, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин [и др.] // Инновационная наука. — 2016. — № 12. — С. 8–15.
212. Влияние типа структурирования поверхности на теплоотдачу при испарении и кипении в стекающих пленках [Текст] / О. А. Володин, Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко [и др.] // Интерэкспо Гео-Сибирь. — 2017. — Т. 5, № 1. — С. 157–162.
213. Heat transfer at boiling of R114/R21 refrigerants mixture film on microstructured surfaces [Text] / O. A. Volodin, N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko [et al.] // Journal of Physics: Conference Series. — 2017. — Vol. 891. — P. 012035.
214. Кипение стекающей пленки жидкости на вертикальном цилиндре с микроструктурой [Текст] / О. А. Володин, Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко [и др.] // Тез. докл. Всероссийской конференции XXXIII Сибирский теплофизический семинар, 6–8 июня 2017 г., Новосибирск, Россия. Институт теплофизики СО РАН. — Новосибирск : ИТ СО РАН, 2017. — С. 282.
215. Павленко, А. Н. Испарение и кипение пленки смеси хладонов, стекающей по цилиндру с сетчатым покрытием [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, О. А. Володин // Инновационная наука. — 2016. — № 9. — С. 15–22.
216. Pecherkin, N. I. Heat transfer in falling film of the refrigerants mixture on a vertical tube with wire mesh [Text] / N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko, O. A. Volodin // Proc. of 3rd International Workshop on Heat Transfer Advances for Energy Conservation and Pollution Control (IWHT2015). October 16-19, 2015, Taipei, Taiwan–2015. Serial Number: IWHT2015-1049. — [S. l. : s. n.], 2015.
217. Применение сетчатых покрытий для интенсификации теплообмена в стекающих пленках [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, О. А. Володин [и др.] // Интерэкспо Гео-Сибирь. — 2016. — Т. 5, № 1. — С. 15–21.
218. Володин, О. А. Теплообмен и кризисные явления в пленках смесей фре-

- онов, стекающих по структурированной поверхности [Текст] / О. А. Володин, Н. И. Печеркин // Тепловые процессы в технике. — 2012. — Т. 4, № 2. — С. 56–67.
219. Pecherkin, N. I. Flow dynamics, heat transfer and crisis phenomena in the films of binary freon mixtures, falling over the structured surface [Text] / N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko, O. A. Volodin // International Journal of Fluid Mechanics Research. — 2012. — Vol. 39, no. Issue 2. — P. 125–135.
220. Pavlenko, A. N. Heat transfer and crisis phenomena in falling films of cryogenic liquid [Text] / A. N. Pavlenko, V. V. Lel' // Russ. J. Eng. Thermophys. — 1997. — Vol. 7, no. 3–4. — P. 177–210.
221. Brauner, N. Modeling of wavy flow in inclined thin films [Text] / N. Brauner, D. M. Maron // Chem. Eng. Sci. — 1983. — Vol. 38, no. 5. — P. 775–788.
222. Heat transfer and crisis phenomena at boiling of refrigerant films falling down the surfaces obtained by deformational cutting [Text] / Oleg Volodin, Nikolay Pecherkin, Alexander Pavlenko, Nikolay Zubkov // Interfacial Phenomena and Heat Transfer. — 2017. — Vol. 5, no. 3. — P. 215–222.
223. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: в 2 кн. Кн. 2 [Текст] / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; Под ред. В. Г. Айнштейна. — М. : «Логос» Высшая школа, 2003. — 872 с.
224. Кулов, Н. Н. О некоторых проблемах разделения смесей [Текст] / Н. Н. Кулов // Теор. основы хим. технол. — 2007. — Т. 41, № 1. — С. 3–15.
225. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 8-е, перераб. [Текст] / А. Г. Касаткин. — М. : Химия, 1971. — 784 с.
226. Noble, R. D. Separations research needs for the 21st century [Text] / Richard D. Noble, Rakesh Agrawal // Ind. Eng. Chem. Res. — 2005. — Vol. 44, no. 9. — P. 2887–2892.
227. Kister, H. Z. Distillation design [Text] / Henry Z. Kister. — [S. l.] : McGraw-Hill, Inc., 1992. — 710 p.

228. Equipment for Distillation, Gas Absorption, Phase Dispersion, and Phase Separation. Handbook, Section 14. 8th edition [Text] / H. Z. Kister, P. M. Mathias, D. E. Steinmeyer [et al.]. — [S. l.] : McGraw-Hill, Inc., 2008. — 133 p. — URL: <http://www.slideshare.net/hungtv511/gas-absorption-perrys-chemical-engineering-handbook-8th-ed-section-14>. DOI:10.1036/0071511377.
229. Separation Technology. Distillation and Absorption [Electronic resource]. — P.O. Box 65 8404 Winterthur, Switzerland : [s. n.], 2014. — URL: <http://www.sulzer.com/en/Products-and-Services/Separation-Technology/Distillation-and-Absorption/Distillation>.
230. Розен, А. М. К вопросу о масштабном переходе в химической технологии [Текст] / А. М. Розен, А. Е. Костанян // Теор. основы хим. технол. — 2002. — Т. 36, № 4. — С. 339–346.
231. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования [Текст] / А. М. Розен, Е. П. Мартюшин, В. М. Олевский [и др.] ; Под ред. д.х.н. А. М. Розена. — М. : Химия, 1980. — 320 с.
232. Maldistribution in packed columns – new findings, old challenges [Text] / T. Keller, R. Eiswirth, A. Shilkin [et al.] // Proc. 10th International Conference «Distillation and Absorption 2014», 14–17 September 2014, Friedrichshafen, Germany. — [S. l. : s. n.], 2014. — P. 288–293.
233. Separation Technology. Structured Packings [Electronic resource]. — P.O. Box 65 8404 Winterthur, Switzerland : [s. n.], 2014. — URL: <http://www.sulzer.com/en/Products-and-Services/Separation-Technology/Structured-Packings>.
234. Kagan, A. M. Comparative characteristics of industrial packings for heat- and mass-exchange processes [Text] / A. M. Kagan, A. S. Pushnov // Chemical and Petroleum Engineering. — 2008. — Vol. 44, no. 3–4. — P. 187–192.
235. Каган, А. М. Активная поверхность элементов нерегулярных тепло- мас-

- сообменных насадок [Текст] / А. М. Каган, Л. А. Юдина, А. С. Пушнов // Теор. основы хим. технол. — 2012. — Т. 46, № 2. — С. 199–206.
236. Сравнительные характеристики нерегулярных металлических насадок [Текст] / А. М. Каган, К. В. Чиж, А. С. Тимонин, А. С. Пушнов // Химическая промышленность. — 2012. — Т. 89, № 1. — С. 39–47.
237. Контактные насадки промышленных теплообменных аппаратов [Текст] / А. М. Каган, А. Г. Лаптев, А. С. Пушнов, М. И. Фарахов. — Казань : Отечество, 2013. — 454 с.
238. Фарахов, М. И. Модернизация массообменных аппаратов новыми насадками в химической технологии [Текст] / М. И. Фарахов, А. Г. Лаптев, М. М. Башаров // Теор. основы хим. технол. — 2015. — Т. 49, № 3. — С. 247–252.
239. Finn, A. I. Consider thermally coupled distillation [Text] / A. I. Finn // Chem. Eng. Progr. — 1993. — Vol. 89, no. 10. — P. 41–45.
240. Fidkowski, Z. Multicomponent thermally coupled systems of distillation columns at minimum reflux [Text] / Z. Fidkowski, R. Agrawal // AIChE Journal. — 2001. — Vol. 47, no. 2. — P. 2713–2724.
241. Asprion, N. Dividing wall columns: Fundamentals and recent advances [Text] / Norbert Asprion, Gerd Kaibel // Chem. Eng. and Processing. — 2010. — Vol. 49. — P. 139–146.
242. Dividing wall column for industrial multipurpose use [Text] / D. Staak, T. Grützner, B. Schwegler, D. Roederer // Chem. Eng. and Processing. — 2014. — Vol. 75. — P. 48–57.
243. Trifonov, Y. Modeling of mixture separation in column with structured packing. Effect of liquid maldistribution [Text] / Yu. Trifonov, S. Sunder, P. Houghton // Distillation and Absorption 2006. Proc. of the 8th Int. Conf. on Distillation & Absorption, London, UK, 4–6 September 2006 / Ed. by Eva Sørensen. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 152, 2006. — P. 764–772.
244. Mahr, B. Modeling and measurement of macroscopic flow fields in structured

- packings [Text] / B. Mahr, D. Mewes // Distillation and Absorption 2006. Proc. of the 8th Int. Conf. on Distillation & Absorption, London, UK, 4–6 September 2006 / Ed. by Eva Sørensen. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 152, 2006. — P. 544–553.
245. CFD simulation of gas distribution performance of gas inlet systems in packed columns [Text] / M. Haghshenasfard, M. Zivdar, R. Rahimi, M. N. Esfahany // Chemical Engineering & Technology. — 2007. — Vol. 30, no. 9. — P. 1176–1180.
246. Taylor, R. (Di)still modeling after all these years: a view of the state of the art [Text] / R. Taylor // Distillation and Absorption 2006. Proc. of the 8th Int. Conf. on Distillation & Absorption, London, UK, 4–6 September 2006 / Ed. by Eva Sørensen. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 152, 2006. — P. 1–20.
247. Gunn, D. J. Liquid distribution in packed columns [Text] / D. J. Gunn, H. B. S. Al-Saffar // Chem. Eng. Sci. — 1993. — Vol. 48, no. 22. — P. 3845–3854.
248. Eiden, U. Do we still need plant-scale measurements in distillation [Text] / U. Eiden, R. Kaiser // In Proc. of the Int. Symp. "Distillation & Absorption-97", Rugby, UK, 8–10 September 1997. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 142. Vol. 2, 1997. — P. 757–767.
249. Kalbassi, M. A. Large industrial-scale demonstration of structured packing distillation system [Text] / M. A. Kalbassi, I. Zone // In Proc. of Intern. Congress on Process Industries. AACHEM America, Mexico City, 18-20 March 2002. — Mexico City, Mexico : [s. n.], 2002. — P. 1–9.
250. Structured packing efficiency — vital information for the chemical industry [Text] / M. Ottenbacher, Ž. Olujić, M. Jödecke, C. Großmann // Proc. of the 9th Distillation and Absorption Conference «Distillation & Absorption 2010». 12–15 September 2010, Eindhoven University of Technology / Ed. by A.B. de Haan, H. Kooijman and A. Górak. — Eindhoven, The Netherlands : [s. n.], 2010. — P. 575–580.
251. Spiegel, L. Distillation column with structured packing in the next decade [Text] / L. Spiegel, W. Meier // Proc. of the 7th Int. Conf. on Distillation &

- Absorption, Baden-Baden, Germany, 30 Sep. – 02 Oct. 2002. — No. 21-1. — Düsseldorf : VDI-GVC, 2002.
252. Zuiderweg, F. I. Liquid backmixing in structured packing in high pressure distillation. The performance of packing in high pressure distillation applications [Text] / F. I. Zuiderweg, Ž. Olujić, J. G. Kunesh // In Proc. of the Int. Symp. Distillation & Absorption-97, Rugby, UK, 8–10 September 1997. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 142. Vol. 2, 1997. — P. 865–872.
253. Fitz, C. W. Performance of structured packing in a commercial scale column at pressures of 0.02 to 27.6 bar [Text] / C. W. Fitz, Jr. A. Shariat, J. G. Kunesh // In Proc. of the Int. Symp. Distillation & Absorption-97, Rugby, UK, 8–10 September 1997. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 142. Vol. 2, 1997. — P. 829–839.
254. Effect of bed length and vapor maldistribution on structured packing performance [Text] / T. J. Cai, G. X. Chen, C. W. Fitz, J. G. Kunesh // Chem. Eng. Res. Des. — 2003. — Vol. 81, no. 1. — P. 85–93.
255. Large industrial-scale model of structured packing distillation column [Text] / A. N. Pavlenko, N. I. Pecherkin, V. Yu. Chekhovich [et al.] // Journ. of Engineering Thermophysics. — 2005. — Vol. 13, no. 1. — P. 1–18.
256. Разделение смесей и распределение жидкости на структурированной насадке в крупномасштабной модели дистилляционной колонны [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович [и др.] // ТОХТ. — 2006. — Т. 40, № 4. — С. 355–365.
257. Противоточная колонна с динамически управляемым распределителем жидкости [Текст] / А. Н. Павленко, А. Ф. Серов, А. Д. Назаров [и др.]. — Патент RU 2631701 Рос. Федерация : заявитель и патентообладатель ФГБУН Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН , заявка № 2016134296 от 22.08.2016; дата гос. рег. 26.09.2017.
258. Koch-Glitsch. Structured Packing [Electronic resource]. — Koch-Glitsch, LP. 4111 E. 37th Street North Wichita, KS 67220, US : [s. n.],

2016. — URL: [/http://www.koch-glitsch.com/masstransfer/pages/structured_packing.aspx](http://www.koch-glitsch.com/masstransfer/pages/structured_packing.aspx).
259. Montz Strukturpackungen: [Electronic resource].— Julius Montz GmbH. Hofstraße 82. 40723 Hilden, Germany : [s. n.], 2013. — URL: <http://montz.de/en/products/montz-structured-packings/>.
260. Башаров, М. М. Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке [Текст] / М. М. Башаров, Е. А. Лаптева ; Под ред. А. Г. Лаптева. — Казань : Казанский гос. энерг. ун-т, 2014. — 280 с.
261. Schultes, M. Commercial scale test validation of modern high performance random and structured packings for CO₂-capture ranking [Text] / M. Schultes, S. Chambers, B. Fleming // Proc. of the 9th Distillation and Absorption Conference «Distillation & Absorption 2010». 12–15 September 2010, Eindhoven University of Technology / Ed. by A.B. de Haan, H. Kooijman and A. Górak. — Eindhoven, The Netherlands : [s. n.], 2010. — P. 665–670.
262. Separation efficiency and pressure drop of SiC ceramic and Mellapak structured packings [Text] / A. N. Pavlenko, J. Zeng, N. I. Pecherkin [et al.] // Journal of Engineering Thermophysics. — 2016. — Vol. 25, no. 1. — P. 1–14.
263. Ž. Olujić. A corrugation geometry based model for efficiency of structured distillation packing [Text] / Ž. Olujić, A. B. Kamerbeek, J. de Graauw // Chem. Eng. and Processing. — 1999. — Vol. 38, no. 4–6. — P. 683–695.
264. Bravo, J. L. Mass transfer in gauze packings [Text] / J. L. Bravo, J. A. Rocha, J. R. Fair // Hydrocarbon Processing. — 1985. — Vol. 64, no. 1. — P. 91–95.
265. Ž. Olujić. Standardization of structured packing efficiency measurements, version 2 [Text] / Ž. Olujić // Handbook. — Leegwaterstraat 44, 2628 CA Delft, The Netherlands : Delft University of Technology, Process & Energy Department, 2010. — P. 1–65.
266. Исследование распределения струйно-капельного потока в массообменных аппаратах. (Методы и аппаратное обеспечение) [Текст] / А. Ф. Серов,

- А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин [и др.]. — Новосибирск : Институт теплофизики СО РАН, 1998. — 17 с. — Препринт ИТ СО РАН; № 287–98.
267. Пузырьковый расходомер для исследования струйно-капельного течения в массообменных аппаратах [Текст] / А. Ф. Серов, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин [и др.] // Приборы и техника эксперимента. — 1998. — № 5. — С. 145–149.
268. Берд, Р. Явления переноса. Пер. с англ. [Текст] / Р. Берд, В. Стьюарт, Е. Лайтфут ; Под ред. Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова. — М. : Химия, 1974. — 686 с.
269. Egoshi, N. Mass transfer in binary distillation of nitrogen-oxygen and argon-oxygen systems by packed column with structured packings [Text] / N. Egoshi, H. Kawakami, K. Asano // Journ. of Chem. Eng. of Japan. — 2000. — Vol. 33, no. 2. — P. 245–252.
270. Egoshi, N. Heat and mass transfer model to optimum design of cryogenic air separation plant by packed columns with structured packing [Text] / N. Egoshi, H. Kawakami, K. Asano // Separation and Purification Technology. — 2002. — Vol. 29. — P. 141–151.
271. Taylor, R. Multicomponent mass transfer [Text] / Ross Taylor, R. Krishna. — [S. l.] : John Wiley & Sons, Inc., 1993. — 579 p.
272. Кафаров, В. В. Основы массопередачи: Учебник для студентов вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. [Текст] / В. В. Кафаров. — М. : Высшая школа, 1979. — 439 с.
273. Лаптев, А. Г. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса [Текст] / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров. — Казань : Центр инновационных технологий, 2016. — 344 с.
274. Оценка эффективности насадочных массообменных устройств [Текст] / А. В. Полянский, В. Н. Блиничев, О. В. Чагин, Я. Кравчик // Теор. основы хим. технол. — 2017. — Т. 51, № 3. — С. 330–337.

275. Лаптева, Е. А. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики [Текст] / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев. — Казань : Печать-Сервис XXI век, 2015. — 236 с.
276. Экспериментальное исследование влияния неравномерности орошения на входе структурированной насадки на эффективность разделения смеси фреонов [Текст] / А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович [и др.] // ТОХТ. — 2009. — Т. 43, № 1. — С. 3–13.
277. Развитие неравномерности распределения состава смеси в структурированной насадке дистилляционной колонны [Текст] / А. Н. Павленко, В. Е. Жуков, Н. И. Печеркин [и др.] // ТОХТ. — 2010. — Т. 44, № 6. — С. 651–659.
278. Investigation of flow parameters and efficiency of mixture separation on a structured packing [Text] / A. N. Pavlenko, V. E. Zhukov, N. I. Pecherkin [et al.] // AIChE Journal. — 2014. — Vol. 60, Issue 2. — P. 690–705.
279. Влияние высоты структурированной насадки на эффективность разделения смеси фреонов в крупномасштабной модели ректификационной колонны [Текст] / А. Н. Павленко, В. Е. Жуков, Н. И. Печеркин [и др.] // Тез. докл. Всероссийской конференции XXXIII Сибирский теплофизический семинар, 6–8 июня 2017 года, г. Новосибирск. — Новосибирск : Институт теплофизики СО РАН, 2017. — С. 295.
280. Effect of the structured packing height on efficiency of freons mixture separation in a large-scale model of distillation column [Text] / A. N. Pavlenko, V. E. Zhukov, N. I. Pecherkin [et al.] // MATEC Web of Conferences. — 2017. — Vol. 115. — P. 08003.
281. Structure packing performance — experimental evaluation of two predictive models [Text] / J. R. Fair, A. F. Seibert, M. Behrens [et al.] // Ind. Eng. Chem. Res. — 2000. — Vol. 39, no. 6. — P. 1788–1796.
282. Рамм, В. М. Абсорбция газов. — Изд. 2-е, перераб. и доп. [Текст] / В. М. Рамм. — М. : Химия, 1976. — 656 с.
283. Лаптев, А. Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике:

- Пособие к расчету аппаратов [Текст] / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов. — Казань : Изд-во Казанского гос. ун-та, 2008. — 729 с.
284. Влияние микротекстуры, угла наклона ребер и перфорации поверхностей сложной геометрии на растекание жидкости [Текст] / A. N. Pavlenko, X. Li, H. Li [и др.] // Письма в ЖТФ. — 2015. — Т. 41, № 16. — С. 21–28.
285. Mixture separation on a structured packings designed for dividing wall columns [Text] / N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko, V. E. Zhukov [et al.] // Proc. 21 Int. Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2014. 23–27 August 2014, Prague, Czech Republic. CD-ROM. Ser. Num.: 0486. — [S. l. : s. n.], 2014.
286. Perry, D. Liquid distribution for optimum packing performance [Text] / D. Perry, D. E. Nutter, A. Hale // Chem. Eng. Prog. — 1990. — Vol. 86, no. 1. — P. 30–35.
287. Bonilla, J. A. Don't neglect liquid distributors [Text] / J. A. Bonilla // Chem. Eng. Prog. — 1993. — Vol. 89, no. 3. — P. 47–61.
288. Hoek, P. Small scale and large scale liquid maldistribution in packed columns [Text] / P. Hoek, J. Wesselingh, F. Zuiderweg // Chem. Eng. Res. Des. — 1986. — Vol. 64. — P. 431–449.
289. Boyer, C. Measurement of liquid flow distribution in trickle bed reactor of large diameter with a new gamma-ray tomographic system [Text] / C. Boyer, B. Fanget // Chem. Eng. Science. — 2002. — Vol. 57, no. 7. — P. 1079–1089.
290. Countercurrent flow distribution in structure packing via computed tomography [Text] / S. Roy, A. Kemoun, M. H. Al-Dahhan [et al.] // Chem. Eng. and Processing: Process Intensification. — 2005. — Vol. 44, no. 1. — P. 59–69.
291. Fourati, M. Experimental study of liquid spreading in structured packings [Text] / M. Fourati, V. Roig, L. Raynal // Chem. Eng. Sci. — 2012. — Vol. 80. — P. 1–15.
292. Investigation of liquid flow morphology inside a structured packing using X-ray

- tomography [Text] / A. Janzen, J. Steube, S. Aferka [et al.] // Chem. Eng. Sci. — 2013. — Vol. 102. — P. 451–460.
293. Ž. Olujić. Effect of the initial gas maldistribution on the pressure drop of structure packing [Text] / Ž. Olujić, A. Mohammed Ali, P. J. Jansens // Proc. of the 7th Int. Conf. on Distillation & Absorption, Baden-Baden, Germany, 30 Sep. – 02 Oct. 2002. — No. 6-14. — Düsseldorf : VDI-GVC, 2002.
294. Lockett, M. J. The effect of maldistribution on separation in packed distillation columns [Text] / M. J. Lockett, J. F. Billingham // Proc. of the 7th Int. Conf. on Distillation & Absorption, Baden-Baden, Germany, 30 Sep. – 02 Oct. 2002. — No. 22-2. — Düsseldorf : VDI-GVC, 2002.
295. Ž. Olujić. Experimental studies on the interaction between the initial liquid distribution and the performance of structured packings [Text] / Ž. Olujić, J. de Graauw // Separation Science and Technology. — 1999. — Vol. 25, no. 13–15. — P. 1723–1735.
296. Shilkin, A. Separation performance of structured packed columns: a comparison of two modelling approaches [Text] / A. Shilkin, E. Kenig // Distillation and Absorption 2006. Proc. of the 8th Int. Conf. on Distillation & Absorption, London, UK, 4–6 September 2006 / Ed. by Eva Sørensen. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 152, 2006. — P. 211–219.
297. Wetting performance and pressure drop of structure packings: CFD and experiment [Text] / A. Ataki, P. Kolb, U. Bühlman, H.-J. Bart // Distillation and Absorption 2006. Proc. of the 8th Int. Conf. on Distillation & Absorption, London, UK, 4–6 September 2006 / Ed. by Eva Sørensen. — Rugby, UK : IChemE Symp. Ser. No. 152, 2006. — P. 534–543.
298. Ž. Olujić. Large-diameter experimental evidence on liquid (mal)distribution properties of structured packings [Text] / Ž. Olujić, H. Jansen // Chemical Engineering Research and Design. — 2015. — Vol. 99. — P. 2–13.
299. Использование кремниевых диодов для исследования динамики формирования крупномасштабной температурной неравномерности внутри струк-

- турированной насадки дистилляционной колонны [Текст] / В. Е. Жуков, А. Н. Павленко, Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович // Гео-Сибирь. — 2008. — Т. 4, № 2. — С. 166–170.
300. Тимошенко, А. В. Методы энергосбережения при ректификации смесей органических веществ [Текст] / А. В. Тимошенко, Е. А. Анохина // Ползуновский вестник. — 2010. — № 3. — С. 134–136.
301. Ömer Yildirim. Dividing wall columns in chemical process industry: A review on current activities [Text] / Ömer Yildirim, Anton A. Kiss, Eugeny Y. Kenig // Separation and Purification Technology. — 2011. — Vol. 80. — P. 403–417.
302. Wang, S.-J. Controllability and energy efficiency of a high-purity divided wall column [Text] / San-Jang Wang, David S. H. Wong // Chem. Eng. Sci. — 2007. — Vol. 62. — P. 1010–1025.
303. Hydraulic design, technical challenges and comparison of alternative configurations of a four-product dividing wall column [Text] / I. Dejanović, I. J. Halvorsen, S. Skogestad [et al.] // Chem. Eng. and Processing. — 2014. — Vol. 84. — P. 71–81.
304. Equipment improvement trends in distillation [Text] / Ž. Olujić, M. Jödecke, A. Shilkin [et al.] // Chem. Eng. and Processing. — 2009. — Vol. 48. — P. 1089–1104.
305. Kiss, A. A. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns [Text] / Anton A. Kiss, Žarko Olujić // Chem. Eng. and Processing. — 2014. — Vol. 86. — P. 125–144.
306. Design and operation of dividing-wall distillation columns. 1. Diminishing the black-hole problem through over-design [Text] / W. Chen, K. Huang, H. Chen [et al.] // Chem. Eng. and Processing. — 2014. — Vol. 75. — P. 90–109.
307. Wilson, J. Structured packing [Text] / J. Wilson, S. Sunder, P. Houghton. — US Patent : US 2013/0233016 A1, Sep. 12, 2013.
308. Разделение смесей в дистилляционной колонне с полуцилиндрической на-

- садкой [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, В. Е. Жуков [и др.] // Тез. докл. Всероссийской конференции XXXIV Сибирский теплофизический семинар, 27–30 августа 2018 года, г. Новосибирск. — Новосибирск : Институт теплофизики СО РАН, 2018. — С. 111.
309. Mixture separation in distillation column with semi-cylindrical structured packing [Text] / N. I. Pecherkin, A. N. Pavlenko, V. E. Zhukov [et al.] // Journal of Physics: Conference Series. — 2018. — Vol. 1105. — P. 012064.
310. Влияние формы поперечного сечения колонны на эффективность разделения бинарной смеси на структурированных насадках [Текст] / Н. И. Печеркин, А. Н. Павленко, В. Е. Жуков [и др.] // Интерэкспо ГЕО-Сибирь-2018. XIV Междунар. науч. конгр.: Междунар. науч. конф «СибОптика-2018» (Новосибирск, 23-24 апреля 2018 г.): сб. материалов в 2 т. — Новосибирск : СГУГиТ, 2018. — Т. 1. — С. 226–232.
311. Separation efficiency of mixtures by distillation using structured noncircular packings [Text] / A. N. Pavlenko, N. I. Pecherkin, V. E. Zhukov [et al.] // Chemical Engineering and Processing – Process Intensification. — 2018. — Vol. 133. — P. 211–220.
312. Шпигель, Л. Характеристики работы насадки МЕЛЛАПАК различных типов [Текст] / Л. Шпигель, В. Майер // Химическое и нефтяное машиностроение. — 1994. — № 3. — С. 16–21.
313. Bravo, J. L. Pressure drop in structured packings [Text] / J. L. Bravo, J. A. Rocha, J. R. Fair // Hydrocarbon Processing. — 1986. — Vol. 65, no. 3. — P. 45–49.
314. Design method for distillation columns filled with metallic, ceramic, or plastic structured packings [Text] / J. J. Gualito, F. J. Cerino, J. C. Cardenas, J. A. Rocha // Ind. Eng. Chem. Res. — 1997. — Vol. 36, no. 5. — P. 1747–1757.
315. Onda, K. Mass transfer coefficients between gas and liquid phases in packed columns [Text] / K. Onda, H. Takeuchi, Y. Okumoto // Journ. of Chem. Eng. of Japan. — 1968. — Vol. 1, no. 1. — P. 56–62.