

ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ И ПРОЕКТНЫЙ ИНСТИТУТ АЗОТНОЙ
ПРОМЫШЛЕННОСТИ И ПРОДУКТОВ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА
/ ГИАП /

На правах рукописи

ШЕСТОПАЛОВ ЕВГЕНИЙ МИХАЙЛОВИЧ

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК,
РАБОТАЮЩИХ В ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНОМ РЕЖИМЕ

Специальность 05.17.08 - Процессы и аппараты химической
технологии

Диссертация на соискание ученой
степени кандидата технических наук

Научный руководитель
доктор технических наук, профессор
ДИЛБМАН В.В.

Москва - 1982 г.

СОДЕРЖАНИЕ

ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ	5
ВВЕДЕНИЕ	7
Глава I. О ВОЗМОЖНОСТИ СОЗДАНИЯ СИТЧАТОЙ ТАРЕЛКИ, РАБОТАЮЩЕЙ В ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНОМ РЕЖИМЕ	9
I.1. Область применения, достоинства и недостатки ситчатых тарелок	9
I.2. Влияние провала жидкости на КПД тарелки	11
I.3. О возможности работы ситчатых тарелок в провально- переливном режиме	13
I.4. Задачи, вызываемые возможностью эксплуатации ситчатых тарелок в провально-переливном режиме	14
I.5. Методики измерения гидродинамических параметров барботажных тарелок	17
I.5.1. Методика измерения высоты пены	17
I.5.2. Методика измерения статического давления	19
I.5.3. Методика измерения газосодержания пенного слоя	20
I.5.4. Методика измерения количества жидкости, проваливаю- щейся через ситчатую тарелку	22
I.5.5. Методика измерения доли отверстий тарелки, занятых стекающей жидкостью	22
I.6. Расчет перепада давления на провальной и ситчатой тарелках	25
I.7. Методы проведения исследований	27
I.8. Выводы из литературного обзора	32
Глава 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОВАЛЬНО- ПЕРЕЛИВНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ НИЗКОСЛОЙНЫХ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК	34
2.1. Описание конструкции лабораторного стенда	34
2.2. Исследование высоты пены	35

2.3.	Исследование статического давления	46
2.4.	Исследование газосодержания пенного слоя	51
2.5.	Исследование количества жидкости, проваливающейся через ситчатую тарелку при работе в провальном- переливном режиме	56
2.6.	Исследование доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью	61
2.6.1.	Исследование доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью на системе вода-воздух	64
2.6.2.	Исследование доли отверстия, занятых проваливающейся жидкостью при различных вязкостях жидкости	68
2.6.3.	Исследование равномерности распределения провала жидкости по площади тарелки	71
2.7.	Исследование доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью при работе в провальном режиме	74
Глава 3.	РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ПРОВАЛЬНЫХ ТАРЕЛОК И ПРОВАЛЬНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК	79
3.1.	Вывод уравнения для расчета перепада давления	79
3.2.	Проверка полученной формулы	83
Глава 4.	ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ ВЫСОКОСЛОЙНЫХ ТАРЕЛОК	85
4.1.	Постановка задачи и обоснование размеров исследуемой тарелки	85
4.2.	Описание экспериментального стенда для изучения гидродинамических характеристик высокослойных тарелок	87
4.3.	Исследование величины провала жидкости	89
4.4.	Исследование высоты пены	92
4.5.	Исследование статического давления	94

4.6. Исследование газосодержания пенного слоя

Глава 5. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА ОЧИСТКИ КОНВЕРТИРОВАННОГО ГАЗА ОТ CO_2 ВОДНЫМИ РАСТВОРАМИ МОНОЭТАНОЛАМИНА, РАБОТАЮЩЕГО В ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНОМ РЕЖИМЕ	I00
5.1. Краткое описание математической модели и алгоритма расчета хемосорбции в тарельчатом аппарате	I01
5.2. Обоснование введенных в программу расчета хемосорбера изменений и принятых дополнительно допущений	I04
5.3. Результаты расчета абсорбера МЭА очистки агрегатов AM 70 и AM 76	I08
ВЫВОДЫ	II2
ЛИТЕРАТУРА	II4

ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a - ширина щели ситчатой тарелки, мм;^ж
 b - коэффициенты регрессии;
 D - диаметр колонны, мм;
 d_0 - диаметр отверстия, мм;
 $d_{эк}$ - эквивалентный диаметр, мм;
 E_A - локальная эффективность;
 F - свободное сечение тарелки, %;
 $F_{от}$ - суммарная площадь отверстий, м²;
 G - нагрузка по газу, м³/час;
 $h_{сА}$ - высота сливной планки, м;
 H - высота пенного слоя, мм;
 h - высота светлой жидкости /статическое давление слоя/, мм;
 l - линейная нагрузка по жидкости, м³/мчас;
 j - индекс, указывающий номер опыта в матрице планирования;
 L_y - количество проваливающейся жидкости, отнесенное к площади рабочей поверхности тарелки, м³/м² час;
 L - нагрузка колонны по жидкости, м³/м² час;
 e - длина тарелки, отсчитанная от переливной планки, м;
 m - тангенс угла наклона касательной к кривой равновесия;
 N - число опытов в матрице планирования;
 ΔP - гидравлическое сопротивление тарелки, Н/м²;
 $\Delta P_б$ - гидравлическое сопротивление тарелки, обусловленное поверхностным натяжением, Н/м²;
 ΔP_r - сопротивление сухой тарелки, Н/м²;
 ΔP_x - статическое давление слоя, Н/м²;

^ж Размерности даются в единицах, используемых в исследовательской части.

- ΔP_w - избыточное статическое давление, за счет которого происходит проваливание жидкости, $\text{H}/\text{м}^2$;
- Q - объемный расход жидкости, $\text{м}/\text{сек}$;
- S - дисперсия;
- u - номер параллельного опыта в центре плана;
- W - скорость газа в сечении колонны, $\text{м}/\text{сек}$;
- W_0 - скорость газа в отверстиях тарелки, $\text{м}/\text{сек}$;
- $\rho_j; \rho_r$ - удельные веса жидкости и газа, $\text{H}/\text{м}^3$;
- δ - толщина тарелки, мм ;
- $\mu; \nu$ - динамический и кинематический коэффициенты вязкости;
- ξ - коэффициент сопротивления сухой тарелки;
- $\rho_j; \rho_r$ - плотность жидкости и газа, $\text{кг}/\text{м}^3$;
- σ - коэффициент поверхностного натяжения, $\text{H}/\text{м}$;
- τ - доля отверстий ситчатой тарелки, занятых стекающей жидкостью;
- φ - газосодержание пенного слоя, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

ВВЕДЕНИЕ

Стремление создавать крупные установки возможно большей единичной мощности привело в ряде случаев к тому, что размеры колонных аппаратов стали равными, а в ряде случаев и превысили предельные железнодорожные габариты. Дальнейшее увеличение размеров существенно повысит стоимость монтажа и доставки аппаратов к месту их установки.

В связи с этим приобретает актуальность разработка таких режимов работы тарелок, которые бы позволили увеличить их производительность без увеличения габаритных размеров колонн.

Одним из возможных путей увеличения производительности часто встречающихся ситчатых тарелок является организация их работы с частичным провалом жидкости, равномерно распределенным по всей площади тарелки.

В настоящее время среди специалистов преобладает мнение, что провал жидкости значительно ухудшает эффективность работы тарелки. Однако последние экспериментальные и теоретические работы, проведенные в данной области, показали, что КПД тарелки при равномерном провале жидкости уменьшается незначительно, но при этом становится возможным получить ряд преимуществ, таких как увеличение производительности тарелки по жидкости без увеличения размеров колонны, а также расширение диапазона устойчивой работы.

Расчет ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме, требует наличия уравнений, позволяющих определять гидродинамические характеристики барботажного слоя, т.к. использовать имеющиеся в литературе уравнения не представляется возможным в связи с тем, что они получены в условиях отсутствия провала жидкости.

В данной работе, представляемой к защите, исследованы зависимости основных гидродинамических характеристик низкослойных и высокослойных ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном

режиме от следующих изменяемых факторов: нагрузки по жидкости, скорости газа, высоты сливной планки, свободного сечения тарелки, вязкости жидкости.

Изучено влияние изменения свободного сечения тарелки, нагрузок по жидкости и газу на долю отверстий провальной тарелки, занятых стекающей жидкостью. На основании полученных результатов предлагается методика расчета перепада давления на провальных тарелках, хорошо согласующаяся с экспериментальными данными.

Сформулированы рекомендации по соотношению конструктивных размеров, обеспечивающих устойчивую работу ситчатых тарелок в провально-переливном режиме.

Результаты вышеперечисленных исследований позволяют проектировать низкослойные и высокослойные тарелки, работающие в провально-переливном режиме с повышенными нагрузками по жидкости и имеющие широкий диапазон устойчивой работы.

Глава I. О ВОЗМОЖНОСТИ СОЗДАНИЯ СИТЧАТОЙ ТАРЕЛКИ, РАБОТАЮЩЕЙ В ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНОМ РЕЖИМЕ

I.I. Область применения, достоинства и недостатки ситчатых тарелок

Ситчатые переливные тарелки нашли широкое применение при проведении процессов абсорбции, десорбции, ректификации, теплообмена и пылеулавливания [8, 58, 75]. Это объясняется тем, что при небольшой стоимости и простой конструкции ситчатые тарелки обладают высокой пропускной способностью как по газу, так и по жидкости [13, 84], а их эффективность в сравнимых условиях не хуже, чем у более сложных и дорогих тарелок [98, 99, 102].

Однако у ситчатой тарелки, как отмечается в литературе, есть и существенный недостаток – сравнительно узкий диапазон устойчивой работы, ограниченный с одной стороны началом массового уноса жидкости на вышележащую тарелку или захлебыванием, а с другой стороны – началом провала жидкости. Провал может происходить, например, из-за недостаточной скорости газа и тогда он локализован в какой-то определенной части тарелки [9], а также при относительно больших скоростях газа из-за пульсаций газожидкостного слоя [37], при которых наблюдается равномерный провал жидкости по всей площади тарелки. Природу газожидкостных пульсаций объясняют характером истечения газа через отверстия в среду с большей плотностью [17].

Явлению провала жидкости посвящено большое число исследований в связи с тем, что он приводит к уменьшению КПД тарелки. Рассчитать снижение эффективности за счет байпасирования жидкости можно путем совместного решения [108] уравнения для определения эффективности по Мерффи и уравнения материального баланса, учитывающего провал жидкости.

Кроме того провал жидкости уменьшает высоту пены, что в свою очередь также уменьшает КПД тарелки [75].

Необходимо отметить, что провал жидкости всегда отождествляют с ухудшением работы тарелки и поэтому многие исследователи изучали причины его возникновения, факторы, влияющие на количество проваливающейся жидкости и условия, при которых тарелка будет работать без провала [9, 48, 63, 104].

Исследования показали, что с увеличением диаметра колонны, диаметра отверстия, свободного сечения и высоты сливной планки диапазон устойчивой работы уменьшается, так как провал жидкости в таких случаях наблюдается и при высоких скоростях газа. В связи с этим на конструкцию ситчатых тарелок был наложен ряд ограничений [10, 24, 96], в соответствии с которыми во избежание провала жидкости рекомендуется делать однопоточные тарелки диаметром не более 1,5 - 2 м при высоте сливной планки 0,04 - 0,08 м, с диаметром отверстий 3 - 6 мм и свободным сечением 6 - 15%. Увеличение же диаметра однопоточных тарелок приводит к необходимости конструировать тарелки со свободным сечением 3-4% и отверстиями диаметром 1 - 2 мм [12, 27], что сразу же приводит к значительному увеличению перепада давления на тарелке.

Кроме этих рекомендаций в литературе есть ряд уравнений для расчета минимальной скорости газа, при которой отсутствует провал жидкости [9, 39, 40, 92, 93, 103, 105, 109].

Необходимо отметить, что рекомендации как по отношению к конструкции, так и по отношению к минимально возможной скорости газа весьма отличаются у различных авторов, что видимо связано с различными условиями проведения экспериментов, а также с отсутствием единого мнения относительно термина "прекращение провала". Одни авторы под прекращением провала понимают его полное отсутствие, другие считают, что необходимо бороться только с массовым

провалом, наблюдаемым в какой-то определенной части тарелки, а незначительный равномерный провал по всей площади тарелки /его иногда называют "просачиванием"/ вполне допустим.

1.2. Влияние провала жидкости на КПД тарелки

Среди большого количества работ, посвященных изучению провала жидкости, автору диссертации известны только три [34, 101, 108], которые содержат количественный анализ влияния провала жидкости на коэффициент полезного действия тарелки. Рассмотрим эти работы подробнее.

В работе [108] автор рассматривает две схемы: провал на входе и провал, равномерно распределенный по всей площади тарелки. Допуская, что проваливающаяся жидкость не контактирует с газом, автор, используя уравнение материального баланса тарелки, учитывающее провал, и уравнение для определения эффективности тарелки по Мерфи, провел потарелочный расчет колонны. Как видно из рис.1.1, взятого из работы [108], провал на входе в тарелку снижает КПД в большей степени, чем равномерный, который, составляя даже 40% от поступающей на тарелку жидкости, уменьшает ее эффективность только на 20%.

Автор работы [34], используя секционную модель продольного перемешивания, рассматривал также две модели провала, как и в работе [108]. При этом делались следующие допущения:

- скорость газа и жидкости по тарелке постоянна;
- локальная эффективность контакта постоянна по всей площади тарелки;
- жидкость, поступающая на тарелку, полностью перемешивается, а газ распределен равномерно и имеет одинаковый состав;
- величина провала жидкости одинакова на всех тарелках;
- число потоков провала соответствует числу секций полного

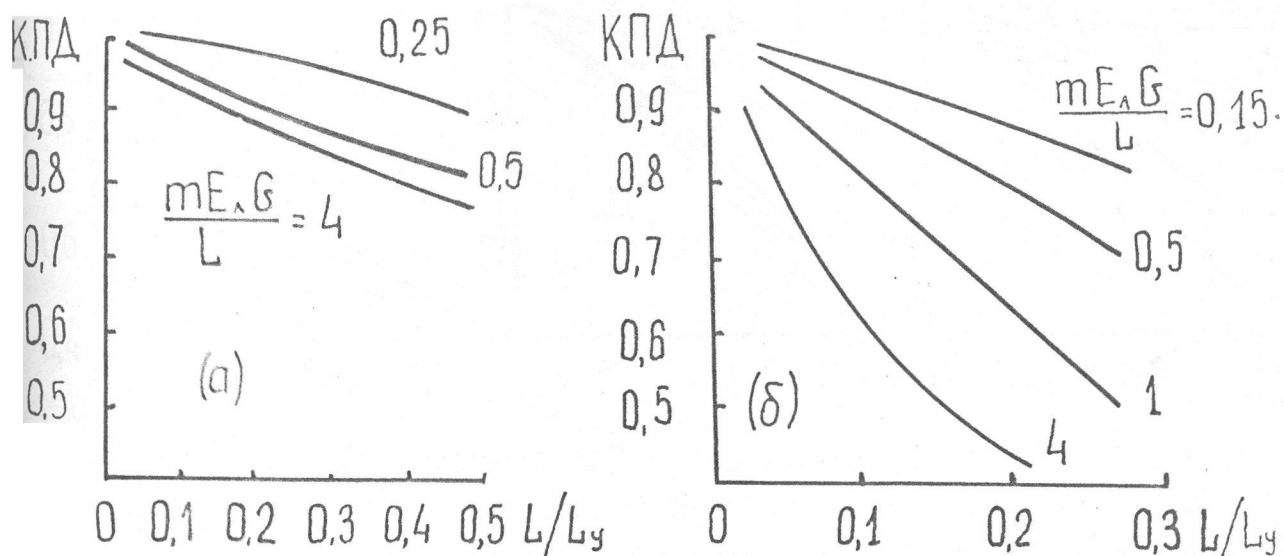


Рис. I.I. Зависимость КПД ситчатой тарелки от относительного провала: а/ — равномерный провал; б/ — провал на входе в тарелку.

перемешивания.

Влияние провала жидкости на эффективность тарелки автор работы [34] оценивал при изменении следующих параметров: числа секций полного перемешивания, локальной эффективности контакта, относительной летучести компонентов. Результаты расчетов представлены в виде графиков /Рис. I.2./. Как видно из графиков, наибольшее влияние на КПД оказывает провал жидкости на входе тарелки. Кроме этого вывода автор делает еще следующие:

- эффективность тарелки, работающей с провалом жидкости, снижается в меньшей степени, если число секций полного перемешивания велика;

- провал оказывает особенно сильное отрицательное влияние на эффективность работы колонны при низких концентрациях легколетучего компонента в жидкости /до 0,3 мольных долей/.

Автор подтвердил свои расчеты экспериментом на тарелке диаметром 1200 мм.

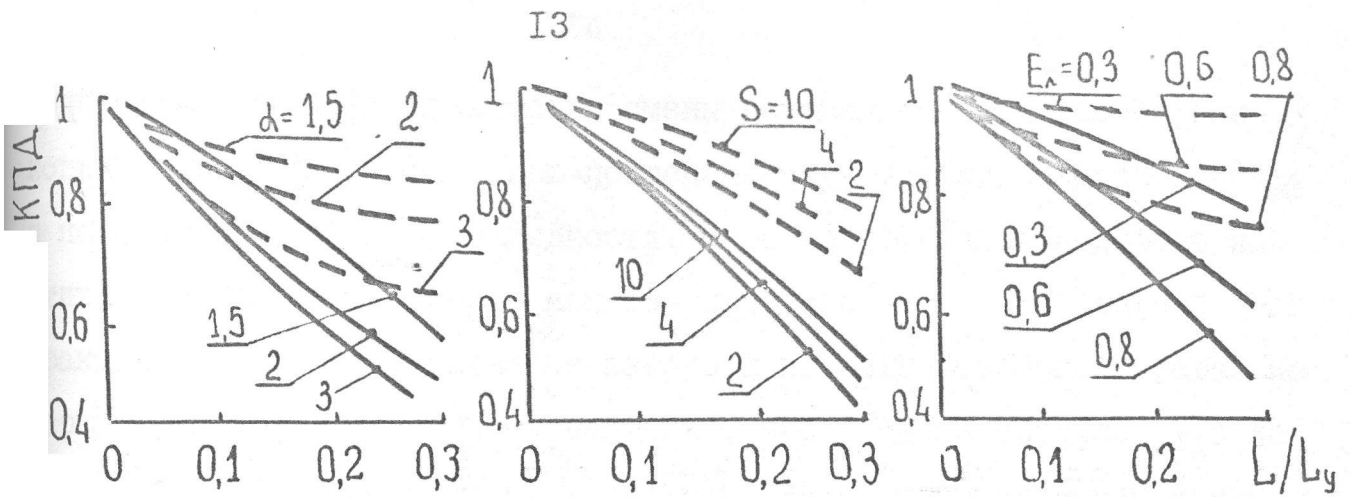


Рис.1.2. Зависимость КПД ситчатой тарелки от относительного провала при изменении: а/ относительной летучести (α); б) числа секций полного перемешивания (S); в) локальной эффективности (E_L).
 - - - - равномерный провал, — провал на входе.

В работе [101] автор на основе диффузионной модели продольного перемешивания проанализировал влияние равномерного провала на КПД тарелки при изменении числа Pe от 1 до ∞ ; относительного провала от 0 до 1; локальной эффективности от 1 до 0,25 и комплекса mG/L от 1 до 0,5 и дал графическую интерпретацию анализа. При этом автор также сделал много упрощающих допущений.

В выводах к данной работе указывается, что влияние провала жидкости на эффективность тарелки такое же, как и в работе [103]. Кроме того автор указывает, что действие провала увеличивается с увеличением числа Pe и комплекса mG/L .

Сравнивая результаты, полученные авторами в работах [34, 101, 103], можно видеть, что они согласуются друг с другом и показывают, что равномерный провал жидкости в отличие от ее провала во входном сечении тарелки снижает КПД в значительно меньшей мере.

1.3. О возможности работы ситчатых тарелок в провально-переливном режиме

В литературе [9, 53] неоднократно описывались результаты наб-

людений за последовательностью смены режимов на ситчатой тарелке, когда ее вводят в работу при постепенном увеличении скорости газа и постоянной нагрузке по жидкости. Не останавливаясь подробно на этих описаниях, выделим из них то, что устойчивый барботажный слой практически во всем диапазоне нагрузок по жидкости организуется на тарелке гораздо раньше, чем наступает прекращение провала. Это хорошо видно из графика /Рис. I.3./ [9], на котором нанесены кривые, соответствующие захлебыванию /1/, прекращению провала /2/ и образованию устойчивого барботажного слоя /3/. Из анализа рисунка можно также сделать вывод, что с увеличением нагрузки по жидкости, скорости газа, соответствующие прекращению провала и возникновению режима захлебывания, становятся все более близкими по своим значениям.

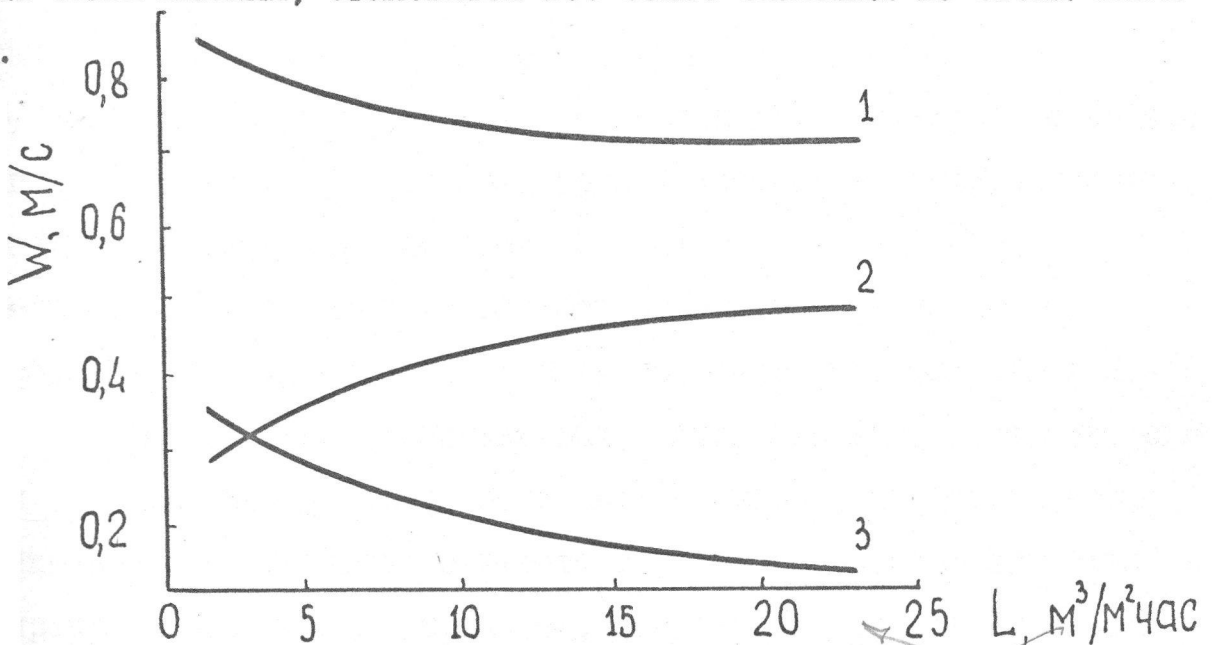


Рис. I.3. Соотношение между режимами захлебывания /1/, прекращения провала /2/, образования устойчивого барботажного слоя /3/.

В работах же [36, 67], проведенных на крупномасштабных ситчатых тарелках, авторам не удалось получить беспровального режима работы тарелок из-за начала массового уноса жидкости.

Таким образом, основываясь на данных о снижении эффективности

тарелки при наличии равномерного провала, а также на данных об устойчивом барботажном слое, существующем наряду с провалом жидкости, приходим к выводу, что в ряде случаев допуская провал и тем самым несколько снижая за счет этого эффекта КПД тарелки, можно получить определенные преимущества:

- смягчить конструктивные ограничения, накладываемые на ситчатую тарелку, т.е. увеличить диаметр однопоточной тарелки и высоту сливной планки, оставляя прежней или даже увеличивая долю свободного сечения тарелки. Реализация этих мероприятий позволит удлинить путь жидкости по тарелке и увеличить высоту пены, что в свою очередь увеличит эффективность тарелки [12, 24, 27], а при увеличении доли свободного сечения уменьшить гидравлическое сопротивление тарелки;

- облегчить переток жидкости с тарелки на тарелку за счет частичного провала или при той же нагрузке колонны уменьшить площадь, занимаемую сливными устройствами;

- расширить диапазон устойчивой работы тарелки за счет введения провально-переливного и провального режима работы тарелки.

Такое соотношение положительных и отрицательных факторов, связанных с допущением провала, позволяет высказать предположение, что нижний предел устойчивой работы тарелки возможно отождествлять не с прекращением провала жидкости, а с режимом работы, при котором существует минимально возможный барботажный слой пены при условии обеспечения равномерного провала определенного количества жидкости. Это возможно, когда процессы на границе раздела фаз газ-жидкость идут быстро и КПД тарелки высок, но при этом необходимо не увеличивая диаметра колонны, получить более высокую пропускную способность по газу и жидкости при возможных колебаниях нагрузок.

К выводу о возможности провально-переливных режимов на ситча-

той тарелке пришел и автор [39]. Не привлекая материалов работ [34, 101, 108], он рассматривал данный режим, как предельный случай работы провальной тарелки, соответствующий захлебыванию, когда постоянное накопление пены не происходит из-за частичного перелива жидкости в сливное устройство. Если в данной ситуации уменьшить скорость газа, то может наступить чисто провальный режим работы, если увеличить — чисто переливной. Таким образом, ситчатая тарелка, работающая в провально-переливном режиме, должна занимать некоторое промежуточное место по своей эффективности между провальной и ситчатой тарелками. Но поскольку провальные тарелки по своей эффективности лишь немного уступают ситчатым, то последние, работая в провально-переливном режиме /при условии равномерного провала/, имеют право на использование в промышленности. Данные выводы автор подтвердил экспериментами, в которых при сравнимых условиях определял КПД провальной и ситчатой тарелки при наличии провала жидкости. При работе на стенде диаметром 1200 мм при скорости 1,5 м/сек на провальной тарелке был достигнут КПД 65%, а на ситчатой — 70%. Исследование гидравлического сопротивления показало, что при увеличении нагрузки по жидкости перепад давления на провально-переливной тарелке растет значительно медленнее.

Сравнивая данные по изменению КПД и данные визуальных наблюдений, автор [39] пришел к выводу, что ситчатые провально-переливные тарелки имеют значительно больший диапазон устойчивой работы.

1.4. Задачи, вызываемые возможностью эксплуатации ситчатых тарелок в провально-переливном режиме

Для расчета и проектирования ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме, необходимо знать некоторые величины, не используемые при расчете чисто переливных тарелок. К таким

величинам относится количество проваливающейся жидкости, знание которой необходимо для расчета возможного снижения КПД тарелки и расчета переливного устройства, а также общей нагрузки тарелки по жидкости. Сюда же необходимо отнести и долю отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью, которая необходима для более точного расчета скорости газа в отверстиях в связи, например, с определением гидравлического сопротивления.

Для проектирования тарелок, работающих в провальном-переливном режиме, необходимо иметь уравнения для расчета высоты пены, статического давления, газосодержания и гидравлического сопротивления тарелки. Имеющиеся в литературе зависимости для расчета указанных величин соответствуют беспровальному режиму работы ситчатой тарелки и не могут быть использованы при расчете тарелок, работающих в провальном-переливном режиме.

Вывод теоретических уравнений для расчета перечисленных выше характеристик в настоящее время невозможен из-за возникающих трудностей при математическом описании гидродинамики двухфазных потоков. В связи с этим исследование гидродинамических характеристик провально-переливных режимов работы ситчатых тарелок было решено проводить экспериментально.

1.5. Методики измерения гидродинамических параметров барботажных тарелок

1.5.1. Методика измерения высоты пены

Фиксирование значений высоты пены чаще всего проводится тремя способами: визуальным наблюдением, фотографированием и киносъемкой газожидкостного слоя через смотровые окна или прозрачные стенки аппарата [25, 79]. Наиболее несовершенным является первый способ, хотя и два других не лишены недостатков. При измерении высоты пены

посредством фотографирования на пленке получается некоторое мгновенное, случайное положение границы пены, которое в процессе обработки можно усреднить в плоскости кадра, но не во времени. Сама обработка кадров при этом весьма трудоемка.

При применении киносъемки появляется возможность усреднять значения высоты пены и по времени, однако остаются трудности по обработке самих кадров, которых становится несравнимо больше.

Метод измерения высоты пены на непрозрачном аппарате, который можно применять в производственных условиях при наличии повышенного давления, описан в работе [76]. Заключается он в том, что ряд электродов помещается в аппарат и посредством электрической схемы подключается к шлейфовому осциллографу, который может фиксировать наличие контакта между торцом электрода и пеной. Электроды располагаются с превышением друг относительно друга / Рис. I.4./ с таким расчетом, чтобы расстояние между торцами нижнего и верхнего электродов соответствовало предполагаемому колебанию уровня пены. Замеры ведутся с частотой 15 герц в течение 5 - 7 с.

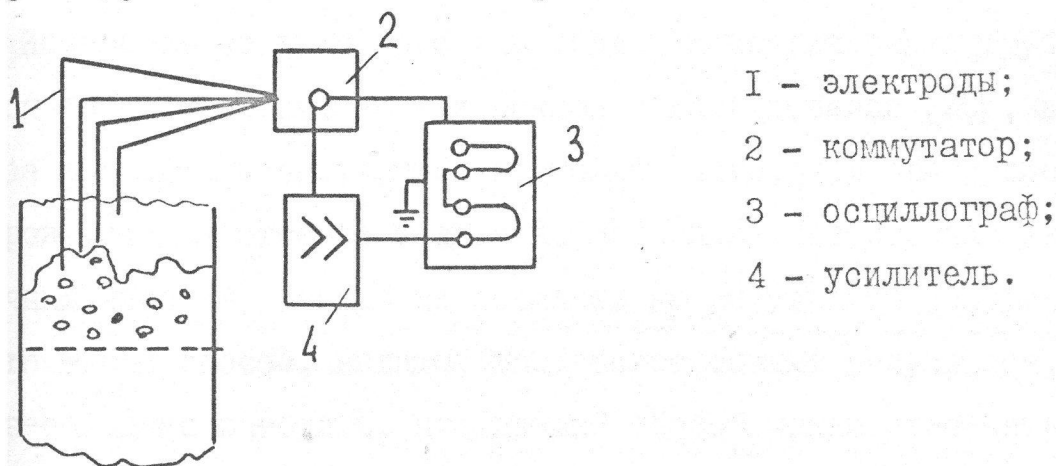


Рис. I,4. Схема автоматического измерения высоты пены

Такой метод дает усредненные значения высоты пены как по времени, так и по площади тарелки, а также позволяет полностью автоматизи-

ровать проведение эксперимента. К недостаткам такого метода можно отнести высокую сложность и стоимость применяемого оборудования.

Сравнивая описанные выше методы измерения высоты пены можно сказать, что в лабораторных условиях при наличии прозрачных стенок или окон целесообразнее применять фото- или киноспособ регистрации верхней границы пены.

1.5.2. Методика измерения статического давления

Изучению статического давления посвящено большое количество работ [22, 23, 51, 90]. При этом было исследовано влияние на статическое давление нагрузки по жидкости и газу [52, 94, 95], высоты сливной планки [81, 87, 112], вязкости и коэффициента поверхностного натяжения жидкости [44].

В перечисленных выше работах для измерения статического давления пользовались обычно одним из двух способов — измерением при помощи манометрических трубок, расположенных по площади тарелки, или отсечкой жидкости, находящейся на тарелке.

Измерение статического давления манометрическими трубками является более простым, но как показали исследования [55], в этом случае результаты получаются несколько ниже, чем при проведении замеров методом отсечки жидкости. Поскольку при отсечке жидкости побочных явлений, способных повлиять на результаты измерений меньше, то такой способ, видимо, дает более точные результаты. Однако, необходимо заметить, что данный способ можно применять только на колоннах маленького размера.

В работе [55] приведено уравнение, позволяющее пересчитывать значения статического давления, полученные манометрическим методом, на значения, полученные методом отсечки.

$$p_{ж}(h-h^*) = \kappa \frac{\rho_r W_0}{2},$$

- где h — статическое давление, определяемое методом отсечки;
 h^* — статическое давление, определяемое манометрическим методом;
 W_0 — скорость газа в отверстиях;
 K — коэффициент, зависящий от свободного сечения тарелки;
 $\rho; \rho_{ж}$ — плотность газа и жидкости;
 g — ускорение свободного падения.

Наличие данного уравнения позволяет применять более простой метод измерения статического давления при помощи манометрических трубок. При этом необходимо принять меры, исключая попадание пузырьков газа в измерительную систему.

1.5.3. Методика измерения газосодержания пенного слоя

Газосодержание является одной из важнейших характеристик, определяющих интенсивность массообменных процессов в барботажном слое. В литературе опубликовано большое количество работ, посвященных исследованию данной величины. При этом исследовались как локальные значения газосодержания, так и средние по всему слою.

При экспериментальном определении локального газосодержания многими исследователями [106, 107, 26] используется метод точечного электрода. Суть метода состоит в том, что в газожидкостной поток помещаются два электрода. Причем один представляет собой иглу, а второй должен иметь размеры большие, чем возможные размеры газовых пузырей. На электроды подается напряжение и когда игольчатый электрод находится в жидкости, между ними течет ток, когда же конец игольчатого электрода попадает в газ — ток прекращается. Изменение тока во времени регистрируется. По полученным данным газосодержание в точке определяют следующим образом

$$\varphi = \frac{\sum \Delta t_i}{T},$$

где T - общее время замера;

$\sum \Delta t_i$ - суммарное время, в течение которого отсутствовал ток между электродами.

В работах [38, 46, 72] локальное газосодержание определялось путем измерения некоторых электрических характеристик /емкости, сопротивления и т.д./ дисперсной среды. Датчики такого рода намного сильнее по сравнению с иглой нарушают поток.

Газосодержание пенного слоя можно определить при помощи просвечивания колонны γ -лучами [80, 31, 30, 88]. Такой способ позволяет измерять исследуемую величину без всякого возмущения потока. Однако при этом возникают сложности с обеспечением необходимых требований техники безопасности.

Некоторые исследователи применяли метод фотографирования газо-жидкостного слоя через прозрачную стенку колонны [2, 3, 62, 89]. Авторы работ [11, 18, 33] справедливо считают, что такой способ дает заниженные значения, т.к. газосодержание у стенки имеет меньшие значения, чем в середине слоя.

При наличии данных по величине статического давления и высоте пены усредненное по объему газосодержание можно рассчитать по формуле [58]

$$\varphi = 1 - \frac{h}{H}.$$

Учитывая, что изучение величины статического давления и высоты пены само по себе необходимо для исследования провально-переливных режимов работы, можно считать последний способ определения газосодержания наиболее целесообразным в данном случае.

1.5.4. Методика измерения количества жидкости, проваливающейся через ситчатую тарелку

Исследование суммарного провала жидкости обычно проводится посредством его сбора с нижней тарелки в мерную емкость [48, 82]. Недостатком такого способа является возможность искажения результатов за счет краевых эффектов. Замеры количества проваливающейся жидкости на средней тарелке можно произвести при помощи маленькой воронки, которая помещается на небольшом расстоянии от тарелки и незначительно искажает газовый поток [82]. Измерения производятся во многих точках тарелки и впоследствии усредняются.

Анализ литературных данных показывает, что количество проваливающейся жидкости увеличивается с увеличением нагрузки по жидкости [48, 63, 75, 104], высоты сливной планки [63, 55], диаметра отверстий [48, 71, 75], высоты пены [48, 75], свободного сечения тарелки [63, 55], шага отверстий [48, 75] и уменьшается с увеличением скорости в колонне [48, 63, 75, 104].

Указанный метод измерения количества жидкости, проваливающейся через отверстия тарелки, применен в диссертации.

1.5.5. Методика измерения доли отверстий тарелки, занятых стекающей жидкостью

Для расчета провально-переливных режимов работы ситчатой тарелки необходимо знать долю отверстий, занятых стекающей жидкостью. Данная величина широко используется при расчете перепада давления лишь на провальных тарелках [20, 41, 74]. Однако в литературе имеются немногочисленные данные по ее определению и на ситчатых тарелках.

В работе [84] приводятся данные по исследованию тарелки со свободным сечением 10%, диаметром отверстий 15 мм, высотой сливной планки 0,08 м и при длине пути жидкости в один метр. Визуально

наблюдая за работой тарелки, автор выделил три зоны, расположенные в направлении движения жидкости: зону провала; одновременного провала и барботажа и "активную зону", где происходит только барботажа. В дальнейшем, принимая, что площадь тарелки делится только на зону полного провала и зону полного барботажа, автор построил график зависимости величины "активной зоны" от скорости газа в колонне. Полученная зависимость оказалась прямолинейной.

Учитывая, что данные результаты получены на одной тарелке с не типичными для абсорбционных и ректификационных колонн размерами отверстий /15 мм/, то использование этих данных для других типов-размеров тарелок не даст надежных результатов. Кроме того, судя по экспериментальным данным, при таком диаметре отверстий достичь равномерного провала можно только при скоростях газа порядка 2 м/сек, которым соответствует, интенсивный унос жидкости потоком газа.

В работе [16] также была сделана попытка измерить долю отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью (τ) путем визуального наблюдения через смотровые окна за работой тарелки, условно разделенной на ряд участков. Эксперименты проводились на двух тарелках: с радиальным и кольцевым потоком жидкости. В первом случае тарелка имела свободное сечение 12%, высоту сливной планки 0,02 м и диаметр колонны 3,2 м. Тарелки с кольцевым током жидкости имели диаметр 3,8 метра, свободное сечение 12,8 и 23%, а высоту сливной планки 15 и 35 мм. Нагрузка по жидкости изменялась от 20 до 100 м³/час, а скорость газа от 0,6 до 3 м/сек. Как видно, в данной работе пределы изменения параметров, оказывающих влияние на величину τ значительно шире, чем в работе [84].

В результате обработки экспериментальных данных автор [16] получил уравнение для расчета доли отверстий тарелки, участвующих в работе:

$$1-\tau = A \xi^{0,5} Fz^{0,4} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,4}$$

где A — коэффициент, зависящий от типа тарелки: с диаметральным током жидкости — $1,1$; с кольцевым — $0,96$.

В литературе [54, III] описываются еще несколько методов измерения доли отверстий, занятых стекающей жидкостью, которые на наш взгляд являются более точными, чем визуальное наблюдение. Все методы измерения τ , которые мы рассмотрим ниже, были использованы лишь при исследовании работы провальных тарелок.

В работе 54 описан емкостный метод измерения τ , который, как отмечают авторы, не дал необходимой точности, поскольку при таком способе измерений пришлось использовать тарелку толщиной в 10 мм что, по всей видимости, сильно изменило характер движения жидкости через отверстия по сравнению с тонкими тарелками.

Авторы [III] применяли для измерения τ одновременно кондуктометрический и фотографический методы. По результатам эксперимента было составлено расчетное уравнение. К сожалению, оценить надежность данных методов весьма трудно, так как авторы, используя в эксперименте тарелки различного свободного сечения, свели затем все показания в один график, в связи с чем, на наш взгляд, некоторые экспериментальные точки оказались удалены от усредняющей линии на 40%.

Подводя итог рассмотрению работ, посвященных измерению доли отверстий, работающих на провал или на пропуск газа, можно сказать, что таких данных для ситчатой переливной тарелки явно не хватает для ее надежного расчета. Фактически они есть только в одной работе [16] и получены на тарелке большого диаметра /несомненное достоинство работы/ посредством визуального наблюдения, что не может дать необходимой точности, особенно при небольшом равномерном про-

вале жидкости, когда места провала постоянно перемещаются.

Таким образом, данный вопрос нуждается в уточнении или, по крайней мере, в проверке более точными методами измерений.

1.6. Расчет перепада давления на провальной и ситчатой тарелках

В литературе имеется ряд работ посвященных определению перепада давления на провальных тарелках. В некоторых работах [110, 51, 77] приводятся чисто эмпирические уравнения, а также уравнения, составленные из критериев подобия [14, 42]. Очевидно, что использование данных уравнений возможно только в случае совпадения условий, при которых они получены, и условий, в которых их собираются применять.

Теоретические исследования перепада давления на провальных тарелках [20, 41, 73, 111] опираются, в основном, на одну физическую модель [20], основанную на требовании минимальных потерь энергии при прохождении газа через тарелку.

В конечные формулы, полученные на основе модели [20], входит величина β [20, 41], определяющая отношение среднего статического давления жидкости в зоне барботирования газа к среднему статическому давлению в зоне стекания жидкости, которая является функцией тех же параметров, что и перепад давления на тарелке. Кроме этого все авторы используют в своих уравнениях величину τ , полученную ими из теоретических предпосылок. Данная величина проверена экспериментально недостаточно. Надежность результатов расчета величины β [101] также невелика. В связи с вышесказанным следует, что величина ΔP , рассчитанная по [20, 41, 73, 111] не всегда может достаточно точно соответствовать действительности, и требуются дополнительные исследования для ее уточнения.

При расчете перепада давления на ситчатых тарелках с перелив-

ными устройствами обычно принимают, что полное сопротивление тарелки ΔP равно сумме сопротивлений: ΔP_1 - сухой тарелки; ΔP_2 - газожидкостного слоя; ΔP_3 - сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения, т.е.

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3$$

Впервые подобный способ выражения полного сопротивления был предложен в работе [81] Усуйкиным И.П. и Аксельродом Л.С.

В приведенной выше зависимости сопротивление сухой тарелки находят по формуле для определения местных сопротивлений

$$\Delta P_1 = \xi \frac{\rho_r W_0^2}{2}$$

Для случая провальнo-переливных режимов работы в данную формулу необходимо ввести величину τ - долю отверстий, занятых стекающей жидкостью, которая позволит более точно рассчитывать скорость газа в отверстиях

$$\Delta P_1 = \xi \frac{\rho_r W_0^2}{2(1-\tau)^2}$$

Сопротивление газожидкостного слоя принимают равным статическому давлению

$$\Delta P_2 = g \rho_* h$$

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, возникает при выходе газа из отверстий тарелки в слой жидкости и определяется по формуле Лапласа

$$\Delta P_3 = \frac{4\sigma}{d_{эк}}$$

Приведенные выше формулы еще раз показывают, что для расчета перепада давления на ситчатых тарелках, работающих в провальнo-переливном режиме необходимо провести дополнительные исследования с целью определения величин τ и h .

I.7. Методы проведения исследований

Анализ литературных данных показывает, что при исследовании работы ситчатой тарелки в провальном-переливном режиме можно ограничиться изучением влияния на гидродинамические характеристики следующих факторов: W - скорости газа; L - нагрузки по жидкости; F - свободного сечения тарелки; h - высоты сливной планки; μ - вязкости жидкости. При изучении многофакторных систем традиционными методами, когда попеременно фиксируются все, кроме одного фактора, влияющего на исследуемую величину, потребовалось бы очень большое число опытов.

В связи с этим встает вопрос о системе проведения исследования, позволяющей получить как можно больше надежной информации при минимальной затрате средств и времени.

Проведение исследований с применением теории подобия как средства для сокращения объема эксперимента и получения данных для масштабного перехода в русловых газо-жидкостных потоках реализовать не удастся [64]. Это связано, в частности, с тем, что невозможно одновременно обеспечить равенство чисел Рейнольдса и Фруда для лабораторной и промышленной тарелки с перекрестным движением фаз.

С точки зрения сокращения объема эксперимента более рациональным необходимо признать метод исследования, в котором одновременно изменяются все факторы, т.е. с помощью многофакторного эксперимента. Указанный метод обладает рядом достоинств [56]:

1. Сокращение экспериментальных затрат в 2 - 10 раз за счет рациональной организации исследования, минимизации числа опытов и увеличения доли аналитической работы, которая может автоматически выполняться при помощи вычислительных устройств.

2. При минимальном числе опытов получают большой объем информации, содержащей данные о влиянии каждого из факторов на исследуе-

мую величину.

3. Данные о влиянии каждого из факторов, полученные в изменяющихся условиях, создаваемых использованием комбинаций различных уровней факторов, более достоверны, чем результаты однофакторного эксперимента.

4. Многофакторный эксперимент позволяет получить информацию не только о влиянии каждого фактора, но и о влиянии взаимодействия факторов на изучаемую величину.

Объем полученной информации после проведения многофакторного эксперимента зависит от метода планирования. Один из часто применяемых методов основан на использовании комбинационных или ортогональных латинских квадратов [68]. Такой метод имеет существенный недостаток — отсутствие статистического обоснования результатов, что может привести к ошибочным выводам. Кроме этого методика имеет и другие недостатки.

Более надежным в смысле обоснования математической модели является статистический метод планирования эксперимента. При этом результатом исследования является многофакторная математическая модель в виде многочлена заданной степени. Модель выбирается исследователем до начала экспериментов на основе предварительных данных об изучаемом процессе. В практических исследованиях получили широкое распространение полиномиальные модели первой и второй степени. Соответствующие планы эксперимента принято называть планами первого и второго порядка.

После выбора модели дальнейшая задача сводится к оценке ее параметров. Эксперимент необходимо поставить так, чтобы параметры можно было оценить некоторым наилучшим /в статистическом смысле/ способом и, соответственно, получить "хорошую" модель. Требований /критериев оптимальности/, предъявляемых к "хорошей" модели, очень

много: ортогональность¹⁾, ротатабельность²⁾, простота обработки и т.д. В литературе [64] приводится семнадцать различных критериев оптимальности плана эксперимента. Выбрать же планы, удовлетворяющие одновременно многим критериям, удастся только для отдельных простых моделей. Поэтому при выборе плана за основу берут какой-то один из основных критериев, пожертвовав чем-то с точки зрения других. При этом желательно найти такой план эксперимента, который был бы близок к оптимальным по различным критериям.

На практике чаще всего отдают предпочтение следующим двум критериям — ротатабельности и ортогональности. Пользуясь ортогональными планами можно отбрасывать параметры, которые в результате проверки гипотез регрессионного анализа оказались незначительными: это никак не влияет на оценки других оставшихся параметров. Ротатабельность плана позволяет легко получить представление об ошибке модели в любой точке плана эксперимента, "информативность" модели оказывается одинаковой в любом направлении от центра плана. Кроме этого применение ротатабельных и ортогональных планов позволяет проводить обработку полученных материалов вручную.

В то время как для полиномиальных моделей первого порядка можно построить планы, которые одновременно обладают свойствами ортогональности и ротатабельности, для полиномов второго порядка найти такие планы не удастся. В практических задачах критерию ротатабельности отдается некоторое предпочтение.

К одному из основных свойств, предъявляемых к планам эксперимента, относится композиционность. Композиционные планы второго порядка получаются добавлением некоторых точек к планам первого по-

1) План называется ортогональным, если все оценки параметров являются независимыми.

2) План называется ротатабельным, если любое направление от центра эксперимента является равнозначным в смысле точности оценки поверхности отклика.

рядка. Такое свойство дает возможность в прикладных исследованиях сначала попытаться построить модель первого порядка, а затем, если нужно, добавив наблюдения, перейти к модели второго порядка.

На основе собственной информации, а также из литературных данных был сделан вывод, что исследуемые нами гидродинамические параметры провально-переливных режимов ситчатой тарелки не могут быть выражены через изменяемые факторы полиномом первой степени. В таких случаях для проведения эксперимента с целью последующего определения параметров модели /как правило полинома второй степени/, в литературе [1, 69] рекомендуется один из двух планов: центральный композиционный план второго порядка или некомпозиционный план второго порядка.

Реализация центрального композиционного плана требует для определения параметров математической модели при наличии пяти факторов проделать только тридцать два измерения исследуемой величины, но при этом необходимо варьировать факторы влияния на пяти уровнях [69].

Некомпозиционные планы второго порядка для пятифакторных систем требуют проведения сорока шести опытов, но позволяют варьировать факторы только на трех уровнях, что существенно упрощает постановку эксперимента по сравнению с центральным композиционным планом. Кроме того, некомпозиционный план второго порядка для пятифакторных систем имеет высокую степень ортогональности, а именно: только свободный член b_0 и коэффициенты при квадратичных членах коррелированы друг с другом. Данный план при вышеупомянутых условиях является почти ротатабельным.

Сравнивая эти планы эксперимента между собой, а также учитывая возможности экспериментальной базы, мы выбрали для проведения экспериментов некомпозиционный план второго порядка.

Статистический метод планирования эксперимента, как уже гово-

рилось, не дает никаких преимуществ в смысле масштабного перехода перед теорией подобия. Планирование эксперимента само по себе не может улучшить физической модели, оно улучшает только ее статистические свойства.

Как показали исследования, основными причинами снижения эффективности при масштабном переходе являются неравномерность распределения потоков и соотношение фаз по сечению промышленных аппаратов, усиление продольного перемешивания при увеличении размеров, определяющих масштаб турбулентности или возникновение циркуляционных токов [64]. Эти эффекты в большинстве случаев не моделируются на малых аппаратах и при современном уровне развития гидродинамики многофазных потоков не могут быть предсказаны методами математического моделирования.

Из сказанного видно, что наиболее надежные результаты исследования гидродинамических характеристик ситчатых тарелок, работающих в провальном-переливном режиме, можно получить при испытании их на крупномасштабном стенде, что подтверждается литературными данными [64].

Однако учитывая, что в литературе практически отсутствуют количественные зависимости гидродинамических характеристик от изменяемых факторов для провально-переливных режимов, то на первом этапе исследований целесообразно их изучение на лабораторных стендах с целью выявления общих закономерностей влияния изменяемых факторов в широком интервале варьирования. На втором этапе необходимо произвести дополнительное изучение конкретных типов тарелок на стенде промышленных масштабов. Такая последовательность исследований позволит значительно сократить количество экспериментов на крупномасштабном стенде за счет выбора рациональной конструкции тарелки на основе данных, полученных на лабораторной установке.

Изучение провально-переливных режимов на малом стенде необхо-

димо еще и потому, что измерения некоторых величин /например, доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью/ невозможно с достаточной точностью провести на большой тарелке. При этом, конечно, потребуется хотя бы косвенная проверка полученных результатов.

1.8. Выводы из литературного обзора

1. На основе литературного обзора показано, что провал, равномерно распределенный по площади тарелки, снижает эффективность значительно меньше, чем провал жидкости на входе.

Сопоставление данных о том, что устойчивый барботажный слой на тарелке организуется значительно раньше, чем прекращается провал жидкости, с данными о величине снижения КПД за счет равномерного провала позволяет утверждать, что работа ситчатых тарелок в провально-переливном режиме вполне допустима.

Организация провально-переливных режимов работы тарелки позволяет получить следующие преимущества:

- увеличить производительность тарелки по жидкости или при той же производительности уменьшить площадь сливных устройств и соответственно, диаметр колонны;
- расширить диапазон устойчивой работы ситчатой тарелки за счет введения провально-переливных режимов работы тарелки;
- увеличить диаметр однопоточной тарелки и увеличить высоту сливной планки без уменьшения свободного сечения тарелки.

Реализация последнего пункта приведет к увеличению эффективности тарелки и тем самым частично компенсирует потери КПД за счет провала, а также позволит уменьшить долю площади тарелки, занятую сливными отверстиями.

2. Литературный обзор показал, что имеющиеся формулы для расчета гидродинамических характеристик ситчатых тарелок не могут

быть использованы для расчета провально-переливных режимов работы, так как они получены в условиях отсутствия провала, и в связи с этим требуются дополнительные их исследования.

3. Рассмотрены методы измерения гидродинамических характеристик и выбраны наиболее рациональные для наших условий.

4. Анализ литературы показал, что наиболее выгодным способом проведения исследований является метод статистического планирования эксперимента.

5. Выделены наиболее важные факторы влияния, в зависимости от которых будут вестись исследования гидродинамических характеристик провально-переливных режимов работы ситчатой тарелки.

Глава 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ НИЗКОСЛОЙНЫХ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК

2.1. Описание конструкции лабораторного стенда

Для решения поставленных задач по изучению провально-переливных режимов работы ситчатой тарелки была изготовлена экспериментальная установка, представляющая собой колонну прямоугольного сечения 100 x 600 мм, выполненную из органического стекла. Между царгами I высотой 450 мм /рис. 2.1/ в колонне установлены три ситчатые тарелки 2 толщиной 4,5 мм с отверстиями 5,2 мм. Верх колонны снабжен брызгоотбойником 3. Воздух в колонну подавали вентилятором высокого давления 4, а расход измеряли при помощи стандартной диафрагмы 5 и многопредельного микроманометра 6. Жидкость подавали насосом 7 из емкости 8 через ротаметр 9. После прохождения по колонне жидкость возвращалась в емкость 8 через гидрозатвор 10. Высоту сливных планок на тарелках можно было изменять без разборки колонны.

Оснастка установки позволяла проводить эксперименты при изменении варьируемых факторов в следующих пределах:

- L - нагрузки по жидкости от 17,8 до 93,5 м³/м² час;
- W - скорости газа в сечении колонны от 0,6 до 1,6 м/сек;
- h - высоты сливной планки от 0 до 0,16 м.

Установка снабжена необходимыми измерительными приборами /описанными в соответствующих разделах/ для исследования количества проваливающейся через тарелку жидкости; доли отверстий тарелки, занятых проваливающейся жидкостью; статического давления пенного слоя; высоты пены.

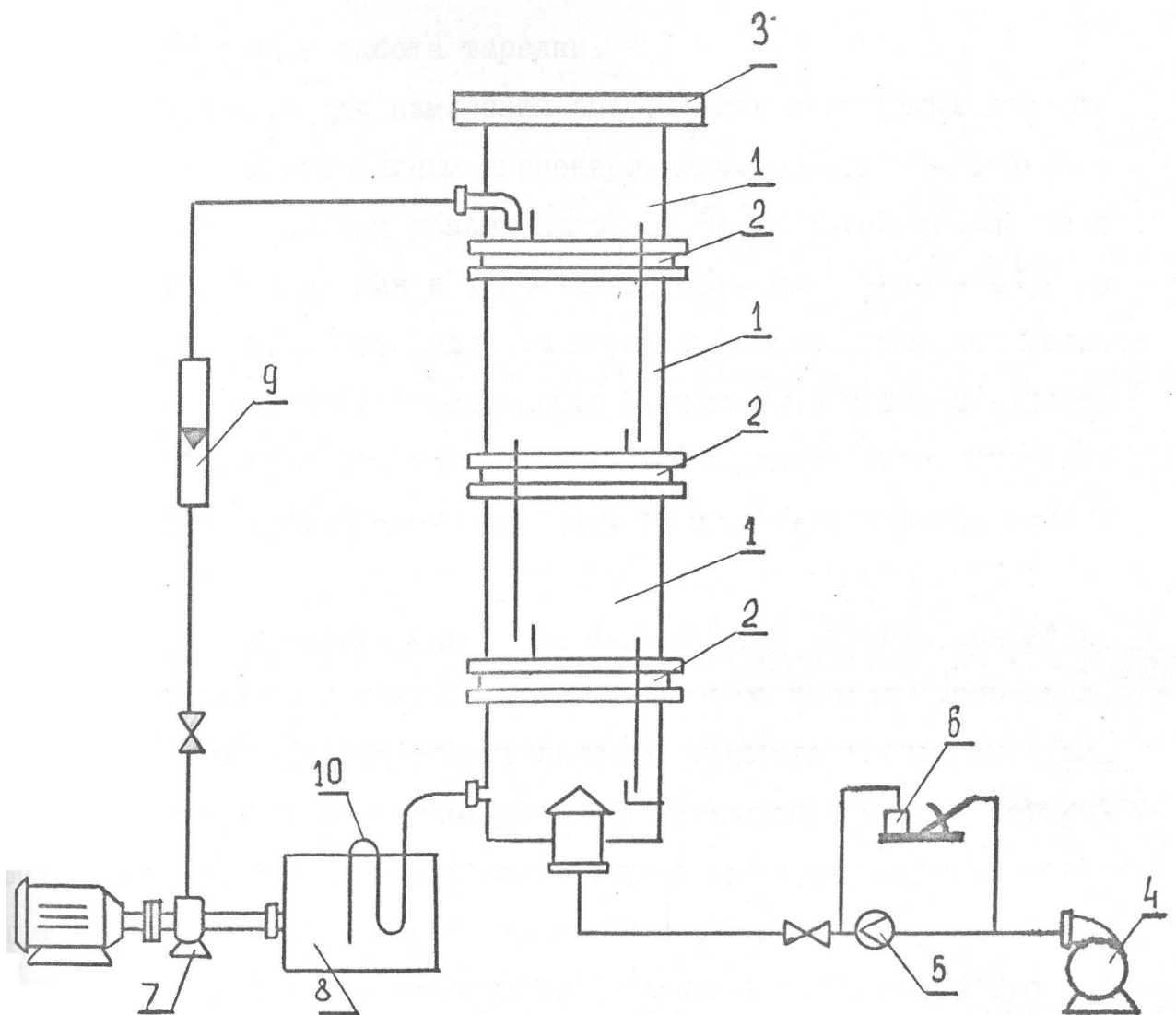


Рис. 2.1. Схема лабораторного стенда для исследования провально-переливных режимов работы низкослойных ситчатых тарелок

2.2. Исследование высоты пены

Высота пены H определяется расстоянием от плоскости тарелки до среднего уровня верхнего края пены — взвешенного слоя жидкости, перемешанного с газом. Влетающие над пеной отдельные капли при этом не учитываются. Высота является основным критерием объема полученной пены, а, следовательно, и развития поверхности контакта фаз [5]. Чем выше слой пены, тем в первом приближении большая поверхность контакта фаз развивается над единицей площади тарелки и тем

интенсивней протекает работа тарелки.

В данной работе для измерения высоты слоя пены применяли фототрафирование с многократным экспонированием на один кадр барботажного слоя при заданном режиме нагрузок [47]. Такой способ измерения позволил, так же как и киносъемка, усреднить значения H во времени, а также получить кадр, на котором вместо случайных всплесков и впадин автоматически получаются усредненные значения высоты пены. Метод многократного экспонирования позволил также сохранить достоинства фотоспособа — относительно малое число кадров, подлежащих обработке.

Для получения четких снимков заднюю стенку колонны заклеили черной бумагой, а барботажный слой освещали со стороны установки фотоаппарата. На переднюю стенку колонны наклеили мерные линейки. Для фототрафирования был использован фотоаппарат "Смена", который позволяет без всяких дополнительных переделок производить многократное экспонирование на один кадр. На кадрах, полученных таким способом, постоянный барботажный слой имеет белый цвет, а его верхняя часть, где всплески пены чередуются со впадинами, получается в виде полосы с изменяющимся цветом — от белого цвета барботажного слоя, до черного цвета противоположной стенки колонны.

Обработывая методику установили, что высота пены при наших условиях фототрафирования наиболее точно соответствует середине полосы переменного цвета при одиннадцатикратном экспонировании.

На основе априорной информации были выбраны уровни и интервалы варьирования факторов, которые представлены в таблице 2.1.

Для реализации некомпозиционного плана второго порядка при пяти факторах использовали матрицу планирования эксперимента [69], представленную в таблице 2.2. В соответствии с данной матрицей были проведены по описанной выше методике эксперименты по опреде-

Таблица 2.1.

Факторы	:Кодовое : :обозна- : :чение :	:Интервал : : варьиро- : : вания :	: Уровни факторов		
			:основной: : : 0 :	: верхний: : : +I :	: нижний : : -I :
F - свободное сечение, %	X ₁	9,45	16,15	25,6	6,7
h _{сл} - высота сливной планки, м	X ₂	0,06	0,1	0,16	0,04
μ - вязкость жидкости, сп	X ₃	3,5	4,5	8,0	1,0
L - нагрузка по жидкости, м ³ /м ² час	X ₄	37,85	55,6	93,5	17,8
W - скорость газа, м/сек	X ₅	0,5	1,1	1,6	0,6

лению значений H во всех сорока шести точках плана. Полученные значения также занесены в таблицу 2.2.

Как уже говорилось выше, зависимость исследуемых величин от изменяемых факторов предполагалось описывать полиномом второй степени, который для пяти факторов имеет следующий вид:

$$\begin{aligned}
 y_n = & b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_4 X_4 + b_5 X_5 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{14} X_1 X_4 + \\
 & + b_{15} X_1 X_5 + b_{23} X_2 X_3 + b_{24} X_2 X_4 + b_{25} X_2 X_5 + b_{34} X_3 X_4 + b_{35} X_3 X_5 + b_{45} X_4 X_5 + \\
 & + b_{11} X_1^2 + b_{22} X_2^2 + b_{33} X_3^2 + b_{44} X_4^2.
 \end{aligned}$$

Коэффициенты полинома в общем случае находят методом наименьших квадратов по результатам проведенных экспериментов. В данном случае для определения коэффициентов имеются следующие формулы [69].

$$b_0 = \frac{1}{n_0} \sum_{u=1}^{n_0} y_{0u};$$

2.1.

Таблица 2.2

№ П/П:	: Кодовое обознач. факторов :						Результаты экспериментов и расчета						
	X_0	X_1	X_2	X_3	X_4	X_5	$h, \text{мм}$	$h', \text{мм}$	$H, \text{мм}$	$H', \text{мм}$	$(H-H')^2$	$\varphi \cdot 10^3$	$\varphi' \cdot 10^3$
1	+I	+I	+I	0	0	0	22	21	113	117	16	805	825
2	+I	+I	-I	0	0	0	15	15	78	81	9	808	847
3	+I	-I	+I	0	0	0	86	83	230	233	9	627	657
4	+I	-I	-I	0	0	0	34	35	130	133	9	739	779
5	+I	0	0	+I	+I	0	65	59	170	173	9	618	648
6	+I	0	0	+I	-I	0	24	25	135	137	4	823	822
7	+I	0	0	-I	+I	0	49	49	270	281	121	819	842
8	+I	0	0	-I	-I	0	18	15	145	153	64	876	868
9	+I	0	+I	0	0	+I	50	48	210	213	9	762	777
10	+I	0	+I	0	0	-I	40	44	140	137	9	715	689
11	+I	0	-I	0	0	+I	21	20	140	145	25	850	849
12	+I	0	-I	0	0	-I	18	16	70	69	1	743	761
13	+I	+I	0	+I	0	0	22	23	110	113	9	800	802
14	+I	+I	0	-I	0	0	13	13	190	175	225	932	922
15	+I	-I	0	+I	0	0	62	57	195	197	4	683	684
16	+I	-I	0	-I	0	0	50	53	270	259	121	815	804
17	+I	0	0	0	+I	+I	63	56	230	240	100	727	742
18	+I	0	0	0	+I	-I	59	52	150	164	196	612	654
19	+I	0	0	0	-I	+I	24	22	150	158	64	840	842
20	+I	0	0	0	-I	-I	19	18	68	82	196	721	754
21	+I	0	0	0	0	0	36	32	164	161	9	781	790
22	+I	0	0	0	0	0	33	32	172	161	121	809	790
23	+I	0	0	0	0	0	33	32	154	161	49	786	790
24	+I	0	+I	+I	0	0	52	51	190	169	441	727	720
25	+I	0	+I	-I	0	0	45	41	220	231	121	796	840
26	+I	0	-I	+I	0	0	21	23	100	101	1	790	792
27	+I	0	-I	-I	0	0	15	13	180	163	289	917	912
28	+I	+I	0	0	+I	0	32	26	160	160	0	800	787
29	+I	+I	0	0	-I	0	15	10	90	78	144	834	843
30	+I	-I	0	0	+I	0	90	84	260	244	256	654	625
31	+I	-I	0	0	-I	0	36	32	170	162	64	789	769
32	+I	0	0	+I	0	+I	39	39	190	193	9	795	779
33	+I	0	0	+I	0	-I	34	35	115	117	4	705	691
34	+I	0	0	-I	0	+I	27	29	260	255	25	897	899
35	+I	0	0	-I	0	-I	25	25	160	179	361	844	811
36	+I	+I	0	0	0	+I	22	20	160	157	9	863	859
37	+I	+I	0	0	0	-I	17	16	90	81	81	812	771
38	+I	-I	0	0	0	+I	57	60	230	241	121	753	741
39	+I	-I	0	0	0	-I	60	56	170	165	25	648	653
40	+I	0	+I	0	+I	0	65	73	215	216	1	698	683
41	+I	0	+I	0	-I	0	25	29	125	134	81	800	783
42	+I	0	-I	0	+I	0	30	35	140	148	64	786	755
43	+I	0	-I	0	-I	0	9	11	69	66	9	870	855
44	+I	0	0	0	0	0	30	32	154	161	49	806	790
45	+I	0	0	0	0	0	32	32	161	161	0	812	790
46	+I	0	0	0	0	0	34	32	180	161	361	812	790

Примечание: h', H', φ - величины, рассчитанные по полученным эмпирическим уравнениям

$$b_i = \frac{1}{16} \sum_{j=1}^N x_{ij} y_j ; \quad 2.2$$

$$b_{i\ell} = \frac{1}{4} \sum_{j=1}^N x_{ij} x_{i\ell j} y_j ; \quad 2.3$$

$$b_{ii} = \frac{1}{12} \sum_{j=1}^N x_{ij}^2 y_j - \frac{1}{96} \sum_{i=1}^K \sum_{j=1}^N x_{ij}^2 - \frac{1}{2n} \sum_{u=1}^{n_0} y_{0u} , \quad 2.4$$

где n_0 - число опытов в центре плана /т.е., когда все факторы находятся на основном уровне/;

u - номер параллельного опыта в центре плана;

y_{ij} - значение функции отклика в j опыте;

N - число опытов в матрице планирования;

j - номер опыта в матрице планирования;

i, ℓ - номера факторов;

$x_{ij}, x_{i\ell j}$ - кодированные значения i -го и ℓ -го факторов в j -ом опыте;

K - число факторов.

Подставляя в формулы 4.1, 4.2, 4.3, 4.4 данные эксперимента по измерению H получим коэффициенты уравнения регрессии для y_n - высоты пены:

$$b_0 = 163,8 ; b_1 = 41,8 ; b_2 = 33,8 ; b_3 = 30,6 ; b_4 = 40,9 ; b_5 = 38,1 ; b_{12} = -16,3 ;$$

$$b_{13} = -1,25 ; b_{14} = -7,5 ; b_{15} = 2,5 ; b_{23} = 12,5 ; b_{24} = 4,75 ; b_{25} = 0 ; b_{34} = -22,5 ;$$

$$b_{35} = -6,25 ; b_{45} = -1 ; b_{11} = 4,45 ; b_{22} = -21,1 ; b_{33} = 24,4 ; b_{44} = -4,5 ; b_{55} = -6,38 .$$

Дисперсию воспроизводимости эксперимента S_y определяли по результатам n_0 опытов в центре плана (см. табл. 2.2., опыты 21, 22, 44, 45, 46) по формуле

$$S_y^2 = \frac{S_\epsilon}{n_0 - 1} = \frac{\sum_{u=1}^{n_0} (y_{0u} - \hat{y}_{0u})^2}{n_0 - 1} = 100,2 , \quad 2.5$$

где \hat{y} — среднеарифметическое значение функции отклика в центре плана;

Y_{0u} — значение функции отклика в u -ом опыте.

Дисперсии, характеризующие ошибки в определении коэффициентов уравнения регрессии, вычисляли по приведенным в [69] формулам:

$$S_{b_0}^2 = \frac{1}{6} S_y^2; \quad S_{b_i}^2 = \frac{1}{16} S_y^2; \quad S_{b_{il}}^2 = \frac{1}{4} S_y^2; \quad S_{b_{ii}}^2 = \frac{11}{96} S_y^2. \quad 2.6$$

В результате вычислений получили следующие значения дисперсий коэффициентов:

$$S_{b_0}^2 = 16,7; \quad S_{b_i}^2 = 6,2; \quad S_{b_{il}}^2 = 25,05; \quad S_{b_{ii}}^2 = 11,47.$$

Доверительный интервал коэффициентов уравнения регрессии определяли по формуле

$$\Delta b = \pm t \sqrt{S_b^2}, \quad 2.7$$

где t — табличное значение критерия Стьюдента. В данном случае при числе степеней свободы $f = n_0 - 1 = 5$ и 5% уровне значимости критерий Стьюдента равен 2,571. Таким образом, доверительные интервалы для коэффициентов получаются следующими:

$$\Delta b_0 = 10,52; \quad \Delta b_i = 6,4; \quad \Delta b_{il} = 12,8; \quad \Delta b_{ii} = 8,69.$$

Откуда видно, что коэффициенты $b_{13}; b_{14}; b_{23}; b_{35}; b_{45}; b_{11}; b_{44}; b_{35}$ оказались меньше соответствующих доверительных интервалов и поэтому их можно признать статистически незначимыми и исключить из уравнения регрессии. После исключения соответствующих коэффициентов уравнение регрессии для Y_n примет вид

$$Y_n = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_4 X_4 + b_5 X_5 + b_{12} X_1 X_2 + b_3 X_3 X_4 + b_{22} X_2^2 + b_{33} X_3^2. \quad 2.8$$

Так как незначимыми оказались коэффициенты при квадратичных членах, то коэффициенты $b_0; b_{22}; b_{33}$ (как коррелированные с отброшенными) необходимо пересчитать с применением метода наименьших

квадратов, согласно которому коэффициенты регрессии $У_n$ находят из условий минимума суммы квадратов отклонений наблюдаемых значений от значений $\hat{У}_j$, предсказанных уравнением 2.8. Указанную сумму определяли по выражению

$$S = \sum_{j=1}^N (y_j - \hat{y}_j)^2, \quad 2.9$$

где $У_j$ - наблюдаемое значение величины $У$ в j -ом опыте;
 $\hat{У}_j$ - значение $У_n$, полученное по уравнению 2.8 при данных, соответствующих условиям j -го опыта.

Условием минимума суммы квадратов отклонений является равенство нулю частных производных от S по b_0 ; b_{22} ; b_{33} . Дифференцируя выражение 2.9 по b_0 ; b_{22} ; b_{33} и приравнивая частные производные нулю, получим в конечном итоге систему трех уравнений

$$\left. \begin{aligned} 46b_0 + 16b_{22} + 16b_{33} &= 7484 \\ 16b_0 + 16b_{22} + 4b_{33} &= 2355 \\ 16b_0 + 4b_{22} + 16b_{33} &= 2900 \end{aligned} \right\}$$

Решив систему, получим новые значения коэффициентов

$$b_0 = 161 ; \quad b_{22} = -20,2 ; \quad b_{33} = 25,2.$$

Таким образом, уравнение регрессии для $У_n$ имеет окончательный вид:

$$У_n = 161 - 41,8x_1 + 33,8x_2 - 30,6x_3 + 40,9x_4 + 38,1x_5 - 16,25x_3x_4 - 22,5x_3x_4 - 20,2x_2^2 + 25,2x_3^2.$$

Адекватность описания экспериментальных данных при помощи полученной модели проверяли по критерию Фишера (F_p)

$$F_p = \frac{S_{ад}^2}{S_y^2}. \quad 2.10$$

Дисперсия адекватности $S_{ад}^2$ вычисляется по формуле

$$S_{ад}^2 = \frac{S_R - S_E}{f}, \quad 2.11$$

где S_R - сумма квадратов отклонений эмпирических значений функций отклика от ее значений \hat{y}_j , вычисленных по модели во всех точках плана;

f - число степеней свободы,

K - число коэффициентов аппроксимирующего полинома.

Подсчитав значение S_R /см. табл. 2.2./ и значение K' , подставим их в 2.II.

$$S_{ад}^2 = \frac{4360 - 100}{46 - 10 - 5} = 1374.$$

Подставляя значения $S_{ад}$ и S_y в выражение 2.I0, получим

$$F_p = \frac{S_{ад}}{S_y} = 1,37$$

Табличное значение критерия Фишера при 5%-ом уровне значимости равняется 4,5, что больше расчетного. Следовательно, полученная модель адекватно описывает экспериментальные данные.

Переход от кодированных значений X_1, X_2, X_3, X_4, X_5 факторов к натуральным $F; h_{с\lambda}; \mu; L; W$ осуществляли по формулам [69]

$$F = \varepsilon_1 X_1 + F_0; \mu = \varepsilon_3 X_3 + \mu_0; h_{с\lambda} = \varepsilon_2 X_2 + h_0; \quad 2.I2$$

$$L = \varepsilon_4 X_4 + L_0; W = \varepsilon_5 X_5 + W_0,$$

где $\varepsilon_1; \varepsilon_2; \varepsilon_3; \varepsilon_4; \varepsilon_5$ - интервалы варьирования факторов;

$F_0; h_0; L_0; \mu_0; W_0$ - натуральные значения основных уровней.

Выражая из уравнений 2.I2 значения X_1, X_2, X_3, X_4, X_5 и подставляя их в уравнения регрессии, после преобразования, получим окончательное уравнение для расчета H .

$$H = 32 - 1,5F + 2168,5h_{с\lambda} - 18,63\mu + 1,82L + 76,2W - 27,1Fh_{с\lambda} - 0,175\mu L - 5633h_{с\lambda}^2 + 2,27\mu^2 \quad 2.I3$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых фак-

торов на изучаемую величину кроме экспериментов, проведенных в соответствии с матрицей планирования, были проделаны еще несколько серий однофакторных экспериментов, результаты которых представлены на рис. 2.2 - 2.5. Результаты экспериментов сопоставляли с расчетами по формуле 2.13. На рисунках расчетные данные нанесены сплошной линией, а экспериментальные - точками. Как видно из рис. 2.2. высота пены увеличивается с увеличением скорости газа прямолинейно. При увеличении свободного сечения тарелки высота пены сильно уменьшается. Это является характерным признаком для провально-переливных режимов работы тарелки. Для чисто переливных режимов работы высота пены не зависит от свободного сечения тарелки или, другими словами, от скорости газа в отверстиях тарелки. Уменьшение высоты пены объясняется наличием провала жидкости, что уменьшает общее количество жидкости на тарелке и, соответственно, высоту газожидкостного слоя.

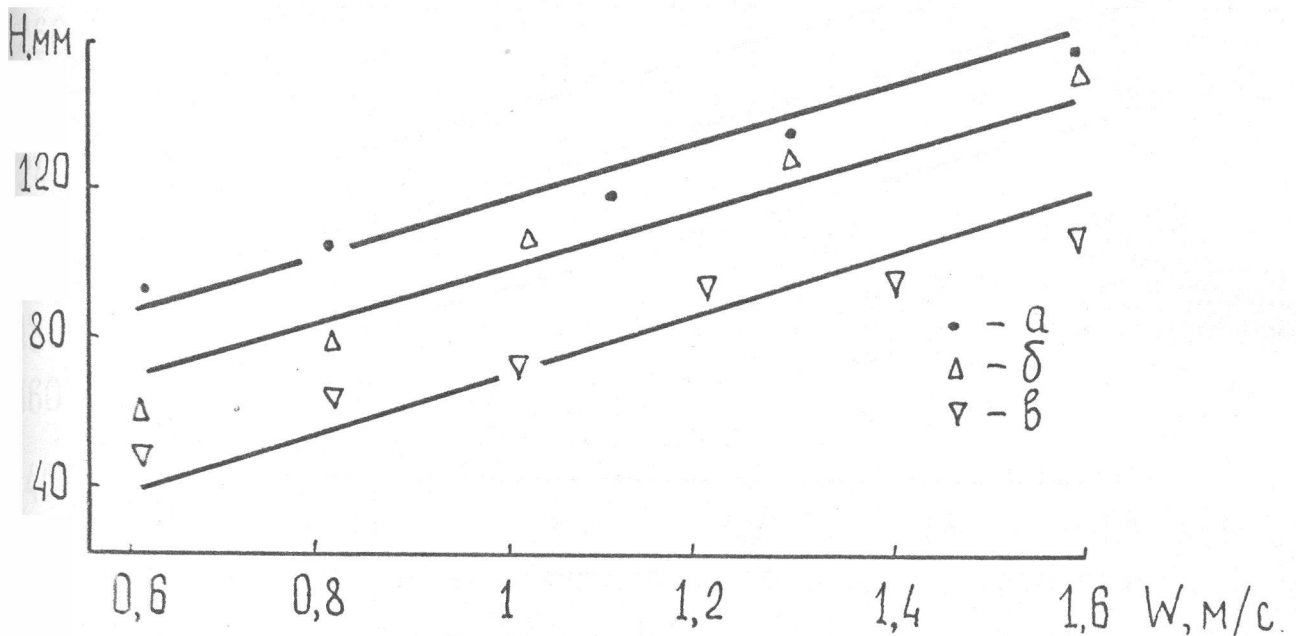


Рис.2.2. Зависимость высоты пены от скорости газа при

$$L = 17,8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}, h_{cl} = 0,04 \text{ м}; \mu = 1 \text{ сп};$$

$$F\%: a - 6,7; \quad b - 14; \quad v - 25,6.$$

В свою очередь при меньших значениях высоты пены уменьшается унос

жидкости на вышележащую тарелку.

На рисунке 2.3. показана зависимость высоты пены от скорости газа при различных свободных сечениях и максимальной нагрузке по жидкости. Из сравнения рисунков 2.2. и 2.3. видно, что при увеличении нагрузки по жидкости высота газожидкостного слоя увеличивается. Одинаковый угол наклона прямых в сравниваемых рисунках позволяет говорить о том, что влияние скорости газа на высоту пены при различных нагрузках по жидкости остается постоянным.

На рисунке 2.4. представлена зависимость высоты слоя от скорости для различных свободных сечений при максимальной вязкости и минимальной нагрузке по жидкости. Сравнивая рисунки 2.2. и 2.4. можно сказать, что высота пены уменьшается с увеличением вязкости жидкости.

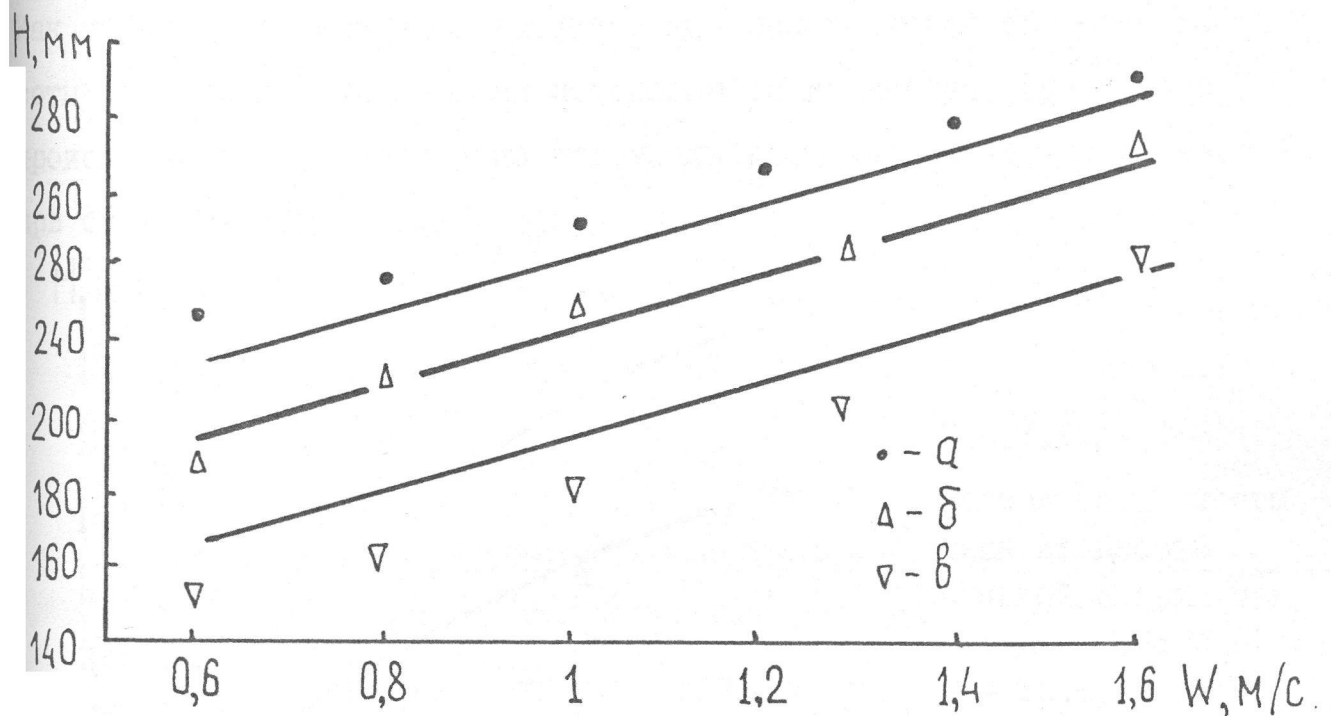


Рис.2.3. Зависимость высоты пены от скорости газа при

$$L = 93,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}; h_{\text{сл}} = 0,04 \text{ м}; \mu = I \text{ сп};$$

$$F \%: \text{ а - } 6,7; \text{ б - } 14; \text{ в - } 25,6.$$

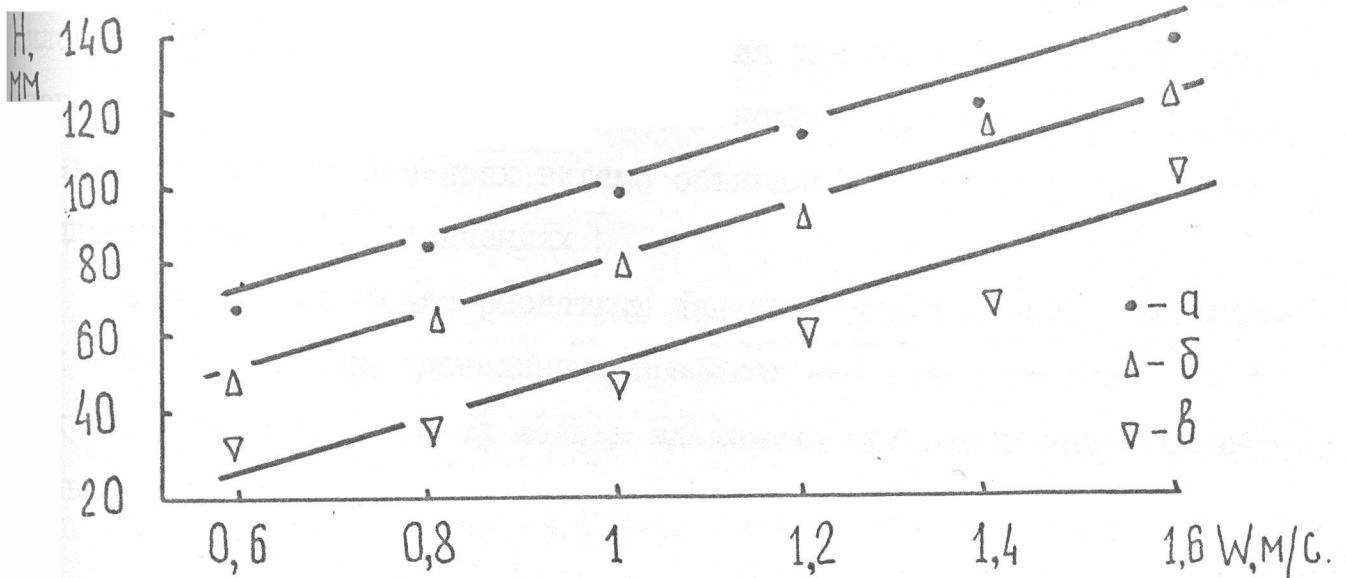


Рис.2.4. Зависимость высоты пены от скорости газа при
 F %: а - 6,7; б - 14; в - 25,6; $L = 17,8 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$,
 $h_{\text{сл}} = 0,04 \text{ м}$; $\mu = 8 \text{ сп}$.

Как показал эксперимент, высота пены увеличивается с ростом высоты сливной планки во всем интервале ее изменения, причем это происходит более интенсивно при малых свободных сечениях и менее - при больших /рис. 2.5./.

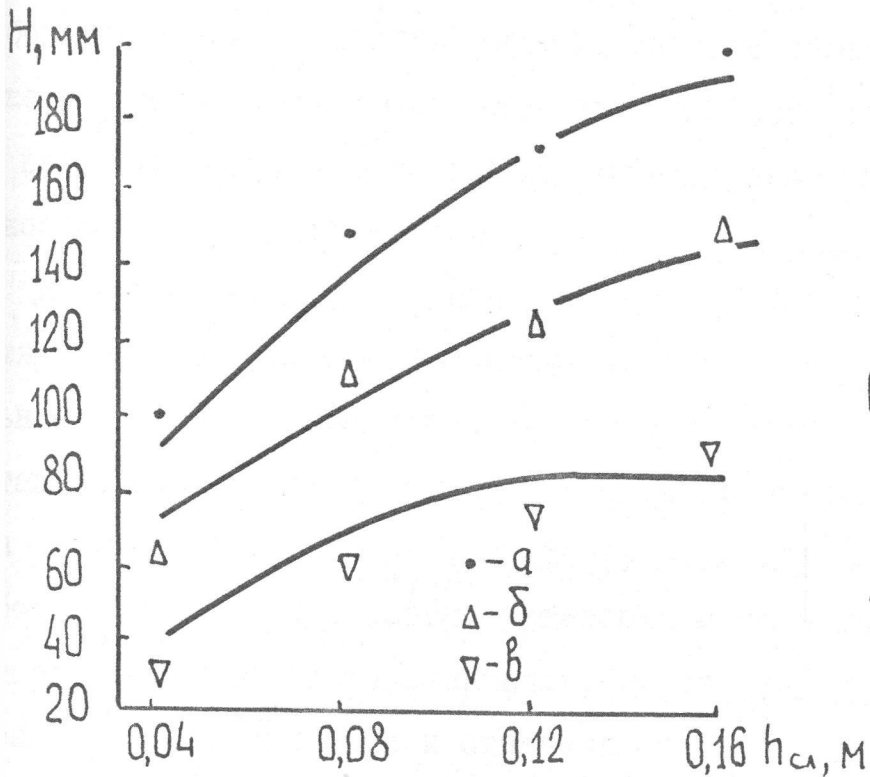


Рис.2.5.
 Зависимость высоты пены от высоты сливной планки при
 F %: а - 6,7; б - 14;
 в - 25,6;
 $W = 0,6 \text{ м/сек}$;
 $L = 17,8 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$;
 $\mu = 1 \text{ сп}$.

Из рисунка 2.5. также видно, что при всех значениях высоты сливной планки с уменьшением свободного сечения увеличивается высота пенного слоя на тарелке. Уменьшение интенсивности роста H от $h_{сл}$ при больших свободных сечениях видимо объясняется большими провалами жидкости при данных значениях F .

Хорошее совпадение расчетных данных — линии и экспериментальных — точки на всех приведенных графиках еще раз подтверждает, что полученная математическая модель адекватно описывает экспериментальные данные.

2.3. Исследование статического давления

Статическое давление является важным фактором, по величине которого можно судить о таких показателях работы тарелки, как газосодержание, гидравлическое сопротивление, высота пенного слоя и время пребывания жидкости на тарелке [44, 50, 49, 58].

Целью изучения являлось выяснение характера зависимости статического давления (h) от варьируемых факторов: скорости газа; свободного сечения; высоты сливной планки; вязкости жидкости, а также получение экспериментального уравнения для расчета исследуемой величины в применении к провально-переливным режимам работы низкослойных ситчатых тарелок.

В данной работе предусматривается измерение статического давления посредством манометрических трубок I /рис. 2.6./ с предварительной тарировкой измерительной системы. Для этого в колонне на местах сливной и подпорной планок смонтировали временные стенки II /на рисунке изображены пунктиром/, служащие для ограничения зоны барботажа на тарелке. Затем, установив в колонне скорость газа, обеспечивающую отсутствие провала, на тарелку подавали заранее отмеренные порции жидкости и отмечали соответствующие показания манометрических трубок.

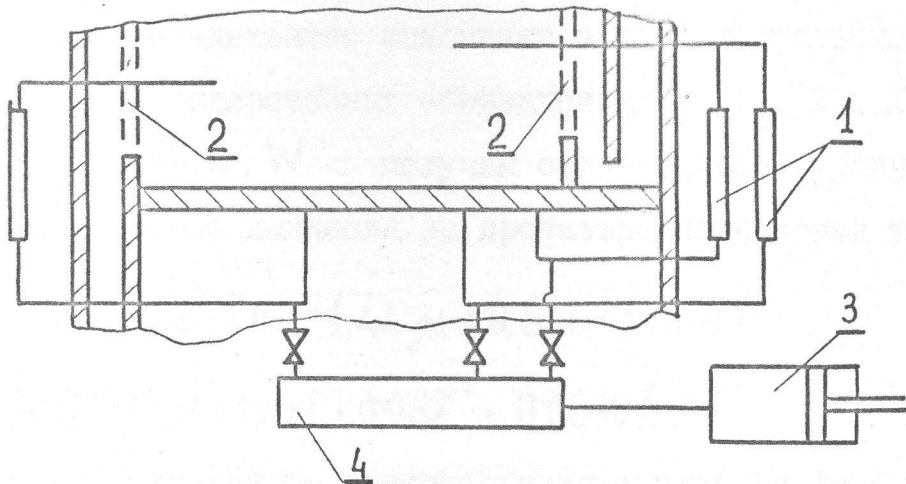


Рис. 2.6. Схема тарировки и проведения замеров при изучении статического давления.

Измерение статического давления предусмотрено в десяти точках, расположенных по длине тарелки.

Так как при выходе колонны на режим и во время работы в трубки могут попадать пузырьки воздуха, искажающие показания эксперимента, в измерительной схеме предусмотрена подпитка трубок посредством поршня 3 и коллектора 4.

Как и в предыдущем разделе исследования вели методом планирования эксперимента с использованием некомпозиционного плана второго порядка. Интервалы варьирования факторов, их уровни и кодовые обозначения остались прежними. Измеренные значения статического давления представлены в соответствующей колонке таблицы 2.2. После обработки экспериментальных данных /см. раздел 2.2./ получили следующее уравнение регрессии:

$$U_n = 31,8 - 19,87x_1 + 13,21x_2 + 4,8x_3 + 17,6x_4 + 1,87x_5 - 11x_1x_2 - 9,2x_1x_4 + 4,75x_2x_4 + 6,11x_1^2 + 5,28x_4^2.$$

Расчетный критерий Фишера /формула 2.10./ оказался равным 2,02, что меньше табличного значения, которое при имеющихся степенях сво-

бодн и при 5%-ом уровне значимости равняется 4,4. Следовательно, полученная модель адекватно описывает экспериментальные данные.

Переходя от кодированных обозначений X_1, X_2, X_3, X_4, X_5 к натуральным F, h_{cl}, μ, L, W получим окончательное уравнение для расчета статического давления на провально-переливной тарелке

$$h = -7,44 - 0,84F + 425,7h_{cl} + 1,44\mu + 0,24L + 3,74W - 18,37Fh_{cl} - 0,024FL + 2,06h_{cl}L + 0,06F^2 + 0,0036L^2. \quad 2.14$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину, а также для дополнительной проверки полученного уравнения в точках, которые не вошли в план эксперимента, были проведены еще несколько серий однофакторных экспериментов, результаты которых представлены на рис. 2.7. - 2.9. Кроме этого были проведены расчеты статического давления при условиях эксперимента по формуле 2.14. На рисунках расчетные данные нанесены сплошными линиями, а экспериментальные - точками.

Как видно из рис. 2.7. статическое давление линейно зависит от скорости газа при любых нагрузках по жидкости и сильно зависит от изменения нагрузки по жидкости. Из уравнения 2.14. видно, что такая же зависимость между статическим давлением и скоростью газа сохраняется во всех диапазонах изменения остальных факторов.

Сравнивая полученные результаты с исследованиями авторов, изучавших чисто провальные и чисто переливные тарелки, можно заметить, что зависимость статического давления от скорости газа на провально-переливных тарелках в большей степени соответствует аналогичной зависимости на провальных тарелках [75], т.е. при увеличении скорости газа h - увеличивается, в то время как на переливных тарелках - уменьшается [75].

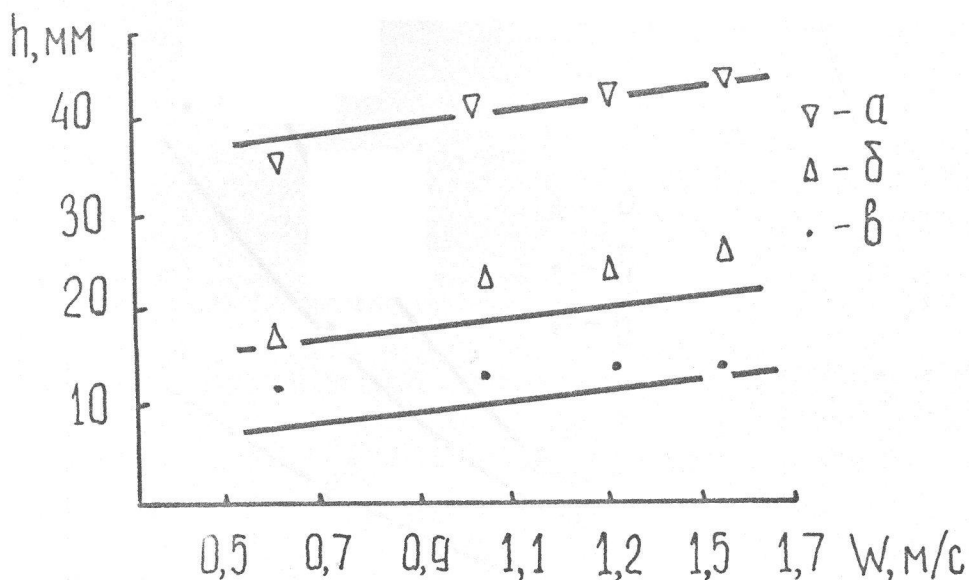


Рис. 2.7. Зависимость статического давления от скорости газа при $F = 14\%$; $h_{сЛ} = 0,04$ м; $\mu = 4,5$ сп; L м³/м² час: а - 94; б - 55,6; в - 17,8.

На рис. 2.8. показана наиболее характерная зависимость для провально-переливных тарелок – статическое давление от свободного сечения (F). Как показали исследования, проведенные на ситчатых тарелках [53, 95], изменение свободного сечения не влияет на значения статического давления. Однако при работе в провально-переливном режиме из-за наличия провалов жидкости статическое давление уменьшается с увеличением свободного сечения тарелки.

Из полученного уравнения для расчета статического давления видно, что интенсивность влияния F на h будет увеличиваться при совместном увеличении комплексов $Fh_{сЛ}$ и FL , т.к. совместное их увеличение приводит к увеличению количества проваливающейся жидкости. Из рис. 2.8. также видно, что значения h увеличиваются с ростом высоты сливной планки. Причем эта зависимость более выражена при малых значениях свободного сечения тарелки.

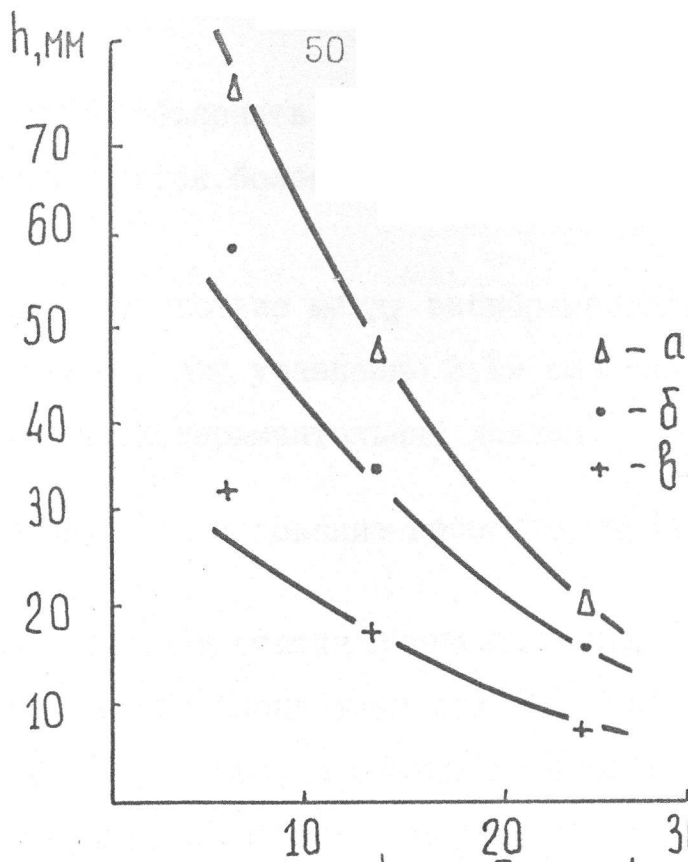


Рис. 2.8. Зависимость h от F при $L = 55,6 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$; $W = 0,7 \text{ м/сек}$; $\mu = 2 \text{ сп}$; $h_{\text{ст}}$ м: а - 0,16; б - 0,1; в - 0,04.

На рис. 2.9. показана зависимость статического давления от вязкости жидкости (μ). Как видно, с увеличением вязкости жидкости статическое давление увеличивается пропорционально величине μ .

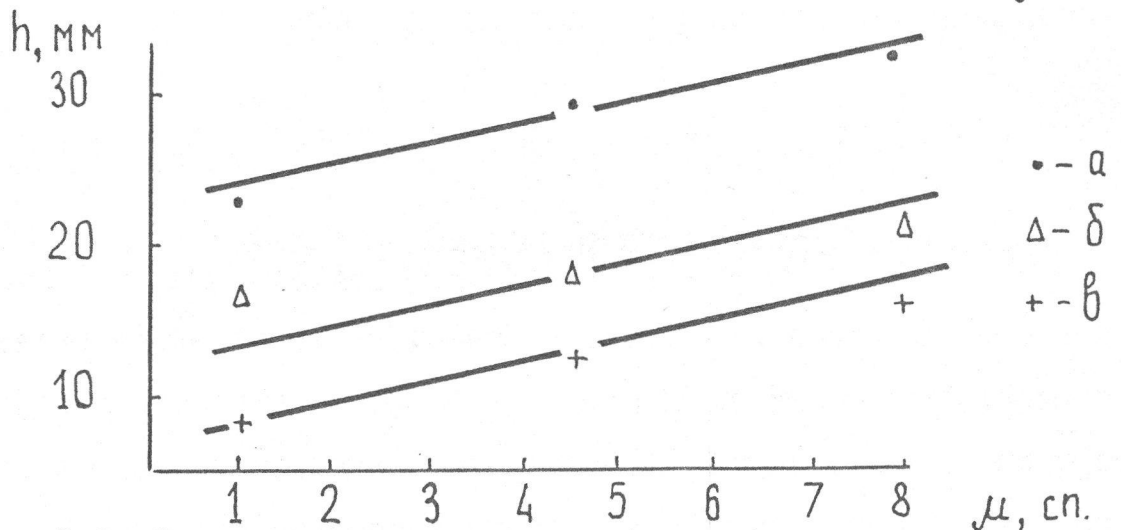


Рис. 2.9. Зависимость статического давления от вязкости жидкости при $L = 17,8 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$; $h_{\text{ст}} = 0,08 \text{ м}$; $W = 1 \text{ м/сек}$; F %: а - 6,7; б - 14; в - 25,6.

Видимо это можно объяснить тем, что при увеличении вязкости жидкости пена становится более плотной. Это и приводит к увеличению значений h .

Хорошее соответствие между экспериментальными и расчетными данными по полученному уравнению 2.19 еще раз подтверждает адекватность модели экспериментальным данным.

2.4. Исследование газосодержания пенного слоя

Наличие значений статического давления и высоты пены во всех точках используемого плана эксперимента позволяет получить уравнение для расчета среднего по объему газосодержания на ситчатых тарелках, работающих в провальном-переливном режиме, без дополнительных измерений. Для этого во всех точках плана эксперимента необходимо рассчитать значения газосодержания по формуле, приведенной в работе [58]

$$\varphi = 1 - \frac{h}{H}.$$

По полученным данным согласно ранее описанной методике были рассчитаны коэффициенты уравнения для газосодержания в условных координатах

$$\varphi \cdot 10^3 = 789,8 + 58,8 x_1 - 35,56 x_2 - 59,68 x_3 - 50,3 x_4 + 44,37 x_5 + \\ + 25,5 x_1 x_2 + 22 x_1 x_3 - 37 x_3 x_4 - 12,83 x_1^2 + 26,47 x_3^2 - 21,19 x_4^2 - 20,53 x_5^2.$$

Расчетное значение критерия Фишера оказалось равным 4,2, что меньше табличного значения, которое при имеющихся степенях свободы и при 5%-ом уровне значимости равняется 4,4. Следовательно, полученная модель адекватно описывает экспериментальные данные. Переход от кодированных значений варьируемых факторов к натуральным, позволили получить окончательное уравнение для расчета газосодержания:

$$\varphi \cdot 10^3 = 711 + 2,69F - 1323h_{\text{сл}} - 21,8\mu + 0,62L + 269,2W + 42,6h_{\text{сл}}F +$$

$$+ 0,057FL - 0,29\mu L - 0,128F^2 + 2,39\mu^2 - 0,014L^2 - 82W^2 \quad 2.15$$

Область применения данного уравнения лежит в пределах варьирования изменяемых факторов /см. табл. 2.1./.

Для более наглядного представления о влиянии отдельных факторов на газосодержание были просчитаны по полученной модели некоторые зависимости.

На рис. 2.10. показана зависимость газосодержания от вязкости жидкости.

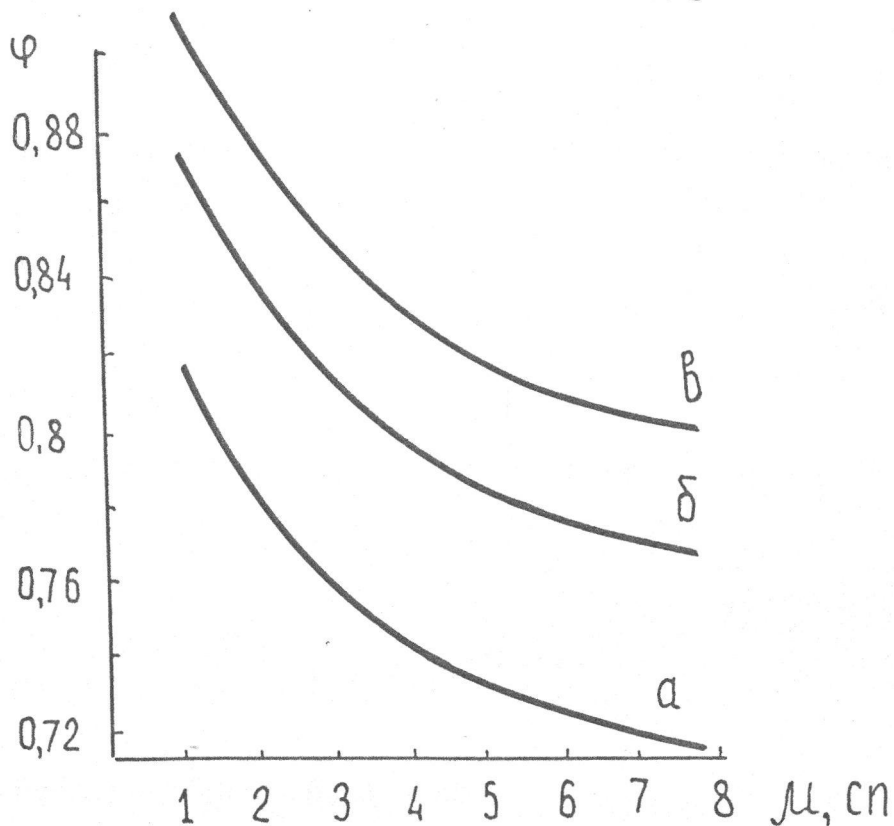


Рис. 2.10. Зависимость газосодержания от вязкости жидкости при $F = 14\%$; $L = 55,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$; $h_{\text{сл}} = 0,04 \text{ м}$; $W \text{ м/сек}$: а - 0,6; б - 1; в - 1,6.

Как видно из рисунка с увеличением вязкости величина газосодержания уменьшается. Такая зависимость наблюдается на чисто переливных тарелках [15]. Интересно отметить, что если построить данный график в логарифмических координатах, то получается, что газосо-

держание пропорционально $\mu^{-0,07}$ и $W^{0,15}$. Такие же данные получены и в работе [15].

В работе [75] показано, что для провальных тарелок газосодержание можно рассчитать по следующей формуле

$$\varphi = 0,58 F_{\tau}^{0,1} = 0,58 \left(\frac{W^2}{gh} \right)^{0,1}, \quad 2.16$$

а для ситчатых, работающих в режиме пены

$$\varphi = \frac{0,9}{e^{\frac{0,0243 W^2}{gh}}}$$

Выражение для расчета статического давления на провальных тарелках приведено в [78]

$$h = 4,4 W^{0,5} m^{0,3} / d_0^{0,36} F, \quad 2.17$$

где m — объем жидкости на один объем газа,

Для ситчатых тарелок статическое давление рассчитывается по формуле [58]

$$h = 0,14 g^{0,21} h_{сл}^{0,56} W^{0,05 - 4,6 h_{сл}} [1 - 0,31 e^{-0,11 \mu_*}] \left(\frac{\sigma_*}{\sigma_{H_2O}} \right)^{0,09},$$

где g — нагрузка по жидкости, $m^3/час$.

После подстановки выражений для статического давления в уравнения для величины φ получим, что на провальной тарелке, также как и на провально-переливной, газосодержание увеличивается с увеличением скорости газа. На ситчатой тарелке, работающей в чисто переливном режиме, наблюдается обратная картина. ? *Значит*

На рисунке 2.II. показана зависимость величины газосодержания от высоты сливной планки. Как видно из рисунка, с увеличением $h_{сл}$ газосодержание уменьшается. Кроме этого, из рисунка видно, что с

увеличением свободного сечения газосодержание слоя увеличивается, но зависимость газосодержания от высоты сливной планки при этом становится менее интенсивной.

Судя по приведенным выше зависимостям на ситчатых тарелках газосодержание уменьшается с увеличением высоты сливной планки. Свободное же сечение тарелки, как правило, не влияет на величину газосодержания [33, 71], в то время, как для провальных тарелок (уравнение 2.16) с увеличением свободного сечения газосодержание увеличивается.

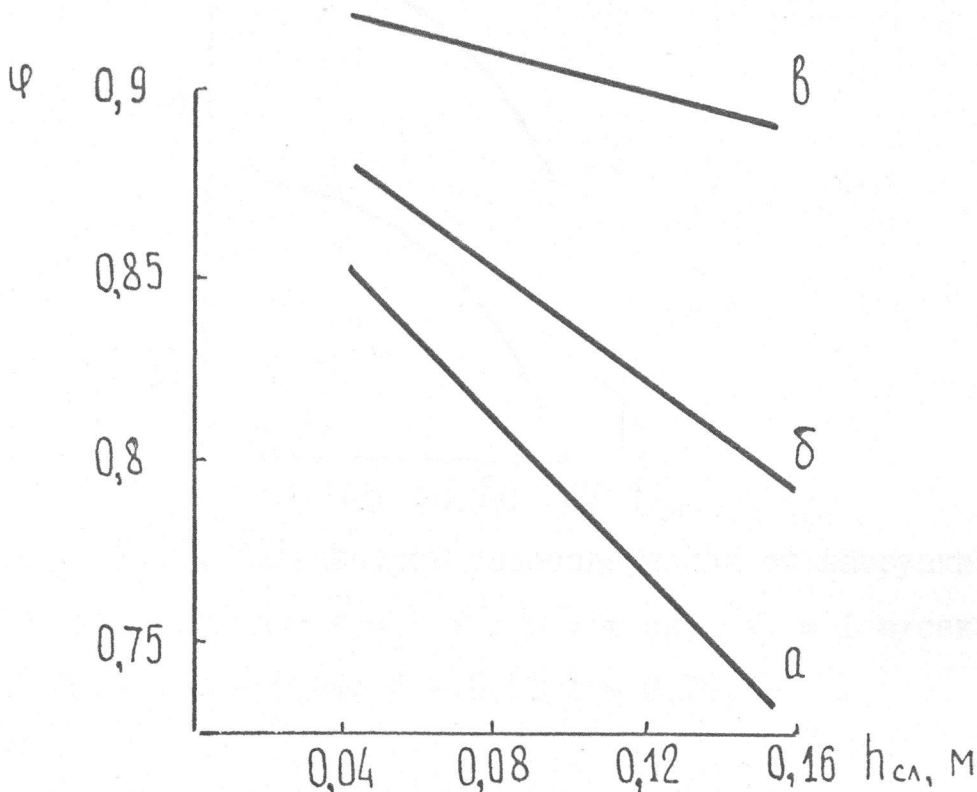


Рис. 2.II. Зависимость газосодержания от высоты сливной планки при $\mu = 4,5$ сп; $L = 55,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$; $W = 1 \text{ м/сек}$; F %: а - 6,7; б - 14; в - 25,6.

На рисунке 2,12. приведена зависимость газосодержания от нагрузки по жидкости. При этом до нагрузки в $55,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$ газосодержание уменьшается относительно медленно, а затем влияние величины L становится более заметным. Уменьшение газосодержания с

увеличением нагрузки по жидкости наблюдается как на провальных, так и на ситчатых тарелках (уравн. 2.16 и 2.19). Рисунок 2.12. также подтверждает, что с увеличением высоты сливной планки газосодержание слоя уменьшается.

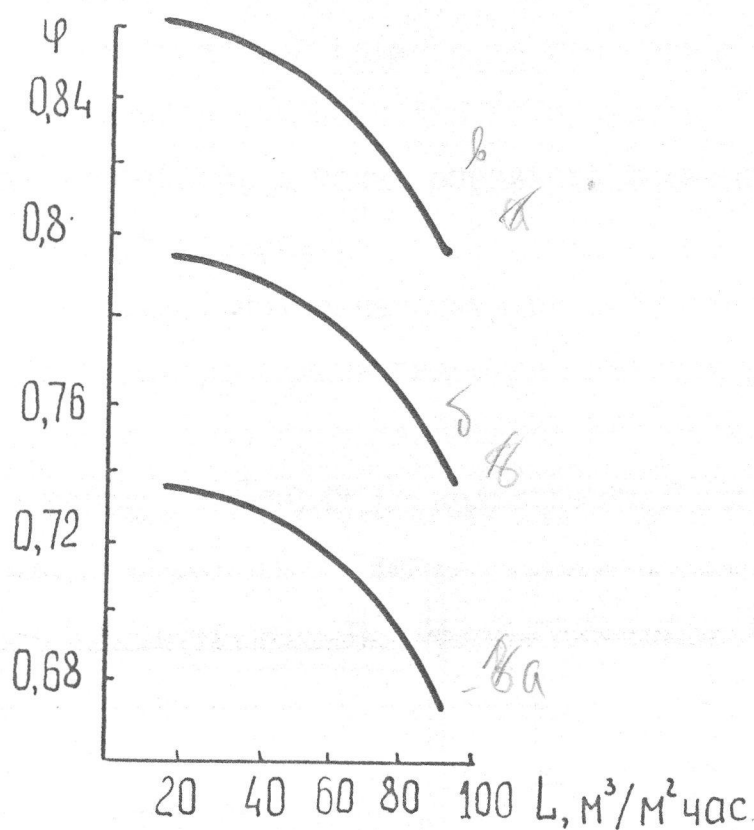


Рис. 2.12. Зависимость газосодержания от нагрузки по жидкости при $F = 6,7\%$; $\mu = 1$ сп; $W = 1$ м/сек;
 $h_{с\lambda}$ м : а - 0,04; б - 0,1; в - 0,16.

Таким образом, проанализировав зависимости ϕ и h для различных тарелок, можно видеть, что провально-переливная ситчатая тарелка по своим гидродинамическим свойствам занимает промежуточное положение между ситчатыми и провальными тарелками.

2.5. Исследование количества жидкости, проваливающейся через ситчатую тарелку при работе в провально-переливном режиме

Одной из основных гидродинамических характеристик провально-переливных режимов является количество проваливающейся жидкости. Точный расчет данной величины позволит правильно определять размеры переливных устройств, а также оценивать возможное снижение эффективности за счет провала.

На рисунке 2.13^{2.3} показана схема переоборудованной колонны для изучения влияния различных гидродинамических и конструктивных параметров на количество проваливающейся жидкости. Для этого нижнюю ситчатую тарелку заменили на колпачковую I, которая необходи-

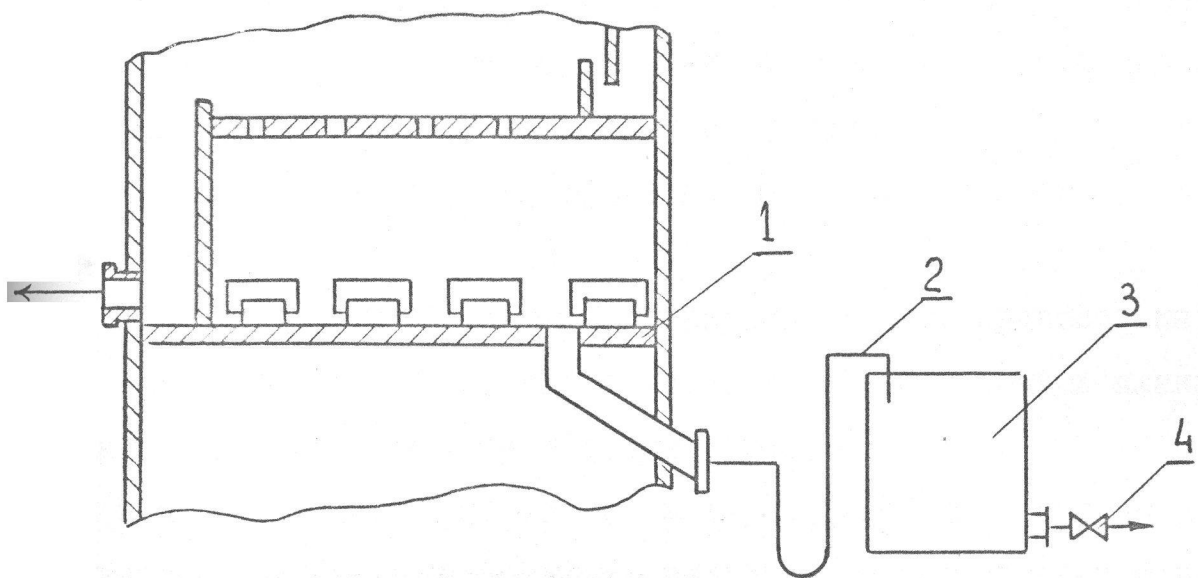


Рис. 2.13. Схема измерения провала жидкости.

ма для сбора проваливающейся жидкости и для одновременного выравнивания профиля скоростей газового потока перед исследуемой тарелкой.

Жидкость, попадающая со средней тарелки в сливное устройство, выводится из колонны в емкость 8 (см. рис. 2.1./). Собранную на

колпачковой тарелке проваливающейся жидкость отводили через гидрозатвор 2 в мерную емкость 3. Для того, чтобы емкость 3 не переполнялась во время вывода колонны на заданный режим, ее через кран 4 соединили с основной емкостью 8. Выход колонны на заданный режим определяли по стабилизации перепада давления на тарелке.

Исследование провала жидкости проводили на системе вода - воздух при изменении четырех факторов - свободного сечения тарелки, высоты сливной планки, количества жидкости и скорости газа. Соответствующий некомпозиционный план второго порядка представлен в таблице 2.3., из которой видно, что для проведения исследования необходимо произвести измерение количества проваливающейся жидкости (L_y) в двадцати семи точках плана. Некомпозиционный четырехфакторный план является ротатабельным и имеет высокую степень ортогональности: только свободный член b_0 и коэффициенты при квадратичных членах коррелированы друг с другом.

Уровни и интервалы варьирования факторов остались прежними /см. табл. 2.1./.

В соответствии с матрицей планирования были произведены замеры количества проваливающейся жидкости во всех точках плана. Полученные значения занесены в таблицу 2.3.

Полином второго порядка для четырех факторов, которым предполагается описывать исследуемую величину, имеет следующий вид:

$$Y = b_0 + b_1 x_1 + b_2 x_2 + b_3 x_3 + b_4 x_4 + b_{12} x_1 x_2 + b_{13} x_1 x_3 + b_{14} x_1 x_4 + b_{23} x_2 x_3 + b_{24} x_2 x_4 + b_{34} x_3 x_4 + b_{11} x_1^2 + b_{22} x_2^2 + b_{33} x_3^2 + b_{44} x_4^2.$$

Обработка результатов эксперимента в соответствии с методикой, описанной в разделе 2.2., дала следующее уравнение регрессии

$$Y_{L_y} = 36 + 21,1 x_1 + 6,69 x_2 + 16,4 x_3 - 9,5 x_4 + 3,1 x_1 x_2 + 12,8 x_1 x_3 - 5,6 x_1 x_4 - 3,2 x_2 x_4 - 4,6 x_3 x_4 - 8,5 x_1^2 - 3,6 x_2^2 - 3,2 x_3^2 - 3 x_4^2.$$

Таблица 2.3.

Номер опыта	: Кодовое обозначение					: Результат эксперимента			
	: факторов					: и расчета			
	X_0	X_1	X_2	X_3	X_4	$L_y, \text{м}^3/\text{м}^2\text{час}$	$L'_y, \text{м}^3/\text{м}^2\text{час}$	τ	τ'
I	+I	+I	+I	0	0	55,6	55,3	0,37	0,38
2	+I	+I	-I	0	0	40,1	33,7	0,16	0,16
3	+I	-I	+I	0	0	4,1	6,9	0,12	0,12
4	+I	-I	-I	0	0	1,34	-2,3	0,05	0,049
5	+I	0	0	+I	+I	35,2	31,6	0,16	0,15
6	+I	0	0	+I	-I	63,2	55,2	0,55	0,53
7	+I	0	0	-I	+I	8,7	8,4	0,06	0,08
8	+I	0	0	-I	-I	17,8	17,8	0,19	0,21
9	+I	0	0	0	0	35	35,5	0,19	0,18
10	+I	+I	0	0	+I	28,2	30	0,19	0,17
II	+I	+I	0	0	-I	55,5	60,2	0,51	0,51
12	+I	-I	0	0	+I	0	-I	0,05	0,06
13	+I	-I	0	0	-I	4,8	6,8	0,23	0,24
14	+I	0	+I	+I	0	50,2	52,8	0,35	0,38
15	+I	0	+I	-I	0	17,8	20	0,12	0,13
16	+I	0	-I	+I	0	33,8	37,4	0,15	0,16
17	+I	0	-I	-I	0	5,5	4,6	0,05	0,04
18	+I	0	0	0	0	36,1	35,5	0,2	0,176
19	+I	+I	0	+I	0	75,2	74,1	0,39	0,41
20	+I	+I	0	-I	0	17,8	15,7	0,13	0,13
21	+I	-I	0	+I	0	7,2	6,3	0,13	0,13
22	+I	-I	0	-I	0	1,1	-0,9	0,04	0,03
23	+I	0	+I	0	+I	24,3	23,9	0,16	0,14
24	+I	0	+I	0	-I	53,2	49,3	0,53	0,5
25	+I	0	-I	0	+I	14,1	14,9	0,07	0,09
26	+I	0	-I	0	-I	30,1	27,5	0,23	0,24
27	+I	0	0	0	0	37,5	35,5	0,18	0,17

Примечание: L'_y - количество проваливающейся жидкости, подсчитанное по полученной эмпирической формуле; τ' - доля отверстий, занятых стекающей жидкостью рассчитанная по формуле 2.21.

Адекватность полученной модели проверялась по критерию Фишера, который в данном случае оказался равным 10,8, что меньше табличного, равного при данных степенях свободы 19,4.

Переходя от кодированных обозначений факторов к натуральным, получим окончательное уравнение для расчета количества жидкости, проваливающейся через тарелку.

$$L_y = -78 + 3,8F + 341,7h_{cl} + 0,4L + 51W + 5,2Fh_{cl} + 0,033FL - 1,1WF - 106,8h_{cl}W - 0,24LW - 0,085F^2 - 1003,6h_{cl}^2 - 0,002L^2 - 12W^2 \quad 2.20$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину, кроме экспериментов, проведенных в соответствии с матрицей планирования, были проведены еще несколько серий однофакторных экспериментов, результаты которых представлены на рис. 2.14 и 2.15. Величина провала жидкости также была просчитана по полученному уравнению 2.20. На рисунках, представленных ниже, расчетные данные нанесены сплошной линией, а экспериментальные —

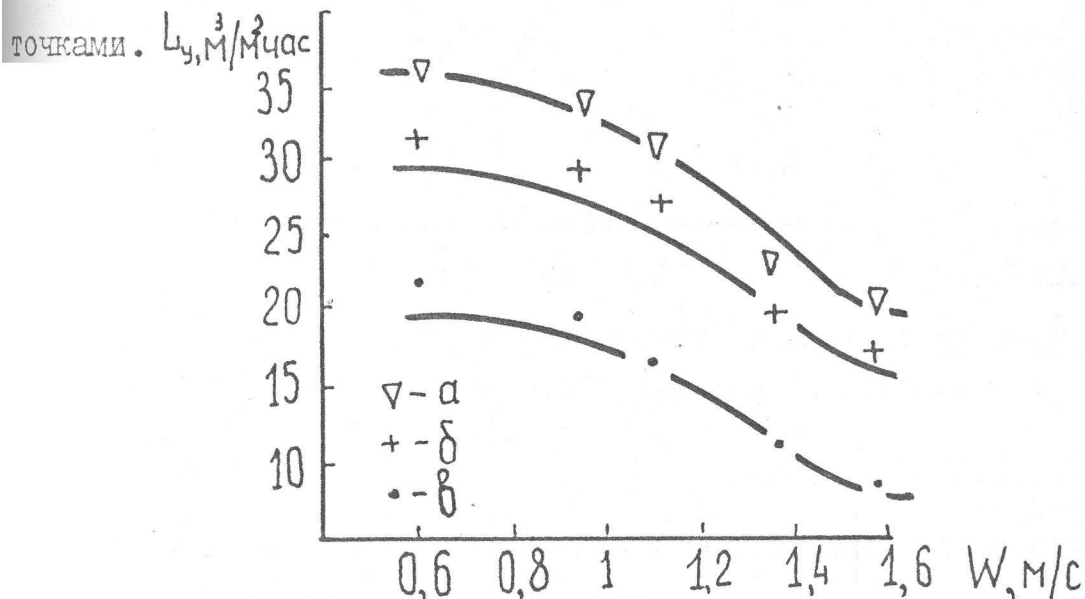


Рис. 2.14. Зависимость провала жидкости от скорости газа при $L = 36,5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$; $F = 17,7\%$, и h_{cl} м:
 а - 0,12; б - 0,08; в - 0,04.

Как видно из рисунка 2.14., провал жидкости уменьшается с увеличением скорости газа не прямолинейно. Это, в частности, связано и с наличием чисто провальных режимов работы испытываемой тарелки /кривая "а" на отрезке скорости 0,6 – 0,8 м/сек/.

Зависимость провала жидкости от нагрузки по жидкости представлена на рис. 2.15. Визуальные наблюдения показывают, что увеличе-

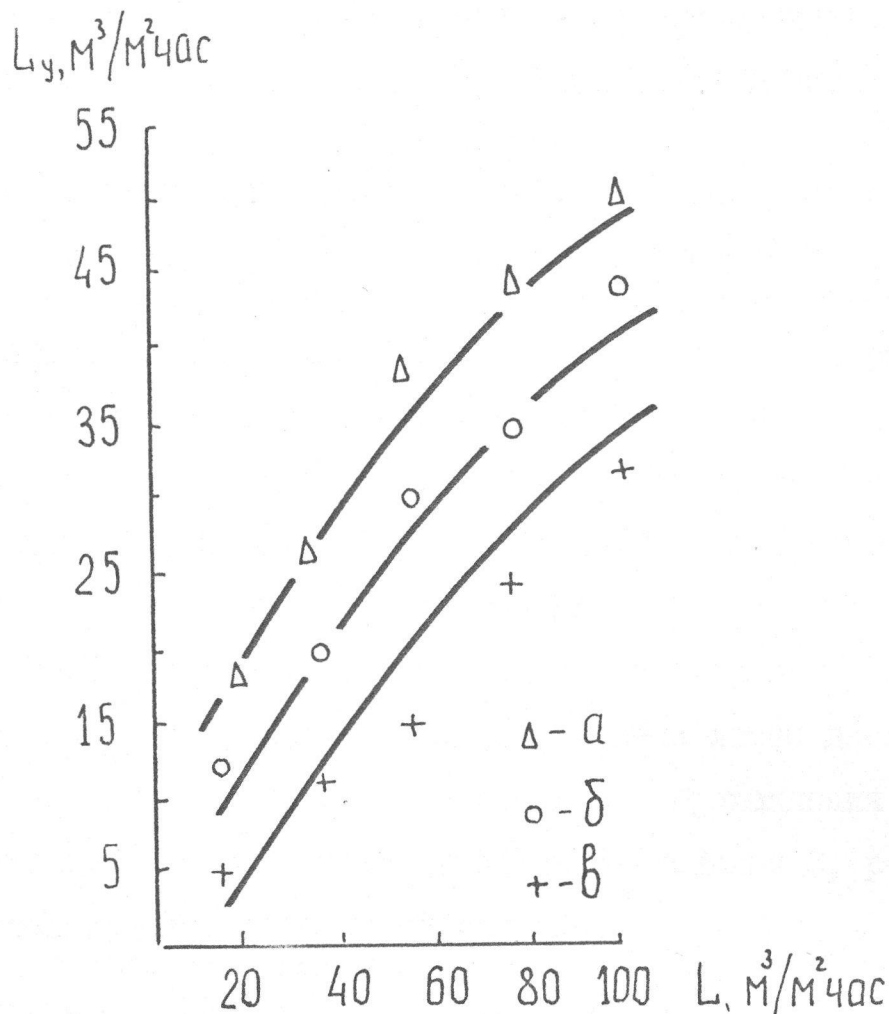


Рис. 2.15. Зависимость провала жидкости от нагрузки по жидкости при $F = 14\%$; $W = 1$ м/сек; $h_{сЛ}$ м : а - 0,16; б - 0,08; в - 0,04.

ние нагрузки по жидкости приводит к увеличению неоднородности пенного слоя и, соответственно, к увеличению неоднородности поля статических давлений, что в свою очередь увеличивает провал жидкости.

Увеличение высоты сливной планки видимо играет ту же роль, что и увеличение нагрузки по жидкости.

Анализ уравнения 2.20 показывает, что количество проваливающейся жидкости будет увеличиваться с ростом свободного сечения тарелки.

Представленные зависимости дополнительно подтверждают, что полученная модель достаточно точно описывает экспериментальные данные, снятые в точках, не вошедших в план эксперимента.

2.6. Исследование доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью

При расчете перепада давления на ситчатой тарелке, работающей в провальном-переливном режиме, как это было показано в разделе 1.6. необходимо иметь уравнение для определения доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью (σ). Для измерения данной величины использовали разработанный нами метод светопрозрачности. Он заключается в том, что вдоль одного из торцов прозрачной прямоугольной тарелки 1 /рис. 2.16./ при помощи лампы дневного света распределяли световой поток, который после прохождения через тарелку воспринимается на выходе фотосопротивлениями 3, расположенными вдоль противоположной стороны тарелки.

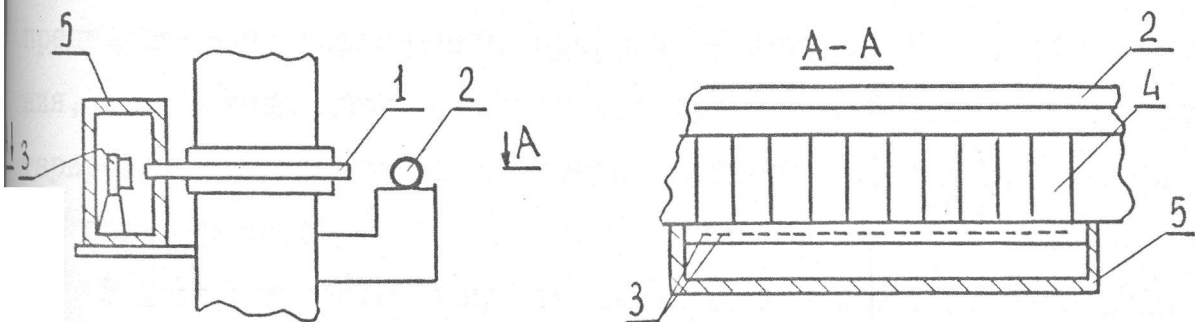


Рис. 2.16. Схема измерения доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью.

Собственное сопротивление фоторезисторов зависит от количества падающего на них света, которое в свою очередь зависит от доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью. Это связано с тем, что отверстие, через которое проходит жидкость, пропускает гораздо больше света, чем отверстие, через которое проходит газ. Фоторезисторы являются одним плечом мостовой схемы, подключенной к автоматическому потенциометру /рис. 2.17./. В данной измерительной схеме показания потенциометра становятся зависимыми от величины τ .

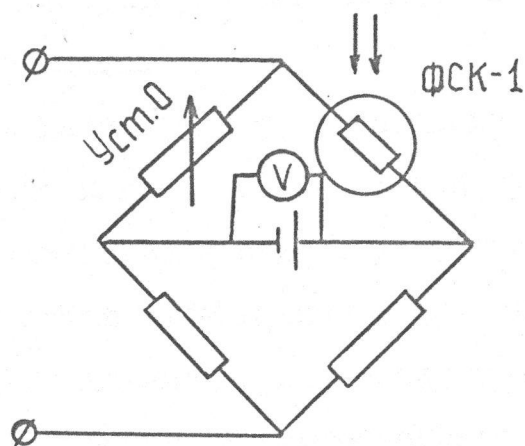


Рис. 2.17. Электрическая схема измерения доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью.

Перед началом эксперимента измерительная схема тарируется.

На первом этапе отработки методики измерения тарировку проводили двумя способами – пропусканием движущегося потока жидкости через определенную часть тарелки и закапыванием жидкости в отверстия, предварительно подклеенные прозрачной лентой. Как показали сравнения, оба метода дают одинаковые результаты. Впоследствии тарелки тарировали закапыванием жидкости в отверстия, так как данный способ более простой.

В измерительную схему заложена возможность исследования величины τ в различных частях тарелки. Для этого тарелку собирали по длине из десяти частей 4 /см. рис. 2.16./ склеенных между собой непрозрачным клеем, что позволяет исключить взаимное влияние рядом

лежащих частей тарелки. На выходе из каждой части свет воспринимается парой фотосопротивлений, попеременно подключаемых к потенциометру. Последующее усреднение десяти значений τ позволяет определить долю отверстий, занятых проваливающейся жидкостью в целом по тарелке. Для исключения влияния внешних потоков света фотосопротивления собирали на панели, помещенной в светонепроницаемый ящик 5 /см. рис. 2.16./, в который через специальную щель входит торец тарелки. Окна лаборатории затемнялись и эксперименты вели при искусственном освещении.

Описанная выше измерительная схема позволяет изучать как распределение τ по длине тарелки, так и суммарное значение τ в зависимости от изменения варьируемых факторов.

Изучение литературных данных позволило выделить основные параметры, которые влияют на изменение доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью. К ним относятся скорость газа, нагрузка по жидкости, свободное сечение тарелки, высота сливной планки, вязкость жидкости, диаметр отверстий и величина поверхностного натяжения. Приступая к исследованиям, было решено ограничиться изучением влияния первых пяти факторов. Это объясняется тем, что метод светопропускания предполагает протекание жидкости через отверстия тарелки сплошным потоком. Предварительные же опыты показали, что, начиная с диаметра отверстий в 7 мм, жидкость и газ могут проходить одновременно через одно и то же отверстие. Поэтому было решено при проведении экспериментов ограничиться размером отверстий в 5 мм. С одной стороны, данный диаметр отверстий является наиболее распространенным в промышленности, с другой — изучение влияния размеров отверстий на величину τ при диаметре менее пяти миллиметров не целесообразно, так как такие отверстия возможно выполнить только сверлением, что сильно удорожает изготовления колонн.

Что касается изучения влияния физических свойств газа и жидкости на изменение τ , то было решено на данном этапе ограничиться только изменением вязкости жидкости, так как ее влияние, по всей видимости, должно быть наиболее значительным. При пробных опытах с жидкостями различной вязкости / для этого использовали водные растворы глицерина / оказалось, что при вязкости до 6 сп жидкость остается прозрачной при расходах до $55,8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$. При больших расходах жидкость, поступающая в колонну, оказывается мутной из-за аэрации ее мелкими пузырьками воздуха, что не позволяет измерять долю отверстий, занятых проваливающейся жидкостью методом светопропускания. При вязкости жидкости около 8 сп аэрирование жидкости происходит практически при любых нагрузках по жидкости.

В связи с этим было решено провести изучение τ в три этапа. На первом - проводили все измерения на системе вода - воздух при максимально возможных изменениях влияющих факторов. На втором - использовали систему воздух - водные растворы глицерина, но с уменьшенными диапазонами изменения влияющих факторов, которые были обусловлены возможностью методики измерения τ . На третьем этапе изучали величину τ для провальных режимов работы ситчатой тарелки и для провальных тарелок. Это связано с тем, что на тарелках с определенным соотношением свободного сечения и высоты сливных планок могут наблюдаться чисто провальные режимы работы ситчатых тарелок.

2.6.1. Исследование доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью на системе вода - воздух

При исследовании величины τ на системе вода-воздух варьировались четыре параметра так же как и при исследовании количества проваливающейся жидкости. Уровни и интервалы варьирования факторов

оставили прежними /табл. 2.1./.

В соответствии с матрицей планирования, приведенной в таблице 2.3., был проведен эксперимент по описанной ранее методике для определения величины τ во всех двадцати семи точках плана. Полученные значения представлены в таблице 4.3. Статистическая обработка результатов эксперимента привела к следующему уравнению регрессии

$$\tau \cdot 10^2 = 17,6 + 9,5x_1 + 7,7x_2 + 9,5x_3 - 1,3x_4 + 3,5x_1x_2 + 4,4x_1x_3 - 3,78x_1x_4 + 3,2x_2x_3 - 5,3x_2x_4 - 6,46x_3x_4 + 6,8x_4^2,$$

которое адекватно описывает экспериментальные данные, что подтверждено проверкой по критерию Фишера.

Переход от кодированных значений изменяемых факторов к натуральным дает окончательный вид уравнения для расчетов доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью

$$\tau \cdot 10^2 = 9,6 + 0,53F + 143h_{cл} + 0,29L - 35,4W + 5,9Fh_{cл} + 0,011FL - 0,76FW + 1,4h_{cл}L - 177h_{cл}W - 0,34LW + 27,2W^2 \quad 2.21$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину, а также для дополнительной проверки полученного уравнения в точках, которые не вошли в план эксперимента, были проведены еще несколько серий однофакторных экспериментов, представленных на рис. 2.18 - 2.19. Результаты эксперимента сопоставляли с расчетами по формуле 2.21. На рисунках расчетные данные нанесены сплошными линиями, а экспериментальные - точками.

На рис. 2.18. показана зависимость τ от скорости газа. Как видно из рисунка с увеличением скорости газа величина τ быстро уменьшается. Обратное действие на величину τ оказывает увеличение нагрузки по жидкости /рис. 2.19./ и высоты сливной планки

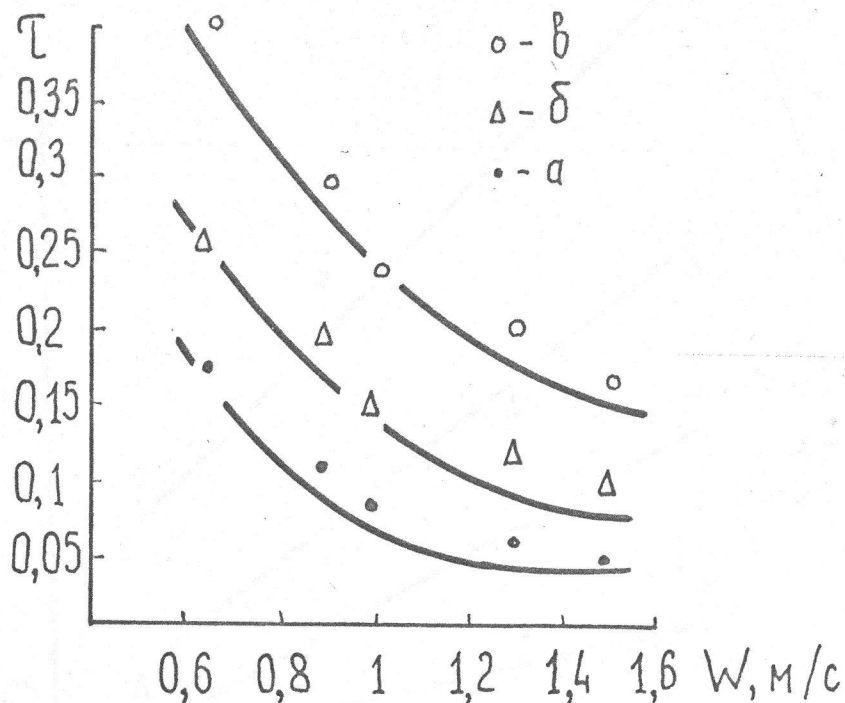


Рис. 2.18. Влияние скорости газа на долю отверстий, занятых проваливающейся жидкостью при $h_{сЛ} = 0,12$ м; $L = 36,5$ м³/м²час; F %: а - 5,7; б - 14; в - 25,6.

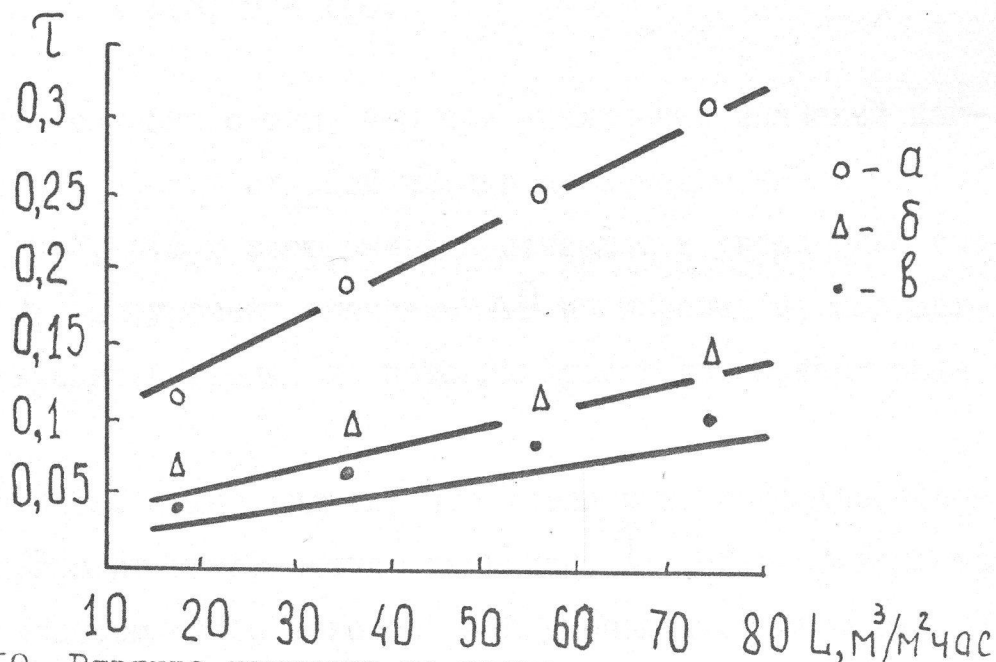


Рис. 2.19. Влияние нагрузки по жидкости на величину τ при $h_{сЛ} = 0,8$ м; $F = 9,7\%$; W м/сек; а - 0,6; б - 1; в - 1,3.

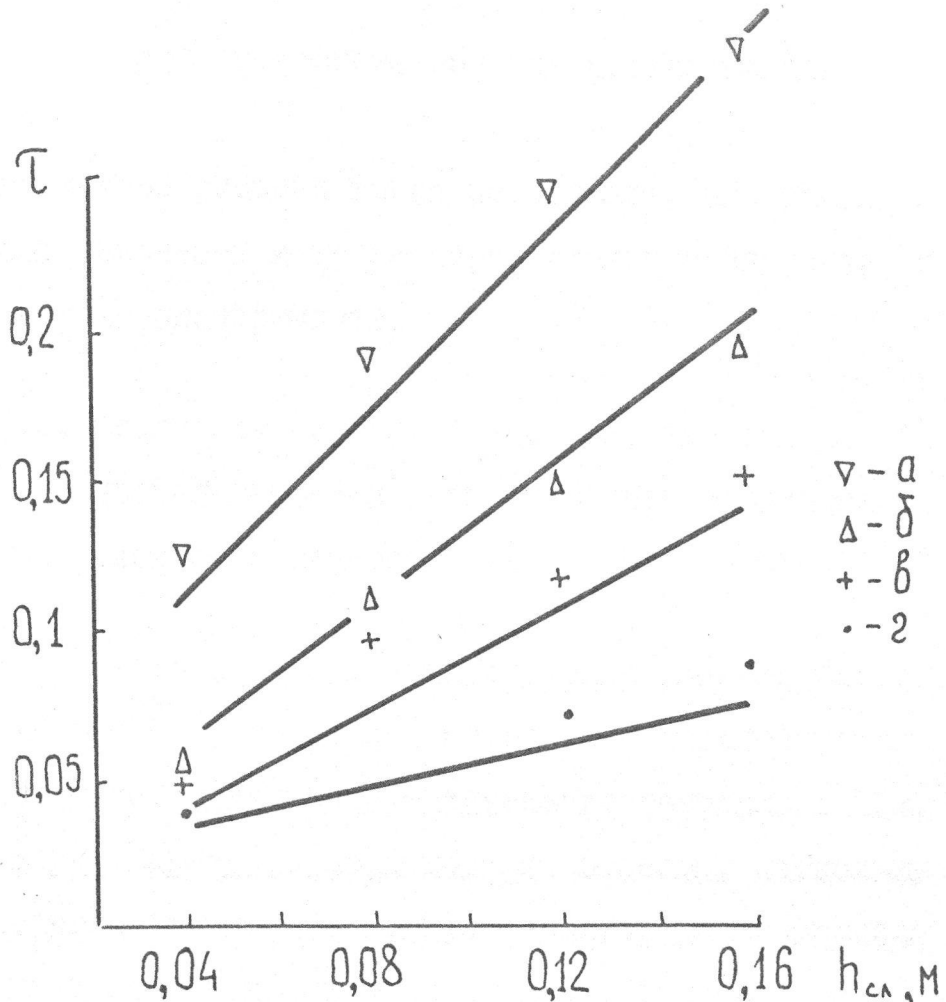


Рис. 2.20. Влияние изменения высоты сливной планки на величину τ при $F = 9,7\%$; $L = 36,5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$; $W \text{ м/сек}$: а - 0,6; б - 1; в - 1,3; г - 1,6.

/рис. 2.20./ . Это связано с тем, что при увеличении значений нагрузки по жидкости и высоты сливной планки происходит увеличение неоднородности слоя, что в свою очередь приводит к увеличению выбросов значений h за уровень значений ΔP на тарелке и, соответственно, к увеличению площади, на которой происходит провал жидкости.

Из рисунка 2.18. можно видеть, что увеличение свободного сечения тарелки приводит к увеличению значений τ . Это объясняется тем, что с увеличением свободного сечения уменьшается скорость газа в отверстиях и, соответственно, динамический напор, что и при-

Водит к увеличению доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью.

Вышеперечисленные рисунки также показывают, что расчетное уравнение хорошо описывает и те экспериментальные значения, которые не входят в план эксперимента.

2.6.2. Исследование доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью, при различных вязкостях жидкости

Серию экспериментов, посвященных изучению влияния вязкости жидкости на величину τ , проводили на ранее описанной установке и по прежней методике. Единственное изменение состояло в том, что величину τ измеряли сразу по всей тарелке в целом, поскольку предварительные эксперименты показали, что характер распределения τ по длине тарелки в основном остается прежним. Жидкость различной вязкости получали путем соответствующего разбавления глицерина водой. Величину вязкости измеряли капиллярным вискозиметром до и после эксперимента и полученные данные усредняли. Так как вязкость глицериновых растворов сильно зависит от температуры, то прежде чем начать измерения, колонну выдерживали при работе в заданном режиме до установления постоянной температуры.

Учитывая ограничения, возникающие при исследовании доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью при различных вязкостях, было решено выбрать новые уровни и интервалы варьирования изменяемых факторов, представленных в таблице 2.4.

Результаты эксперимента, который велся в соответствии с некомпозиционным планом второго порядка для пятифакторной системы, представлены вместе с матрицей планирования в таблице 2.5.

Таблица 2.4.

Названия изменяемых факторов	: Кодовое обозначение	: Интервал варьирования	: Уровни факторов		
			: основной : 0	: верхний : +I	: нижний : -I
F - свободное сечение, %	X ₁	5,5	12,2	17,7	6,7
h _{сл} - высота сливной планки, м	X ₂	0,06	0,1	0,16	0,04
L - нагрузка по жидкости, м ³ /м ² час	X ₃	18,8	36,6	56,4	17,8
W - скорость газа, м/сек	X ₄	0,5	1,1	1,6	0,6
μ - вязкость жидкости, сп	X ₅	2	4	6	2

На основе статистической обработки экспериментальных данных получили уравнение регрессии

$$y_T \cdot 10^2 = 17,2 + 6,81x_1 + 6,5x_2 + 5,75x_3 - 14,18x_4 + 4,12x_5 + 2,25x_1x_2 - 3,5x_1x_4 - 5x_2x_4 - 4,25x_3x_4 - 3x_4x_5 + 7,8x_4^2.$$

После его проверки на адекватность экспериментальным данным и переход с кодированных координат к натуральным, получили уравнение для расчета доли отверстий тарелки, занятых стекающей жидкостью

$$T \cdot 10^2 = -16,3 + 1,93F + 209,3h_{сл} + 0,8L - 35,4W + 5,4\mu + 6,75Fh_{сл} - 1,2FW - 166,7h_{сл}W - 0,45LW - 2,8W\mu + 31,2W^2.$$

На рисунке 2.21. представлены результаты проведенного дополнительного однофакторного эксперимента. Точками нанесены экспериментальные значения, линиями - результаты расчета по полученному уравнению.

Таблица 2.3.

Номер опыта	Кодовое обозначение факторов						:Результаты экспери- мента и расчета	
	X_0	X_1	X_2	X_3	X_4	X_5	τ	τ'
I	+	+I	+I	0	0	0	0,3I	0,33
2	+	+I	-I	0	0	0	0,15	0,15
3	+	-I	+I	0	0	0	0,14	0,15
4	+	-I	-I	0	0	0	0,07	0,02
5	+	0	0	+I	+I	0	0,14	0,12
6	+	0	0	+I	-I	0	0,52	0,49
7	+	0	0	-I	+I	0	0,07	0,09
8	+	0	0	-I	-I	0	0,28	0,29
9	+	0	+I	0	0	+I	0,27	0,32
10	+	0	+I	0	0	-I	0,17	0,19
11	+	0	-I	0	0	+I	0,13	0,15
12	+	0	-I	0	0	-I	0,08	0,07
13	+	+I	0	+I	0	0	0,3I	0,30
14	+	+I	0	-I	0	0	0,17	0,18
15	+	-I	0	+I	0	0	0,14	0,16
16	+	-I	0	-I	0	0	0,08	0,05
17	+	0	0	0	+I	+I	0,13	0,11
18	+	0	0	0	+I	-I	0,08	0,10
19	+	0	0	0	-I	+I	0,48	0,47
20	+	0	0	0	-I	-I	0,3I	0,32
21	+	0	0	0	0	0	0,18	0,17
22	+	0	0	0	0	0	0,16	0,17
23	+	0	0	0	0	0	0,20	0,17
24	+	0	+I	+I	0	0	0,29	0,29
25	+	0	+I	-I	0	0	0,16	0,18
26	+	0	-I	+I	0	0	0,14	0,16
27	+	0	-I	-I	0	0	0,07	0,05
28	+	+I	0	0	+I	0	0,16	0,14
29	+	+I	0	0	-I	0	0,5I	0,50
30	+	-I	0	0	+I	0	0,07	0,08
31	+	-I	0	0	-I	0	0,28	0,29
32	+	0	0	+I	0	+I	0,27	0,27
33	+	0	0	+I	0	-I	0,18	0,19
34	+	0	0	-I	0	+I	0,15	0,16
35	+	0	0	-I	0	-I	0,09	0,07
36	+	+I	0	0	0	+I	0,29	0,28
37	+	+I	0	0	0	-I	0,19	0,20
38	+	-I	0	0	0	+I	0,13	0,15
39	+	-I	0	0	0	-I	0,09	0,06
40	+	0	+I	0	+I	0	0,14	0,12
41	+	0	+I	0	-I	0	0,5I	0,5I
42	+	0	-I	0	+I	0	0,07	0,09
43	+	0	-I	0	-I	0	0,24	0,25
44	+	0	0	0	0	0	0,17	0,17
45	+	0	0	0	0	0	0,17	0,17
46	+	0	0	0	0	0	0,2	0,17

Примечание: τ' величина, рассчитанная по полученному эмпирическому уравнению.

Согласно рисунку величина τ уменьшается с увеличением вязкости жидкости.

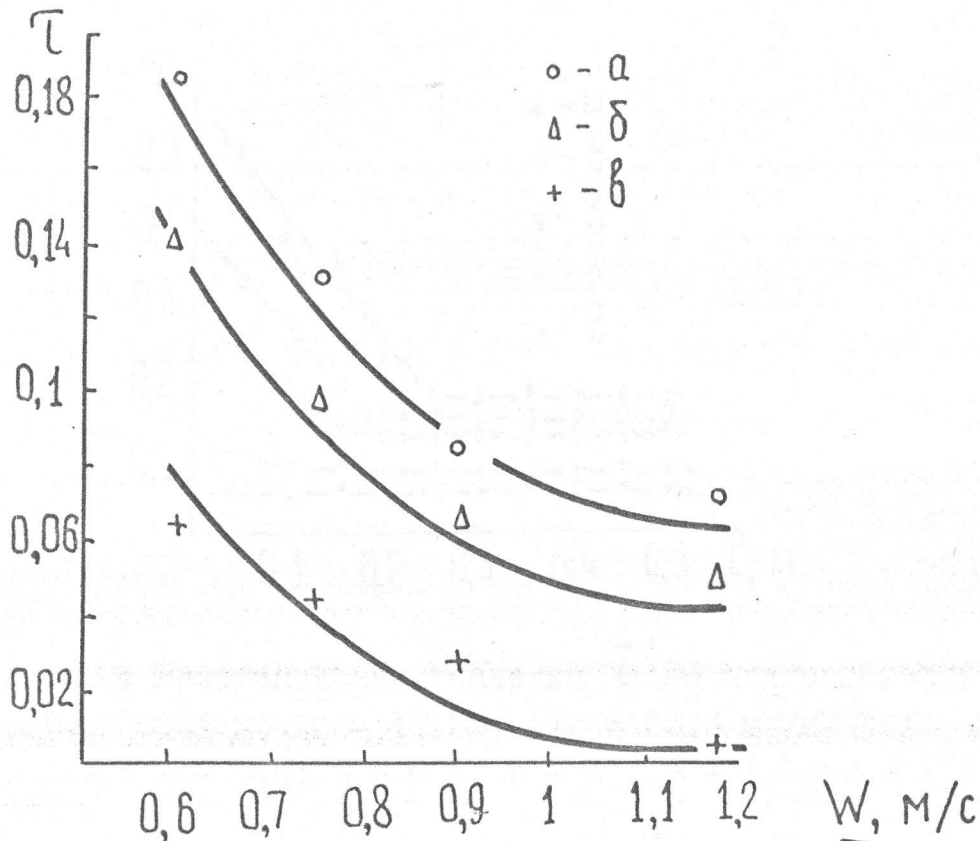


Рис. 2.21. Влияние скорости газа на величину τ при $h_{сл} = 0,04$ м; $F = 6,7\%$; $L = 17,8$ м³/м² час; μ сп: а - 5,6; б - 4,7; в - 3.

Как показывает анализ полученного уравнения, влияние остальных факторов на изучаемую величину осталось в принципе прежним при любых значениях вязкости жидкости.

2.6.3. Исследование равномерности распределения провала жидкости по площади тарелки

Как уже говорилось ранее, экспериментальная установка позволяет определить величину τ не только в целом по тарелке, но и в десяти разных точках по ходу жидкости, что дает возможность оценивать равномерность провала жидкости по площади тарелки. Первую серию экспериментов проводили при высоте сливной планки 0,04 м.

При скоростях газа до 1 м/сек. (рис.2.22.) наблюдаются более или менее выраженные увеличения значений доли отверстий, занятых стекающей жидкостью, совпадающих с началом тарелки.

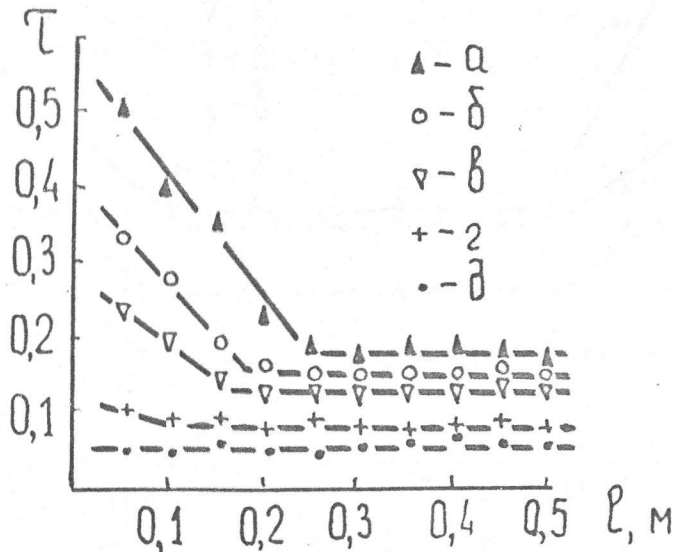


Рис. 2.22. Распределение значений τ по длине тарелки при $h_{сЛ} = 0,04$ м; $F = 17,6\%$; $L = 55,6$ м³/м² час; W м/сек: а — 0,6; б — 0,8; в — 1; г — 1,3; д — 1,6.

С удалением от подпорной планки величина τ быстро убывает и, начиная примерно с 1/3 длины тарелки, остается постоянной. При скоростях газа 1,3 м/сек и выше (а при нагрузках по жидкости ниже 55,6 м³/м² час со скоростью в 1 м/сек) значения τ становятся практически постоянными по всей длине тарелки.

Необходимо добавить, что величина наибольших значений τ уменьшается с уменьшением свободного сечения тарелки.

Начиная со скорости газа в 1 м/сек. характер распределения величины τ по длине тарелки становится зависимым от нагрузки по жидкости и высоты сливной планки. При этом при нагрузках по жидкости до 55,6 м³/м² час качественная картина остается, в основном, прежней при всех высотах сливной планки. Однако при L равной 74,7 м³/м² час (рис. 2.23.) и выше начинают появляться пики значений величины τ как в начале, так и конце тарелки, а при определенных

условиях ($h_{сл} = 0,16$ м) наибольшее значение τ смещается к концу тарелки.

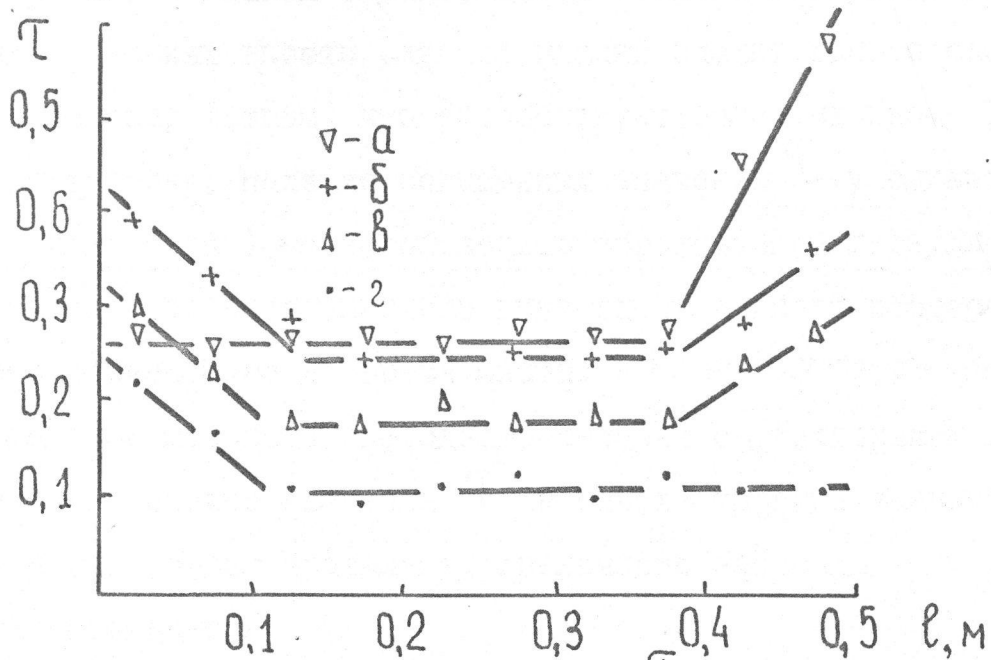


Рис. 2.23. Распределение величины τ по длине тарелки при $F = 14\%$; $W = 1$ м/сек; $L = 74,7$ м³/м² час; $h_{сл}$ м: а - 0,16; б - 0,12; в - 0,08; г - 0,04.

При увеличении скорости выше 1 м/сек (рис. 2.24.) доля отверстий, занятых проваливающейся жидкостью, становится равномерно распределенной по всей площади тарелки.

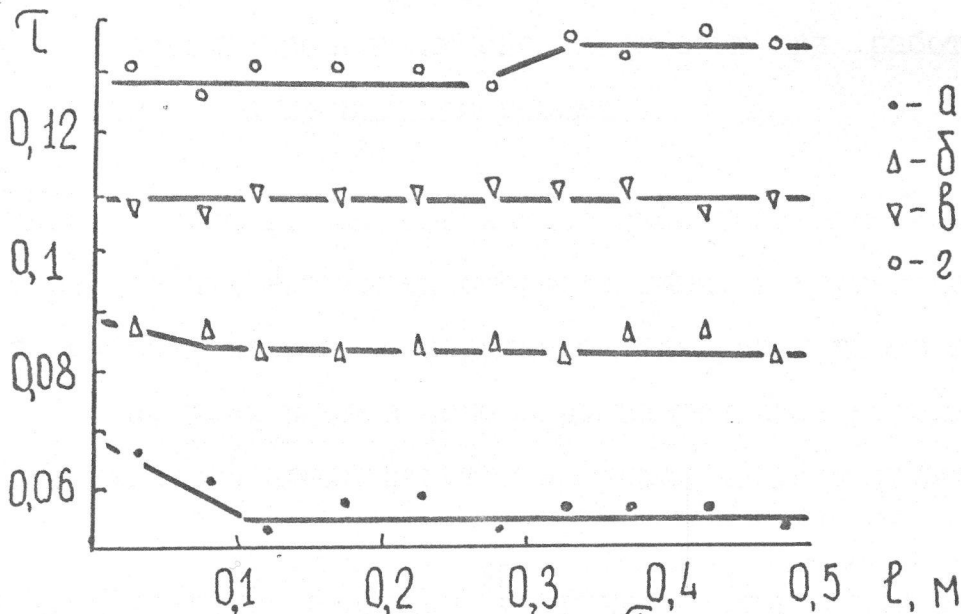


Рис. 2.24. Распределение величины τ по длине тарелки при $F = 14\%$; $W = 1,33$ м/сек; $L = 36,5$ м³/м² час; $h_{сл}$ м: а - 0,04; б - 0,08; в - 0,12; г - 0,16.

Уменьшение пиковых значений τ или их полное исчезновение на входе в тарелку, в данном случае, можно объяснить образованием при повышенных значениях высоты сливной планки значительного слоя пены над подпорным устройством, что способствует более плавному вводу жидкости на тарелку. Наличие повышенных значений τ у сливной перегородки (кривая "а") можно объяснить образованием циркуляционного тока жидкости, направленного вниз вдоль сливной перегородки, хорошо просматриваемого во время опыта.

Для тарелок меньшего свободного сечения с увеличением высоты сливной планки пиковые значения τ в начале тарелки значительно уменьшаются или совсем пропадают. Увеличение значений τ в конце тарелки не наблюдается.

На тарелках большего свободного сечения, чем 14%, характер распределения в целом такой же, как и на тарелке с $F = 14\%$, но максимальные значения τ в конце тарелки наблюдаются при меньших значениях высоты сливной планки и скорости газа.

2.7. Исследование доли отверстий ситчатой тарелки, занятых проваливающейся жидкостью при работе в провальном режиме

Как уже говорилось, для тарелок со свободным сечением 14% и выше при определенных значениях скорости газа, нагрузки по жидкости и высоты сливной планки на тарелке организуется чисто проваль-ный режим работы, т.е. высота пены оказывается ниже переливной планки и вся жидкость проваливается на нижележащую тарелку через отверстия.

Поскольку изучение величины τ в чисто провальном режиме работы на ситчатой тарелке неудобно, так как в зависимости от свободного сечения он наступает при различной высоте сливной планки,

а также наблюдается перелет отдельных брызг и гребней через сливную планку, то была изготовлена специальная установка, представляющая собой провальную колонну.

Исследование провальных режимов интересно также с точки зрения уточнения методов расчета перепада давления на провальных тарелках, т.к. в формулы для его расчета [10, 41, 74] входит величина τ , полученная на основе теоретических предпосылок и недостаточно проверенная экспериментально.

На рисунке 2.25. показана экспериментальная установка, представляющая собой колонну прямоугольного сечения 150 x 90 мм, выполненную из оргстекла. Колонна состоит из трех царг I по 500 мм высотой, между фланцами которых зажаты три дырчатые тарелки 2 провального типа, выполненные из оргстекла. Экспериментальные тарелки имеют толщину 4 мм и отверстия диаметром 5,4 мм. Газ подавали вентилятором высокого давления 3 через диафрагму 4 в нижнюю часть колонны. Расход газа регулировали задвижкой 5 по показаниям микроанометра 6, подсоединенного к диафрагме 4.

Жидкость из водопроводной сети через вентиль 7 и ротаметр 8 подавали на верхнюю тарелку через ороситель душевого типа 9.

Опыты проводили на тарелках с различным свободным сечением: 17; 22,3; 25,4; 29% на системе вода-воздух. Долю отверстий провальной тарелки, занятых стекающей жидкостью, измеряли на средней тарелке методом светопропускания (см. раздел 2,6.) с использованием источника света IO, фотоэлемента II и зеркального гальванометра I2.

В ходе последующих экспериментов изучали зависимость доли отверстий тарелки, занятых стекающей жидкостью, от скорости газа в колонне, плотности орошения и свободного сечения тарелки. Обработка результатов эксперимента показала, что величина τ возрастает с увеличением отношения L/W (рис. 2.26.). Аналогичен характер зависимости величины τ от свободного сечения тарелки (рис. 2.27.).

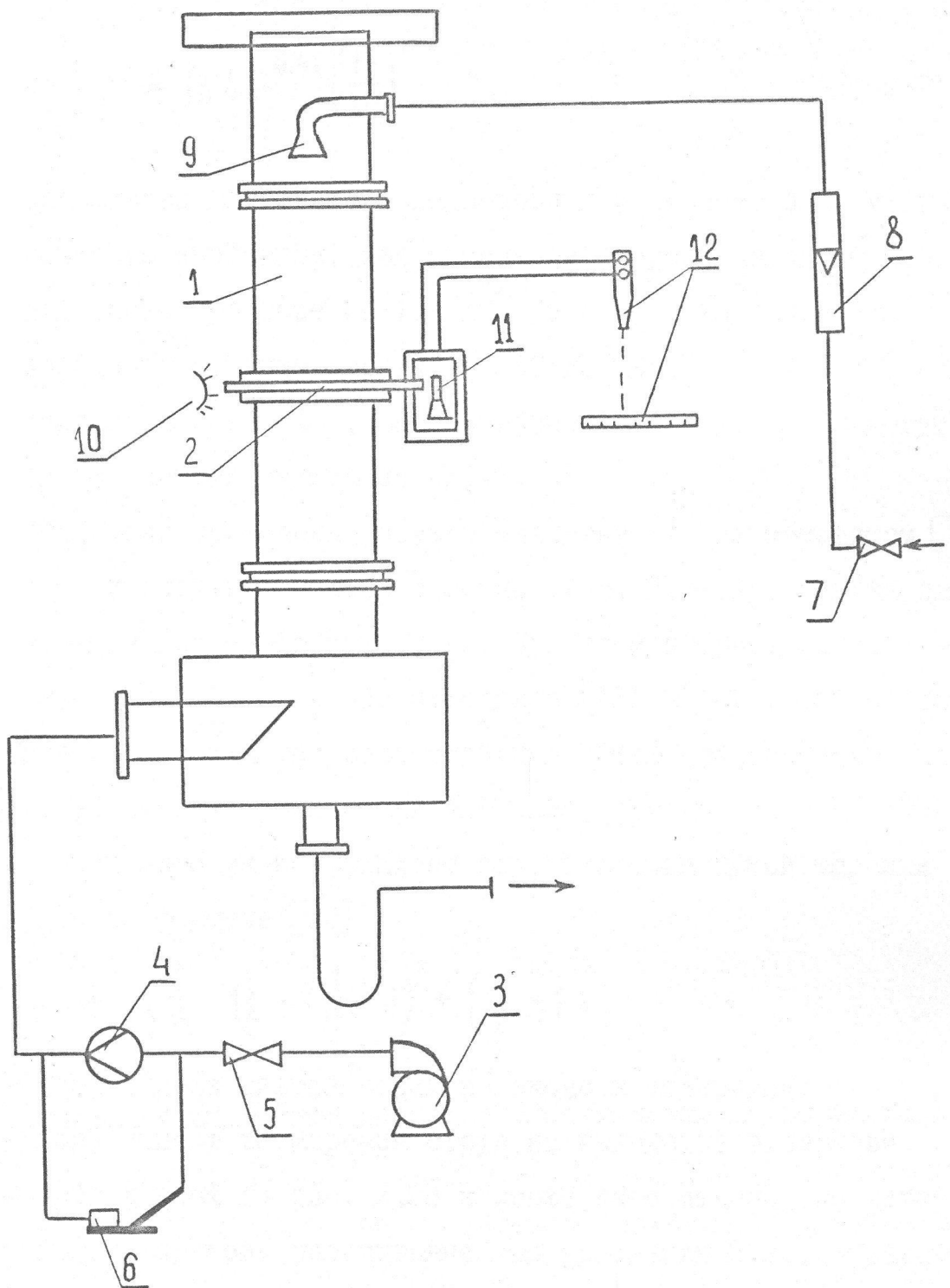


Рис. 2.25. Схема экспериментальной установки для изучения величины τ на тарелке, работающей в провальном режиме.

Опытные данные были обобщены в виде степенной зависимости, которая в конечном виде выражается формулой:

$$\tau = 18,4 F^{0,41} \left(\frac{L}{W} \right)^{2/3} \quad 2.22$$

Формула справедлива для системы вода-воздух и систем, близких к ней по физическим свойствам, при изменении скорости газа от 0,9 до 2 м/сек, плотности орошения от $1,6 \cdot 10^{-3}$ — $9,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ сек}$ и при изменении свободного сечения тарелки от 17 до 29%.

Значения величины τ , рассчитанные по формуле 2.22 могут отклоняться от опытных данных до 11,4%.

Для сравнения были проведены расчеты величины τ по методикам [20, 4I, 74, III] и результаты сопоставлены (рис. 2.28.) с нашими данными и рассчитанными по формуле 2.22. При этом на рис. 2.28. нанесены данные расчета только по методикам [III и 74], т.к. значения доли отверстий, занятых стекающей жидкостью, рассчитанные по [20 и 27], не выходят за пределы значений, рассчитанных по [74] и [III]. Для всех методик коэффициент сопротивления сухой тарелки рассчитывался по формуле [29]

$$\xi = \left(\frac{1}{\lambda} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{\xi} - 1 \right)^2 + \left(\frac{1}{\xi} - F \right)^2,$$

где λ — коэффициент сжатия струи на входе в отверстие;

ξ — коэффициент расширения струи на выходе из отверстия.

Сравнение приведенных на рис. 2.28 кривых, рассчитанных по литературным данным, с кривой, рассчитанной по уравнению 2.22, отражает сходный характер зависимости величины τ от нагрузок по газу в сечении колонны. Отклонение значений доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью, найденных по методикам [20, 4I, 74, III], объясняется тем, что указанные методики не учитывают самостоятельного влияния свободного сечения тарелки. В этих методиках влияние свободного сечения учитывается косвенно путем введения в расчет-

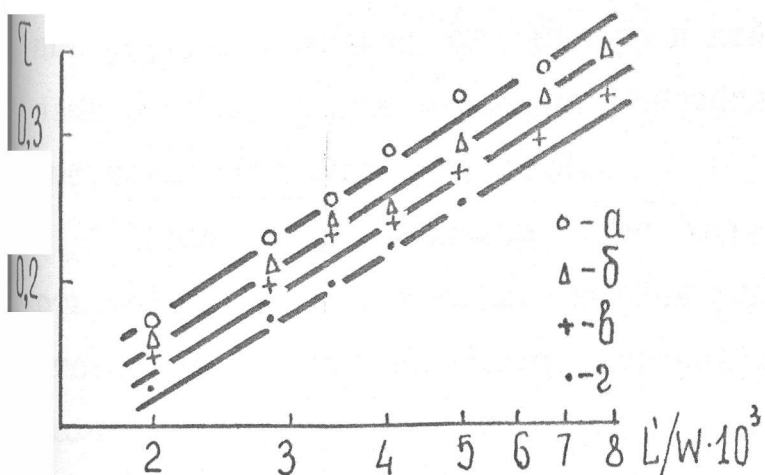


Рис. 2.26

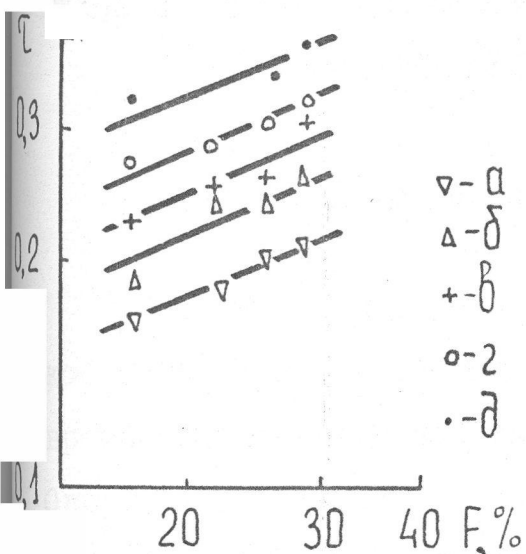


Рис. 2.27

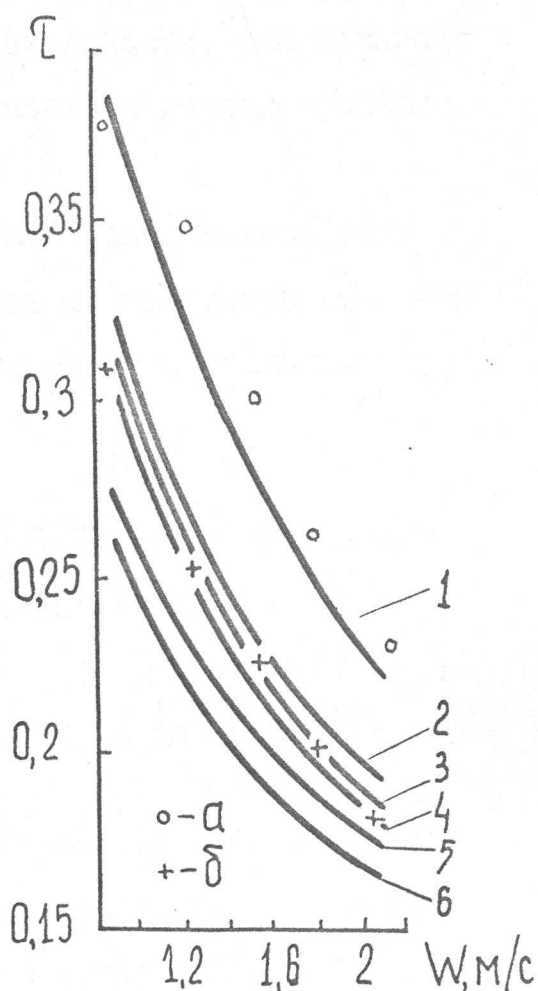


Рис. 2.28

Рис. 2.26. Зависимость величины τ от отношения L/W при $F\%$: а - 29; б - 25,4; в - 23; г - 17.

Рис. 2.27. Зависимость величины τ от свободного сечения тарелки при $L = 21,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$; W м/сек; а - 2,14; б - 1,75; в - 1,52; г - 1,24; д - 0,85.

Рис. 2.28. Сравнение величин τ , рассчитанных по [74, III], формуле 2.22 с опытными данными при $L = 21,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$; 1,3 - расчет по 2.22 для $F = 29\%$ и 17%; 2,4 - то же по [III]; 5,6 - то же по [74]; а - экспериментальные данные при $F = 29\%$, б - 17%.

ные формулы величины ξ . Однако в действительности, как показали наши опыты, влияние свободного сечения оказалось гораздо большим, что также видно из рис. 2.28.

Таким образом использование формулы 2.22 для расчета доли отверстий, занятых проваливающейся жидкостью, позволит в конечном итоге более точно определять перепад давления на провальных тарелках.

ГЛАВА 3. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ПРОВАЛЬНЫХ ТАРЕЛОК И ПРОВАЛЬНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК

3.1. Вывод уравнения для расчета перепада давления.

Существует ряд уравнений, позволяющих рассчитать гидравлическое сопротивление провальной тарелки. Наиболее широко в настоящее время используются зависимости, полученные авторами [20, 41, 74]. Однако в методиках [20, 41] используется величина β , определяющая отношение среднего статического давления жидкости в зоне баротирования газа к среднему статическому давлению в зоне стекания жидкости, которая является функцией почти тех же параметров, что и ΔP . Кроме этого авторы [20, 41, 74] используют в своих уравнениях величину β - долю отверстий тарелки, занятых стекающей жидкостью. Определение этой величины осуществляется в каждой методике по соответствующим теоретическим формулам.

Как уже говорилось выше, проведенные ранее исследования величины τ показали, что изменение F влияет на величину τ более значительно, чем это вытекает из методик [20, 41, 74]. Все это допускает возможность существенной ошибки при расчете гидравлического сопротивления по указанным методикам, особенно при больших значениях свободного сечения тарелок.

Поэтому мы предлагаем модель работы провальной тарелки, базируясь, в основном, на тех же предпосылках, что и методика [20], но исключая величину β и предполагая рассчитывать τ по полученной ранее эмпирической формуле (2.22), учитывающей более сильное влияние свободного сечения тарелки на изменение величины τ .

В соответствии с предлагаемой моделью, на тарелке, работающей в провальном режиме, существует две зоны (рис. 3.1): зона, через которую стекает жидкость (данную величину можно интерпретировать как τ), и зону, через которую проходит газ ($1-\tau$). Предполагается, что статическое давление жидкости меняется по линейному закону, но наклон прямых в зонах стекания жидкости и прохода газа различен. Вытекание жидкости через отверстия происходит под избыточным напором ΔP_w , который является переменным по площади тарелки.

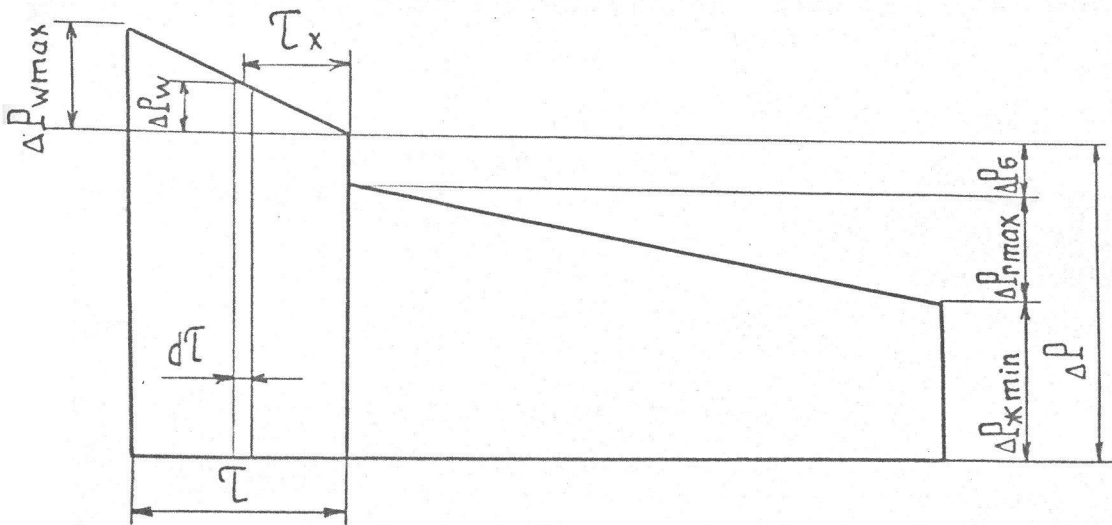


Рис. 3.1. Схема распределения статического давления на тарелке.

Количество стекающей жидкости найдем из соотношения

$$dQ = \mu F_{от} \sqrt{\frac{2 \Delta P_w}{\rho_{ж}}} d\tau, \quad 3.1$$

причем, ΔP_w можно определить как

$$\Delta P_w = c \tau_x. \quad 3.2$$

Подставив данное выражение в уравнение (3.1) и интегрируя, получим

$$Q = \mu F_{от} \sqrt{\frac{8c}{g \rho_{ж}}} \tau^{3/2}, \quad 3.3$$

откуда

$$c = \frac{g}{8} \frac{Q^2 \rho_{ж}}{F_{от}^2 \mu^2 \tau^3} = \frac{g}{8} \frac{u_{ж}^2 \rho_{ж}}{\mu^2 \tau^3}$$

Учитывая, что при

$$\tau_x = \tau \quad \Delta P_w = \Delta P_{w \max},$$

подставим значение c в уравнение (3.2)

$$\Delta P_{w \max} = \frac{u_{ж}^2 \rho_{ж}}{\mu^2 \tau^2}. \quad 3.4$$

Проведя аналогичные преобразования для зоны прохода газа, получим выражение для $\Delta P_r \max$

$$\Delta P_r \max = \frac{g}{8} \frac{W_0^2 \xi \rho_r}{(1-\tau)^2}. \quad 3.5$$

Обозначим

$$\frac{\Delta P_{w \max}}{\Delta P_{ж \min}} = n,$$

тогда

$$\Delta P_{ж \min} = \frac{\Delta P_{w \max}}{n}.$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки, работающей в провальном режиме, можно представить (см. рис. 3.1) следующим образом:

$$\Delta P = \Delta P_{ж \min} + \Delta P_r \max + \Delta P_{\sigma} = \frac{\Delta P_{w \max}}{n} + \Delta P_r \max + \Delta P_{\sigma}, \quad 3.6$$

где

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\delta}{d_{\text{эк}}} \quad 3.7$$

Используя уравнения (3.4; 3.5; 3.7), получим из (3.6) следующее:

$$\Delta P = \frac{g}{8} \frac{u_{*}^2 \rho_{*}}{\mu^2 \tau^2 n} + \frac{g}{8} \frac{W_0^2 \xi \rho_r}{(1-\tau)^2} + \frac{4\delta}{d_{\text{эк}}} \quad 3.8$$

Принимаем гипотезу о минимуме затрат энергии при прохождении газа через отверстия тарелки, которая выражается следующим образом:

$$\frac{\partial (\Delta P)}{\partial \tau} = 0.$$

После дифференцирования и преобразований, получим

$$n = \frac{u_{*}^2 \rho_{*} (1-\tau)^3}{\mu^2 \xi W_0^2 \tau}.$$

Подстановка значения n в уравнение (3.8) дает окончательное выражение для расчета перепада давления на тарелке, работающей в провальном режиме

$$\Delta P = \frac{g W_0^2 \xi \rho_r}{8 (1-\tau)^3} + \frac{4\delta}{d_{\text{эк}}} \quad 3.9$$

Величину τ в данном уравнении предлагаем рассчитывать по уравнению (5.22)

$$\tau = 18,4 F^{0,41} \left(\frac{L'}{W} \right)^{2/3},$$

где F - доля свободного сечения тарелки;

L - нагрузка по жидкости, $\text{м}^3/\text{мсек}$,

3.2. Проверка полученной формулы

Корректность формулы (3.9) проверялась сравнением расчетных и экспериментальных данных, полученных другими авторами на системе вода-воздух. Как видно из рис. 3.2, достаточно хорошая сходимость результатов [19, 28, 43, 55, 73] наблюдается при изменении основных параметров в следующих пределах: а) диаметра тарелки от 1340 до 190 мм; б) нагрузки по жидкости от 5 до 30 м³/м² час; в) свободного сечения тарелки от 16 до 31%; г) скорости газа от 0,75 до 2 м/сек.

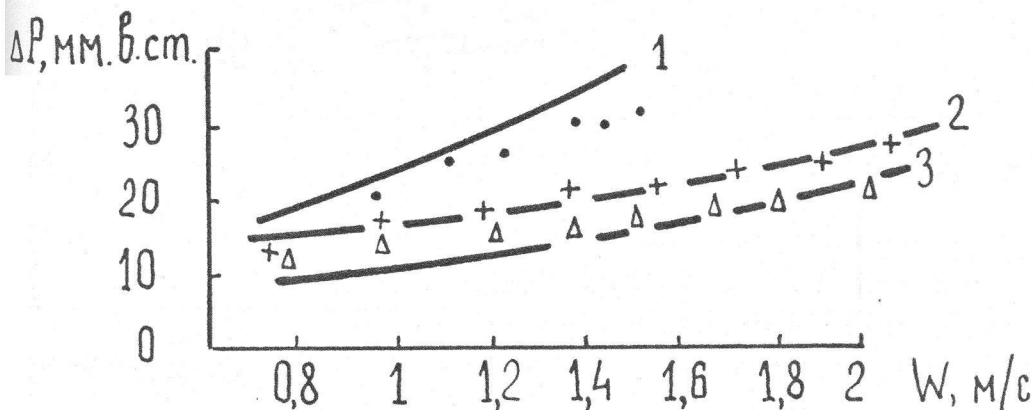
Однако необходимо отметить, что для тарелок с диаметром менее 192 мм результаты расчета и экспериментальные данные [32] в некоторых случаях значительно расходятся (на рисунках не показано).

Сравнение с тарелками диаметром более 1340 мм не проводилось из-за отсутствия экспериментальных данных.

Величина ξ во всех случаях рассчитывалась по следующему уравнению [29]

$$\xi = \left(\frac{1}{\lambda} - 1\right)^2 - \left(\frac{1}{\varepsilon} - 1\right)^2 + \left(\frac{1}{\varepsilon} - F\right)^2,$$

где λ и ε коэффициенты, учитывающие соответственно сжатие и расширение жидкости на входе и выходе из отверстий тарелки.



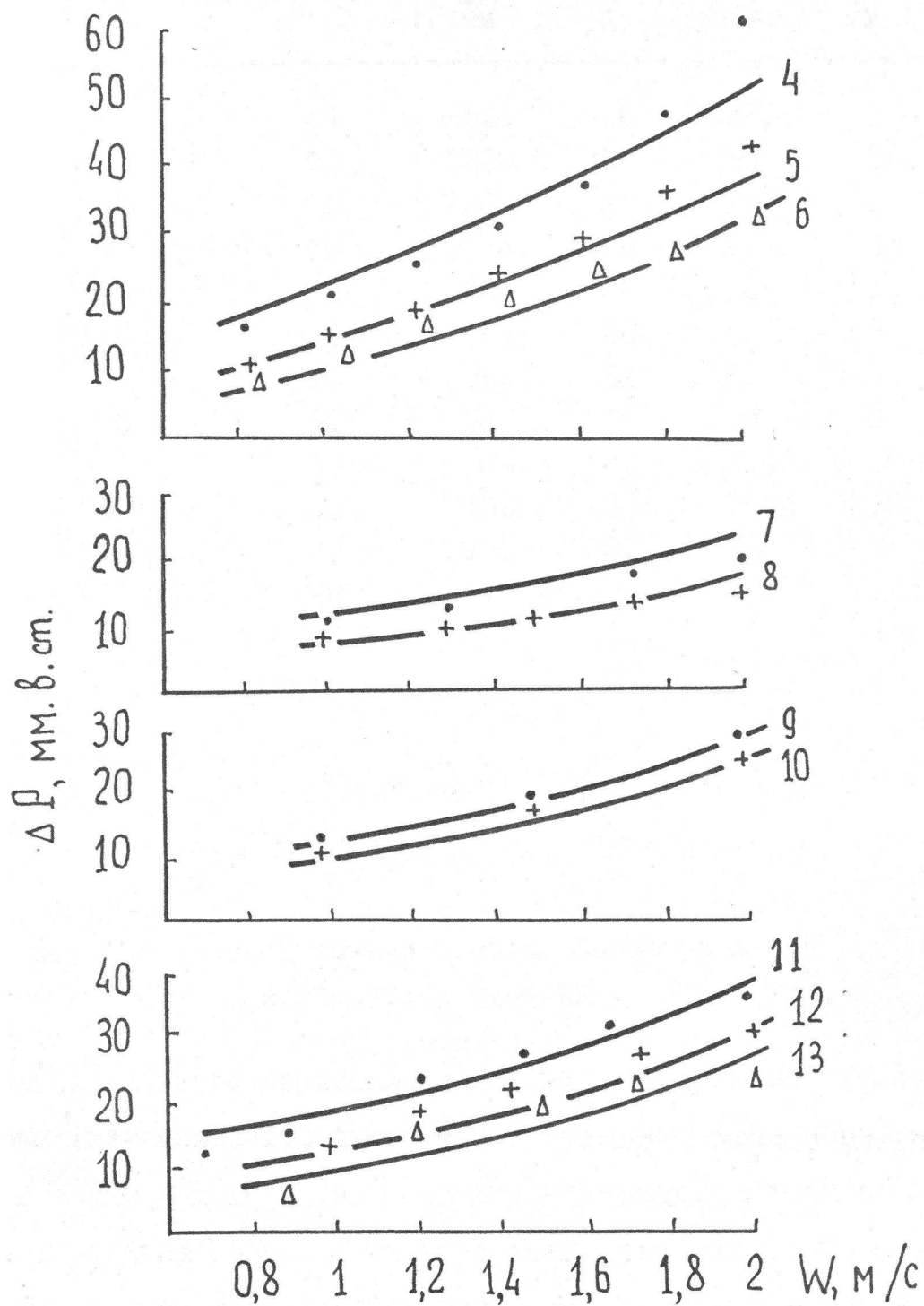


Рис. 3.2. Сопоставление расчетных (линии) и экспериментальных (точки) данных по сопротивлению тарелок.

Кривая	Источник	D мм	F %	L м ³ /мчас	δ мм	a мм
1	I9	1340	16	23,6	3	4
2	73	1200	27	30	3	4
3	73	1200	27	19	3	4
4	55	784	20	25	3	5,4
5	55	784	20	10	3	5,4
6	55	784	20	5	3	5,4
7	55	784	31	10	3	4
8	55	784	31	5	3	4
9	43	395	23	11,5	2,5	3,8
10	43	395	23	5,74	2,5	3,8
11	28	192	23,3	20	3	4
12	28	192	23,3	10	3	4
13	28	192	23,3	5	3	4

ГЛАВА 4. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНЫХ РЕЖИМОВ РАБОТЫ ВЫСОКОСЛОЙНЫХ СИТЧАТЫХ ТАРЕЛОК

4.1. Постановка задачи и обоснование размеров исследуемой тарелки

При проведении процессов абсорбции, осложненной химической реакцией (хемосорбции), часто требуется обеспечить значительно большее время контакта фаз, чем это необходимо в процессах физической абсорбции [58]. В таких случаях для проведения процесса применяют ситчатые тарелки со сливными планками высотой до 1,5 м и свободным сечением 0,5 - 3%. Именно такое свободное сечение позволяет обеспечить обычно требуемое отсутствие провала жидкости.

Современные тенденции развития промышленности, направленные на увеличение единичной мощности установок, привели к тому, что

для многих процессов (например МЭА очистки газов) пришлось создать котлонадзорное оборудование, превышающее по своим размерам габариты железнодорожного транспорта, что во много раз увеличивает затраты на доставку оборудования от места изготовления к месту эксплуатации.

По нашему мнению, применение провально-переливных режимов на ситчатых тарелках МЭА очистки позволит создать колонны, имеющие необходимую производительность в сочетании с размерами, позволяющими перевозить колонны по железной дороге.

Полученные ранее формулы не могут быть использованы для расчета колонн МЭА очистки, так как они получены для тарелок с низкими слоями пены. Поэтому необходимы дополнительные исследования провально-переливных режимов на ситчатых тарелках с высокими слоями пены.

Используемые в промышленности тарелки для МЭА очистки газов имеют высоту сливных планок от 0,6 до 1,5 м в зависимости от расположения в колонне при свободном сечении 1,5 - 2,5% и диаметре отверстий 8 мм [66]. Исходя из опыта эксплуатации данных абсорберов, можно утверждать, что для ведения процесса целесообразно иметь все тарелки высотой 0,6 м. Дополнительное увеличение высоты не дает положительных результатов. Сливные планки в регенераторах МЭА очистки имеют высоту равную 0,25 м. Поэтому было решено проводить исследования при изменении высоты сливной планки от 0,2 до 0,6 м.

Эксперименты на низкослойных тарелках позволили выявить характер влияния свободного сечения на провал жидкости. Основываясь на этих данных, было выбрано свободное сечение высокослойной тарелки равное 5%. Уже предварительные эксперименты показали правильность выбора - в зависимости от нагрузок тарелка могла работать последовательно в провальном, провально-переливном и в чисто пере-

ливном режиме. При этом на тарелке всегда наблюдался устойчивый барботажный слой.

Учитывая, что в литературе есть данные о том, что уменьшение отверстий улучшает кинетику абсорбции [27], было решено проводить эксперименты при диаметре отверстий равном 5 мм. С одной стороны это должно улучшить показатели процесса, с другой — отверстия такого диаметра могут быть изготовлены штамповкой. Для обеспечения равномерного провала, который в наименьшей степени влияет на КПД, было решено использовать многосливные тарелки с гидрозатворами сливных устройств, поднятыми над пенным слоем. Исследуемые тарелки имели по четыре переливных устройства в виде труб диаметром 400 мм.

§ 1.2.2.

4.2. Описание экспериментального стенда для

изучения гидродинамических характеристик высоко-
слойных тарелок

В литературе [64] приведен ряд примеров, показывающих, что при переходе от экспериментов на лабораторной установке малых размеров к промышленным масштабам резко падала эффективность аппаратов. Как показали исследования, причиной такого явления оказалось несоответствие гидродинамической обстановки на малых и больших аппаратах. При этом ни теория подобия, ни методы математического моделирования в настоящее время не могут предсказать гидродинамику больших колонн по ее испытанию в лабораторных условиях. Поэтому обычно на последнем этапе исследования стремятся провести испытания аппаратов с размерами по возможности близкими к промышленным.

В связи с вышесказанным было решено проводить исследования

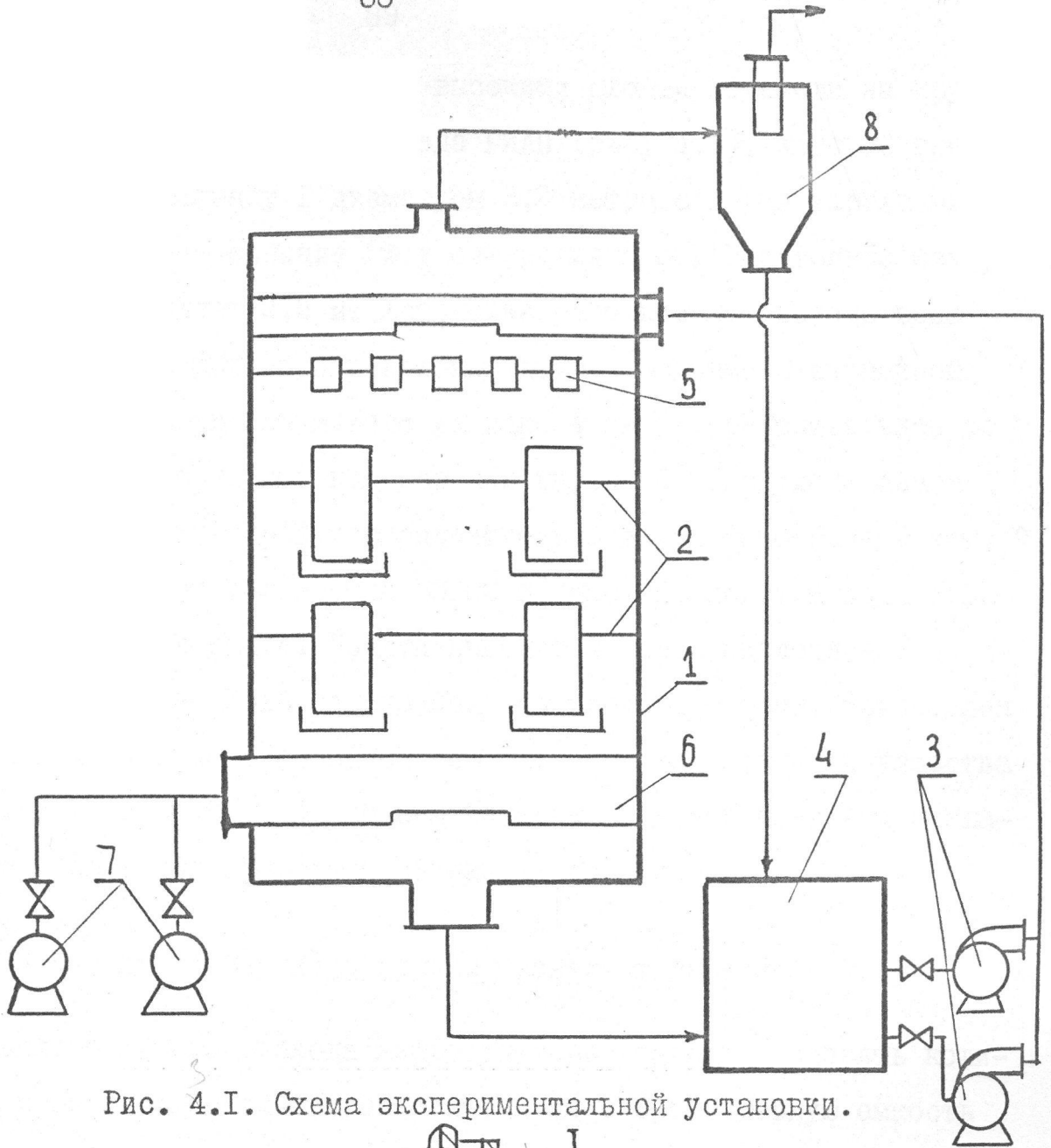


Рис. 4.1. Схема экспериментальной установки.

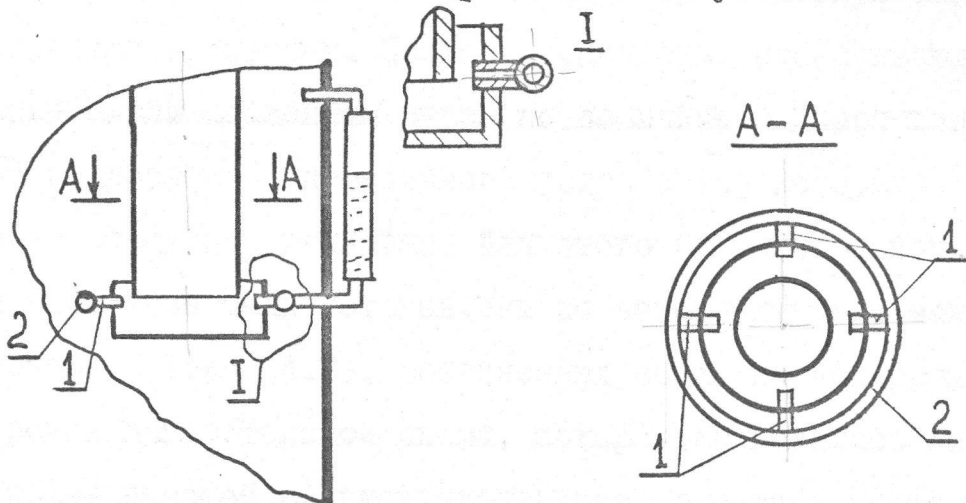


Рис. 4.2. Схема измерения провала жидкости.

провально-переливных тарелок с высокими слоями жидкости на крупномасштабном стенде опытного завода ГИАШ (рис. 4.1), который представляет собой колонну I диаметром 3,2 метра с двумя тарелками 2, имеющими свободное сечение 5% и отверстия 5 мм. Расстояние между тарелками составляет 2,5 м. Установка работает на системе вода-воздух. Жидкость подавали в колонну двумя насосами 3 суммарной производительностью 600 м³/час из бака 4 на распределительное устройство 5, установленное над верхней тарелкой. Воздух подавали под нижнюю тарелку через распределитель 6 двумя турбогазовушками 7 суммарной производительностью 33000 м³/час. Из колонны вода самотеком поступает в бак 4. Воздух выводится через циклонный сепаратор 8 в атмосферу. Колонна снабжена смотровыми окнами, установленными на разной высоте по отношению к уровню тарелок. Для удобства обслуживания колонна оборудована четырьмя ярусами наружных площадок. Все измерения проводили на нижней тарелке.

4.3. Исследование величины провала жидкости

Ввиду большого расхода жидкости через тарелку измерять количество проваливающейся жидкости путем ее сбора в мерную емкость не представляется возможным. Поэтому количество проваливающейся жидкости определяли косвенным путем по величине подпора жидкости над планкой гидрозатвора переливного устройства, которая зависит от значений исследуемой величины. Для этого на подпорной планке каждого из переливов были установлены по четыре штуцера манометрических трубок I (рис. 4.2), соединенных общим коллектором 2. После тарировки измерительной схемы, которая проводилась на тарелке с наименьшей высотой сливной планки при работе в чисто переливном режиме с различными нагрузками по жидкости, стало возможным

определить количество жидкости, проходящей через переливные устройства, а соответственно, и рассчитать количество жидкости, проваливающейся через отверстия тарелки.

Исследования провала жидкости и других гидродинамических характеристик высокослойной ситчатой тарелки проводили методом планирования эксперимента с использованием некомпозиционного плана второго порядка, который для трехфакторной системы представлен в таблице 4.2. Данный план требует проведения 15 замеров исследуемой величины. На основе соображений, изложенных в разделе 4.1., а также исходя из возможностей экспериментального стенда, были выбраны уровни и интервалы варьирования изменяемых факторов, представленные в таблице 4.1.

Исследуемую величину описывали полиномом второго порядка, который для трех факторов имеет следующий вид

$$y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{23} X_2 X_3 + b_{11} X_1^2 + b_{22} X_2^2 + b_{33} X_3^2.$$

Результаты замеров, проведенных по вышеописанной методике, были занесены в таблицу 4.2. После статистической обработки и проверки получившегося уравнения регрессии на адекватность экспериментальным данным получили уравнение для расчета количества жидкости, проваливающейся через тарелку.

$$L_y = 44,6 + 20h_{c\kappa} - 85,6W + 0,52L - 0,64WL + 38,9W^2 + 0,0026L^2.$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину, кроме экспериментов, проведенных в соответствии с матрицей планирования, были проведены еще несколько однофакторных экспериментов, результаты которых (точки) представлены на рис. 4.3 и 4.4. Линиями на рисунках обозначены данные расчетов по полученному уравнению.

Таблица 4.1.

Названия факторов	: Кодовое : обозна- : чение :	: Интервал : варьи- : вания :	: Уровни факторов		
			: основ- : ной : 0	: верхний : +I	: нижний : -I
$h_{сл}$ - высота сливной планки, м	X_1	0,2	0,4	0,6	0,2
W - скорость газа, м/сек.	X_2	0,35	0,85	1,2	0,5
L - нагрузка по жид- кости, м ³ /м ² час.	X_3	35	60	95	25

Таблица 4.2.

№ п/п	: Кодовое обозначение: : факторов :				: Результаты экспериментов и расчетов, : выполненных по полученным эмпирическим : формулам							
	: X_0	: X_1	: X_2	: X_3	: L_y	: L'_y	: H	: H'	: h	: h'	: $\varphi 10^3$: $\varphi' 10^3$
I	+	+I	+I	0	2,5	4,65	890	895	252	250	717	707
2	+	+I	-I	0	47	44,6	520	521	277	263	467	483
3	+	-I	+I	0	0	-3	520	513	131	127	748	789
4	+	-I	-I	0	35	36,7	340	327	154	139	547	555
5	+	0	0	0	15	15,9	560	564	193	195	656	654
6	+	+I	0	+I	33	32,9	850	841	312	315	632	622
7	+	+I	0	-I	14,7	13	580	575	203	199	650	652
8	+	-I	0	+I	25	25	470	473	152	157	677	666
9	+	-I	0	-I	5	5	360	367	113	109	686	704
10	+	0	0	0	16,2	15,9	570	564	197	195	655	654
11	+	0	+I	+I	5	5,9	750	764	210	207	720	798
12	+	0	+I	-I	0	1,35	650	644	165	171	746	746
13	+	0	-I	+I	60	61,35	530	550	258	265	513	512
14	+	0	-I	-I	25	26	300	299	120	137	600	760
15	+	0	0	0	13,3	15,9	550	564	189	195	657	654

Примечание: L'_y ; H' ; h' ; φ' величины, рассчитанные по полученным эмпирическим формулам.

Как видно из приведенных графиков, количество проваливающейся жидкости увеличивается с ростом нагрузки по жидкости и высоты сливной планки, а уменьшается с увеличением скорости газа. Такой же характер зависимостей наблюдался и на низкослойных тарелках.

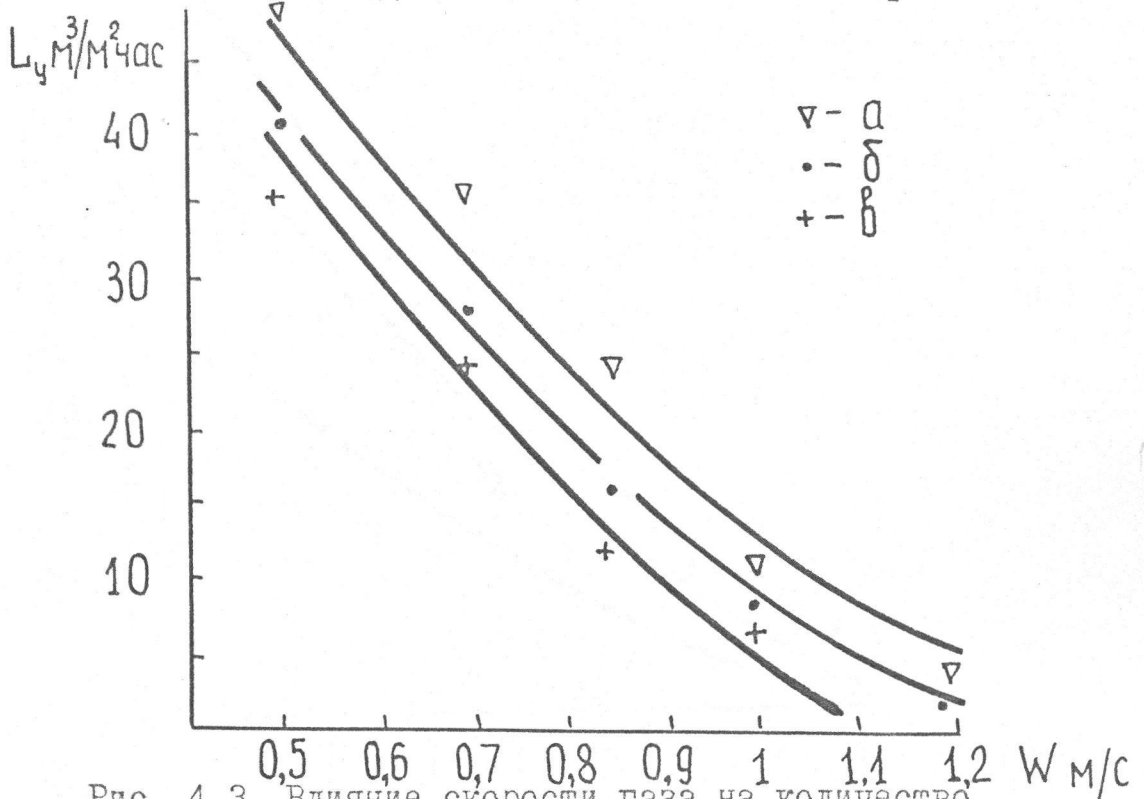


Рис. 4.3. Влияние скорости газа на количество проваливающейся жидкости при $L = 63,7 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$; $h_{сл}$ м: а - 0,6; б - 0,4; в - 0,2.

4.4. Исследование высоты пены

Для определения высоты пены (H) на тарелке недалеко от смотровых окон внутри колонны были установлены мерные планки, по которым визуально вели отсчет величины H .

Эксперименты проводили в соответствии с матрицей планирования, представленной в таблице 4.2., куда также были занесены и результаты измерений.

Статистическая обработка экспериментальных данных позволила

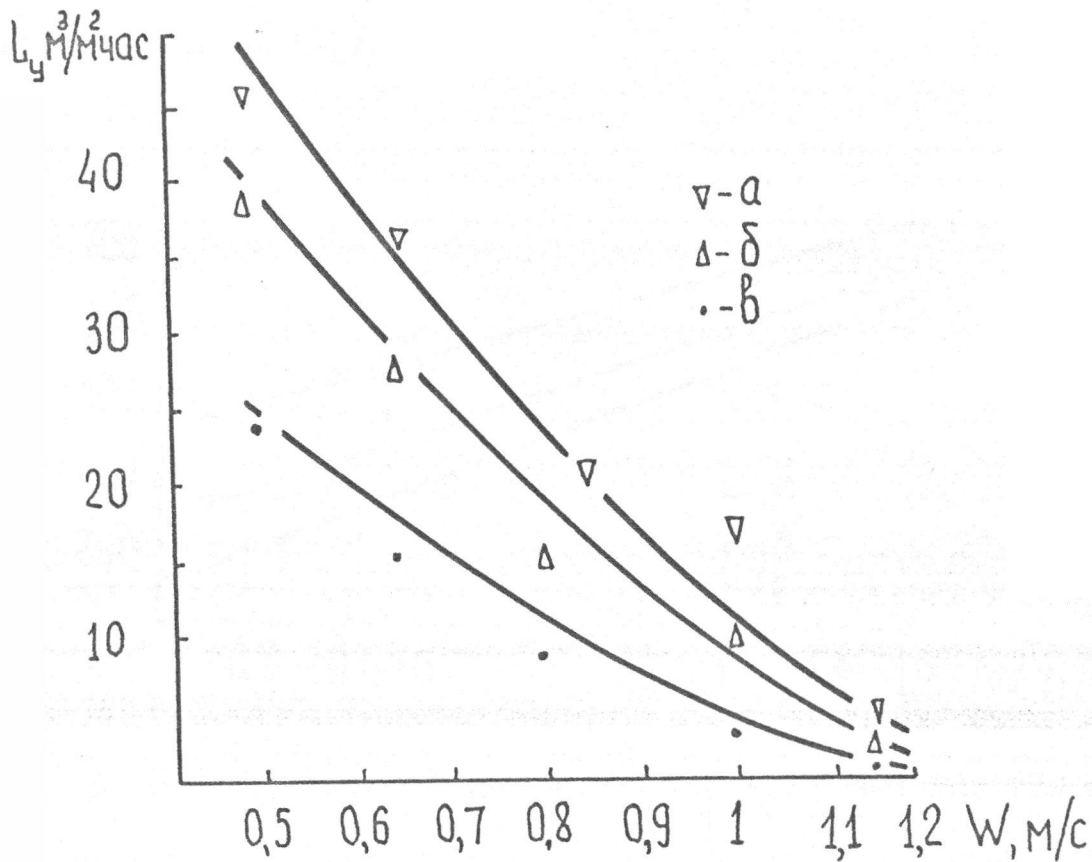


Рис. 4.4. Влияние скорости газа на величину L_y при $h_{с\lambda} = 0,4$ м и L м³/м² час: а - 76,4; в - 23,4; б - 60.

получить уравнение регрессии, которое адекватно описывает результаты замеров. После перехода от кодированных обозначений факторов к натуральным получили окончательный вид уравнения для расчета высоты пены на высокослойной ситчатой тарелке, работающей в провальном-переливном режиме

$$H = 12,6 - 190h_{с\lambda} + 286,7W + 2,6L + 680h_{с\lambda}W + 6h_{с\lambda}L - 2,7WL.$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на исследуемую величину, а также для дополнительной проверки полученного уравнения в точках, не вошедших в план эксперимен-

та, были проведены несколько серий однофакторных экспериментов, результаты которых представлены на рисунках 4.5. и 4.6., где экспериментальные данные нанесены точками, а результаты расчета по полученному уравнению - линиями.

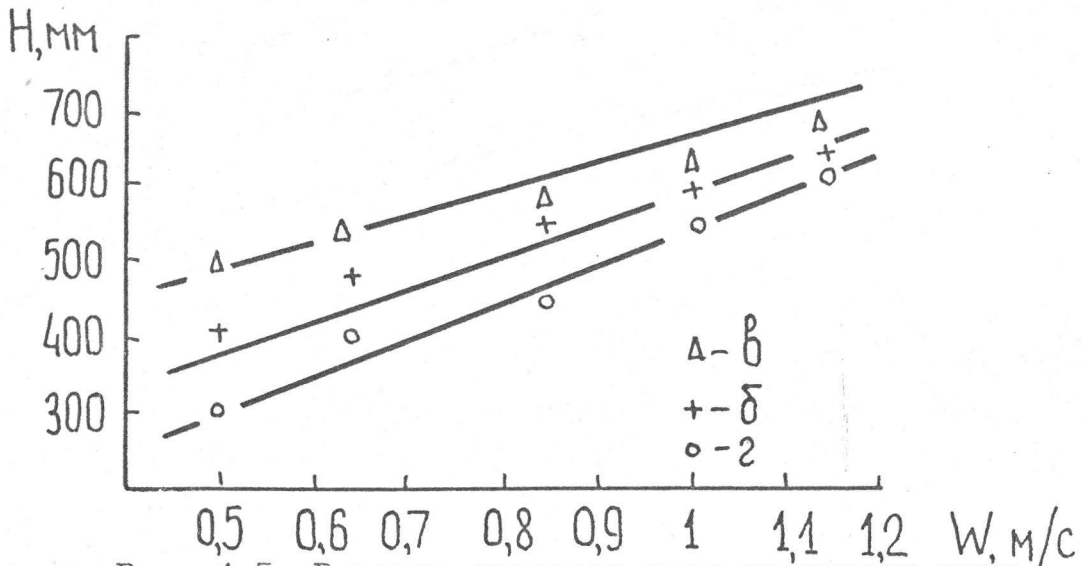


Рис. 4.5. Влияние скорости газа на высоту пены

при $h_{сн} = 0,4$ м и L м³/м² час: а - 23,5; б - 44; в - 76,3.

Как видно из рис. 4.5. с ростом скорости газа высота пены увеличивается, причем с увеличением нагрузки по жидкости влияние скорости газа уменьшается, что объясняется увеличением провала жидкости с ростом L . Высота пены увеличивается также и с увеличением высоты сливной планки (рис. 4.6.). Соответствие между расчетными данными и экспериментальными, как это видно из приведенных графиков, оказалось достаточно хорошим.

4.5. Исследование статического давления

Для замеров статического давления использовались пятнадцать манометрических трубок, расположенных по площади тарелки как показано на рисунке 4.7.

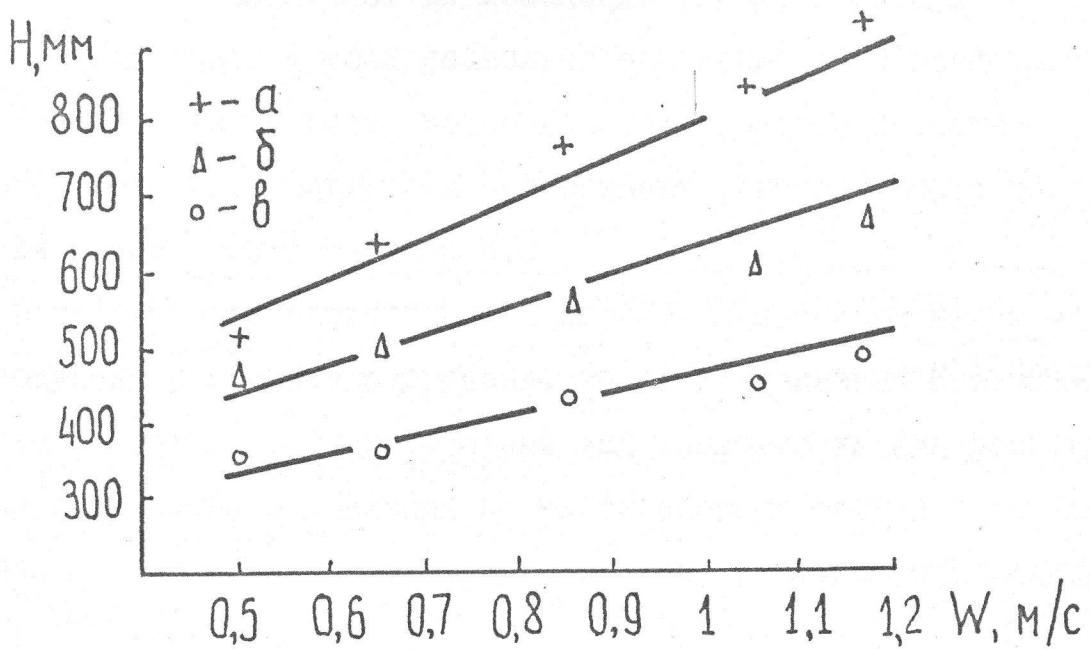


Рис. 4.6. Влияние скорости газа на высоту пены при $L = 60 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$ и $h_{сл}$ м: а - 0,6; б - 0,4; в - 0,2.

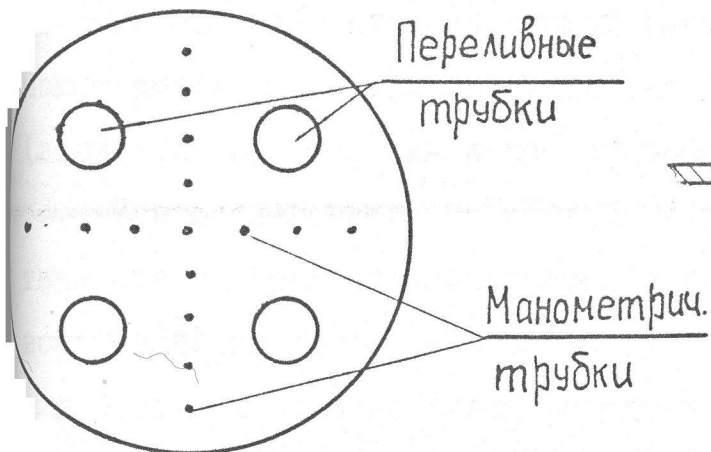


Рис. 4.7. Расположение манометрических трубок на тарелке.

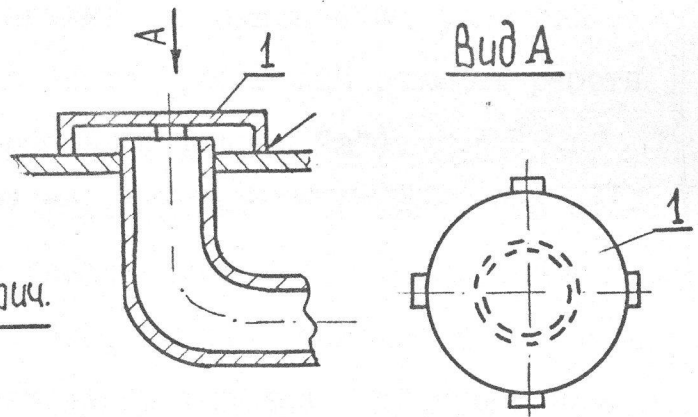


Рис. 4.8. Заделка трубок в полотно тарелки.

На рисунке 4.8. показана конструкция предохранительных пластин I, обеспечивающих отсутствие пузырей воздуха на входе в манометричес-

кие трубки, что исключает их попадание в измерительную систему. Наличие пятнадцати трубок позволяет определить как равномерность пенного слоя, так и более точно измерить среднее значение статического давления. Результаты эксперимента, выполненного по данной методике, занесены в таблицу 4.2.

В результате статистической обработки экспериментальных данных получено уравнение регрессии, которое адекватно описывает исследуемую величину. Окончательный вид зависимости для расчета величины статического давления на высокослойных ситчатых тарелках, работающих в провальном-переливном режиме, выглядит следующим образом

$$h = -19 + 159h_{с\lambda} + 95W + 1,84L + 2,5h_{с\lambda}L - 1,9WL.$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину были проведены еще несколько серий однофакторных экспериментов, результаты которых приведены на рис. 4.9 и 4.10. Как видно из рис. 4.9 зависимость статического давления от скорости газа на исследуемой тарелке в различных условиях может иметь характер, присущий как чисто провальным режимам работы (линия "в" и "б"), так и чисто переливным (линия "а").

При исследовании низкослойных тарелок было показано, что статическое давление увеличивается с увеличением скорости газа для всех значений изменяемых факторов. Это, видимо, связано с тем, что в предыдущих исследованиях использовались тарелки в среднем значительно больших свободных сечений, чем данная высокослойная тарелка. Т.е. характер зависимости статического давления от скорости газа с увеличением свободного сечения в большей степени соответствует аналогичной зависимости на провальных тарелках.

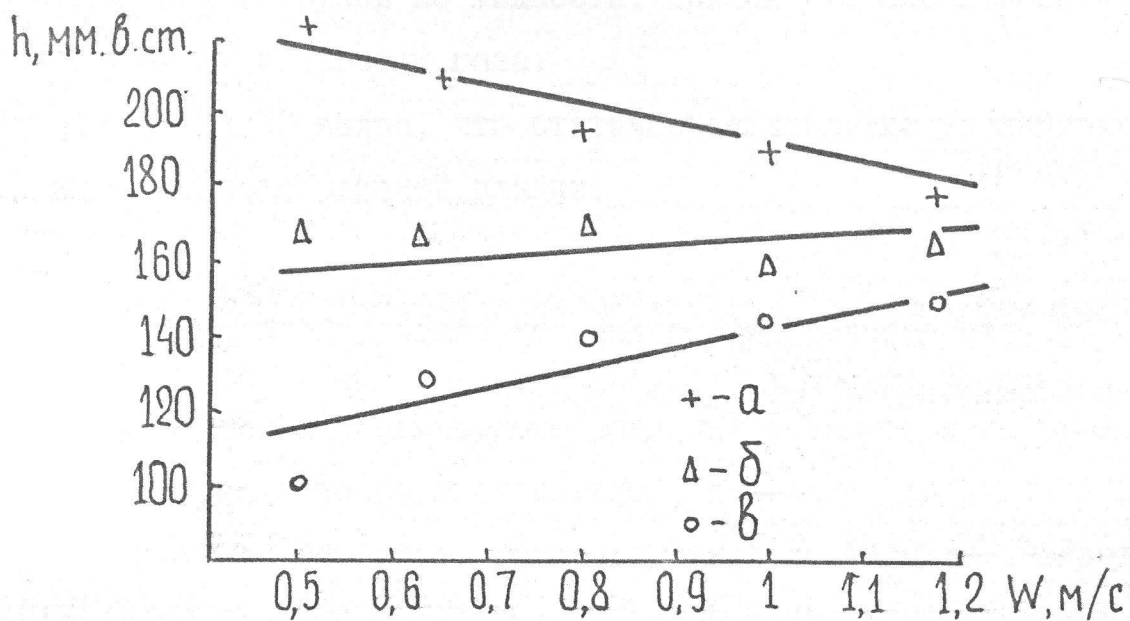


Рис. 4.9. Влияние скорости газа на величину h
 при $h_{сЛ} = 0,4$ м; L м³/м² час: а - 76,3; б - 44; в - 23,5.

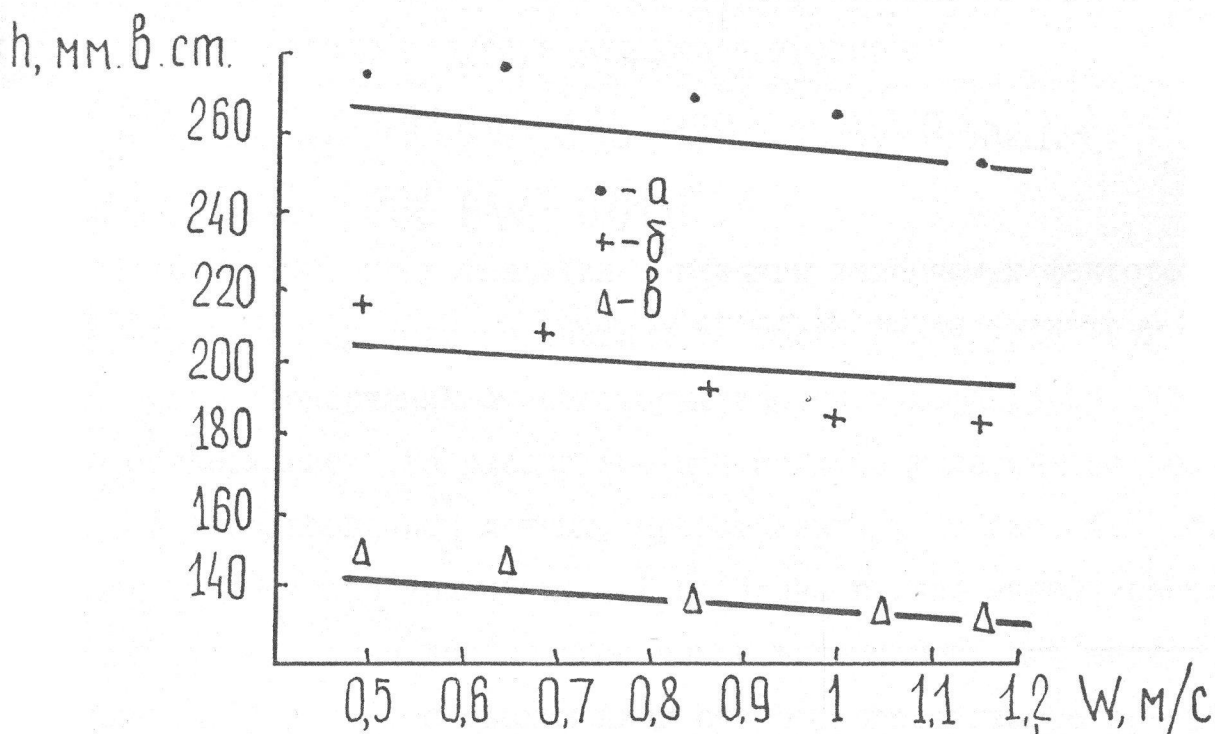


Рис. 4.10. Влияние скорости газа на величину h
 при $L = 60$ м³/м² час и $h_{сЛ}$ м: а - 0,6; б - 0,4; в - 0,2.

Из рисунка 4.9. также видно, что статическое давление увеличивается с увеличением нагрузки по жидкости, причем это влияние более заметно при малых скоростях газа.

Из рисунка 4.10 видно, что статическое давление увеличивается с увеличением высоты сливной планки.

4.6. Исследование газосодержания пенного слоя

Наличие значений статического давления и высоты пены во всех точках используемого плана эксперимента, позволяет рассчитать в них значения средне-объемного газосодержания по формуле, приведенной в [58]

$$\varphi = 1 - \frac{h}{H}. \quad 4.1.$$

Статистическая обработка данных по газосодержанию на высокослойных тарелках позволила получить следующее уравнение

$$\varphi \cdot 10^3 = 480 - 110 h_{cl} + 493,9 W - 3,3 L + 180 h_{cl} W + 0,3 h_{cl} L + 1,3 W L - 230 h_{cl}^2 - 208,6 W^2 + 0,013 L^2.$$

Для более наглядного представления о влиянии изменяемых факторов на изучаемую величину были рассчитаны по полученному уравнению зависимости газосодержания от некоторых изменяемых факторов. Кроме того, газосодержание было рассчитано при этих же условиях по уравнению 4.1 с использованием данных, представленных на рис. 4.5- 4.10. Результаты расчетов по уравнению 4.1 нанесены в виде линий, расчеты по экспериментальным данным нанесены в виде точек. Как видно из рисунков 4.11 и 4.12 с увеличением скорости газа газосодержание слоя увеличивается. Величина возрастает также при уменьшении нагрузки по жидкости и высоты сливной планки. Такой же характер

зависимости газосодержания от высоты сливной планки, нагрузки по жидкости и скорости газа наблюдается и на низкослойных тарелках. Как видно из приведенных рисунков, соответствие между экспериментальными и расчетными данными достаточно хорошее.

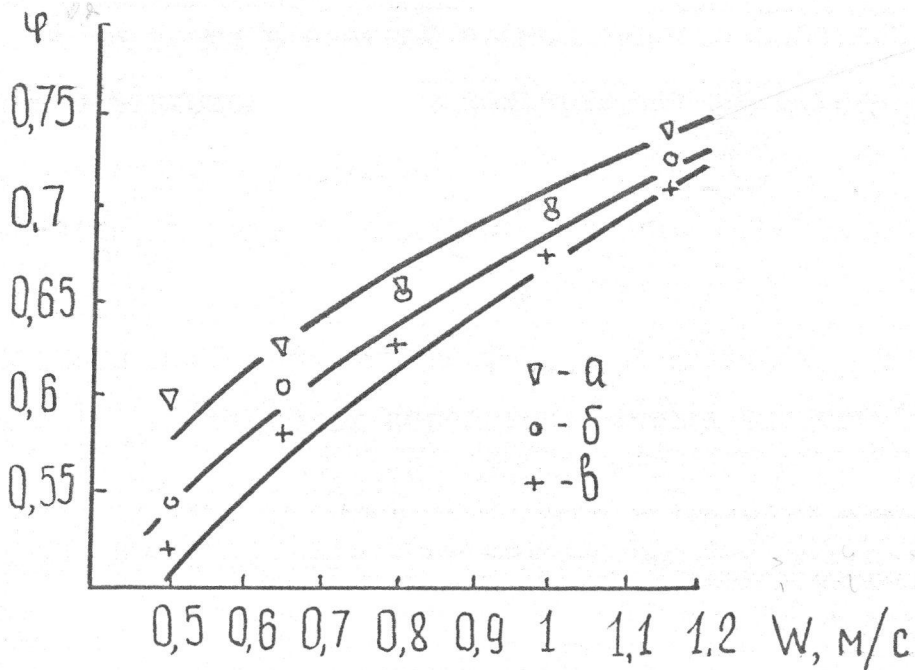


Рис. 4.II. Влияние скорости газа на величину φ при $h_{сн} = 0,4$ м; L м³/м²час: а - 25,3; б - 44; в - 76,5.

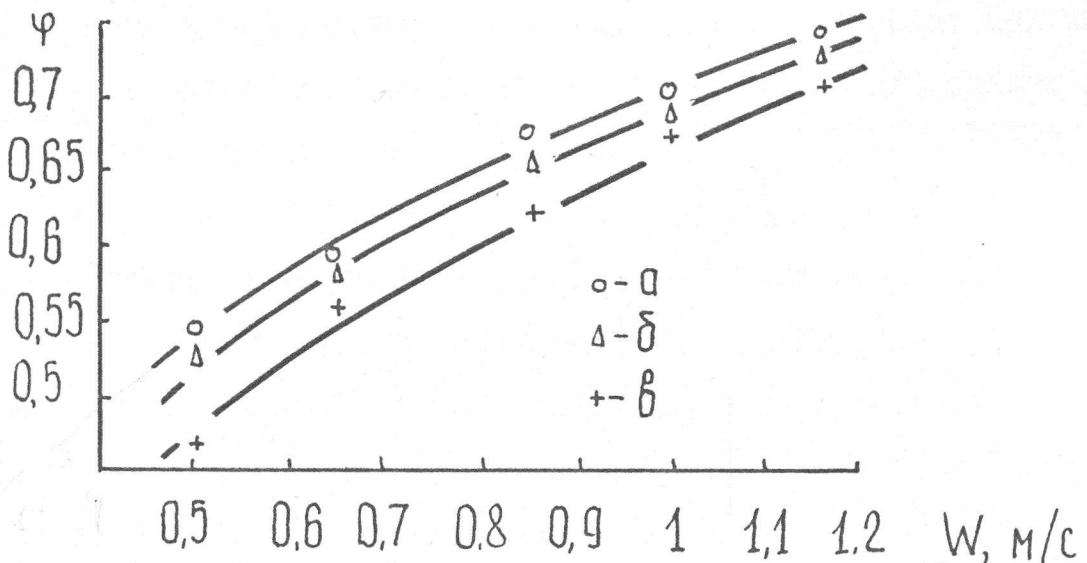


Рис. 4.I2. Влияние скорости газа на величину φ при $L = 60$ м³/м²час; $h_{сн}$ м: а - 0,2; б - 0,4; в - 0,6.

ГЛАВА 5. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА ОЧИСТКИ КОНВЕРТИРОВАННОГО
ГАЗА ОТ CO_2 ВОДНЫМИ РАСТВОРАМИ МОНОЭТАНОЛАМИНА,
РАБОТАЮЩЕГО В ПРОВАЛЬНО-ПЕРЕЛИВНОМ РЕЖИМЕ

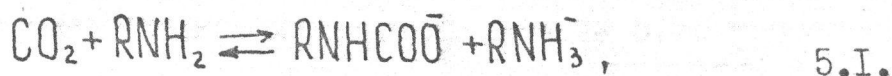
В настоящее время в азотной промышленности работает целый ряд абсорберов для поглощения CO_2 из конвертированного газа водными растворами моноэтаноламина /МЭА/. Конструктивно они представляют собой насадочные, а чаще тарельчатые колонны, оснащенные ситчатыми тарелками. Протекание химической реакции между CO_2 и раствором МЭА требует большого времени контакта фаз, что приводит к необходимости устанавливать на тарелках переливные планки высотой 1,6 м. Большие нагрузки по жидкости /до $150 \text{ м}^3/\text{мчас}/$ приводят к тому, что площадь переливных устройств занимает до 40% всей площади тарелки (агрегат АМ70). Это в свою очередь приводит к увеличению диаметра колонны, который в некоторых случаях достигает величины, предельно возможной для перевозки по железной дороге.

Применение в данных колоннах ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме, по нашему мнению, позволит при имеющихся размерах увеличить нагрузку по жидкости или для данных нагрузок уменьшить диаметр колонны, что приведет к экономии металла и удешевлению перевозки колонны к месту монтажа.

Для подтверждения данного предложения были произведены расчеты агрегатов АМ70 и АМ76 по методике [66], разработанной в ГИАПе, которая была в необходимой степени преобразована с целью учета наличия провала жидкости на ситчатых тарелках. В основу указанной методики положена структурная схема моделирования химических процессов, предложенная Аксельродом Ю.В. [47].

5.1. Краткое описание математической модели и алгоритма расчета хемосорбции в тарельчатом аппарате

Рассматриваемый процесс поглощения CO_2 водными растворами МЭА является хемосорбционным, причем механизм реагирования идет по следующей схеме



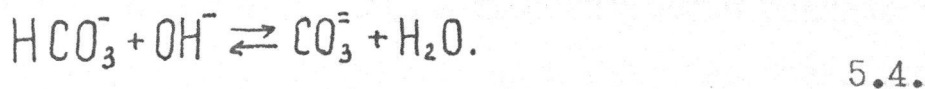
где $\text{R} = \text{OHCH}_2\text{CH}_2$.

В водном растворе мгновенно устанавливается равновесие

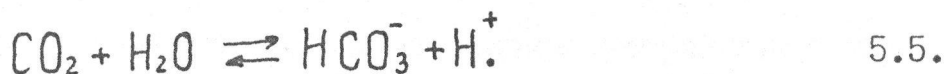


и образуется карбамат моноэтаноламония RNHCOORNH_3 .

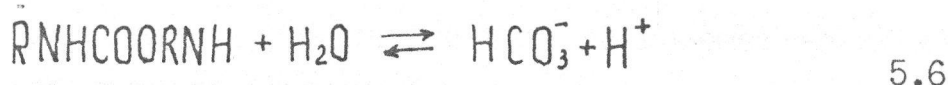
Двуокись углерода реагирует также с ионом $[\text{OH}^-]$:



В слабощелочных растворах существенную роль может играть также и реакция



Протекание параллельных реакций 5.3 и 5.5 приводит к понижению щелочности раствора и при определенных условиях к разложению карбамата по суммарной реакции



Механизм разложения следующий: карбамат распадается на RNH_2 и CO_2 в соответствии с обратимой реакцией 5.1, выделившаяся двуокись углерода реагирует с OH^- и H_2O .

Различные аспекты описанного выше механизма взаимодействия CO_2 с МЭА исследованы в работах [4, 83, 85, 91, 100]. В работе [83] приведены результаты исследований констант равновесия вышеперечисленных реакций в зависимости от температуры.

Анализ процесса массопередачи на основе механизма химических реакций приводит к следующим выводам [66]:

- при умеренных степенях карбонизации $\lambda \leq 0,48$ поглощение CO_2 осуществляется по необратимой реакции 5.1, протекающей в пограничном диффузионно-реакционном слое; роль реакций 5.3 и 5.5 пренебрежимо мала;

при высоких степенях карбонизации $\lambda > 0,48$ процесс поглощения можно рассматривать как абсорбцию, осложненную сравнительно быстрой реакцией 5.1, протекающей в пограничном слое, и сравнительно медленными обратимыми реакциями 5.3 и 5.5, протекающими в основной массе жидкости. В зависимости от величины λ скорость поглощения CO_2 лимитируется либо скоростью переноса через пограничный слой /диффузионная область/, либо скоростью реакций 5.3 и 5.5 /кинетическая область/. Указанные представления позволяют рассчитать скорость массопередачи с помощью приближенного решения [5], основанного на модели кратковременного контакта фаз.

Математическая модель массопередачи на единичной ступени контакта /барботажная тарелка и переливное устройство/ строится из предположения [91, 83] о том, что на тарелке объем пограничного диффузионно-реакционного слоя незначителен по сравнению с объемом основной массы жидкости и что в основную массу жидкости поступает в свободном виде вся поглощенная из газа двуокись углерода. Следовательно, для элементарной ячейки полного перемешивания жидкости материальный баланс по свободной двуокиси углерода может быть записан [5] в виде

$$j = \beta_{\text{ж}} a_{\text{ж}} (A_{\text{г}} - A_{\text{ж}}),$$

где $\beta_{ж}$ - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе;

a - удельная поверхность контакта фаз;

\mathcal{K} - коэффициент ускорения абсорбции;

$A_p - A_{ж}$ - движущая сила процесса.

Расчет величины \mathcal{K} подробно описан в [5 66]. Данное уравнение совместно с уравнениями для констант равновесия реакций [83], а также уравнениями материальных балансов по углероду и азоту полностью определяет состав основной массы жидкости при поглощении CO_2 водными растворами МЭА.

Разработанный на основе указанной системы уравнений алгоритм используется для расчета скорости поглощения на тарелках в зоне аппарата, где степень карбонизации $\lambda \geq 0,5$ и коэффициент извлечения невелик. При этом принимается модель полного перемешивания жидкости на тарелке.

Алгоритм предусматривает учет массопередачи и в переливном устройстве, где принимается, что раствор поступает в перелив вместе с газом, причем газосодержание в переливе уменьшается сверху вниз от величины газосодержания на тарелке до нуля. Коэффициент массоотдачи в переливе рассчитывается по уравнению [35], рекомендованному для режима свободного всплывания пузыря.

Кинетический расчет переливного устройства проводится последовательно по ячейкам полного перемешивания жидкости с помощью той же системы уравнений, что и расчет барботажной зоны. Практически расчет единичной ступени контакта сводится к проведению итерационных расчетов барботажной тарелки и переливного устройства.

В зоне аппарата, где $\lambda \leq 0,5$, выражение для расчета \mathcal{K} значительно упрощается [66], однако вследствие значительной величины коэффициента извлечения необходимо более точно учитывать распре-

деление концентраций по высоте ступени контакта. Для этого используется /с некоторыми изменениями/ метод расчета противоточных аппаратов [6, 21] на основе одномерной диффузионной модели.

Весь аппарат в целом рассчитывается последовательно, начиная с нижней тарелки, для которой заданы концентрация CO_2 в газе и степень карбонизации раствора. В результате расчета первой ступени контакта определяется концентрация CO_2 в газе на выходе с первой тарелки и степень карбонизации раствора, поступающего на нее из перелива.

В такой последовательности расчет ведется до тех пор, пока концентрация газа над очередной тарелкой окажется меньше заданной технологическим режимом на выходе из колонны.

5.2. Обоснование введенных в программу расчета хемосорбера изменений и принятых дополнительно допущений

Как уже говорилось, алгоритм расчета единичной ступени контакта состоит из расчета массопередачи непосредственно на тарелке и в переливном устройстве. При этом сначала рассчитываются гидродинамические показатели тарелки /газосодержание и статическое давление/, константы реакций, коэффициент ускорения, а затем на основе этих данных считается количество поглощенного CO_2 , соответственно на тарелке и в переливе. Так как, согласно имеющимся уравнениям [66, 83], ни константы реакций, ни коэффициенты ускорения не зависят прямым образом от провала жидкости сквозь тарелку, то учет влияния данного явления при расчете процесса в барботажном слое проводится за счет введения в программу новых, экспериментально полученных уравнений для определения величины газосодержания

$$\varphi \cdot 10^3 = 480 - 110h_{сЛ} + 493,9W = 3,3L + 180h_{сЛ}W + 0,3h_{сЛ}L + 1,3WL - 230h_{сЛ}^2 - 208,6W^2 + 0,013L^2$$

и статического давления

$$h = -19 + 159h_{сЛ} + 95W + 1,84L + 2,5h_{сЛ}L - 1,9WL,$$

которые существенным образом влияют на скорость процесса. Данные уравнения были получены при исследовании высокослойных ситчатых тарелок, работающих в провальном-переливном режиме / см.гл.4/ на крупномасштабном стенде с колонной диаметром 3,2 м, что само по себе дает определенную гарантию их надежности при расчетах промышленных хемосорберов. Для введения в программу вышеуказанных уравнений был заново составлен блок расчета гидродинамических характеристик колонны.

Алгоритм расчета массопередачи в переливе не изменяется, т.к. количество жидкости, проходящее через перелив, учитывается только на стадии составления материальных балансов в целом по контактно-му устройству. Расчет количества поглощенного в переливе газа ведется, исходя из объема переливного устройства, которое считается полностью заполненным жидкостью, и данных по газосодержанию на тарелке. В этом смысле расчет нечувствителен к наличию или отсутствию провала жидкости.

Основной трудностью использования имеющейся методики расчета хемосорберов для случая провально-переливных режимов работы тарелок является учет дополнительного материального потока проваливающейся жидкости при составлении материальных балансов для контактной ступени. Это связано с тем, что процесс массообмена между проваливающейся жидкостью и газом в сепарационном пространстве изучен недостаточно хорошо, чтобы его можно было рассчитать при-

нительно к данному процессу.

В связи с этим при расчете процесса с наличием провала жидкости было сделано следующее допущение: жидкость, проваливающаяся через тарелку, контактирует с газом таким образом, что в момент ее попадания на нижележащую тарелку она имеет тот же состав, что и жидкость, перетекающая через переливное устройство. Такое допущение было сделано на основе данных, приведенных ниже.

1. Учитывая, что на высокослойных тарелках принимается полное перемешивание жидкости [66], можно считать, что нет различия между точками, из которых жидкость начинает перетекать на нижележащую тарелку - через перелив или через полотно тарелки.

2. В литературе [59] имеются данные об исследовании удельной поверхности контакта фаз в сепарационном пространстве провальной тарелки

$$a_c = 6,3 \frac{W_k^{0,25} L^{0,5}}{d_o^{0,7} F^{1,2}},$$

где W - скорость газа в сечении колонны, м/сек;

L - нагрузка по жидкости, м³/мчас;

d_o - диаметр отверстий перфорации, м;

F - свободное сечение тарелки, м²/м².

Воспользоваться данной формулой для расчета удельной поверхности контакта фаз в нашем случае невозможно, т.к. максимальная нагрузка по жидкости, ограничивающая применение данной формулы в десять раз меньше, чем в аппаратах АМ 70 и АМ 76, а свободное сечение, соответственно, в три раза больше. Однако, пользуясь приведенной выше формулой, можно показать, что в нашем случае при объеме сепарационного пространства, равного приблизительно 5 м³, поверхность контакта между двумя тарелками будет составлять не менее 500 м². В переливном устройстве величина удельной поверхности

контакта фаз определяется в исходной методике по формуле для сферических пузырей $\alpha = 6\psi/d_n$. Учитывая, что газосодержание изменяется от нуля до величины газосодержания на тарелке, а величина диаметра пузырей в переливе принимается равной 4 мм, можно получить, что поверхность контакта в переливах одной тарелки в среднем по колонне будет составлять 550 м^2 . Таким образом, оценка величин поверхности контакта фаз для переливных устройств тарелки и для сепарационного пространства показывает, что они сопоставимы.

3. Сравнение скорости истечения проваливающейся жидкости из отверстий и скорости жидкости в переливном устройстве показывает, что время контакта жидкости и газа в переливном устройстве приблизительно вдвое больше, чем в сепарационном пространстве. С другой стороны, в сепарационном пространстве должна быть более высокая движущая сила, т.к. в контакт со струями жидкости входит более насыщенный углекислый газ. При этом по мере падения частица жидкости постоянно контактирует с новыми порциями газа. В переливе же жидкость вступает в контакт с газом, который уже частично прореагировал с жидкостью на тарелке и, кроме этого, жидкость в переливе контактирует по мере прохождения вниз со все более и более обедненным газом.

Данные вышеприведенных пунктов, на наш взгляд, качественно подтверждают сделанное предположение о том, что жидкость, проходящая через перелив и проваливающаяся через полотно тарелки, попадая на нижележащую тарелку, имеет одинаковый состав. Такое предположение эквивалентно тому, что вся жидкость идет через перелив, что полностью соответствует алгоритму расчета исходной методики.

Дополнительно необходимо заметить, что при таком допущении оказывается неучтенным тот факт, что газ, проконтактировавший с проваливающейся жидкостью, поступает на вышележащую тарелку более обедненный двуокисью углерода, т.е. тарелка при расчете ставится в более трудные условия, чем при реальной работе. В конечном ито-

ге это приводит при расчете к несколько большему числу тарелок, чем это реально необходимо.

5.3. Результаты расчета абсорбера МЭА очистки агрегатов АМ 70 и АМ 76

Данные расчеты проводились с целью показать, что применение провально-переливных тарелок в процессах МЭА очистки позволит уменьшить диаметр колонн и снизить их металлоемкость.

При подготовке материалов для составления программы расчета конкретные данные по конструкции колонн, а также их гидродинамические и массообменные характеристики брались из [65, 83].

Наиболее важные результаты расчетов, которые были выполнены нами на машине ЕС 1033, приведены в таблице 5.1 и 5.2. В таблице 5.1 данные, обозначенные П-П, соответствуют расчету колонны с тарелками, работающими в провально-переливном режиме, а данные, обозначенные ЧП - колонне с тарелками, работающими в чисто переливном режиме.

Как видно из таблицы 5.1, где приведены данные по колонне агрегата АМ 70, допустимое содержание CO_2 над верхней тарелкой /меньше, чем 0,01%/ соответствует для чисто переливного режима работы 16-ой тарелке, а для провально-переливного - 18-ой. Это связано с тем, что в предлагаемой колонне нет сливных планок выше, чем 0,6 м, что приводит к задержке меньшего количества жидкости и, соответственно, к тому, что на тарелке поглощается несколько меньше CO_2 .

Суммарное расстояние между тарелками на предлагаемой колонне осталось практически таким же, как и у АМ 70, что также связано с отсутствием сверхвысоких сливных планок.

Из таблицы 5.2, где приведены результаты расчета колонны абсорбера АМ 76, оснащенного провальными-переливными тарелками, видно, что в условиях данного агрегата /более высокая температура и давление в сочетании с меньшей степенью карбонизации на нижней тарелке по сравнению с АМ 70/ применение провальными-переливных режимов работы ситчатых тарелок позволяет обойтись четырнадцатью тарелками. В реальной колонне агрегата АМ 76 установлено 15 тарелок. Диаметр колонны удалось уменьшить в верхней части с 3,8 до 3,4 м, а в нижней - с 4,0 до 3,8 м.

Расчет прогнозируемого экономического эффекта от применения в абсорбере АМ 76 ситчатых тарелок, работающих в провальными-переливном режиме /см. приложения/ показал, что за счет снижения металлоемкости экономический эффект от внедрения одного аппарата составит 87094 рубля .

Таблица 5.1.

Результаты расчета абсорбера АМ 70, оснащенного чисто переливными тарелками /ЧП/ и ситчатыми тарелками, работающими в провальном-переливном режиме /ПП/

№ тарелки	Диам. кол., м		Высота сл. планки, м		Расх. жидк., м ³ /час		Расход газа, м ³ /час		Степень карбонизации		Содержание CO ₂	
	П-П	ЧП	П-П	ЧП	П-П	ЧП	П-П	ЧП	П-П	ЧП	П-П	ЧП
1	3,8	4,2	0,6	1,6	II65	II65	20I000	20I000	0,7200	0,7200	0,176	0,176
2	3,8	4,2	0,6	1,6	II65	II65	I99945	I990II	0,7073	0,696I	0,17I7	0,1678
3	3,8	4,2	0,6	1,6	II65	II65	I98608	I96035	0,69I3	0,6604	0,166I	0,155I
4	3,8	4,2	0,6	1,2	II65	II65	I9694I	I9I975	0,67I2	0,6II6	0,1590	0,1373
5	3,8	4,2	0,6	0,65	II65	II65	I94935	I879I3	0,647I	0,5628	0,1504	0,II86
6	3,8	4,2	0,6	0,65	II65	II65	I926I4	I85072	0,6I93	0,5287	0,140I	0,105I
7	3,8	4,2	0,6	0,65	II65	II65	I90026	I82468	0,5882	0,4974	0,1284	0,0923I5
8	3,8	4,2	0,6	0,65	II65	II65	I87262	I78824	0,5550	0,4536	0,II56	0,0738I6
9	3,8	4,2	0,6	0,65	II65	II65	I84432	I728I8	0,52I0	0,38I5	0,1020	0,04I630
10	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I8I637	I68354	0,48I7	0,1649	0,088I58	0,0162I5
11	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I75527	I66677	0,3362	0,125I	0,0564I7	0,0063I7
12	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I69980	I66029	0,204I	0,1097	0,025630	0,002443
13	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I67390	I65778	0,1425	0,1038	0,010553	0,000932
14	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I66329	I65682	0,II72	0,10I5	0,004240	0,000354
15	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I65906	I65646	0,107I	0,1006	0,001704	0,000I34
16	3,4	3,8	0,4	0,45	533	533	I65737	I65634	0,103I	0,1004	0,000680	0,000064
17	3,4	-	0,4	-	533	-	I65669	-	0,10I5	-	0,00027I	-
18	3,4	-	0,4	-	533	-	I65638	-	0,1007	-	0,000086	-

Таблица 5.2.

Результаты расчета абсорбера AM 76, оснащенного
ситчатыми тарелками, работающими в провальном-переливном
режиме

№ тарелки	Диам. колонны; м	Высота сливн. планки; м	Расход жидк.; м ³ /час	Расход газа; м ³ /час	Поглощено CO ₂ ; м ³ /час	Степень карбонизации	Содержание CO ₂
1	3,8	0,6	1153	205000	1486	0,6770	0,176
2	3,8	0,6	1153	203226	1968	0,6561	0,1688
3	3,8	0,6	1153	200877	2486	0,6283	0,1591
4	3,8	0,6	1153	197910	2970	0,5933	0,1465
5	3,8	0,6	1153	194366	3330	0,5515	0,1309
6	3,8	0,6	1153	190390	3486	0,5045	0,1128
7	3,8	0,6	1153	186220	6738	0,4553	0,092902
8	3,8	0,6	1153	178583	6423	0,3652	0,054112
9	3,8	0,6	1153	171265	1643	0,2788	0,013692
10	3,4	0,4	576	169382	253	0,1409	0,002728
11	3,4	0,4	576	169085	91	0,1339	0,000977
12	3,4	0,4	576	168979	32	0,1311	0,000348
13	3,4	0,4	576	168941	15	0,1305	0,000124
14	3,4	0,4	576	168926	4	0,1301	0,000036

ВЫВОДЫ

1. Исследование ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме, показало, что для всех изучаемых свободных сечений возможно получить равномерно распределенный по площади тарелки провал жидкости, а при определенных соотношениях свободного сечения и высоты сливной планки можно работать последовательно в режиме полного провала, провально-переливном и чисто переливном режиме.

2. Наиболее широкие возможности использования провально-переливных режимов на низкослойных тарелках появляются при свободном сечении 14 - 16% и высоте сливной планки 0,08 - 0,16 м. Данные соотношения позволяют осуществлять равномерное распределение провала жидкости в наиболее широком диапазоне изменения нагрузок.

3. Экспериментальные исследования доли отверстий провальной тарелки, занятых стекающей жидкостью, показали, что имеющиеся в литературе уравнения для ее расчета недостаточно точно учитывают влияние свободного сечения тарелки.

4. Проверка предложенного метода расчета перепада давления на провальной тарелке показала, что полученная зависимость справедлива в широком диапазоне изменения влияющих факторов.

5. Изучение ситчатых высокослойных тарелок показало, что они могут работать в провально-переливном режиме с равномерно распределенным провалом жидкости в широком диапазоне нагрузок.

6. Полученные эмпирические уравнения, позволяющие рассчитывать основные гидродинамические характеристики изучаемых режимов, адекватно описывают экспериментальные данные.

7. Кинетический расчет абсорберов моноэтаноламиновой очистки подтвердил возможность применения провально-переливных режимов высокослойных ситчатых тарелок для проведения данных процессов. При этом удастся существенно уменьшить диаметр колонн.

ЛИТЕРАТУРА

- I. Ахназаров С.Л., Кафаров В.В. Оптимизация эксперимента в химической технологии.-М.: Высшая школа, 1978.- 319 с.
2. Айзенбуд М.Б., Дильман В.В. Вопросы гидравлики химических реакторов для систем газ-жидкость.- Хим. пром., 1961, № 3, с.199-204.
3. Айзенбуд М.Б., Дильман В.В. О газосодержании барботажного слоя.- Хим. пром., 1963, № 3, с.295-297.
4. Аксельрод Ю.В., Любушкина Л.А., Лейтес И.Л., Лошаков А.А. Расчет абсорберов для поглощения двуокси углерода растворами моноэтанолamina под давлением.- Хим. пром., 1969, № II, с.40-45.
5. Аксельрод Ю.В., Дильман В.В., Юдина Л.А. Кинетика массопередачи с химической реакцией в жидкой фазе.- ЖПХ., 1977, № 4, с.840-848.
6. Аксельрод Ю.В., Дильман В.В., Вайнберг А.М., Фурмер Ю.В. О расчете противоточной абсорбции, осложненной необратимой химической реакцией в жидкой фазе.- ТОХТ, 1970, т.4, с.845-852.
7. Аксельрод Ю.В. Основные закономерности моделирования газо-жидкостных процессов с химической реакцией.- В сб. "Абсорбция газов" Ташкент, с.128-129.
8. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей.- Л.: Химия, 1975.- 319 с.
9. Александров И.А. Нагрузки ситчатых тарелок ректификационных аппаратов.- Спиртовая промышленность, 1963, № I, с.6-12.
10. Александров И.А. Расчет и конструирование ситчатых тарелок.- Спиртовая промышленность, 1963, № 2, с.17-23.
11. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты.- М.: Химия, 1971.- 296 с.

12. Атрощенко В.И., Каргин С.И. Технология азотной кислоты.- М.: Химия, 1970.- 494 с.
13. Аэров М.Э., Боярчук П.Г., Быстрова Т.А., Позин Л.С., Лаговерри И.И. Исследование гидравлики ситчатых тарелок при высоких плотностях орошения.- Хим. и нефтяное машиностроение, 1966, № 12, с.18-20.
14. Аэров М.Э. К вопросу о гидравлическом сопротивлении решетчатых тарелок.- Хим. и технолог. топлив и масел, 1962, № 3, с.48-50.
15. Березин Р.В., Тарат Э.Я., Туболкин А.Ф. Стереометрический способ определения газосодержания в пенном слое.- Цветные металлы, 1974, № 8, с.81-83.
16. Бронштейн А.С., Кортиков В.С. Исследование гидродинамики ситчатых тарелок с перекрестным током фаз.- Хим. и нефтяное машиностроение, 1975, № 7, с.13-15.
17. Васильев Л.С., Толачев В.С., Павлов В.П., Плановский А.П. Закономерности истечения струи газа в жидкость.- ТОХТ, 1970, № 5, с.727-735.
18. Винокур Я.Г., Дильман В.В. Исследования барботажного слоя методом просвечивания гамма-лучами.- Хим. пром., 1959, № 7, с.619-621.
19. Дильман В.В. К вопросу о гидравлическом сопротивлении решетчатых тарелок.- Тр. ВНИИХИММАШ, 1959, вы.2, с.129-134.
20. Дильман В.В., Даровских Е.П., Аэров М.Э., Аксельрод Л.С. О гидравлическом сопротивлении решетчатых и дырчатых тарелок.- Хим. пром., 1956, № 3, с.156-161.
21. Дильман В.В., Аксельрод Ю.В., Алекперова Л.В., Лебедева О.Л. Математическое описание кинетики поглощения двуокси углерода

водными растворами моноэтаноламина в противоточных абсорберах.— Хим. пром., 1967, № 7, с. 532-537.

22. Дытнерский Ю.И., Касаткин А.Г., Кочергин Н.В. и др. Промышленное применение провальных тарелок для улавливания газового бензина соляровыми маслами.— Кокс и химия. 1961, № 6, с. 40-43.
23. Дытнерский Ю.И., Касаткин А.Г., Кочергин Н.В. и др. Работа провальных решетчатых тарелок при очистке газов от сероводорода мышьяково-содовым способом.— Кокс и химия, № 7, с. 34-38.
24. Дэвис Дж.А., Гордон К.Ф. Расчет тарелок ректификационных и абсорбционных колонн.— Инженер — нефтяник, 1961, № II, с. 56-60, № I2, с. 61-66.
25. Енгибарян С.Н. Исследование структуры и межфазной поверхности пенного слоя и их влияние на массоперенос (дисперсные структуры Г-Ж и Г-Ж-Т): "Автореф. дисс. канд. техн. наук.— Л., 1971.— 20 с."
26. Иванов М.Е., Быков В.П. Исследование частоты прохождения пузырей и газосодержания в барботажном слое.— ТОХТ, 1970, № I, с. 127-130.
27. Ивахненко М.Т., Шапка А.В. Конструкция аппаратов для получения азотной кислоты.— В сб. "Кинетика абсорбционных процессов".— Харьков: Вища школа, 1976, с. 105-120.
28. Колтунова Л.Н. Исследование структуры потоков жидкости и массопередачи на тарелках без переливных устройств.— Дис. ... канд. техн. наук.— М., 1976.— 161 с.
29. Колтунова Л.Н., Позин Л.С., Быстрова Т.А. Методика расчета беспереливных тарелок.— В сб. Производство низших олефинов.— М.: НИИСС, 1974, с. 89-94.

30. Кочергин Н.В., Олевский В.М., Дильман В.В. Исследование работы тарелок провального типа в условиях ректификации.- Хим. пром., 1960, № 7, с. 591-595.
31. Кочергин Н.В., Олевский В.М., Дильман В.В. Исследование массообмена при ректификации в колоннах с дырчатыми тарелками провального типа.- Хим. пром., 1961, № 8, с. 567-571.
32. Кузьминых И.Н., Бабаев Е.В. Гидродинамические показатели провальных ситчатых тарелок.- Тр. МХТИ, 1957, вып.24, с. 432-440.
33. Кутетеладзе С.С., Стырикович М.Л. Гидравлика газо-жидкостных систем.- М.: Энергия, 1976.- 296 с.
34. Лебедев Ю.Н. Исследование эффективности разделения в промышленной ректификационной колонне.- Дис. ... канд. техн. наук.- М., 1968.- 158 с.
35. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика.- М.: Физматгиз, 1959.- 669 с.
36. Марушкин В.К., Теляшев Г.Г. Некоторые причины неудовлетворительной работы ректификационных колонн нефтеперерабатывающих установок.- В сб. "Технология нефти и газа", Уфа, 1971, вып.2, с. 193-228.
37. Мартюшин С.И., Симонов Н.И., Лекае А.А. и др. Пульсация барботажного слоя и провал жидкости на ситчатой тарелке.- ТОХТ, 1977, № 4, с. 567-571.
38. Меньщиков В.А., Аэров М.Э. Измерение локального газосодержания в барботажном слое.- ИФЖ, 1968, т.15, № 2, с. 228-233.
39. Минулин М.Н. Исследование усовершенствованных конструкций тарелок ректификационных колонн.- Дис. ... канд. техн. наук.- М., 1975.- 124 с.

40. Молоканов Ю.К. К расчету минимальной скорости в отверстиях ситчатой тарелки, обеспечивающей отсутствие провала жидкости.- Хим. и технолог. топлив и масел, 1962, № 9, с. 42-45.
41. Молоканов Ю.К. О гидравлическом сопротивлении решетчатых и дырчатых тарелок провального типа.- Хим. пром., 1962, № 4, с. 291-294.
42. Молоканов Ю.К. Определение сопротивления решетчатых тарелок провального типа.- Хим. и технолог. топлив и масел, 1962, № 3, с. 41-48.
43. Молоканов Ю.К., Александров Н.А., Скобло А.И. Экспериментальное исследование решетчатых тарелок провального типа.- Хим. и технолог. топлив и масел, 1961, № 5, с. 34-43.
44. Мухленов И.П., Тарат Э.Я., Мрняк Л. О гидравлическом сопротивлении газо-жидкостного слоя в ситчатых аппаратах.- ЖПХ, 1959, т.32, № 9, с. 2006-2013.
45. Налимов В.В., Голикова Т.И. Логические основания планирования эксперимента.- М.: Металлургия, 1981.- 152 с.
46. Новохацкий Е.М. Метод исследования структуры потока воздушно-водяной смеси в вертикальных трубах.- Измерит. техника, 1960, № 6, с. 22-25.
47. Плужников Б.Ф. Занимательная фотография.- М.: Искусство, 1967.- 224 с.
48. Позин М.Е., Тарат Э.Я., Мрняк Л. Об утечке жидкости в пенном аппарате с переливами.- ЖПХ, 1965, т.38, № 2, с. 310-319.
49. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тумаркина Е.С., Тарат Э.Я. Пенный способ обработки газов и жидкостей.- Тр. ЛТИ, 1955, вып.31.- Л.: Госхимиздат, 1955, 246 с.
50. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. О высоте исходного слоя

- жидкости на тарелке ситчатого аппарата.- Кислород, 1959, № 3, с. 26-31.
51. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы.- Л.: Госхимиздат, 1959.- 123 с.
52. Позин М.Е., Тарат Э.Я., Мрняк Л. О высоте исходного слоя жидкости на решетке пенного аппарата провального типа.- Изв. ВУЗов. Хим. и химич. технология. 1963, № 3, с. 485-490.
53. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. О высоте исходного слоя жидкости на решетке пенного аппарата с переливными устройствами.- Изв. ВУЗов. Хим. и химич. технология. 1963, № 3, с. 490-498.
54. Позин Л.С., Козлова А.А., Аксельрод Л.С. и др. Экспериментальное определение доли щелей решетчатой тарелки, занятой жидкостью.- ТОХТ, 1969, № 4, с. 467-450.
55. Позин Л.С. Исследование элементов гидродинамики барботажных аппаратов.- "Автореф. дис. ... канд. техн. наук.- М., 1968.- 23 с."
56. Протоdjяконов М.М., Тендер Р.И. Методика рационального планирования экспериментов.- М.: Наука, 1970.- 76 с.
57. Рамм В.М., Аксельрод Ю.В., Сурков Е.И. Исследование гидродинамики системы $SO_3-H_2SO_4$ в условиях барботажа на тарелке провального типа.- В сб. Процессы хим. технологии.- М., Наука, 1965, с. 47-49.
58. Рамм В.М. Абсорбция газов.- М.: Химия, 1976.- 655 с.
59. Родионов А.И., Винтер А.А., Шабданбеков У. Исследование поверхности контакта фаз в сепарационном пространстве колонны с ситчатыми тарелками.- ТОХТ, 1967, № I, с. 124-128.
60. Родионов А.И., Винтер А.А. Исследование химическим методом

поверхности контакта фаз на ситчатых тарелках.- Изв. ВУЗов. Хим. и химич. технолог., 1966, № 6, с. 970-974.

61. Родионов А.И., Винтер А.А. Исследование химическим методом поверхности контакта фаз на ситчатых тарелках.- Изв. ВУЗов. Хим. и химич. технолог., 1967, № 1, с. 102-106.
62. Родионов А.И., ^{ЧК}Кашин А.М., Радиковский В.М. и др. Определение межфазной поверхности в системе газ-жидкость на контактных тарелках.- Хим. пром., 1964, № , с. 737-741.
63. Родионов А.И., Сорокин В.Е. Об утечке жидкости в колоннах с ситчатыми тарелками.- Тр. МХТИ, вып.60, 1969, с. 165-168.
64. Розен А.М. Масштабный переход в химической технологии.- М.: Химия, 1980.- 320 с.
65. Рошин Б.Е., Шендеров Л.З., Сергеев Ю.С. и др. Анализ работы промышленного абсорбера с высокослойными ситчатыми тарелками.- Хим. пром., 1977, № 6, с. 460-463.
66. Семенова Т.Л., Лейтес И.Л. Очистка технологических газов.- М.: Химия, 1977.- 488 с.
67. Скобло А.И., Трегубов И.А., Егорова И.Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей промышленности.- М.: Гостоптехиздат, 1962.- 652 с.
68. Спиридонов А.А., Васильев Н.Г. Планирование эксперимента.- Свердловск: Из-во УПИ, 1975.- 149 с.
69. Спиридонов А.А., Васильев Н.Г. Планирование эксперимента при исследовании и оптимизации технологических процессов.- Свердловск: Из-во УПИ, 1975.- 140 с.
70. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты.- М.: Машиностроение, 1965.- 356 с.
71. Стерман Л.С. Обобщение экспериментальных данных по барботажу пара через жидкость.- ЖТФ, 1956, т.26, вып.7, с. 1519-1524.
72. Субботин В.И., Похвалов Ю.Е., Михайлов Л.О. и др. Резисторный

- и емкостной методы измерения паросодержания.— Теплоэнергетика, 1974, № 6, с. 63-68.
73. Сум-Шик Л.Е. Гидродинамика решетчатых тарелок: "Автореф. дисс. ... канд. техн. наук.— М., 1965,— 19 с."
74. Сум-Шик Л.Е., Аэров М.Э., Быстрова Т.Л. О гидравлическом расчете колонны с беспереливными тарелками.— Хим. пром., 1962, № 7, с. 530-532.
75. Тарат Э.Я., Мухленов И.В., Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С. Пенный режим и пенные аппараты.— Л.; Химия, 1977.— 304 с.
76. Тарат Э.Я., Березин Р.В., Туболкин А.Ф., Шепин В.И. Новые измерения высоты газожидкостного слоя в пенном аппарате с переливом пены.— ЖПХ, 1977, № I, с. 80-84.
77. Тарат Э.Я., Вальдберг А.Ю. О гидравлическом сопротивлении провальных решеток при пенном режиме.— ЖПХ, 1975, № 8, с. 1706-1711.
78. Тарат Э.Я., Ковалев О.С. К определению высоты исходного слоя жидкости на дырчатой, провальной тарелке пенного типа.— Деп. в ВИНТИ, № 219/74 деп., 1974.
79. Тарасов В.А. Исследование структуры, поверхности контакта фаз и коэффициентов массопередачи при пенном режиме: "Автореф. дисс. ... канд. техн. наук.—Л., 1973.— 19 с."
80. Туляев Ю.К., Аксельрод Л.С. Исследование распределения газосодержания по диаметру и высоте барботажного слоя на провальной тарелке.— ТОХТ, 1972, т.6, № I, с. 146-148.
81. Усьюкин И.П., Аксельрод Л.С. Основы гидродинамического расчета сетчатых ректификационных колонн. I. Гидравлическое сопротивление сетчатых тарелок.— Кислород, 1949, № I, с. 1-20.

82. Федотов Е.В. Исследование провала и уноса жидкой фазы на ситчатых тарелках промышленного масштаба.- Дис. ... канд. техн. наук.- М., 1973.- 137 с.
83. Юдина Л.А. Кинетика абсорбции двуокиси углерода водными растворами этаноламинов при высоких степенях карбонизации.- Дис. ... канд. техн. наук.- М., 1975.- 176 с.
84. Andrew S.P.S. Hydrodynamics of sieve plate at high liquid and vapour.- Intern. simpos. on distil., Brighthon, 1969.-p.
85. Astarita G., Marrucci G., Gioia F. The influence of carbnation ratio and total amine concentration on carbon dioxide absorption in aqueous monoethanolamine solutions.- Chem. Eng. Sci, 1964, v.19, N 2, p.95-103.
86. Arnold D.S., Plank C.A., Scheenborn E.M. Perfomance of perforated plate distillations.- Cem. Eng. Progr., 1952, v.48, p. 633-642.
87. Barker P.E., Self M.E. The evaluation of liguid mixing effects on a silve plats using unsteady ande state tracer technigues.- Chem. Eng. Sci., 1962, v.17, p. 541-554.
88. Calderbank P.H., P.H., Evans F., Rennie J. The mas-transfer efficiency of distllation gas-absorption plate columns. Part I. Tehnigues for mesuring gas-liquid interfacial areas and foam densities in plate columns.- Intern. sympos. distil., Brighton, 1960, p. 35-42.
89. Calderbank P.H., Rennie J. The physical properties of forms and forms and froths formed on sive plates.- Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 1962, v.40, NI, p. 6-12.
90. Danckwerts P.V., Gillham A.I. The design of absorbers. I. Methods for predicting rates of absorption with chemical reaction in packed columns, and tests with $1\frac{1}{2}$ in. Rashing rings.-

91. Dankwerts P.V., McNeil K.M. The absorption of carbon dioxide into aqueous amine solutions and the effects of catalysis.- Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 1967, v.45, N 1, p. 32-49.
92. Eduljee H.E. Weeping point on sieve plates and plates vs. reflux ratio.- Chem. Age. India, 1966, v.17, N 8, p. 645-647.
93. Eduljee H.E. The design of sieve-type distillation plates.- British Chem. Eng., 1959, v.4, N 6, p. 320-326.
94. Eduljee H.E. Hydrostatic head froth height on sieve plates.- Chem. Age. Indian, 1966, v.17, N 7, p. 560- 562.
95. Gerster J.A. A new look at distillation.- Chem. Eng. progr., 1963, v.59, N 3, p. 35-46.
96. Harris I.J. Optimal design sieve plates.- British Chem. Eng., 1965, v.10, N 6, p. 377-381.
97. Hobler T., Krupiezka R. Hydraulika polki rusztowej.- Chem. Stosow., 1957, v. I, N 2, s. 105-122.
98. Hoppe K. Druckerlust und stoffaustusch in ventillboden.- Chem. Ind. Tech., 1967, v.39, N 11, s. 659-666.
99. Huml M., Costanek P., Braun V. Measuring the efficiency in a column of one metre diameter.- Intern. sympos. on distill., Brighton, 1969, p.5·100-5·110.
100. Iensen M.B., Iorgensen F., Monoethanolamine and diethanolamine.- Acta. Chem. Scan., 1954, v.8, N 7, p.1137- 1140.
101. Kageyama O. Plate efficiency in distillation towers with weeping and entrainment.- Intern. sympos. on distill., Brighton, 1969, p. 2·72-2·84.
102. Kelley R.E. Perforated plates vs. bubble caps.- Petroleum Refiner., 1955, v.34, N 5, p. 188-192.
103. Kharbanda O.P., Chu J.C. Experimental studies with a sieve plate column.- Brit. Chem. Eng., 1970, v.15, N 6, p. 792-794.
104. Lemieux E.J., Scotti L.J. Perforated tray performance.- Chem.

- Eng. Progr., 1969, v.65, N 3, p. 52-58.
- I05. Mayfield F.C., Church W.L., Creeh A.C., etc. Perforated plate distillation columns.- Ind. Eng. Chem. 1952, v.44, N 9, p. 2238-2249.
- I06. Nassos G.P., Bankoff G.S. Local resistivity probe for Study of point properties of gas-liquid flows.- Canada. J. Chem. Eng., 1967, v.45, N 5, p. 271-274.
- I07. Neal L., Bankoff G. A high resolution resistivity probe for determination of local void properties in gas-liquid flow.- A.I.Ch.En.Journal, 1963, v.9, N 4, p. 490-494.
- I08. O'Brain N.G. Calculation of effect of liquid leakage on tray efficiency and tray requirements.- Industr. and Eng. Chem. process Design and Developm., 1966, v.5, N 7, p. 382-387.
- I09. Prince R.G. Characteristics and design of perforated plate columns.- Intern. sympos. on distill., Brighton, 1960, p.
- I10. Rylek M., Kostanek F. Pressure drop of bed on grid trays.- Coll. Czech. Chem. Comm., 1972, v. 37, N I, p. 254-262.
- I11. Steiner L., Stanart G. Pressure drop across plate without downcomers.- Coll. Czech. Chem. Comm., 1967, v. 32, N I, p. I01-I15.
- I12. Sterbacek Z. Hydrodynamics of perforated trays with downcomers. British. Chem. Eng. 1967, v.12, N 10, p. I577-I582.

ПРИЛОЖЕНИЯ



"УТВЕРЖДАЮ"

Главный инженер ГИАИ

В.В. Харламов

1981

СПРАВКА

об использовании результатов, приведенных в диссертации Шестопалова Е.М. "Исследование ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме"

На основании результатов исследований гидродинамических характеристик высокослойных ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме тов. Шестопалов Е.М. разработал методику расчета высоты пены, статического давления, газосодержания, доли отверстий, занятых стекающей жидкостью и количества проваливающейся жидкости. Методика расчета вышеперечисленных гидродинамических характеристик для провально-переливных режимов высокослойных ситчатых тарелок отсутствует в литературе.

Диссертация Е.М. Шестопалова написана на актуальную тему и представляет большой научный и технический интерес.

Методика расчета гидродинамических характеристик высокослойных ситчатых тарелок, работающих в провально-переливном режиме, а также программа для расчета абсорберов МЭА-очистки использована в НИО-2 для анализа работы действующих и разработки новых абсорберов в агрегатах синтеза аммиака большой единичной мощности.

Зав. НИО-2, к.х.н.

Ст. научн. сотр., к.т.н.

Мл. научн. сотр., к.т.н.

Семенова Т.А.

Аксельрод Ю.В.

Юдина Л.А.

"УТВЕРЖДАЮ"

Зам. директора ГИАП

Алексеев А.М.

22 XII 1981 г.

Расчет прогнозируемого экономического эффекта от производства и использования абсорбционной колонны, снабженной провальными-переливными тарелками, в агрегате производства аммиака мощностью 1420 т/сут.

Введение

Исследование гидродинамики ситчатых провально-переливных тарелок, проведенное в Новополоцком политехническом институте и Государственном институте азотной промышленности, показало, что использование их вместо ситчатых тарелок позволяет за счет организованного частичного провала жидкости сквозь полотно тарелки уменьшить площадь переливных устройств и соответственно диаметр колонны.

Правильно подобранное соотношение свободного сечения и высоты сливной планки позволяет обеспечить равномерное распределение провала жидкости и барботажного слоя по всей площади тарелки, что гарантирует стабильность работы всей колонны в целом.

Проведенные расчеты показали, что в условиях агрегата АМ 76 необходимое число провально-переливных тарелок в абсорбере остается таким же, как и в аппарате, принятом за базу для сравнения /абсорбер с многосливными ситчатыми тарелками/, но диаметр можно уменьшить

внизу с 4 до 3,8 м, а сверху — с 3,8 до 3,4 м. При этом вес колонны уменьшится на 30,2 т и составит 291,2 т. В конечном итоге это приведет к экономическому эффекту на один аппарат в 87094 рубля. Расшифровка экономического эффекта по основным статьям затрат приведена в таблицах I, 2, 3.

Таблица I

Основные показатели и результаты расчета прогнозируемого экономического эффекта от производства и использования абсорбционной колонны с провально-переливными тарелками

Наименование показателей	Величина показателей		Экономия /-/, руб.
	Базовый вариант	Новый вариант	
	I	I	
Количество аппаратов в агрегате, шт	I	I	
Производительность, м ³ /час	205000	205000	
Срок службы, год	16	16	
Приведенные затраты на изготовление, руб	516286	467798	- 48487
Эксплуатационные издержки потребителя, руб	72670	65846	- 6824
Сопутствующие капитальные вложения, руб	98022	88818	- 9204
Прогнозируемый экономический эффект, руб			- 87094

Расчет прогнозируемого экономического эффекта

Расчет экономического эффекта от производства и использования абсорбционной колонны с провально-переливными тарелками выполнен в

соответствии с "Методикой определения экономической эффективности использования в народном хозяйстве новой техники, изобретений и рационализаторских предложений", утвержденной ГК СМ СССР по науке и технике, Госпланом СССР, Академией наук СССР и Госкомизобретений от 25.10.78 г.

За базу для сравнения выбран абсорбер 4000/3800 мм с многосливными тарелками агрегата АМ 76. Согласно калькуляции завода Пензхиммаш стоимость абсорбера АМ 76 составляет 482099 руб., себестоимость с учетом доизготовления на площадке заказчика - 400796 руб., вес - 321,4 тонны.

Капитальные вложения, необходимые для изготовления абсорбера, определяем как произведение себестоимости на коэффициент, учитывающий величину промышленно-производственных фондов, приходящихся на один рубль затрат по товарной продукции. По заводу Пензхиммаш этот коэффициент равен 1,921. Следовательно

$$K_1 = 400796 \times 1,921 = 769929 \text{ руб.}$$

Приведенные затраты на изготовление абсорбера АМ 76 составляют

$$Z_1 = C_1 + E_H K_1 = 400796 + 0,15 \times 769929 = 516285 \text{ руб.,}$$

где $E_H = 0,15$ - нормативный коэффициент эффективности.

Расчет стоимости и себестоимости новой техники ведем из предположения, что эти величины изменяются пропорционально изменению веса аппарата. Такой подход возможен, так как сложность изготовления новой техники по сравнению с базовым аппаратом не увеличилась.

Таким образом стоимость нового аппарата будет определяться следующим соотношением:

$$C = \frac{482099}{321,4} \times 291,2 = 436826 \text{ руб.}$$

Себестоимость новой техники определяем аналогично

$$C_2 = \frac{400796}{321,4} \times 291,2 = 363155 \text{ руб.}$$

Капитальные вложения, необходимые для изготовления нового аппарата, и приведенные затраты определяем так же, как и для базового варианта

$$K_2 = 363155 \times 1,921 = 697620 \text{ руб.}$$

$$З_2 = C_2 + K_2 E_H = 363155 + 0,15 \times 697620 = 467798 \text{ руб.}$$

Таблица 2

Сопутствующие капитальные вложения
по базовой K'_1 и новой технике K'_2

Наименование показателей	Базовый вариант	Новый аппарат
--------------------------	-----------------	---------------

Разгрузка и хранение

оборудования весом более

50 т / 155 руб за 1 тонну,	$321,38 \times 155 =$	$291,2 \times 155 =$
объектная смета №4/	$= 49813 \text{ руб.}$	$= 45136 \text{ руб.}$

Монтаж и наладка оборудования

/ 10 % от стоимости/	$482099 \times 0,1 =$	$436826 \times 0,1 =$
	$= 48209 \text{ руб.}$	$= 43682 \text{ руб.}$

Сопутствующие капитальные

затраты

$K'_1 = 98022 \text{ руб.}$	$K'_2 = 88818 \text{ руб.}$
-----------------------------	-----------------------------

Таблица 3

Эксплуатационные издержки потребителя по базовой
технике I'_1 и новой I'_2

Наименование показателей	Базовый вариант	Новый вариант
1	2	3

Амортизационные отчисления на кап. ремонт - 11%	$482099 \times 0,11 =$ $= 53030 \text{ руб.}$	$436828 \times 0,11 =$ $= 48051 \text{ руб.}$
--	--	--

Продолжение таблицы 3

1	2	3
Амортизационные отчисления по сопутствующим капитальным вложениям - 10%	98022 x 0,1 = = 9802 руб.	88818 x 0,1 = = 8881 руб.
Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования - 2% /за исключением амортизационных отчислений/	/482099 + 9802/ x x 0,02 = 9838 руб.	8/436826 + 8881/ x x 0,02 = 8914 руб.
Суммарные эксплуатационные издержки	$I'_1 = 72670$ руб.	$I'_2 = 65846$ руб.

Прогнозируемый экономический эффект от производства и использования колонны с ситчатыми провальными-переливными тарелками определяется согласно "Методике определения экономической эффективности использования в народном хозяйстве новой техники, изобретений и рационализаторских предложений" / формула № 18 /:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= /z_1 \times \frac{B_2}{B_1} \times \frac{P_1 + E_H}{P_2 + E_H} + \frac{I'_1 - I'_2 / - E_H \times / K'_2 - K'_1 /}{E_H + P} - z_2 / \times A = \\ &= / 516285 \times 1 \times 1 + \frac{72670 - 65846 / - 0,15 / 88818 - 98022 /}{0,15 + 0,0625} - \end{aligned}$$

- 467798/ x 1 = 87094 руб., где

$\frac{B_2}{B_1} = 1$ - коэффициент учета роста производительности новой техники

по отношению к базовой;

$$\frac{P_1 + E_H}{P_2 + E_H} = I - \text{коэффициент учета изменения сроков службы новой}$$

техники по сравнению с базовой;

P_1 и P_2 - доли амортизационных отчислений на полное восстановление

базового и нового оборудования. При сроке службы, равном 16 годам,

$$P_1 = P_2 = 1/16 = 0,0625;$$

$E_H = 0,15$ - нормативный коэффициент эффективности;

$A = I$ - годовой объем производства новой техники в расчетном году в натуральных единицах.

Выводы

Прогнозируемый экономический эффект от производства продукции долговременного применения - абсорбера улучшенной конструкции с провальными-переливными тарелками для очистки газа от CO_2 в агрегате производства аммиака мощностью 1420 т/сутки составляет на один год 87094 рублей.

Этот экономический эффект должен быть получен за счет экономии около 30 тонн низколегированной стали.

Зав. НИО-2, к.х.н.

Ст. научн. сотр., к.т.н.

Семенова Т.А.

Аксельрод Ю.В.

25.11.81

Виза

Ст. инж. экономист
лаборатории 34

Дорохина Т.М.