

**Федеральное агентство по образованию
Московская государственная академия тонкой химической технологии
им. М. В. Ломоносова**

Магистратура по направлению
550800 «Химическая технология и биотехнология»

на правах рукописи

Ляхов Павел Николаевич

КОЛОННЫЙ ЭКСТРАКТОР С ПЛАВАЮЩЕЙ НАСАДКОЙ

Магистерская диссертация

Магистерская программа: №550820
«Процессы и аппараты химической технологии»

Декан инженерного
факультета, д.т.н. профессор

Таран А.Л.

Заведующий кафедрой,
д.т.н., профессор

Носов Г.А.

Руководитель магистерской программы
д.т.н., проф.

Захаров М.К.

Руководитель диссертации
д.т.н., проф.

Варфоломеев Б.Г.

Диссертант

Ляхов П.Н.

Москва, 2005 г.

Содержание

Введение.....	3
Список условных обозначений.....	5
1. Литературный обзор	7
1.1. Экстракционные колонны без подвода внешней энергии	7
1.1.1. Распылительные колонны	7
1.1.2. Насадочные колонны	9
1.2. Экстракционные колонны с подводом внешней энергии	10
1.2.1. Роторно-дисковый экстрактор (РДЭ).....	11
1.2.2. Колонны с вращающимися мешалками использующие ступенчатый контакт фаз.....	13
1.2.3. Пульсационные экстракторы	18
1.2.4. Колонны с вибрирующими перфорированными тарелками	19
2. Экспериментальные и теоретические исследования.....	24
2.1 Схема экспериментальной установки. Характеристика рабочей системы	24
2.2 Гидравлические характеристики перевёрнутого псевдооживленного слоя.....	28
2.2.1. Описание кривой псевдооживления в области псевдооживленного слоя насадки.....	34
2.2.2. Сопротивление подвешенного неподвижного зернистого слоя	40
2.2.3. Скорость начала псевдооживления подвешенного неподвижного зернистого слоя.....	42
2.2.4. Расширение псевдооживленного слоя	45
2.2.5. Псевдооживление с образованием неподвижного слоя на нижней распределительной решётке (гидравлическое сопротивление неподвижного прижатого слоя насадки)	46
2.3. Структура потока сплошной фазы.....	49
2.3.1. Расчёт коэффициентов перемешивания.....	54
2.4. Массообменная характеристика секции экстрактора	54
Заключение	58
Список литературы	59

Введение

Жидкостная экстракция имеет широкое распространение в химической, нефтяной, пищевой, фармацевтической промышленности, а также в технологии извлечения редких и рассеянных элементов и технологии ядерного топлива.

Различие требований, предъявляемых производствами к экстракторам, по видимому, исключают возможность создания универсального аппарата. Экстракторы ящичного типа, имеющие КПД ступени 80-90%, занимают достаточно большие площади и характеризуются большой задалживаемостью реагентов. Отсутствие достаточной герметичности не позволяет их использовать при работе с летучими жидкостями.

Экстракторы колонного типа для достижения ВЭТС, равных 0,5-0,6 м, имеют достаточно сложные внутренние устройства (например, в РДЭ – монтируется система дисковых мешалок и неподвижных колец). Для турбулизации сплошной фазы и диспергирования устанавливаются вертикальные валы с мешалками, достигающие общей длины до 18 м (РДЭ в производстве капролактама). Крепёж валов, обеспечение их вертикальности (для предотвращения биения), нижняя опора вала, ввод вала в рабочую зону экстрактора – сложные конструктивные элементы. Кроме этого большинство колонных экстракторов характеризуются относительно невысокими суммарными удельными жидкостными нагрузками ($Q_{\Sigma} = 15-25 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$)

Возникает научно-техническая проблема создания колонных экстракторов, использующих в качестве перемешивающего и диспергирующего элемента плавающую насадку, использовать для создания требуемой межфазной поверхности кинетическую энергию потока сплошной фазы.

В результате цель данной магистерской диссертации:

- разработка конструкции экстрактора с плавающей насадкой;
- исследование гидравлических характеристик секции экстрактора на системе сплошная фаза – насадка;

- исследование массообменных характеристик секции экстрактора на системе вода (с.ф.) – плавающая насадка – бензойная кислота – керосин, где исходная дисперсная фаза – раствор бензойной кислоты в керосине, вода выполняет функцию экстрагента.

Список условных обозначений

- $H_{ячейки}$ — высота рабочей зоны аппарата, м;
 H_0 — высота неподвижного слоя насадки, м;
 H — опытное значение высоты слоя насадки, м;
 F — площадь поперечного сечения аппарата, м;
 с.ф. — сплошная фаза;
 д.ф. — дисперсная фаза;
 Q_c — удельная жидкостная нагрузка сплошной фазы, м³/м²·час;
 $f_{св}$ — свободное сечение ситчатой перегородки колонны;
 ρ_n — плотность насадки, кг/м³;
 $(\rho_n)_{ср}$ — средняя плотность насадки, кг/м³;
 ρ_T — плотность насадки (в расчётной формуле), кг/м³;
 ρ_k — плотность керосина, кг/м³;
 ρ_c — плотность сплошной фазы, кг/м³;
 ρ_d — плотность дисперсной фазы, кг/м³;
 μ_c — динамическая вязкость сплошной фазы, Па·с;
 μ_d — динамическая вязкость дисперсной фазы, Па·с;
 ν_c — кинематическая вязкость сплошной фазы, м²/с;
 ν_d — кинематическая вязкость дисперсной фазы, м²/с;
 ПЭВД — полиэтилен высокого давления;
 ПС — псевдооживленный слой;
 d_n — диаметр элемента насадки, мм;
 h_n — высота элемента насадки, мм;
 $\nu_{св}$ — свободный объём насадки, м³;
 $F_{бок}$ — боковая поверхность всех частиц насадки, м²;
 N — число элементов насадки;
 $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр насадки, м;
 ε_0 — экспериментально определённая порозность неподвижного слоя насадки, м³/м³;

- ε — опытно определённое значение порозности подвижного слоя насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
- V — объём неподвижного слоя насадки, м^3 ;
- ϕ — фактор формы насадки;
- v^I — объём псевдооживленного слоя, м^3 ;
- v_0^I — объём слоя на нижней ограничивающей сетке, м^3 ;
- W — фиктивная скорость сплошной фазы ($\text{м}/\text{с}$);
- Re_c — критерий Рейнольдса в опытах со сплошной фазой;
- Ga — критерий Галилея;
- Ar — критерий Архимеда;
- Pe — критерий Пекле;
- Δp — перепад давления в секции, Па;
- Δp_{nc} — перепад давления в секции при неподвижном слое насадки, Па;
- g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
- ξ_Σ — суммарное гидравлическое сопротивление частиц ПС;
- $\xi_\Sigma^{опыт}$ — суммарное гидравлическое сопротивление частиц ПС из опыта;
- τ — время, сек;
- M_1, M_2 — центральные моменты распределения трассера;
- E_c^1, E_c^2 — коэффициенты продольного перемешивания по сплошной фазе;
- σ^2 — дисперсия распределения трассера;
- v — расход сплошной фазы, л/час;
- \mathcal{E} — расход дисперсной фазы, л/час;
- x_n — начальная концентрация бензойной кислоты в дисперсной фазе, г/л;
- x_k — конечная концентрация бензойной кислоты в дисперсной фазе, г/л;
- u_n — начальная концентрация бензойной кислоты в сплошной фазе, г/л;
- u_k — конечная концентрация бензойной кислоты в сплошной фазе, г/л.

1. Литературный обзор

Процесс экстракции включает две основные стадии – стадию смешения исходного раствора с экстрагентом и стадию расслоения гетерогенной смеси с последующей сепарацией и отбором фаз экстракта и рафината.

При рассмотрении конструкций экстракционных аппаратов мы ограничимся колонными аппаратами. Колонные экстракционные аппараты делят на колонны с подводом механической энергии и без подвода механической энергии. Такие аппараты могут работать с непрерывным, ступенчатым и комбинированным контактом взаимодействующих фаз.

1.1. Экстракционные колонны без подвода внешней энергии

1.1.1. Распылительные колонны

Простейшим типом экстракторов являются распылительные колонны (рис.1, а).

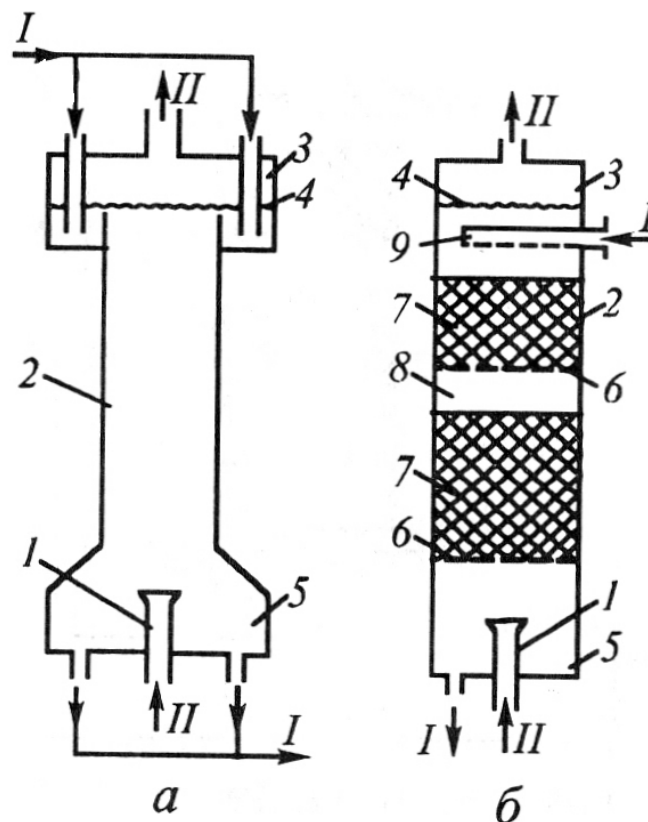


Рис.1. Экстракционные колонны без подвода внешней энергии:

а — распылительная колонна, б — насадочная колонна;
1 — диспергатор, 2 — рабочая зона, 3, 5 — концевые отстойники, 4 — поверхность (граница) раздела фаз, 6 — опорные решетки, 7 — слои насадки, 8 — безнасадочные промежутки, 9 — распределитель сплошной фазы;
I — тяжелая фаза, II — легкая фаза.

В полую вертикальную цилиндрическую колонну 2, заполненную сплошной фазой, с помощью диспергирующего устройства 1 распределяется (здесь — снизу) в виде капель дисперсная фаза. С другого конца (здесь — сверху) в колонну вводится сплошная фаза. В качестве диспергаторов обычно используют сопла и перфорированные распределители. Противоточное движение фаз обеспечивается силой тяжести, т.е. различием плотностей фаз. Образовавшиеся в диспергаторе капли проходят по колонне через сплошную фазу и коалесцируют в отстойной зоне 3 на поверхности раздела фаз 4; за пределами этой зоны находится сплошной слой дисперсной (здесь — легкой) фазы. В зависимости от того, какая фаза (тяжелая — ТФ или легкая — ЛФ) диспергируется, граница (поверхность) раздела фаз располагается в нижней или верхней части колонны. Наряду с отстойной зоной, где находится граница раздела фаз, экстракционная колонна обычно имеет также вторую сепарационную зону 5 (иногда также называемую отстойной) на выходе сплошной фазы — для предотвращения захвата ею капель дисперсной фазы.

В распылительной колонне поток дисперсной фазы движется преимущественно по центральной части поперечного сечения, что приводит к возникновению градиента плотности эмульсии по сечению и, как следствие, к образованию циркуляционного контура, охватывающего весь рабочий объем экстрактора. При этом структура потока сплошной фазы приближается к полному перемешиванию что приводит к низкой эффективности. При высокой удельной производительности (до $100 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$) [1] эффективность распылительных экстракторов обычно не превышает 1—2 теоретических ступеней [2], кроме того, распылительные колонны работают лишь при определенных соотношениях размеров рабочей зоны, концевых отстойниках и дис-

пергатора. Конструкция диспергатора также влияет на устойчивую работу этих экстракторов.

Существуют распылительные колонны с регулируемым диспергированием для работы с дисперсной, плотной и перемешиваемой плотной упаковкой капель. В работе [1] описана распылительная экстракционная колонна в которой при диаметре колонны 80 мм, длине рабочей зоны 1,66 м, суммарной жидкостной нагрузкой 15 число теоретических тарелок равнялось 4,93.

Усовершенствованные конструкции распылительных колонн снабжены поперечными перегородками, направляющими поток дисперсной фазы в чередующейся последовательности — от одной стенки к другой или от центра к стенке и обратно.

Благодаря устранению при этом циркуляции сплошной фазы и приближению течения фаз к противоточному эффективность таких колонн повышается, хотя полностью избежать поперечной неравномерности потока все же не удается.

1.1.2. Насадочные колонны

Снижение гидродинамических неоднородностей достигается также путем заполнения колонны насадкой (рис. 1, б). Насадочные экстракторы по простоте конструкции стоят вслед за распылительными. В рабочей зоне 2 экстрактора (область колонны между двумя концевыми сепарационными зонами) на опорных решетках 6 располагаются слои насадки 7. Материал насадки должен предпочтительно смачиваться сплошной фазой; в противном случае вместо потока капель дисперсной фазы может возникнуть пленочное ее течение по насадке, и поверхность контакта фаз будет ограничена геометрической поверхностью насадки.

Размещение насадки в виде отдельных слоев 7 с безнасадочными промежутками 8 между ними способствует уменьшению поперечной неравномерности в потоке сплошной фазы за счет выравнивания в этих промежутках потоков и концентраций вещества по сечению колонны. Снижение отрица-

тельного влияния продольного перемешивания наблюдается также при использовании эффективных конструкций диспергаторов (распылителей) 7, создающих равномерное первоначальное распределение дисперсной фазы по сечению колонны. Для этой же цели в экстракторе размещают распределители 9 сплошной, а также перераспределители дисперсной фаз.

Полочные экстракторы (Рис. 2.) тоже можно отнести к насадочным аппаратам.

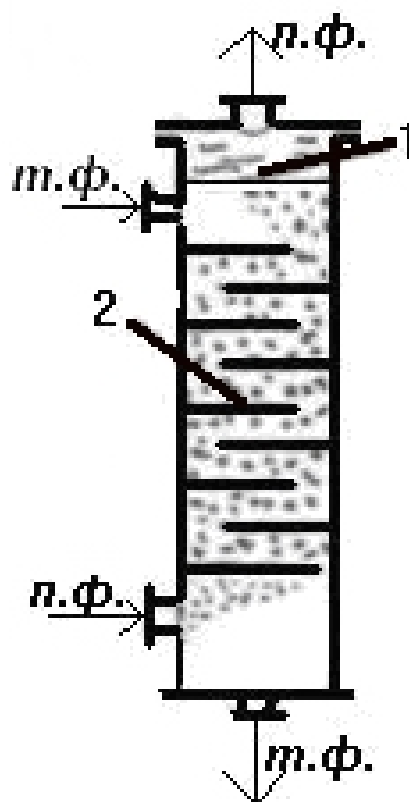


Рис. 2. Полочный колонный экстрактор:

1 — поверхность раздела фаз, 2 — сегментные полки; л.ф — легкая фаза, т.ф — тяжелая фаза.

Колонна имеет сегментные полки 2, секционирующие колонну по высоте с целью снижения обратного перемешивания.

Эффективность массообмена в насадочных экстракторах выше, чем в распылительных, однако, их удельная производительность ниже.

1.2. Экстракционные колонны с подводом внешней энергии

Общим для аппаратов данной группы является интенсификация массообмена путем подвода извне механической энергии. Интенсификация массопереноса достигается в основном благодаря росту поверхности контакта фаз из-за уменьшения размера капель.

1.2.1. Роторно-дисковый экстрактор (РДЭ)

Из различных вариантов колонн с вращающимися элементами наибольшее распространение нашли роторно-дисковые экстракторы (РДЭ) (рис. 3.).

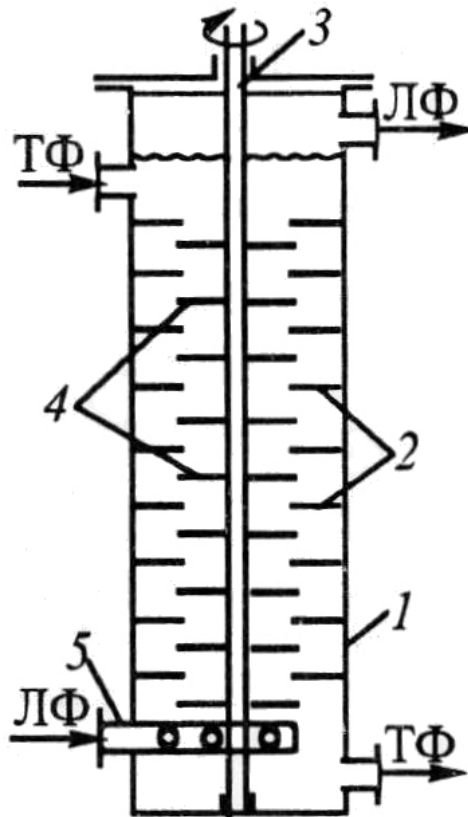


Рис. 3. Роторно-дисковый экстрактор (РДЭ):

1 — корпус, 2 — кольцевые перегородки, 3 — вал, 4 — диски, 5 — распределитель (барботер) дисперсной фазы

В этом экстракторе внутри цилиндрического корпуса 1 на равном расстоянии неподвижно установлены кольцевые перегородки 2. По оси колонны проходит вертикальный вал 3 с горизонтальными дисками 4 — ротор аппарата. Диски ротора обычно располагаются в середине секций, образованных двумя соседними кольцами 2. К рабочей зоне экстрактора сверху и снизу

примыкают отстойные (сепарационные) зоны, диаметр которых равен диаметру рабочей части (или больше его).

Дисперсная фаза через распределитель (обычно кольцевой барботер 5) подается с одного конца в рабочую зону колонны; с другого конца поступает сплошная фаза. Дисперсная фаза, двигаясь по колонне противотоком к сплошной, дробится вращающимися дисками ротора на мелкие капли и, пройдя через всю рабочую зону, коалесцирует на поверхности раздела фаз в соответствующей отстойной зоне.

Роторно-дисковая колонна фактически представляет собой каскад нечетко разделенных контактных ступеней, через которые противотоком движутся потоки рафината и экстракта в виде сплошной и дисперсной фаз. Интенсивное перемешивание дисками создает в каждой секции (ступени) режим, близкий к идеальному перемешиванию для сплошной фазы, так что аппарат может рассматриваться как каскад ячеек полного перемешивания (или идеальных ступеней), между которыми происходит циркуляционное обратное перемешивание. Интенсивность межсекционной циркуляции, вызванной работой вращающихся дисков, возрастает пропорционально доле свободного сечения секционирующих колец. Поэтому с уменьшением последней снижается и продольное перемешивание; однако при этом, естественно, снижается и производительность экстрактора.

В промышленности нашли применение как усовершенствованные конструкции РДЭ (многороторные экстракторы, колонна с асимметрично расположенным ротором), так и другие типы секционированных колонн, различающихся в основном устройством вращающихся элементов (открытые турбинные мешалки, лопастные капсулированные и др.). Эти колонны изготавливают до 3 м диаметром; высота их достигает 20 м [2](с ростом высоты заметно усложняется конструкция ротора).

1.2.2. Колонны с вращающимися мешалками использующие ступенчатый контакт фаз.

Снижение продольного перемешивания добиваются в аппаратах со ступенчатым контактом фаз, где зоны смешения и отстаивания чередуются [3]. Сюда относятся колонны: Шейбеля [4,5] (рис. 4, а) (диаметром до 1,2 м); Мак-Коннела [6] (рис. 4, б), где насосное действие мешалок используется для перекачивания тяжёлой фазы; колонна Шонеборна [6] (рис. 4, в) с капсулированными мешалками; Мишека [7] (рис. 4, г) с эксцентричным валом и дисками (на модели диаметром 0,5 м и высотой 2 м получена ВЭТС = 0,5 м).

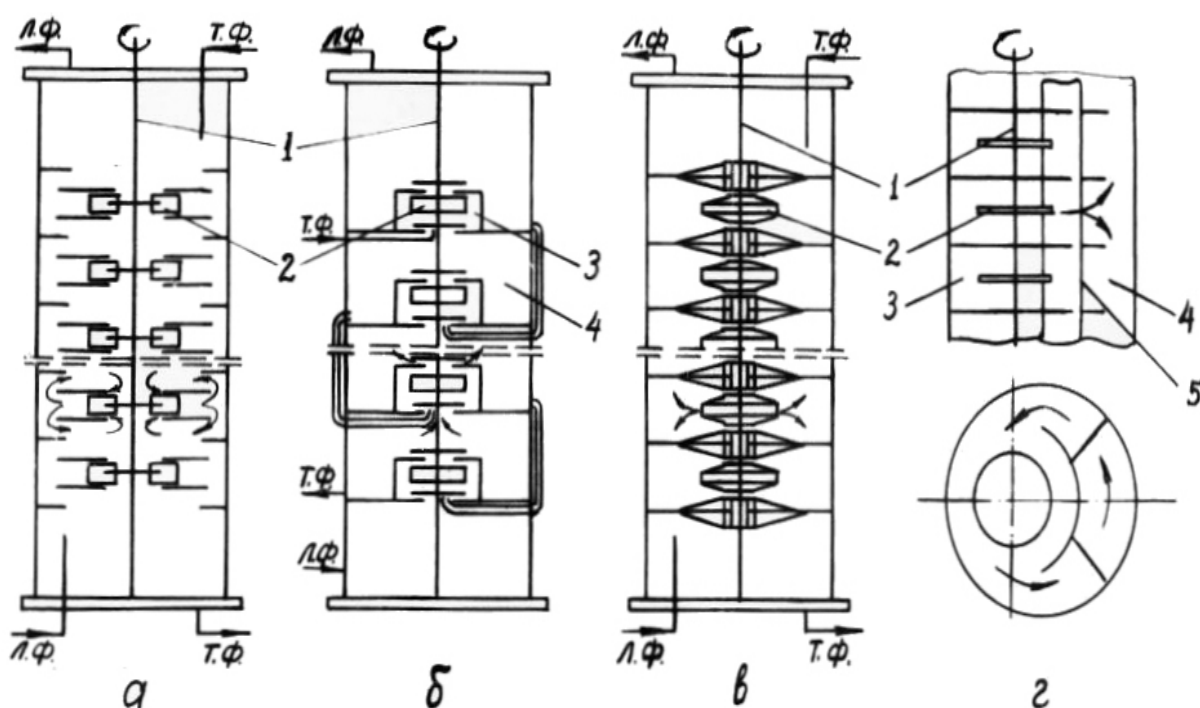


Рис. 4. Экстракционные колонны со ступенчатым контактом фаз: а — Шейбеля, б — Мак-Коннела, в — Шонеборна, г — Мишека; 1 — вал, 2 — мешалка, 3 — смесительная камера, 4 — отстойная камера, 5 — основная перегородка; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

В колонне Лейзебаха [8] (рис. 5, а) мешалка осуществляет принудительное движение жидкостей, а для улучшения коалесценции и расслаивания используется лабиринт и сетка (на модели диаметром 0,285 м при удельной производительности $12 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$ получена ВЭТС = $0,14 \div 0,2 \text{ м}$).

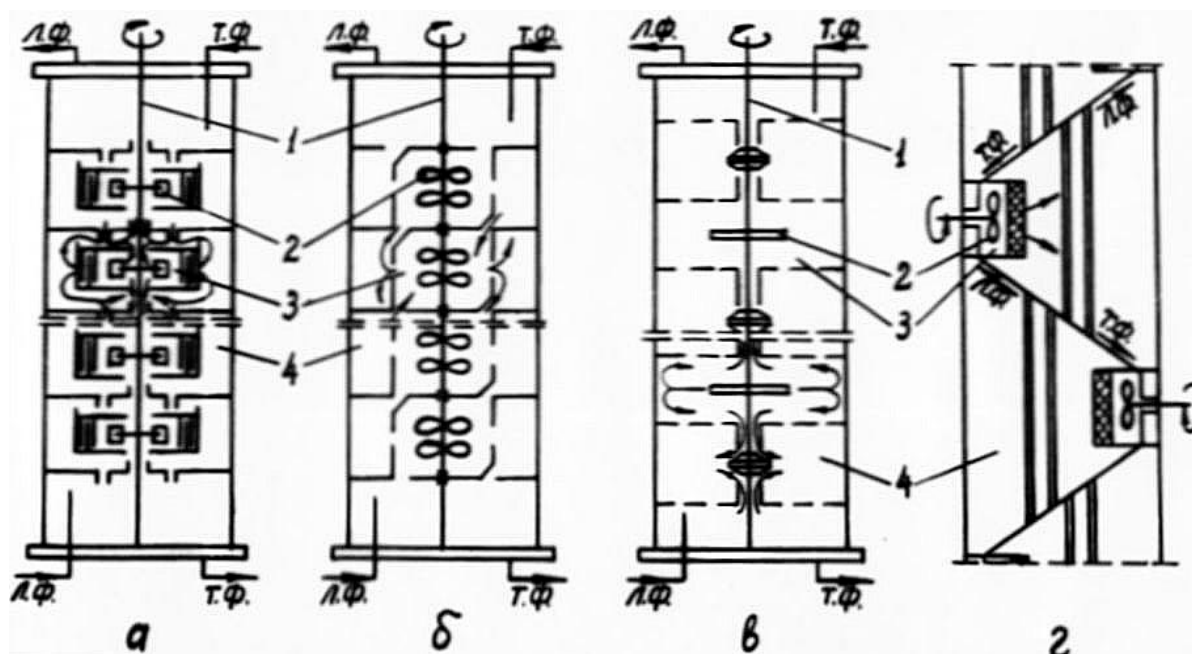


Рис. 5. Экстракционные колонны со ступенчатым контактом фаз:
 а — Лейзебаха, б — А. Ф. Галеева и др., в — Томаса и Холмса, г — Лоренса; 1 — вал, 2 — мешалка, 3 — смесительная камера, 4 — отстойная камера; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

В колонне А. Ф. Галеева, А. И. Гурьянова и Т. М. Михайлова [9] (рис. 5, б) в каждой смесительной зоне находятся две пропеллерные мешалки с противоположными углами атаки для встречного направления потоков лёгкой и тяжёлой фаз; в экстракторе Томаса и Холмса [10] (рис. 5, в), а также Тира [11] и Кропелина [12], улучшение расслаивания фаз достигается за счёт использования центробежных сил. В колонне Лоренса [13] (рис. 5, г) используют наклонные перегородки, разделяющие её на ступени. Каждая ступень колонны Лоренса имеет зону смешения со своим приводом и зону отстаивания. Расслаивающиеся фазы движутся вдоль наклонных перегородок к камерам смешения.

В колонне Хансона [14] (рис. 6) корпус прямоугольного сечения, в котором смесительные зоны расположены с противоположных сторон, а отстойные между ними. Правый и левый ряды смесительных камер имеют отдельные валы с мешалками.

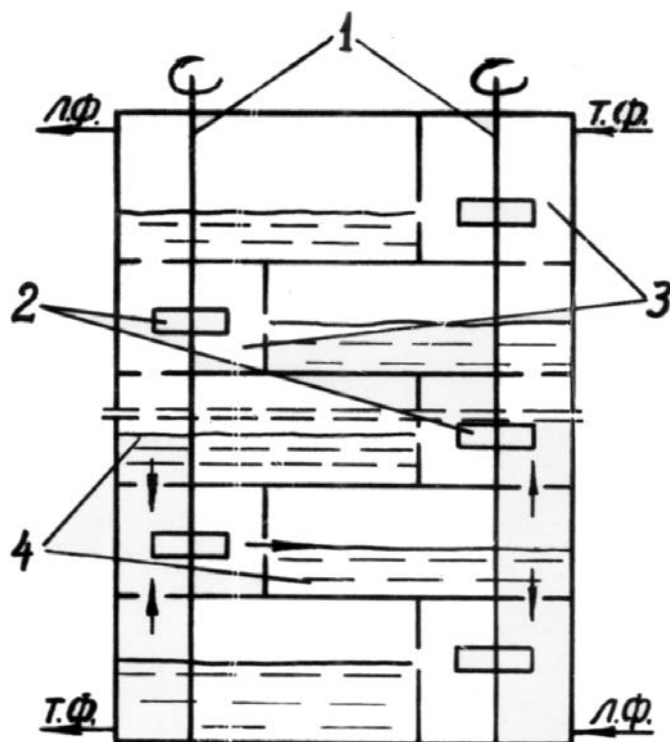


Рис.6. Колонна Хансона:

1 — вал, 2 — мешалка, 3 — смесительная камера, 4 — отстойная камера; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

Экстрактор Мехнера [15,16] состоит из двух колонн, соединённых трубопроводами. Все отстойные зоны расположены в одной колонне, разделённой горизонтальными перегородками, а смесительные зоны расположены в другой колонне меньшего диаметра.

Постоянство уровневой границы раздела фаз обеспечивается соответствующим расположением всасывающих насосных мешалок. Возможна рециркуляция одной из фаз каждой ступени. Недостатками аппарата являются громоздкость и наличие большого количества трубопроводов.

Экстрактор Трейбела [17] (рис. 7) представляет вертикальный смеситель-отстойник прямоугольного поперечного сечения, ступени которого отделены друг от друга горизонтальными листами с прорезями для прохода жидкостей.

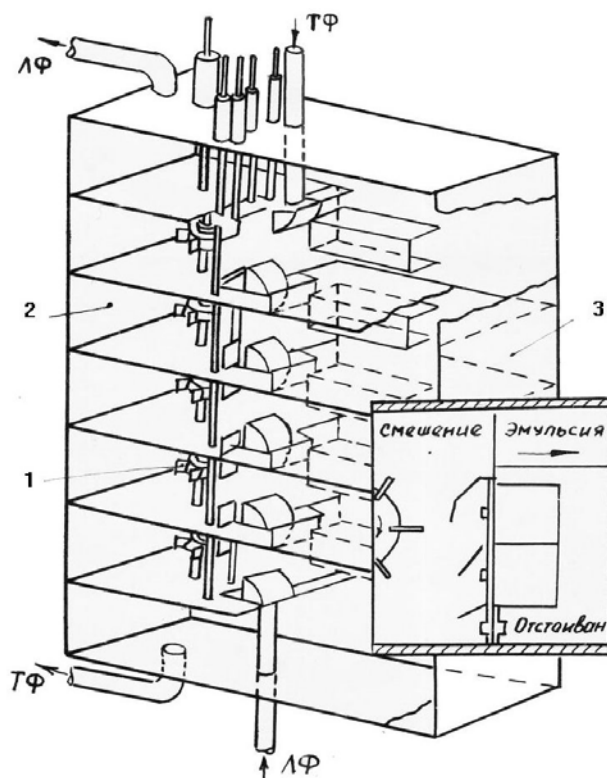


Рис. 7. Экстрактор Трейбела:

1 — вал с мешалками, 2 — смесительная камера, 3 — отстойная камера; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

Каждая ступень имеет смесительную и отстойные камеры, разделённые вертикальной стенкой и соединяющимся горизонтальным каналом, расположенным у одной из боковых стенок. В целом по аппарату движение фаз противоточное, а на каждой ступени — прямоточное, причём, каждая фаза из отстойной зоны из отстойной зоны в смесительную перетекает по своему криволинейному каналу. Жидкости перемешиваются открытыми шестилопастными турбинными мешалками, способствующими их перемешиванию. В каждой ступени предусмотрена регулируемая рециркуляция одной или обеих фаз. Для улучшения конечного расслаивания фаз отстойные зоны конечных ступеней несколько увеличены. Уровень межфазной поверхности регулируется заслонками, установленными на выходе жидкости из искривлённых каналов. Наибольшая достигнутая ВЭТС для лабораторной модели равна 0,12 м.

Достоин внимания секционный роторно-дисковый экстрактор с прямотоком фаз в секциях предложенный М. Я. Солнцевым [18] (Рис. 8) Корпус 1

аппарата имеет переменное сечение и разделён глухими перегородками на две секции. В перегородку 2 вмонтирован колпачковый гидрозатвор 3. В каждой секции имеются зоны смешения 4 и отстаивания 5. Перемешивание жидкостей осуществляется дисковыми мешалками 7, между которыми расположены неподвижные кольца 8. В каждой секции имеются боковые переливные каналы 11, вертикальные перегородки 9 и 10. Колонна имеет сливной гидрозатвор 12. Лёгкая фаза поступает снизу, а тяжёлая в нижнюю часть верхней секции, которая проходит снизу вверх вместе с легкой фазой. Затем в отстойнике тяжёлая фаза отделяется и поступает в нижнее сечение ниже-расположенной секции и т. д. Из колонны тяжёлая фаза отводится через сливной гидрозатвор 11.

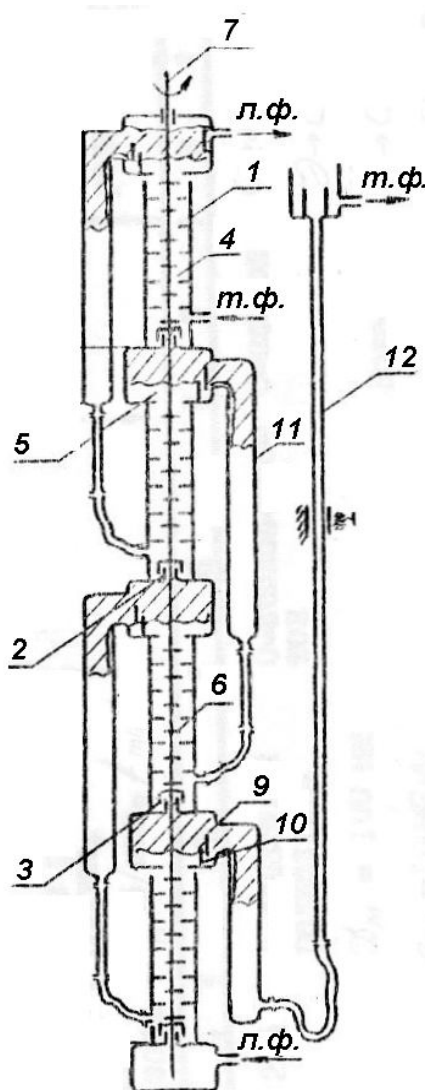


Рис. 8. Секционный роторно-дисковый экстрактор с прямотоком фаз в секциях.

1.2.3. Пульсационные экстракторы

В пульсационной колонне — насадочной (рис. 9, а) или с ситчатыми тарелками (рис. 9, б) на потоки жидкостей с помощью пневматического или поршневого пульсатора 2, находящегося вне экстрактора, накладывается возвратно-поступательное движение, обеспечивающее тонкое дробление капель и интенсивный контакт фаз.

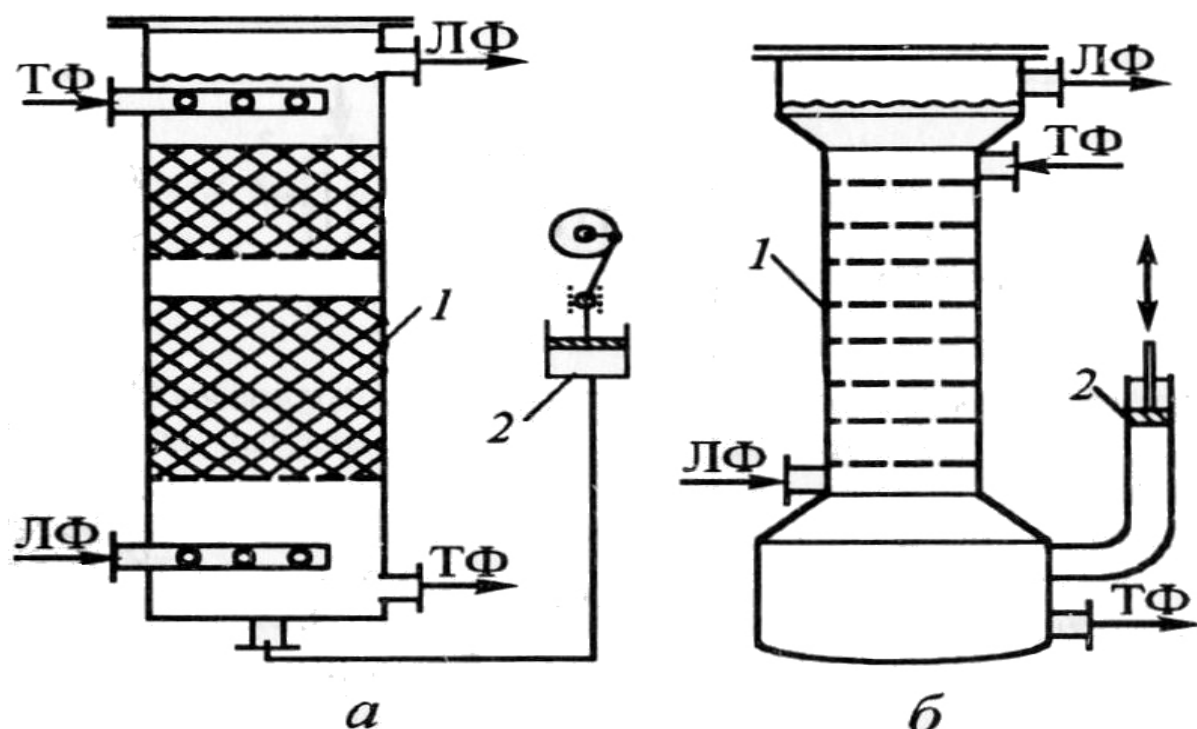


Рис. 9. Пульсационные колонны:

а — насадочная, б — ситчатая; 1 — колонна, 2 — пульсатор; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

В мировой практике применяются ситчатые пульсационные колонны диаметром до 3 м и насадочные диаметром до 2 м [2]. Отличительная особенность этих аппаратов — отсутствие движущихся внутренних деталей обуславливает специфические области их применения: когда требуется полная герметизация оборудования и недопустим контакт обслуживающего персонала с обрабатываемыми жидкостями (радиоактивные и ядовитые растворы). К недостаткам пульсационных колонн можно отнести динамические нагрузки на днище и высокие энергозатраты.

1.2.4. Колонны с вибрирующими перфорированными тарелками.

Наиболее прогрессивным типом колонных экстракторов с внешним подводом энергии на настоящий момент являются колонны с вибрирующими перфорированными тарелками (рис. 10).

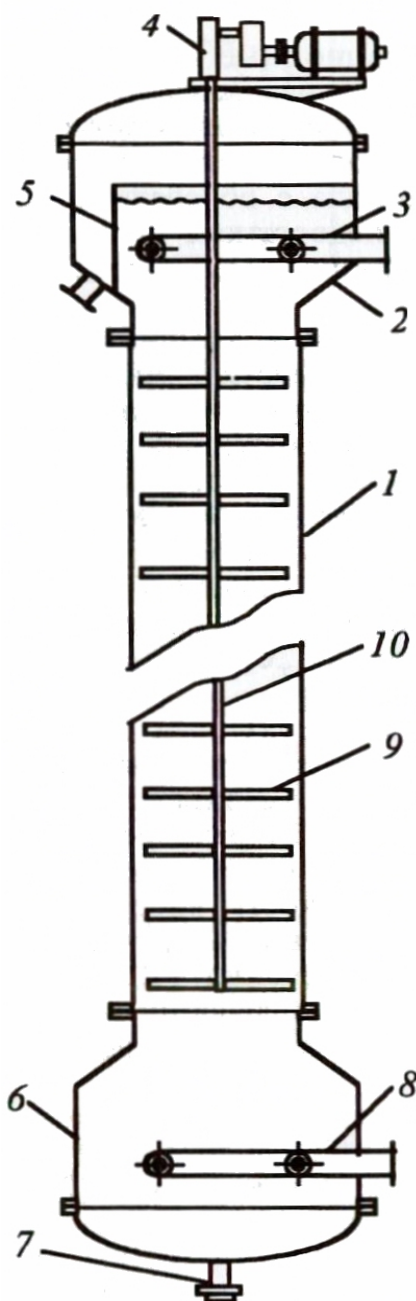


Рис.10. Колонна с вибрирующими тарелками:

1 — корпус, 2 — верхний отстойник, 3 — распределитель ТФ, 4 — привод с шатунно-кривошипным механизмом, 5 — перелив для вывода скоалесцировавшей легкой дисперсной фазы, 6 — нижний отстойник, 7 — вывод ТФ, 8 — распределитель ЛФ, 9 — перфорированные тарелки, 10 — штанга.

Они экономичнее пульсационных экстракторов по энергозатратам; в них в отличие от пульсационных аппаратов колебательное движение совершает пакет (или пакеты) перфорированных тарелок, а не столб жидкости. Если учесть, что в аппаратах промышленных размеров вес столба жидкости на порядок больше веса пакета тарелок, то станет очевидным, что инерционные нагрузки в вибрационном экстракторе значительно меньше, нежели в пульсационном. (Разработаны и применяются в промышленности более сложные конструкции пульсационных и вибрационных колонн с пониженными (компенсируемыми) инерционными нагрузками.)

Еще одно важное преимущество экстракторов с вибрирующими тарелками (по сравнению с остальными типами колонн с внешним подводом энергии) — сочетание высокой производительности и массообменной эффективности.

Производительность противоточных колонн лимитируется размером капель дисперсной фазы и свободным сечением секционирующих (поперечных) перегородок. При одинаковом размере капель производительность вибрационных экстракторов примерно вдвое превышает производительность колонн типа РДЭ. Секционирующие кольца занимают примерно половину сечения РДЭ; отсюда можно сделать вывод, что колеблющиеся в вертикальном направлении перфорированные тарелки в отличие от неподвижных не тормозят движение капель дисперсной фазы.

При равной эффективности механического перемешивания (одинаковом подводе внешней энергии) эффективный коэффициент продольного перемешивания в потоках фаз $E_{эф}$ практически одинаков в обоих типах колонн (РДЭ и виброэкстракторе). Однако при оценке влияния продольного перемешивания на эффективность массообменного процесса следует оперировать не самим коэффициентом $E_{эф}$, а его отношением к средней скорости потока соответствующей фазы. (Эти отношения можно рассматривать упрощенно как диффузионные добавки на продольное перемешивание в фазах в эффективную высоту единицы переноса.) В соответствии с изложенным выше степень

продольного перемешивания для вибрационного экстрактора примерно вдвое ниже, чем для колонны типа РДЭ того же диаметра. Именно поэтому наряду с высокой производительностью промышленные виброэкстракторы обладают также более высокой по сравнению с РДЭ массообменной эффективностью.

На рис. 10 изображен типичный колонный экстрактор с вибрирующими тарелками. Цилиндрический корпус 1 представляет собой рабочую зону. Она соединена с верхним отстойником 2, имеющим распределитель 3 тяжелой фазы (кольцевой барботер) и перелив 5 для вывода скоалесцировавшей легкой диспергируемой фазы. Нижняя часть экстрактора состоит из отстойника 6 со штуцером вывода тяжелой фазы 7 и распределителем легкой фазы 8. В рабочей зоне 1 размещён пакет (в промышленных аппаратах — пакеты) перфорированных тарелок 9, жестко закрепленных на штанге 10, которая соединена посредством шатунно-кривошипного механизма с приводом 4, обеспечивающим возвратно-поступательное (вверх-вниз) движение штанги с тарелками. Амплитуду колебаний регулируют изменением эксцентриситета кривошипа, частоту — изменением числа его оборотов.

Тарелки 9 могут иметь круглые (мелкие или крупные) либо прямоугольные отверстия. В последнем случае отверстия тарелок снабжены направляющими лопатками. Они создают наклонные каналы, проходя через которые, рабочие среды приобретают горизонтальную составляющую скорости движения. Возникающее при этом поперечное перемешивание снижает отрицательный эффект поперечной неравномерности, предотвращая уменьшение эффективности массообмена с ростом диаметра аппарата. Подобные тарелки применяются и в пульсационных экстракторах.

В отличие от ранее рассмотренных аппаратов эффективность массообмена в тарельчатых пульсационных экстракторах и в колоннах с вибрирующими тарелками с увеличением диаметра от 0,2—0,3 м до 1,5—2 м снижается незначительно.

В смесительно-отстойной колонне Лонга и Фенске [19] (рис.11) перемешивание осуществляют вибрирующие перфорированные тарелки, закреплённые на одной штанге.

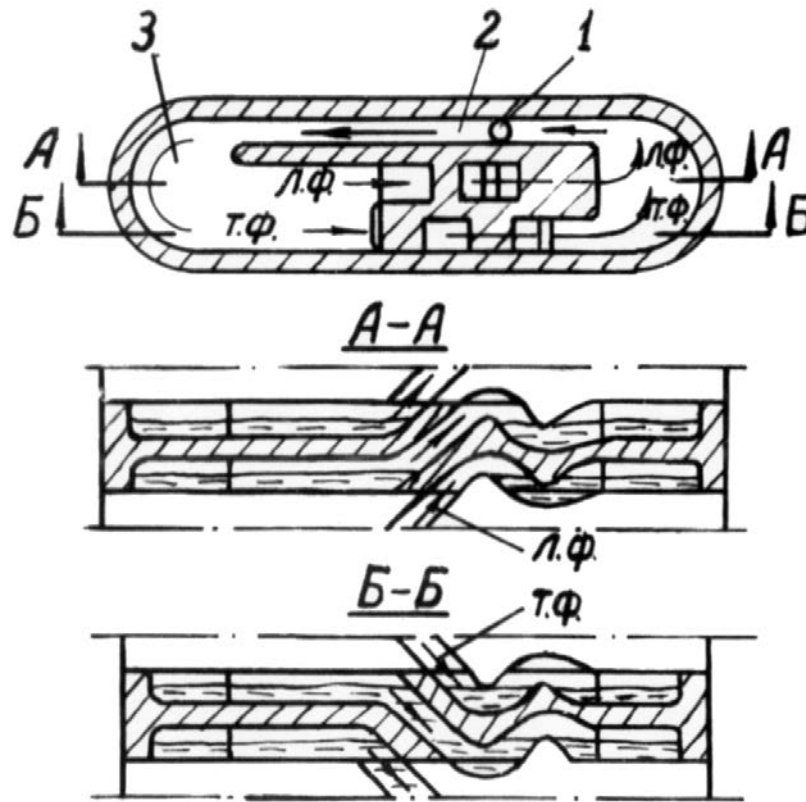


Рис.11. Экстрактор Лонга и Фенске:

1 — шток перфорированных тарелок, 2 — зона смешения, 3 — зона отстаивания; ЛФ — легкая фаза, ТФ — тяжелая фаза.

Движение фаз в каждой секции происходит прямотоком, по аппарату — противотоком; нужные направления движения жидкостей обеспечиваются гидрозатворами. В аппарате с $V_{\text{сум}}=170\text{л/час}$ и $V_{\text{л}}/V_{\text{т}} = 0,3 \div 3,0$ к.п.д. ступени составляет $95 \div 100\%$ [3], а в промышленном аппарате при $V_{\text{сум}}$ до $25\text{ м}^3/\text{час}$ достигнут к.п.д. ступени на уровне $60 \div 70\%$ [20].

Существует много других конструкций вертикальных экстракционных аппаратов колонного типа принципиально, однако, не отличающихся от рассмотренных.

Большое количество непрерывно появляющихся новых конструкций аппаратов показывает, что проблема разработки новых эффективных экстракторов продолжает оставаться актуальной.

Колонный экстрактор с перевернутым псевдооживленным слоем насадки разрабатываемый в данной работе исключает внешний подвод извне механической энергии на перемешивание фаз. Следовательно, данный аппарат исключает использование сальниковых уплотнений и обладает универсальностью, так как в зависимости от плотности фаз можно подбирать плавающую насадку необходимой плотности и формы.

2. Экспериментальные и теоретические исследования

2.1 Схема экспериментальной установки. Характеристика рабочей системы

На рис. 12 представлена принципиальная схема экспериментальной установки. Экстракционная колонна имела диаметр 105 мм, высоту рабочей зоны $H_{ячейки} = 275$ мм.

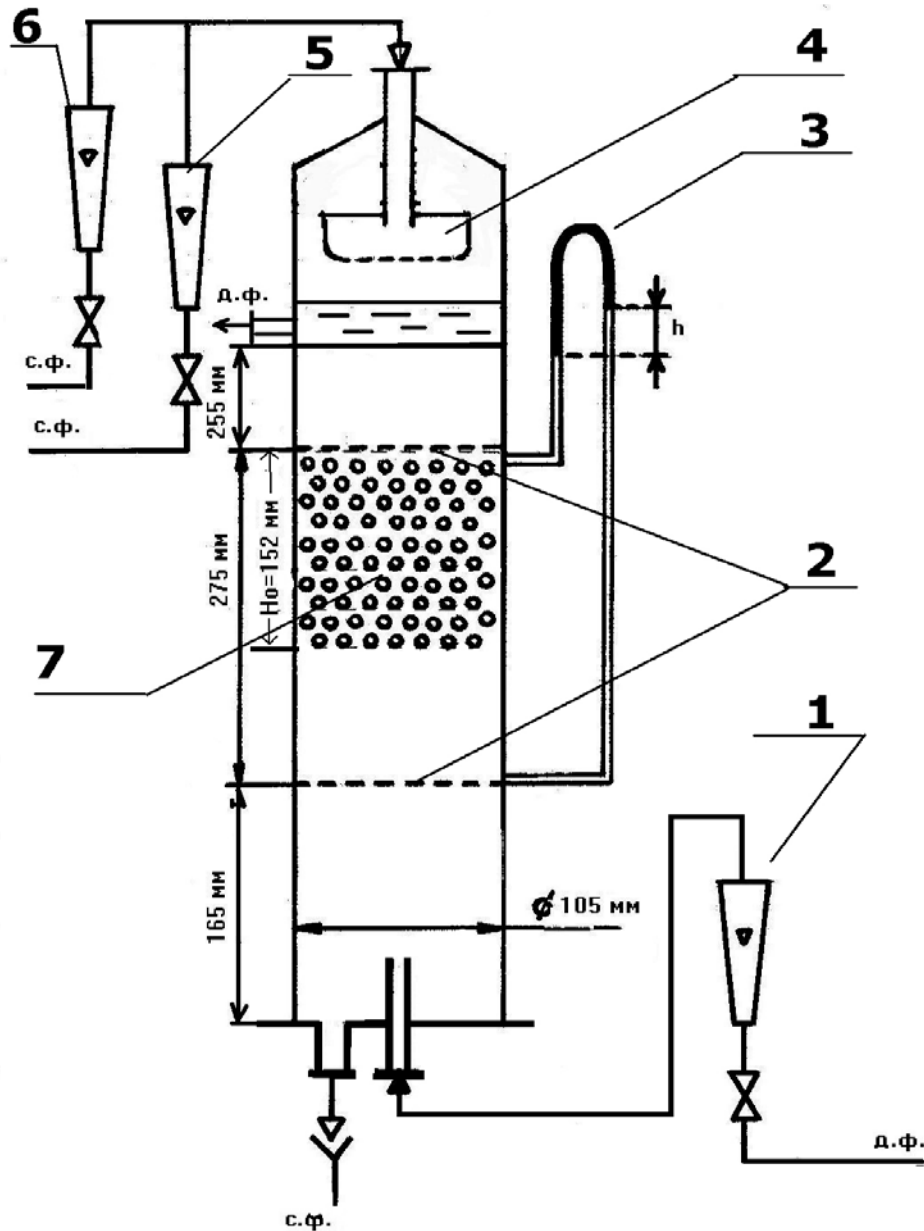


Рис. 12. Принципиальная схема экспериментальной установки:

1 — ротаметр для измерения расхода дисперсной фазы, 2 — ситчатые перегородки, 3 — дифманометр, 4 — распределитель сплошной фазы, 5 — рота-

метр №1 для измерения расхода сплошной фазы, 6 — ротаметр №2 для измерения расхода сплошной фазы, 7 — плавающая насадка; с.ф.— сплошная фаза, д.ф. — дисперсная фаза.

Высоту секции ограничивали двумя ситчатыми перегородками, имеющими свободное сечение $f_{св} = 0,95 \text{ м}^2/\text{м}^2$. На рисунке 12 колонна показана заполненная сплошной фазой (водой). Поэтому насадка скапливалась в виде неподвижного слоя высотой $H_0 = 152 \text{ мм}$, так как плотность насадки $\rho_n = 924 \text{ кг/м}^3$ меньше плотности воды.

Во время опытов на системе вода (с.ф.) – насадка варьировали расход воды, замеряли высоту слоя насадки и перепад давления в секции дифманометром, заполненным керосином (плотность керосина $\rho_k = 791 \text{ кг/м}^3$).

Для обеспечения равномерного распределения сплошной фазы колонна была оборудована распределителем. Расход воды определяли по показаниям отторированного ротаметра.

Для увеличения диапазона расходов воды использовали параллельно два ротаметра: ротаметр №1 (для маленьких расходов сплошной фазы) и ротаметр №2 (для больших расходов сплошной фазы). Градуировка ротаметров приведена в таблице 1.

Таблица 1. Градуировка ротаметров.

Деления шкалы, %	Показания ротаметров, л/час	
	ротаметр №1	ротаметр №2
0	111,40	200,20
10	142,80	250,20
20	173,90	
30	219,90	
40	252,00	267,20
50	301,70	
60	333,90	
70	384,30	
80		
90		495,00
100		597,48

Эксперименты проводили для диапазона удельной жидкостной нагрузки сплошной фазы $Q_c = 14,4 - 72 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$.

Плотности и вязкости фаз при экспериментах следующие:

сплошная фаза (вода) – $\rho_c = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$;

дисперсная фаза (керосин) $\rho_d = 794 \text{ кг}/\text{м}^3$;

насадка – полиэтилен марки ПЭВД – $\rho_n = 918 - 930 \text{ кг}/\text{м}^3$ (в расчётах принята $(\rho_n)_{\text{ср}} = 924 \text{ кг}/\text{м}^3$);

вязкость сплошной фазы (воды) – $\mu_c = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$;

вязкость дисперсной фазы (керосина) – $\mu_d = 1,79 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$;

Межфазное натяжение определяли прибором представляющим видоизменённую пипетку Донована-Гурвича: $\sigma_m = 29,47 \text{ дин}/\text{см}$.

Насадка представляла собой гранулы цилиндрической формы. Для определения эквивалентного диаметра насадки проведено измерение диаметра (d_n) и высоты (h_n) для значительного числа отобранных образцов. В таблице 2 приведены измеренные размеры d_n и h_n выбранной пробы насадки.

Таблица 2. Диаметр (d_n) и высота (h_n) цилиндрической насадки.

$d_n \times 10^2 \text{ м}$	$h_n \times 10^2 \text{ м}$	$d_n \times 10^2 \text{ м}$	$h_n \times 10^2 \text{ м}$	$d_n \times 10^2 \text{ м}$	$h_n \times 10^2 \text{ м}$
0,390	0,390	0,430	0,275	0,400	0,280
0,380	0,300	0,390	0,245	0,370	0,285
0,445	0,270	0,380	0,280	0,380	0,295
0,435	0,270	0,440	0,240	0,430	0,280
0,430	0,275	0,440	0,285	0,380	0,270
0,375	0,265	0,450	0,300	0,425	0,305
0,430	0,265	0,440	0,290	0,440	0,255
0,400	0,270	0,380	0,290	0,430	0,295
0,430	0,295	0,380	0,250	0,390	0,270
0,425	0,290	0,430	0,260	0,430	0,260
0,455	0,280	0,355	0,295	0,415	0,300
0,450	0,285	0,435	0,270	0,440	0,295
0,380	0,270	0,395	0,290	0,465	0,270
0,430	0,265	0,430	0,260	0,430	0,270
0,390	0,280	0,425	0,310	0,420	0,280
0,376	0,290	0,370	0,285	0,425	0,295
0,455	0,280	0,435	0,280	0,420	0,280
0,376	0,290	0,400	0,235	0,425	0,285

0,430	0,265	0,400	0,295	0,465	0,250
0,390	0,270	0,380	0,270	0,380	0,270
0,425	0,290	0,425	0,270	0,400	0,295
0,455	0,280	0,380	0,270	0,380	0,270
0,450	0,285	0,415	0,300	0,370	0,285
0,375	0,275	0,390	0,250	0,390	0,280
0,455	0,280	0,420	0,250	0,430	0,255
0,440	0,290	0,440	0,280	0,425	0,280
0,376	0,290	0,465	0,280	0,425	0,270
0,430	0,265	0,430	0,280	0,430	0,295
0,380	0,300	0,430	0,285	0,400	0,280
0,445	0,270	0,430	0,285	0,420	0,270
0,435	0,270	0,400	0,285	0,390	0,280
0,390	0,280	0,440	0,300	0,380	0,285
0,410	0,275	0,400	0,270	среднее значение	
				0,414	0,279

Для определения эквивалентного диаметра насадки используем известную [21] методику:

$$d_{\text{экв}} = \frac{4v_{\text{св}}}{F_{\text{бок}}} \quad (1)$$

где $v_{\text{св}}$ – свободный объём насадки, м³;

$F_{\text{бок}}$ – боковая поверхность всех частиц насадки, м²,

при этом $F_{\text{бок}} = N \cdot f_{\text{бок}}$, (2)

где N - число элементов насадки;

$f_{\text{бок}}$ – боковая поверхность элементов насадки, равная (для цилиндрической формы)

$$f_{\text{бок}} = 2 \cdot \pi \cdot d_n^2 / 4 + \pi \cdot d_n \cdot h_n; \quad (3)$$

тогда число элементов насадки в объёме неподвижного слоя равно:

$$N = \frac{4V(1 - \varepsilon_0)}{\pi h_n d_n^2} \quad (4)$$

где $\varepsilon_0 = 0,37 \text{ м}^3/\text{м}^3$ – экспериментально определённая порозность неподвижного слоя насадки ;

V – объём неподвижного слоя насадки, м^3 .

В итоге:

$$F_{\text{бок}} = Nf_{\text{бок}} = \frac{4V(1-\varepsilon_0)}{dh_n} \left(\frac{2\pi d_n^2}{4} + \pi d_n h_n \right) = \frac{4\pi(1-\varepsilon_0)}{d_n h_n} \left(\frac{d_n}{2} + h_n \right) \quad (5)$$

и

$$d_{\text{экв}} = \frac{4v_{\text{св}}}{F_{\text{бок}}} = \left[\frac{1}{d_n/2h_n + 1} \right] \frac{\varepsilon_0}{(1-\varepsilon_0)} d_n \quad (6)$$

где $\frac{1}{\left[\frac{d_n}{2h_n} + 1 \right]}$ – фактор формы данной насадки ϕ . (7)

В итоге имеем :

$$\phi = \frac{1}{\left[\frac{d_n}{2h_n} + 1 \right]} = \frac{1}{\left[\frac{0,41 \cdot 10^{-2}}{2 \cdot 0,279 \cdot 10^{-2}} + 1 \right]} = 0,576 \quad (8)$$

и

$$d_{\text{экв}} = \phi \frac{\varepsilon_0}{(1-\varepsilon_0)} d_n = 0,576 \cdot \frac{0,37}{(1-0,37)} 0,41 \cdot 10^{-2} = 1,39 \cdot 10^{-3} \text{ м} \quad (9)$$

При этом средний разброс по величине $d_n = -12,3\% \div +12,3\%$, а по $h_n = -13,9\% \div +13,9\%$.

2.2 Гидравлические характеристики перевёрнутого псевдооживленного слоя.

Как было сказано выше, при исследовании системы с.ф. – твёрдая насадка были проведены замеры сопротивления секции экстрактора и расширения слоя насадки. Было выявлено три режима работы секции: неподвижный слой, примыкающий к верхней ограничительной сетки; переход неподвижного слоя в псевдооживленное состояние и при определённом расходе сплошной фазы образование неподвижного зернистого слоя на нижней ограничительной сетке. Графически эти три режима представлены на рис. 13.

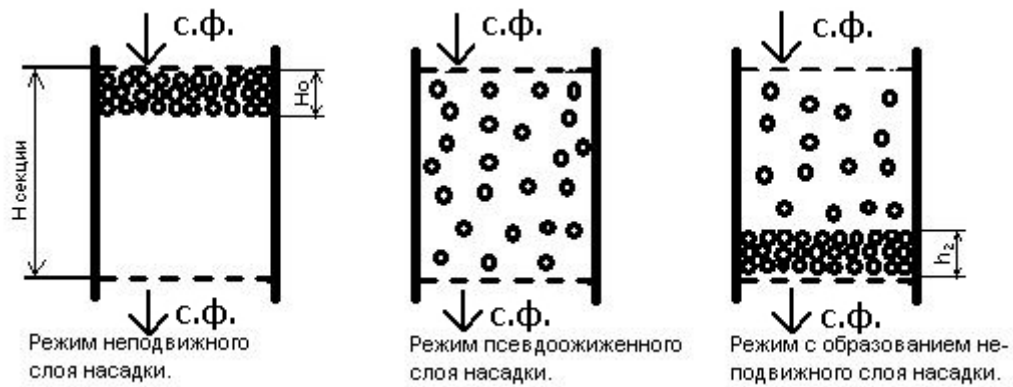


Рис. 13. Графическое представление режимов в секции экстрактора с плавающей насадкой: с.ф. — сплошная фаза.

Исходные данные по исследованию гидравлического сопротивления секции экстрактора с плавающей насадкой сведены в таблицу 3.

В таблице 3 и 4 представлена сводка опытных данных по гидравлическому сопротивлению ступени экстрактора $\Delta p = f(W)$ и $\Delta p/H = f(W)$ а также рассчитанные порозности ε и режимов движения сплошной фазы через слой насадки.

При этом гидравлическое сопротивление секции связано с показаниями дифманометра., как

$$\frac{\Delta p}{\rho_k g} = \Delta h, \quad (10)$$

откуда

$$\Delta p = \rho_k \Delta h = 791 \cdot 9.81 \cdot \Delta h = 7759 \cdot \Delta h \text{ (Па)}, \quad (11)$$

где показания дифманометра Δh в [м].

Исходя из известного соотношения [21] для расчёта расширения псевдооживленного слоя в аппаратах постоянного поперечного сечения

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \quad (12)$$

были рассчитаны значения порозности в псевдооживленном слое плавающей насадки, как

$$\varepsilon = 1 - \frac{H_0}{H} (1 - \varepsilon_0) \quad (13)$$

где H – опытное значение высоты слоя насадки (табл.3).

Таблица 3 Гидравлическое сопротивление ступени экстрактора. Исходные данные: высота неподвижного слоя насадки $H_0 = 15,2 \cdot 10^{-2}$ м; порозность $\varepsilon_0 = 0,37 \text{ м}^3/\text{м}^3$; внутренний диаметр колонны $d_k = 0,105$ м.

№ п/п	Высота слоя псевдооживленной насадки $H \cdot 10^2$, м (при $H_0 = 15,2$ см и $\varepsilon_0 = 0,37 \text{ м}^3/\text{м}^3$)		Расход сплошной фазы (воды) v		Фиктивная скорость сплошной фазы W , м/с	Показания дифманометра $\Delta h \cdot 10^3$, м	Гидравлическое сопротивление ступени экстрактора Δp , Па
	$h_1 \cdot 10^2$ м	$h_2 \cdot 10^2$ м	v , л/час	$v \cdot 10^5$, м ³ /с			
1	15,5		110	3,05556	0,00353	14	108
2	15,6		111,3	3,09167	0,00357	19	147
3	15,5		140	3,88889	0,00449	19	147
4	15,9		143	3,97222	0,00459	24	186
5	16,2		174	4,83333	0,00558	27	200
6	15,8		175	4,86111	0,00561	21	162
7	18,2		208	5,77778	0,00667	25	193
8	16,5		215	5,97222	0,00690	24	186
9	16,8		220	6,11111	0,00706	26	201
10	20,5		238	6,61111	0,00763	25	193
11	18,5		245	6,80556	0,00786	25	193
12	17,5		252	7,00000	0,00808	27	209
13	18,5		254	7,05556	0,00815	25	193
14	21		255	7,08333	0,00818	25	193
15	19		257	7,13889	0,00824	26	201
16	21,3		258	7,16667	0,00828	25	193
17	17,7		275	7,63889	0,00882	27	209
18	22		290	8,05556	0,00930	26	201
19	18,7		302	8,38889	0,00969	32	248
20	24,5		325	9,02778	0,01043	27	209
21	19,8		328	9,11111	0,01052	25	193
22	19		334	9,27778	0,01071	32	248
23	25		343	9,52778	0,01100	26	201
24	24,5		347	9,63889	0,01113	27	209
25	21		361	10,02778	0,01158	26	201
26	25,5		370	10,27778	0,01187	26	201
27	26	0,5	375	10,41667	0,01203	38	294
28	19,5		384	10,66667	0,01232	32	248
29	25		390	10,83333	0,01251	35	271
30	23		397,5	11,04167	0,01275	25	193
31	23,3		408	11,33333	0,01309	29	225
32	27,5		408	11,33333	0,01309	53	411
33	24	3	414	11,50000	0,01328	73	566

34	23,5	3	418	11,61111	0,01341	70	543
35	24		431	11,97222	0,01383	25	194
36	24	3,5	475	13,19444	0,01524	93	721
37	22	4	533	14,80556	0,01710	127	985
38	22,5	4,5	540	15,00000	0,01732	139	1078
39	27,5	4 _{верх} 5,5 _{низ}	550	15,27778	0,01764	155	1202
40	26	2	597	16,58333	0,01915	91	706

Для опытов №27, 33, 35, 36, 38 – 40, 42 в которых наблюдалось создание слоя насадки на нижней ограничительной сетки, величину ε рассчитывали из материального баланса по твёрдой фазе в секции экстрактора:

$$v_0(1-\varepsilon_0) = v^I(1-\varepsilon) + v_0^I(1-\varepsilon_0) \quad (14)$$

где $v_0(1-\varepsilon_0)$ – общий объём насадки в секции;

v^I – объём псевдооживленного слоя с порозностью ε ;

v_0^I – объём слоя на нижней ограничивающей сетке.

В результате имеем:

$$(v_0 - v_0^I)(1-\varepsilon_0) = v^I(1-\varepsilon). \quad (15)$$

Где

$$v_0 = H_0 F; v_0^I = h_2 F; v^I = (H_{сек} - h_2) F, \quad (16)$$

откуда

$$(H_0 - h_2)(1-\varepsilon_0) = (H_{сек} - h_2)(1-\varepsilon) \quad (17)$$

и

$$\varepsilon = 1 - \frac{(H_0 - h_2)}{(H_{сек} - h_2)}(1 - \varepsilon_0) \quad (18)$$

Режим течения сплошной фазы в секции экстрактора оценивали величиной критерия Рейнольдса:

$$Re_c = \frac{Wd_{\text{экв}}}{\varepsilon\nu_c}, \quad (19)$$

где W фиктивная скорость сплошной фазы (м/с);

ν_c – кинематическая вязкость сплошной фазы; $\nu_c = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

По данным таблицы 4 построены экспериментальные зависимости $\Delta p = f(W)$ и $\Delta p = f(Re_c)$ (рис. 3.2.2).

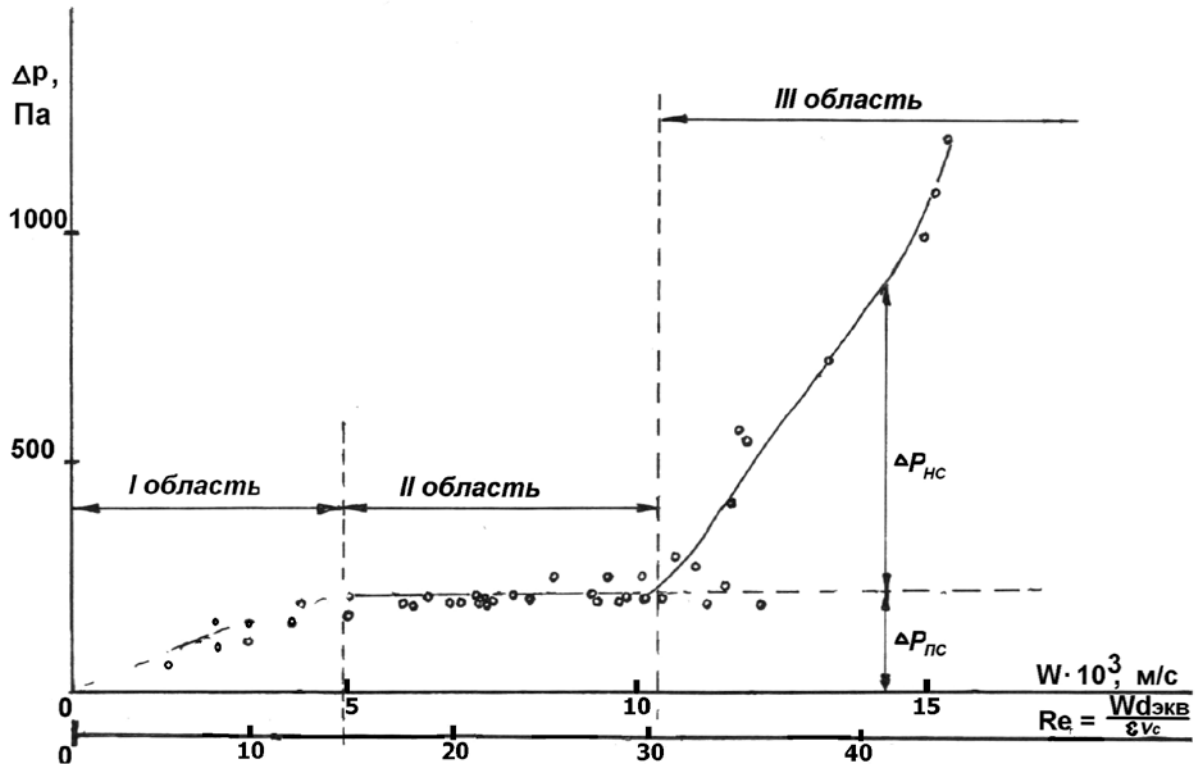


Рис. 14. Экспериментальные зависимости $\Delta p = f(W)$ и $\Delta p = f(Re_c)$:

I область — неподвижный зернистый слой, II область — псевдооживленный слой, III область — образование неподвижного прижатого слоя насадки;

° - экспериментальные точки.

Таблица 4. Обобщённые данные по гидравлическому сопротивлению секции экстрактора.

№п/п	$W \cdot 10^3, \text{ м/с}$	$\Delta p, \text{ па}$	$\Delta p / H_{\text{секц}}, \text{ Па/м}$	порозность $\varepsilon, \text{ м}^3/\text{м}^3$	критерий Re_c
1	2	3	4	5	6
1	3,53	108	395,0	0,382	12,8
2	3,57	147	536,1	0,386	12,9
3	4,49	147	536,1	0,382	16,3
4	4,59	186	677,1	0,398	16,0
5	5,58	209	761,8	0,409	19,0
6	5,61	162	592,5	0,394	19,8

7	6,67	194	705,4	0,474	19,6
8	6,90	186	677,1	0,420	22,8
9	7,06	201	733,6	0,430	22,8
10	7,63	194	705,4	0,533	19,9
11	7,86	194	705,4	0,482	22,6
12	8,08	209	761,8	0,453	24,8
13	8,15	194	705,4	0,482	23,5
14	8,18	194	705,4	0,544	20,9
15	8,24	201	733,6	0,496	23,1
16	8,28	194	705,4	0,550	20,9
17	8,82	209	761,8	0,459	26,7
18	9,30	201	733,6	0,565	22,9
19	9,69	248	902,9	0,488	27,6
20	10,43	209	761,8	0,609	23,8
21	10,52	194	705,4	0,516	28,3
22	10,71	248	902,9	0,496	30,0
23	11,00	201	733,6	0,617	24,8
24	11,13	209	761,8	0,609	25,4
25	11,58	201	733,6	0,544*	29,6
26	11,87	201	733,6	0,624	26,4
27	12,03	294	1072,2	0,632	26,5
28	12,32	248	902,9	0,509	33,6
29	12,51	271	987,5	0,617	28,2
30	12,75	194	705,4	0,584	30,4
31	13,09	225	818,2	0,589	30,9
32	13,09	411	1495,4	0,652	27,9
33	13,28	566	2059,7	0,634*	29,1
34	13,41	543	1975,0	0,625*	29,8
35	13,83	194	705,4	0,601	32,0
36	15,24	721	2624,0	0,640*	33,1
37	17,10	985	3583,2	0,608*	39,1
38	17,32	1078	3921,8	0,626*	38,5
39	17,64	1202	4373,3	----	18,9

40	19,15	706	2567,5	0,654*	40,7

* Режимы с образованием неподвижного слоя насадки на нижней сетки секции экстрактора.

В I области ($W = 0 \div 6 \cdot 10^{-3}$ м/с и $Re = 0 \div 14$) наблюдается рост Δp с ростом скорости сплошной фазы, что характерно для неподвижного зернистого слоя. Отсутствие пика давления на зависимости $\Delta p = f(W)$, видимо,

объясняется меньшей силой сцепления между частицами насадки, к тому же отделённых прослойкой сплошной фазы. Это отсутствует в системах твёрдое – газ.

Во II области ($W = 5 \div 11 \cdot 10^{-3}$ м/с и $Re = 14 \div 31$) $\Delta p = \text{const}$, что характерно для псевдооживленного слоя.

В III области ($W > 11 \cdot 10^{-3}$ м/с и $Re > 31$) наблюдается резкий рост гидравлического сопротивления секции экстрактора. Это объясняется, в первую очередь, образованием неподвижного зернистого слоя на нижней ограничительной сетке. В этом случае сопротивление секции экстрактора

$$\Delta p = \Delta p_{nc} + \Delta p_{нс}, \quad (20)$$

где Δp_{nc} и $\Delta p_{нс}$ соответственно сопротивление псевдооживленного слоя насадки и сопротивление образовавшегося неподвижного слоя насадки.

2.2.1. Описание кривой псевдооживления в области псевдооживленного слоя насадки

Для описания экспериментальной кривой (Рис.14) необходимо обобщение опытных данных $\frac{\Delta p}{H} = f(W)$ для области псевдооживления. Отмечается [22] что истинная сила тяжести в псевдооживленном слое равна весу твёрдых частиц за вычетом выталкивающей силы в суспензии. Выталкивающая сила в большей степени зависит от плотности суспензии $\rho_{сусн}$, чем от плотности оживляющего агента. Так как вертикальный градиент гидравлического давления в суспензии определяется её плотностью. Это положение получило экспериментальное подтверждение [22].

Для нашего случая, когда $\rho_T < \rho_в$, вероятно, справедлив следующий баланс сил в псевдооживленном слое:

$$\Delta p F = \rho_в g (H_{секц} - H) F + \rho_в g H F \varepsilon + \rho_T g H F (1 - \varepsilon) - \rho_в g H F (1 - \varepsilon) - R_T N \quad (21)$$

где $R_T N$ - гидравлическое сопротивление частиц ПС;

$\rho_в g (H_{секц} - H) F$ - сила тяжести воды под слоем ПС;

$\rho_6 g H F \varepsilon$ - сила тяжести воды в слое ПС;

$\rho_T g H F (1 - \varepsilon)$ - сила тяжести частиц;

$\rho_6 g H F (1 - \varepsilon)$ - выталкивающая, Архимедова сила;

$$R_r = \xi \frac{\pi d_{\text{экв}}^2}{4} \left[\frac{W}{\varepsilon} \right]^2 \frac{\rho_6}{2} - \text{сила гидравлического сопротивления одной частицы.} \quad (22)$$

$$N = \frac{H F (1 - \varepsilon)}{\frac{\pi d_{\text{экв}}^3}{6}} = \frac{6 H F (1 - \varepsilon)}{\pi d_{\text{экв}}^3} - \text{число частиц в ПС.} \quad (23)$$

$$R_r N = \xi \frac{\pi d_{\text{экв}}^2}{4} \left[\frac{W}{\varepsilon} \right]^2 \frac{\rho_6}{2} \frac{6 H F (1 - \varepsilon)}{\pi d_{\text{экв}}^3} = \frac{3}{4} \xi \left[\frac{W}{\varepsilon} \right]^2 \frac{\rho_6 (1 - \varepsilon)}{d_{\text{экв}}} H F \quad (24)$$

В итоге имеем:

$$\Delta p_{\text{нс}} = \rho_6 g (H_{\text{сек}} + H(\varepsilon - 1)) + (\rho_T - \rho_6) g H (1 - \varepsilon) - \frac{3}{4} \xi_{\Sigma} \left[\frac{W}{\varepsilon} \right]^2 \frac{\rho_6 (1 - \varepsilon)}{d_{\text{экв}}} H, \quad (25)$$

где $\rho_T = 924 \text{ кг/м}^3$

В уравнении (25) ξ_{Σ} – суммарное гидравлическое сопротивление частиц ПС, которое неизвестно. Для его определения составили расчётную таблицу 5.

Таблица 5. Расчёт величины суммарного гидравлического сопротивления частиц ПС.

№п/п по табл 4.	$\Delta p, \text{Па}$	$W \cdot 10^3, \text{м/с}$	$h_T \cdot 10^2 \text{м}$	$\varepsilon, \text{м}^3/\text{м}^3$	$\rho_6 g [H_{\text{сек}} + H(\varepsilon - 1)]$	$(\rho_m - \rho_6) g H (1 - \varepsilon)$	$-3/4 (W/\varepsilon)^2 \rho_6 (1 - \varepsilon) / d_{\text{экв}} H / \xi_{\Sigma}$
5	209	5,58	16	0,409	1758,34	-71,39	-9,62
6	162	5,61	16	0,394	1758,34	-71,39	-10,49
7	193	6,67	18	0,474	1758,34	-71,39	-10,25
8	186	6,90	17	0,420	1758,34	-71,39	-13,96
9	201	7,06	17	0,430	1758,34	-71,39	-13,92
10	194	7,63	21	0,533	1758,34	-71,39	-10,61
11	194	7,86	19	0,482	1758,34	-71,39	-13,72
12	209	8,08	18	0,453	1758,34	-71,39	-16,47
13	194	8,15	19	0,482	1758,34	-71,39	-14,74
14	194	8,18	21	0,544	1758,34	-71,39	-11,68
15	201	8,24	19	0,496	1758,34	-71,39	-14,28
16	194	8,28	21	0,550	1758,34	-71,39	-11,68
17	209	8,82	18	0,459	1758,34	-71,39	-19,09

18	202	9,30	22	0,565	1758,34	-71,39	-14,02
19	248,29	9,69	19	0,488	1758,34	-71,39	-20,37
20	209,49	10,43	25	0,609	1758,34	-71,39	-15,14
21	193,98	10,52	20	0,516	1758,34	-71,39	-21,45
22	248,29	10,71	19	0,496	1758,34	-71,39	-24,11
23	201,73	11,00	25	0,617	1758,34	-71,39	-16,43
24	209,49	11,13	25	0,609	1758,34	-71,39	-17,25
25	201,73	11,58	21	0,544	1759,20	-71,33	-23,36
26	201,73	11,87	26	0,624	1758,34	-71,39	-18,67
27	294,84	12,03	26	0,632	1758,34	-71,39	-18,74
28	248,29	12,32	20	0,509	1758,34	-71,39	-30,27
29	271,57	12,51	25	0,617	1758,34	-71,39	-21,25
30	193,98	12,75	23	0,584	1758,34	-71,39	-24,66
32	411,23	13,09	28	0,652	1758,34	-71,39	-20,84
33	566,41	13,28	24	0,634	1836,04	-65,49	-20,80
34	543,13	13,41	24	0,625	1833,41	-65,69	-21,88

По уравнению (25) и данным таблицы 5 определены опытные суммарные значения коэффициентов лобового сопротивления частиц в псевдооживленном слое.

Эти значения ξ_{Σ} представлены в таблице 6 в виде зависимости от критерия Рейнольдса.

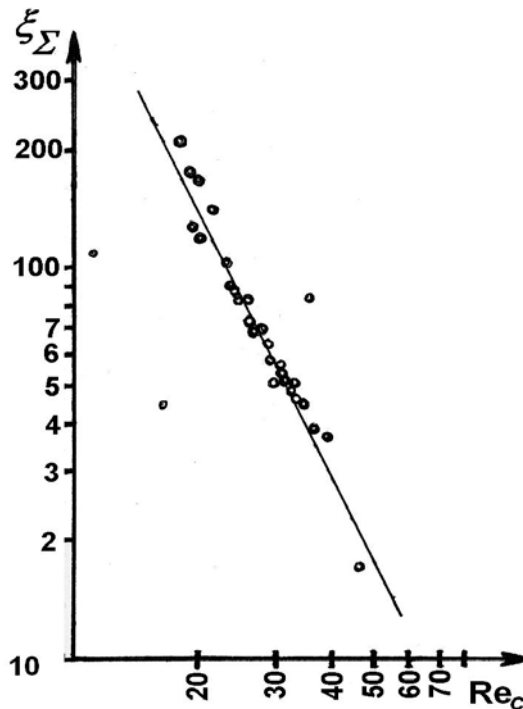


Рис. 15. Зависимость $\xi_{\Sigma} = f(Re_c)$.

Из данных на рис. 15 видно, что опытные точки удовлетворительно расположились в координатах $lg \xi_{\Sigma} - Re_c$ около одной прямой.

Полученная зависимость $\xi_{\Sigma} - Re_c$ описывается эмпирической формулой:

$$\xi_{\Sigma} = \frac{3,9 \cdot 10^4}{Re_c^{1,9}} \quad (26)$$

Сравнение опытных и рассчитанных по формуле (26) значений представлено в таблице 6 и на рис.16.

Таблица 6. Экспериментальные значения ξ_{Σ} и сравнение их с расчётными

№п/п	$\xi_{\Sigma\text{опыт}}$	Re_c	$\xi_{\Sigma\text{расч}}$	№п/п	$\xi_{\Sigma\text{опыт}}$	Re_c	$\xi_{\Sigma\text{расч}}$
5	153,5	19,0	145,4	20	97,6	23,8	94,6
6	145,2	19,8	134,0	21	69,6	28,3	67,9
7	145,7	19,6	137,1	22	59,7	30,0	60,8
8	107,5	22,8	102,2	23	90,4	24,8	87,5
9	106,7	22,8	102,4	24	85,6	25,4	83,5
10	140,8	19,9	132,6	25	63,6	29,6	62,6
11	108,8	22,6	103,9	26	79,6	26,4	77,5
12	89,7	24,8	87,3	27	74,3	26,5	77,2
13	101,3	23,5	97,0	28	47,5	33,6	49,0
14	127,8	20,9	121,0	29	66,6	28,2	68,5
15	104,0	23,1	100,0	30	60,5	30,4	59,5
16	127,8	20,9	121,0	31	57,3	30,9	57,6
17	77,4	26,7	75,9	32	61,2	27,9	69,8
18	105,9	22,9	101,7	33	57,9	29,1	64,4
19	70,6	27,6	71,3	34	56,0	29,8	61,6

Видно, что расхождение подавляющего числа опытных и рассчитанных по формуле (26) значений ξ_{Σ} не превышает $\pm 10\%$.

Закономерно, что с ростом Re уменьшается ξ_{Σ} , так как происходит расширение псевдооживленного слоя (увеличивается порозность), снижается вероятность столкновений частиц друг с другом. Аналогичное падение коэффициента лобового сопротивления с ростом Re наблюдается при осаждении (вита-нии) одиночных частиц [23].

Значительные абсолютные значения ξ_{Σ} , видимо объясняется тем, что в опытах определяем суммарное гидравлическое сопротивление ступени экстрактора.

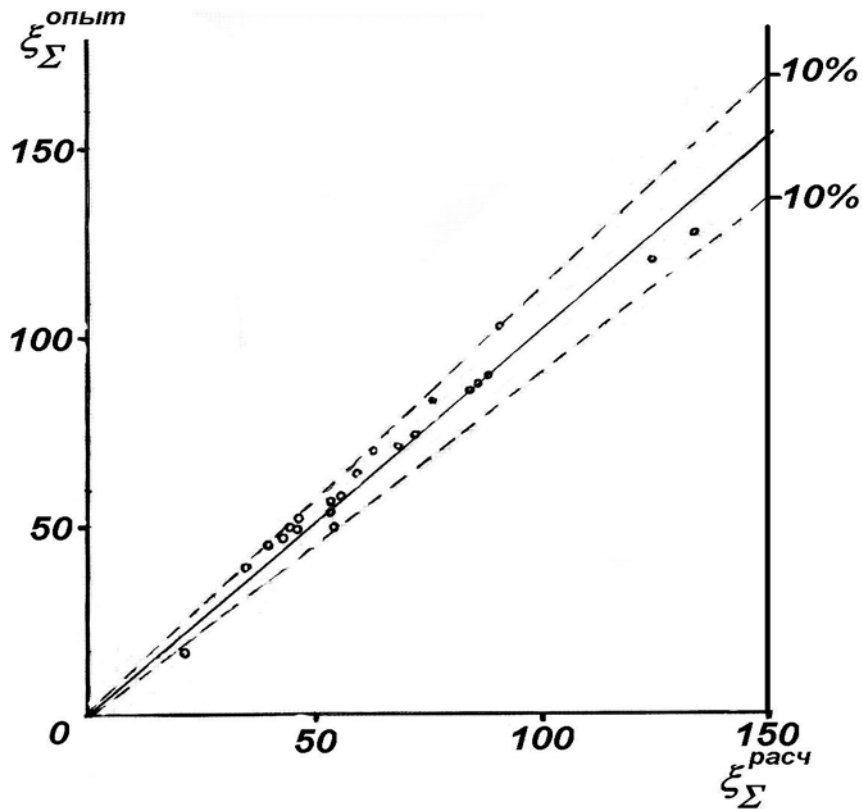


Рис. 16. Сравнение $\xi_{\Sigma}^{опыт}$ и рассчитанных по формуле 26.

В таблице 7 сопоставлены опытные и рассчитанные по уравнению (25) величины гидравлического сопротивления ступени экстрактора.

Таблица 7. Сравнение опытных и расчётных значений Δp ступени экстрактора в режиме псевдооживления насадки.

№п/п по табл. 4	Δp , Па	$\rho_B g [H_{сск} + H(\epsilon - 1)]$	$(\rho_T - \rho_B) g H (1 - \epsilon)$	$-3/4 (W/\epsilon)^2 \rho_B ((1 - \epsilon)/d_3) H \cdot \xi_{\Sigma}$	$\Delta p_{расч}$, Па
5	209	1758,3	-71,4	-1398,9	288
6	162	1758,3	-71,4	-1405,9	288
7	194	1758,3	-71,4	-1404,2	282
8	186	1758,3	-71,4	-1426,1	260
9	201	1758,3	-71,4	-1425,9	261
10	194	1758,3	-71,4	-1406,6	280
11	194	1758,3	-71,4	-1424,8	262
12	209	1758,3	-71,4	-1437,9	249

13	194	1758,3	-71,4	-1430,0	257
14	194	1758,3	-71,4	-1413,5	273
15	201	1758,3	-71,4	-1427,7	259
16	194	1758,3	-71,4	-1413,5	273
17	209	1758,3	-71,4	-1448,6	238
18	201	1758,3	-71,4	-1426,4	260
19	248	1758,3	-71,4	-1453,3	233
20	209	1758,3	-71,4	-1431,9	255
21	194	1758,3	-71,4	-1457,1	229
22	248	1758,3	-71,4	-1465,6	221
23	201	1758,3	-71,4	-1437,8	249
24	209	1758,3	-71,4	-1441,3	245
25	201	1759,2	-71,3	-1462,0	225
26	201	1758,3	-71,4	-1447,0	240
27	294	1758,3	-71,4	-1447,2	239
28	248	1758,3	-71,4	-1482,4	204
29	271	1758,3	-71,4	-1456,4	230
30	194	1758,3	-71,4	-1467,3	219
31	225	1758,3	-71,4	-1469,8	217
32	411	1758,3	-71,4	-1454,9	232
33	566	1836,0	-65,5	-1340,3	430
34	543	1833,4	-65,7	-1347,5	420

На рис. 17 показаны результаты расчёта гидравлического сопротивления секции экстрактора в режиме псевдооживления.

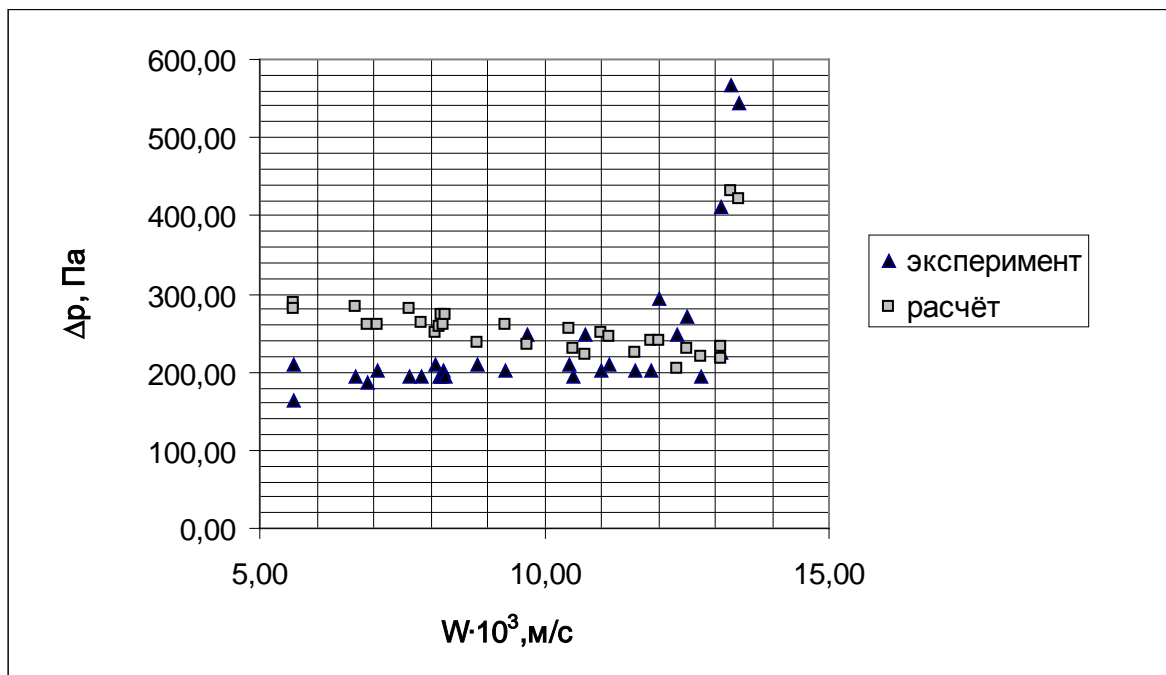


Рис. 17. Сравнение Δp_{nc} опытных и рассчитанных по формуле 25.

2.2.2. Сопротивление подвешенного неподвижного зернистого слоя

Согласно [21] переход неподвижного слоя в псевдооживленный происходит при режиме, когда

$$\left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc} = \left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc} \cdot \quad (27)$$

В этом случае определяется скорость начала псевдооживления. Для обычного неподвижного слоя $\left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc}$ описывается уравнением Эргуна [21]

$$\left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc} = 150 \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \left[\frac{\mu W}{d^2} \right] + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \left[\frac{\rho W^2}{d} \right] \quad , \quad (28)$$

причём первое слагаемое характеризует вклад ламинарной составляющей в общее сопротивление, второе – вклад турбулентной составляющей.

Мы провели оценку $\left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc}$ для наших условий при фиктивных скоростях $W \cdot 10^3 = 1 \div 4$ м/с:

Таблица 8. Расчет гидравлического сопротивления подвешенного неподвижного зернистого слоя по формуле Эргуна (27).

$W=1 \cdot 10^3$ м/с	$A = 150 \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \left[\frac{\mu W}{d^2} \right]$	$B = 1,75 \frac{(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \left[\frac{\rho W^2}{d} \right]$	Δp_{nc} , Па
1,00	558,7	15,1	87,2
2,00	1117,4	60,2	178,9
3,00	1676,2	135,4	273,8
4,00	2234,9	240,2	376,2

Видно, что, во-первых, режим течения для этих скоростей – ламинарный ($A \gg B$); во – вторых, константы уравнения Эргуна (150 и 175) не соответствуют применяемой нами плавающей насадки и поэтому приводят к завышенным результатам.

Отметим также что вклад в общее гидравлическое сопротивление зоны, заполненной водой ($H_{сек} - H_0$) весьма незначителен и им можно пренебречь. Так для этой зоны

$$\Delta p = \lambda \frac{(H_{сек} - H_0) W^2}{d} \frac{\rho}{2} \quad (29)$$

где критерий Рейнольдса $Re_c = \frac{Wd\rho}{\mu} = \frac{4 \cdot 10^{-3} \cdot 0.105 \cdot 1000}{10^{-3}} = 420 < 2320$ – ламинарный режим;

$$\lambda = \frac{64}{Re_c} = 0,16. \quad (30)$$

Поэтому

$$\Delta p = 0,16 \frac{(0,275 - 0,152)(4 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 1000}{2 \cdot 0,105} = 1,49 \cdot 10^{-3} \text{ Па}. \quad (31)$$

Для описания гидравлического сопротивления подвешенного неподвижного слоя мы использовали уравнение

$$\Delta p = \frac{64}{Re_c} \cdot \frac{\varphi H_0}{d_{экр}} \left(\frac{W}{\varepsilon_0} \right)^2 \frac{\rho}{2} = \frac{64 \varepsilon_0 \mu}{W d_{экр} \rho} \cdot \frac{\varphi H_0}{d_{экр}} \cdot \frac{W^2}{\varepsilon_0^2} \cdot \frac{\rho}{2}, \quad (32)$$

$$\text{т.е. } \Delta p = \frac{64 \varphi H_0}{2 \varepsilon_0} \left[\frac{W \mu}{d_{экр}} \right] = C \frac{W \mu}{d_{экр}^2} H_0 \quad (33)$$

По данным опытов по гидравлическому сопротивлению подвешенного неподвижного слоя (табл. 5) определили константу C в уравнении (35) $C = 465$

$$\text{т.е. } \Delta p_{нс} = 465 \frac{W \mu}{d_{экр}^2} H_0 \quad (34)$$

результаты расчёта по формуле (3.3.5) представлены ниже:

Таблица 8. Расчет гидравлического сопротивления подвешенного неподвижного зернистого слоя по формуле (34).

$W \cdot 10^3$	Δp_{nc} , Па
1,00	36,5
2,00	73,2
3,00	109,7
4,00	146,3
5,00	182,9
6,00	219,4
7,00	256,1
8,00	292,6
9,00	329,2

По данным табл.8 на рис. 18 видно удовлетворительное согласие эксперимента с расчётом по формуле (34).

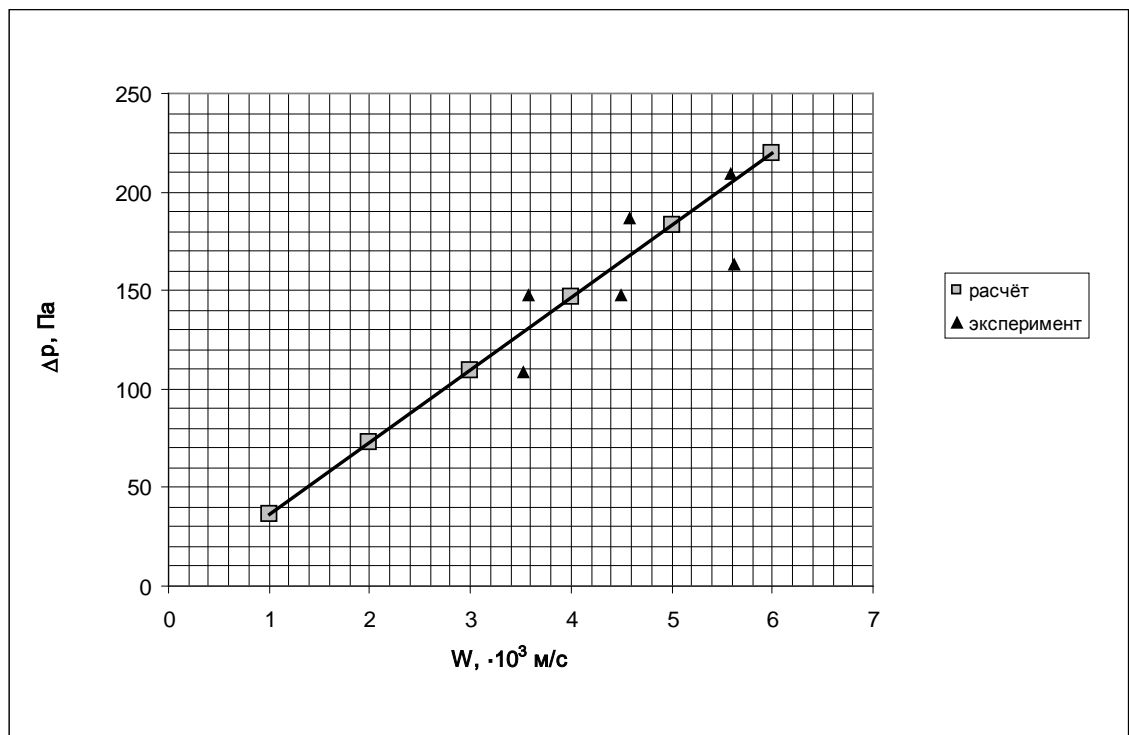


Рис. 18. Сравнение Δp_{nc} опытных и рассчитанных по формуле 34.

2.2.3. Скорость начала псевдооживления подвешенного неподвижного зернистого слоя

В точке перехода неподвижного слоя в подвижное состояние полагается [21] что

$$\left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc} = \left(\frac{\Delta p}{H}\right)_{nc} \quad (35)$$

В случае неподвижного слоя выше получено:

$$\left(\frac{\Delta p}{H_0}\right)_{nc} = 465 \frac{W\mu}{d_{\text{экв}}^2} \quad (36)$$

Для псевдооживленного слоя

$$\left(\frac{\Delta p}{H_0}\right)_{nc} = \rho_6 g \left[\frac{H_{\text{секк}}}{H_0} - 1 + \varepsilon_0 \right] + (\rho_T - \rho_6) g (1 - \varepsilon_0) - \frac{3}{4} \xi_{\Sigma} \left(\frac{W}{\varepsilon_0} \right)^2 \rho \frac{(1 - \varepsilon_0)}{d_{\text{экв}}}, \quad (37)$$

учитывая незначительное гидравлическое сопротивление слоя воды под слоем, уравнение (37) можно упростить (принять $H_{\text{секк}} = H_0$):

$$\left(\frac{\Delta p}{H_0}\right)_{nc} = \rho_6 g \varepsilon_0 + \Delta \rho g (1 - \varepsilon_0) - \frac{3}{4} \xi_{\Sigma} \left(\frac{W}{\varepsilon_0} \right)^2 \rho_6 \frac{(1 - \varepsilon_0)}{d_{\text{экв}}} \quad (38)$$

Приравниваем уравнения (36) и (38) и помножаем каждое слагаемое на комплекс $\left[\frac{d_{\text{экв}}^3}{\rho v^2} \right]$

тогда:

$$465 \left[\frac{W\mu}{d_{\text{экв}}^2} \cdot \frac{d_{\text{экв}}^3}{\rho_6 v^2} \right] = \left[\frac{\rho_6 g d_{\text{экв}}^3}{\rho v^2} \right] \varepsilon_0 + \frac{\Delta \rho g d_{\text{экв}}^3}{\rho v^2} (1 - \varepsilon_0) - \frac{3}{4} \xi_{\Sigma} \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^2} \left[\frac{\rho_6 W^2 d_{\text{экв}}^3}{\rho_6 v^2} \right] \quad (39)$$

В данном уравнении можно увидеть:

$$\text{Re}_c = \frac{W d_{\text{экв}}}{v} \quad \text{критерий Рейнольдса} \quad (40)$$

$$\text{Ga} = \frac{g d_{\text{экв}}^3}{v^2} \quad \text{критерий Галилея} \quad (41)$$

$$\text{Ar} = \frac{g d_{\text{экв}}^3 \Delta \rho}{v^2 \rho} \quad \text{критерий Архимеда.} \quad (42)$$

В результате имеем критериальную зависимость

$$465 \text{Re}_c = \text{Ga} \varepsilon_0 - \text{Ar} (1 - \varepsilon_0) - \frac{3}{4} \xi_{\Sigma} \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^2} \text{Re}_c^2 \quad (43)$$

Мы выяснили, что суммарный коэффициент гидравлического сопротивления частиц в псевдооживленном слое $\xi_{\Sigma} \sim \text{Re}_c^{1,8}$. Однако в момент нача-

ла псевдооживления наблюдается послыйный переход насадки в псевдооживленное состояние. В связи с этим неизвестна величина ξ для начала псевдооживления. Из данных на рис. 3.2.2 и табл. 4 видно, что для данной насадки заметное псевдооживление наблюдается при $Re_c \approx 14$

$$\text{При значении критерия Галилея } Ga = \frac{gd^3_{\text{экс}}}{\nu^2} = \frac{9,81(1,39 \cdot 10^{-3})^3}{10^{-12}} = 26345, \quad (44)$$

$$\text{критерий Архимеда } Ar = \frac{gd^3_{\text{экс}}\Delta\rho}{\nu^2\rho} = \frac{9,81(1,39 \cdot 10^{-3})^3(1000 - 924)}{10^{-12} \cdot 1000} = 2002 \quad (45)$$

и

$$\xi = \frac{c}{Re_c^{1.8}} \quad (46)$$

имеем

$$465Re_c = 26345\varepsilon_0 - 2002(1 - \varepsilon_0) - \frac{3}{4}c \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^2} Re_c^{0.2} \quad (47)$$

$$\text{или } Re_c = 20,94 - 2,71 - 0,0027 \cdot c \cdot Re_c^{0.2} \quad (48)$$

при $Re_c \sim 16$ имеем $c = 0,37$. Таким образом $\xi_\Sigma = \frac{0,37}{Re_c^{1.8}}$ - для условий начала

режима псевдооживления, и расчётная формула имеет вид:

$$Re_c + 0,0027 Re_c^{0.2} = 18,22 \quad (49)$$

Которая решается методом последовательного приближения (табл.9):

Таблица 9. Расчет Re_c для начала псевдооживления.

Re_c	$Re_c + 0,0027Re_c^{0.2}$
6	6,004
8	8,004
10	10,004
12	12,004
17	17,005
18	18,005
18,22	18,225

В результате искомое значение Re_c для начала псевдооживления равно $Re_c = 18,2$.

2.2.4. Расширение псевдооживленного слоя

Расширение псевдооживленного слоя характеризуется значением порозности $\varepsilon > \varepsilon_0 = 0,37 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Из данных таблицы 4 построена экспериментальная зависимость $\varepsilon = f(W)$, где W рабочая скорость, причем $W' < W < W''$, где W' - скорость начала псевдооживления, а W'' - скорость, при которой начинает образовываться прижатый к нижней ограничительной сетке неподвижный слой зернистого материала. Как видно из данных на рис. 14 существование псевдооживленного слоя наблюдалось в диапазоне $W' = 0,005 \text{ м/с}$ до $W = 0,011 \text{ м/с}$. Таким образом, рабочее число псевдооживления для наших размеров секции экстрактора $W = W''/W' \approx 2,0$.

Представление экспериментальных значений ε от W показано на рисунке 19, описывается эмпирическим соотношением :

$$\varepsilon = 10,4 \cdot (W_{\text{раб}})^{0,67} \quad (50)$$

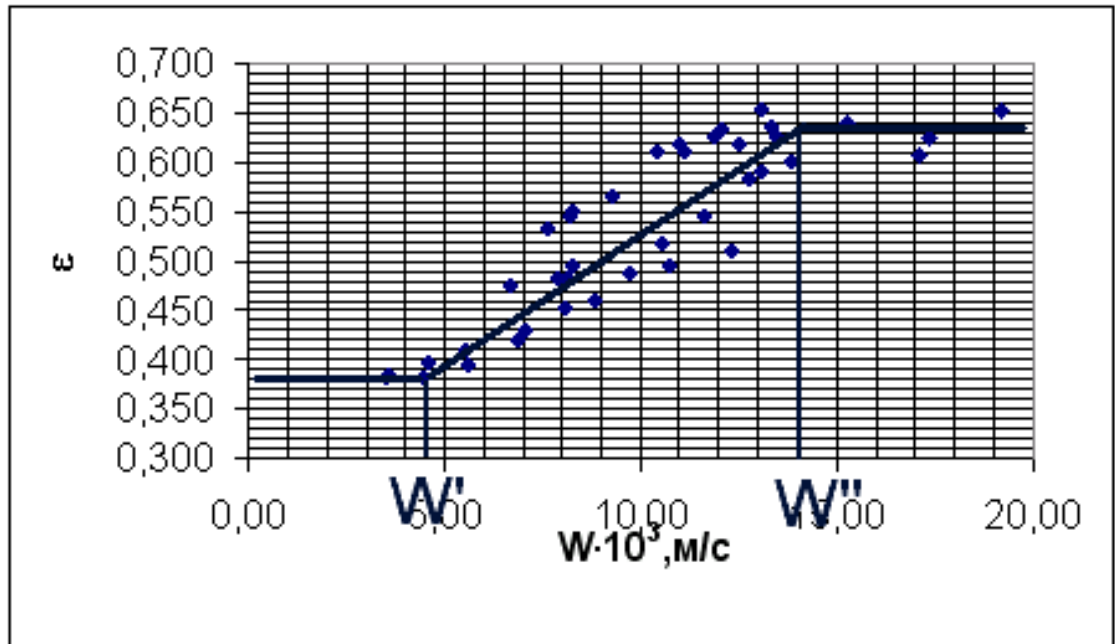


Рис. 19. зависимость порозности слоя от скорости сплошной фазы.

При неподвижном подвешенном зернистым слоем с ростом $W_{\text{раб}}$ до $W' = 9,69 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$ наблюдается некоторое увеличение порозности до $\varepsilon_0 \approx 0,48$

$\text{м}^3/\text{м}^3$; при создании неподвижного слоя над нижней опорной решетки (толщина неподвижного слоя $h_0 = 0,5 - 5,0$ мм) практически не изменяется порозность в рабочей зоне псевдооживленного слоя $\varepsilon_0 \approx 0,64 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

2.2.5. Псевдооживление с образованием неподвижного слоя на нижней распределительной решётке (гидравлическое сопротивление неподвижного прижатого слоя насадки)

Из данных на рисунке 14 видно, что суммарное гидравлическое сопротивление будет складываться как

$$\Delta p_{\text{секц}} = \Delta p_{\text{пс}} + \Delta p_{\text{нс}}. \quad (50)$$

Гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя рассчитывают по уравнению (25). В этом случае имеем следующие исходные данные (таблица 10)

Таблица 10. Сопоставление неподвижного прижатого слоя насадки.

№ опыта (табл. 4)	$W \cdot 10^3, \text{ м/с}$	$\Delta p_{\text{секц}} = \Delta p_{\text{пс}} + \Delta p_{\text{нс}}$	$h_0 \cdot 10^2 \text{ м}$
27	10,02	50	0,5
33	11,50	230	3,0
34	11,61	360	3,0
36	13,19	410	3,5
38	15,00	880	4,5
39	15,27	780	5,0

Учитывая, что в неподвижном слое имеет место ламинарный режим (см. таблицу 4), принимаем для обобщения $\Delta p_{\text{пс}}$ первое слагаемое формулы Эргуна:

$$\frac{\Delta p}{H_{\text{нс}}} \approx \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{\mu W}{d_{\text{экв}}^2} \right], \quad (51)$$

рассчитывая ε по уравнению (50), получаем расчётные данные (таб. 11)

Таблица 11. расчет комплекса $(1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3 \cdot \mu W/d_{\text{ЭКВ}}^2$.

$\Delta p_{\text{НС}}/H_{\text{НС}}$	$\varepsilon = 10,4(W\text{раб})^{0,67}$	$\mu W/d_{\text{ЭКВ}}^2$	$(1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3$	$(1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3 \cdot \mu W/d_{\text{ЭКВ}}^2$
1,00	0,476	5,19	2,540	13,182
0,77	0,522	5,95	1,606	9,558
1,20	0,525	6,01	1,553	9,334
1,17	0,572	6,83	0,975	6,659
1,96	0,624	7,76	0,583	4,529
1,56	0,631	7,91	0,539	4,266

Данные таблицы 10 представлены на рис. 20.

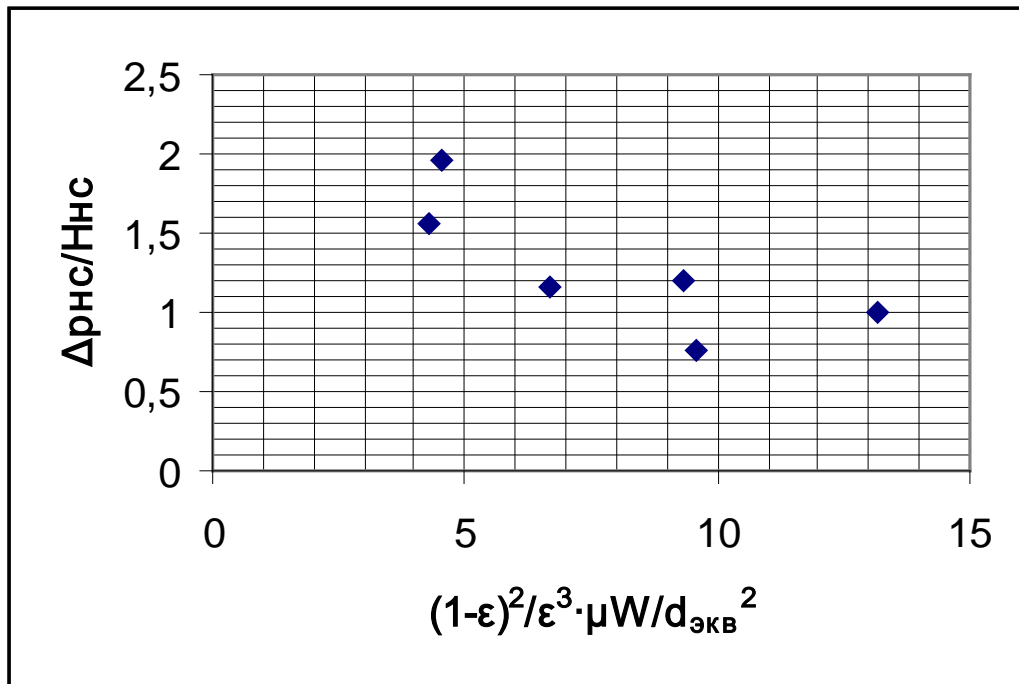


Рис. 20. Зависимость $\Delta p_{\text{НС}}/H_{\text{НС}}$ от комплекса $(1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3 \cdot \mu W/d_{\text{ЭКВ}}^2$.

Видно, что $\Delta p_{\text{НС}}/H_{\text{НС}}$ пропорционален комплексу $((1-\varepsilon)^2/\varepsilon^3) \cdot \mu W/d_{\text{ЭКВ}}^2$

При этом общая зависимость описывается эмпирической формулой:

$$\frac{\Delta p}{H_{\text{НС}}} = 3,5 \cdot \left\{ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{\mu W}{d_{\text{ЭКВ}}^2} \right] \right\}^{-0,56} \quad (52)$$

На рисунке 21 показан участок кривой с экспериментальными и рассчитанными по формуле (52) точками.

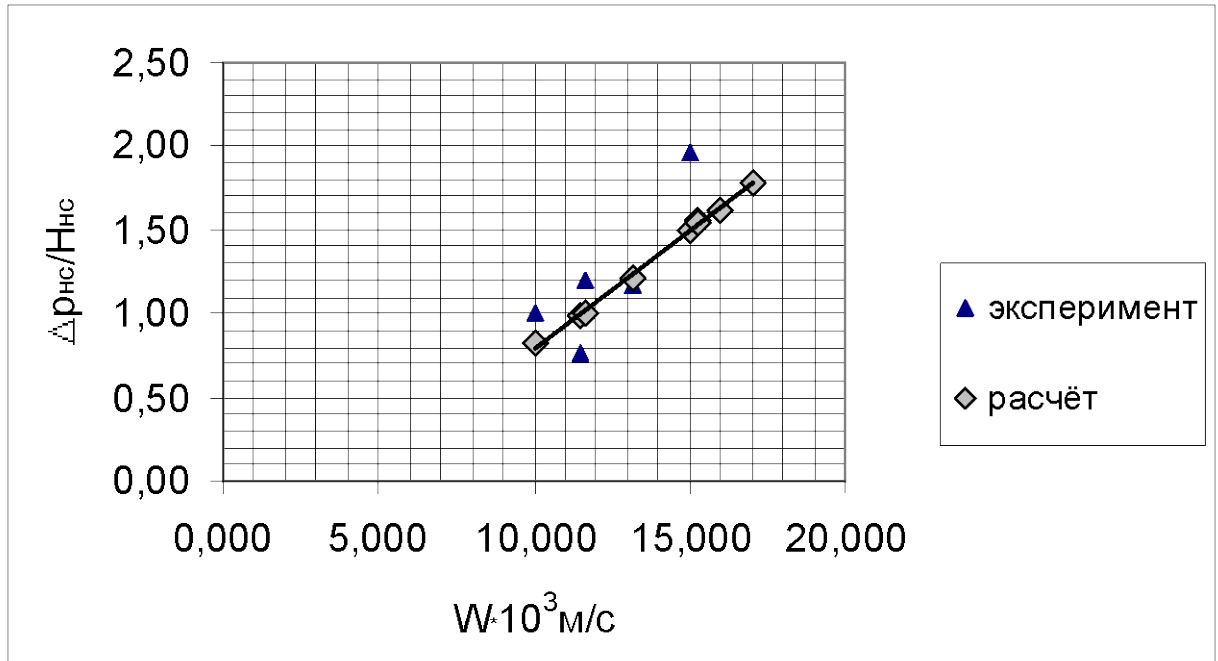


Рис. 21. Экспериментальная и расчётная зависимости $\Delta p_{нс}/H_{нс}$ от фиктивной скорости сплошной фазы.

В итоге мы можем полностью построить кривую псевдооживления (рис. 22) по расчётным формулам: 34 (I область), 25 (II область), 52 (III область) см. рисунок 14.

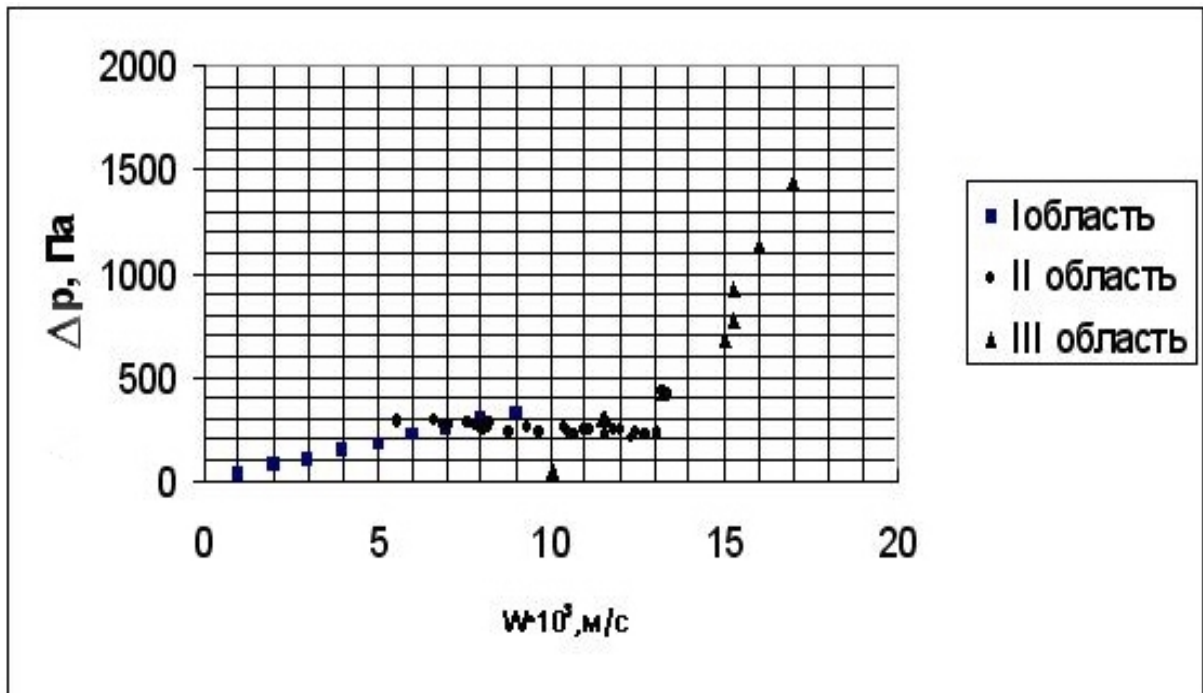


Рис. 22. Расчётная кривая псевдооживления.

В результате расчёта кривой псевдооживления при наличии трёх режимов работы экстрактора определяется величина

$$Re_c' = \frac{Wd_{экв}}{\varepsilon v_c}, \text{ где } \varepsilon \text{ рассчитывается по формуле (50)}$$

(см. рисунок 22).

В нашем случае $Re_c' = 31,05$

2.3. Структура потока сплошной фазы

Структуру потока в колонне (по сплошной фазе) изучали при разных расходах: $v = 175, 256$ и 360 л/час. Эксперимент проводили при комнатной температуре, в качестве трассера и использовали синие чернила «Радуга», анализ проб проводили на фотоколориметре КФК-2-УХЛ. При импульсном вводе трассера в верхнюю часть рабочей зоны получили кривые отклика, представленные на графиках (рис. 23 – 25). Исходные данные по кривым отклика представлены в таблице 12.

Обработка кривых отклика проводилась по методу моментов [1, 24]:

Здесь: M_1, M_2 – центральные моменты распределения трассера, σ^2 – дисперсия распределения трассера.

$$M_1 = \frac{\sum C \cdot \tau}{\sum C} = \tau_{cp} \tag{53}$$

$$M_2 = \frac{\sum C \cdot \tau^2}{\sum C \cdot \tau_{cp}^2} \tag{54}$$

$$\sigma^2 = M_2 - 1 \tag{55}$$

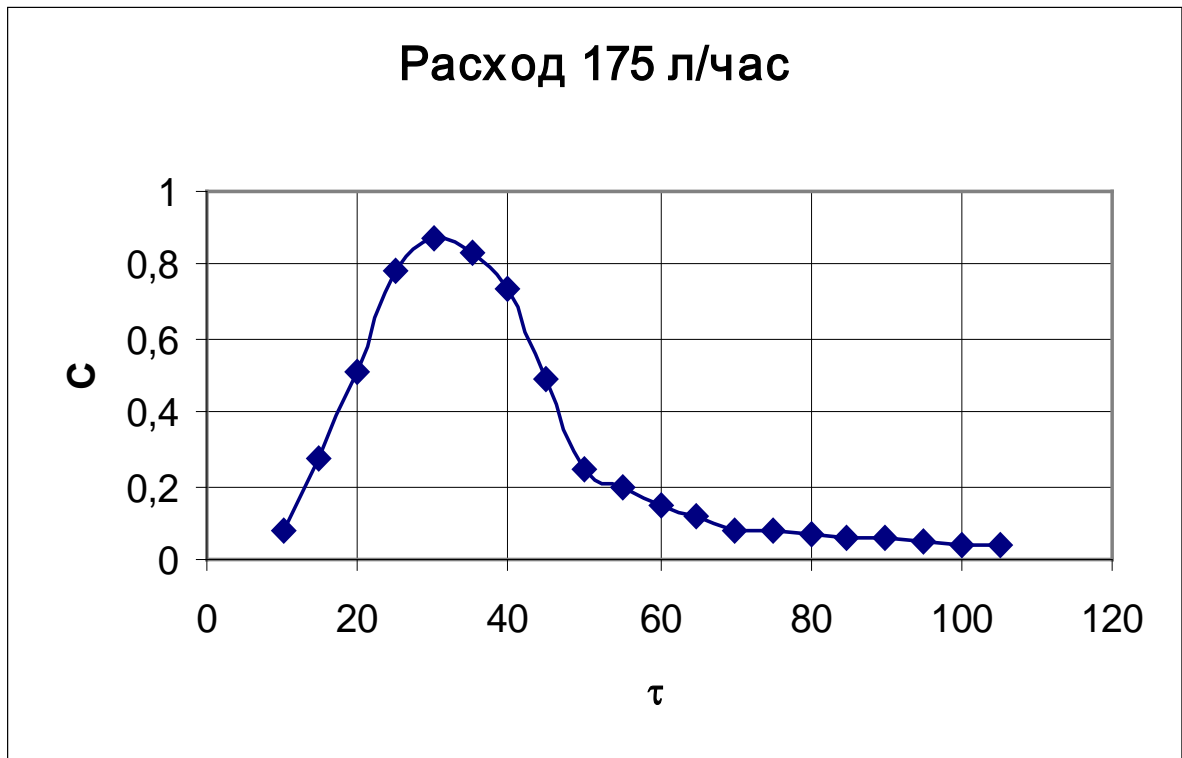


Рис. 23. Кривая отклика при расходе сплошной фазы 175 л/час

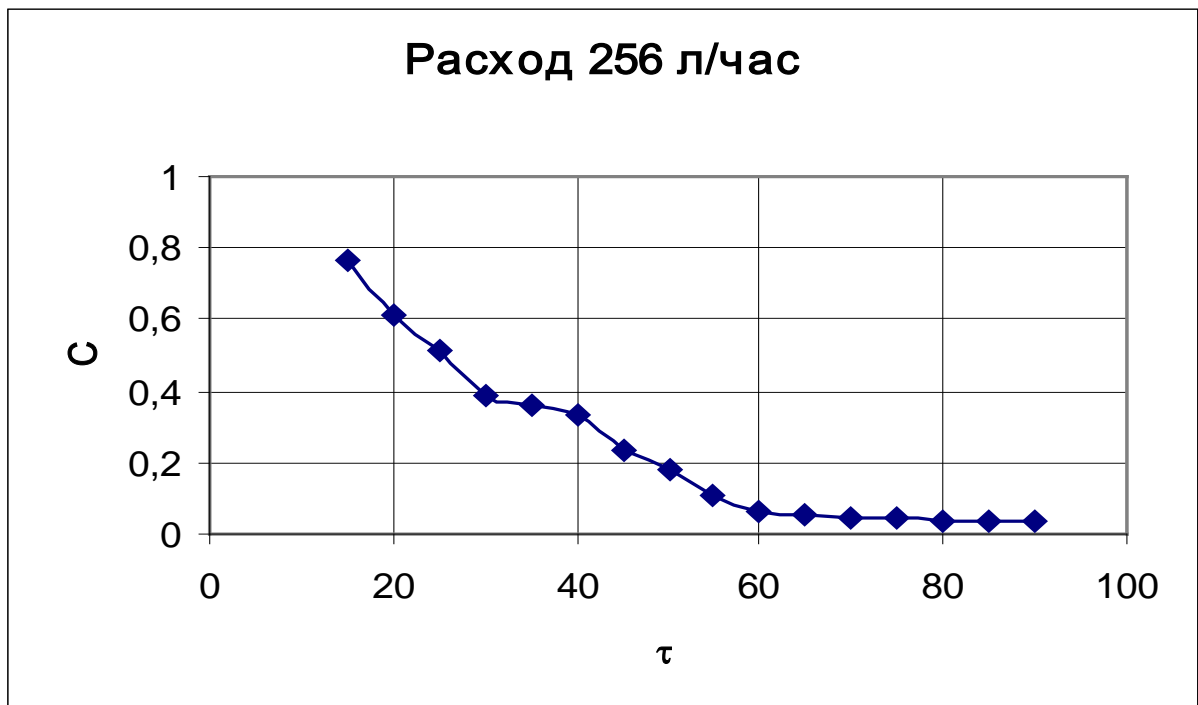


Рис. 24. Кривая отклика при расходе сплошной фазы 256 л/час.

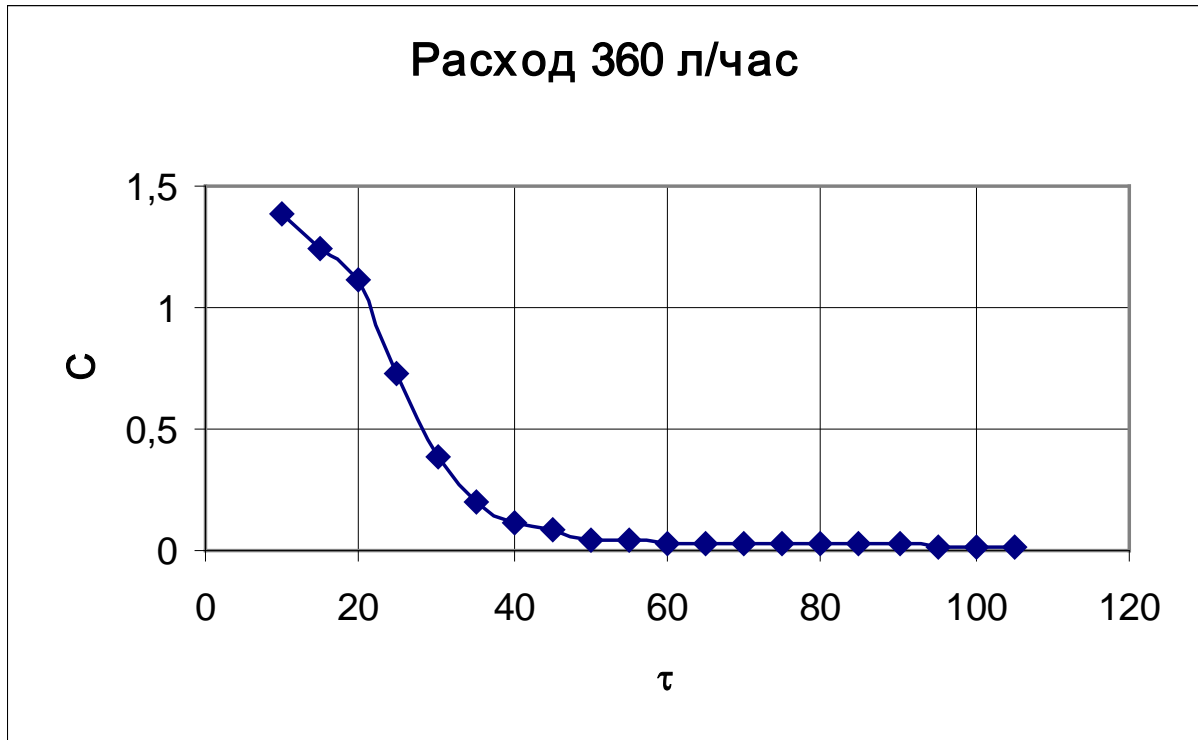


Рис. 25. Кривая отклика при расходе сплошной фазы 360 л/час.

Расчётные данные по методу моментов представлены в таблице 12.

Таблица 12. Структура потоков. Данные для обработки кривых отклика методом моментов.

кривая 1. Расход 175 литров в час.				
C	τ	τ^2	$C \cdot \tau$	$C \cdot \tau^2$
0,075	10	100	0,75	7,5
0,27	15	225	4,05	60,75
0,51	20	400	10,2	204
0,78	25	625	19,5	487,5
0,87	30	900	26,1	783
0,83	35	1225	29,05	1016,75
0,74	40	1600	29,6	1184
0,49	45	2025	22,05	992,25
0,25	50	2500	12,5	625
0,195	55	3025	10,725	589,875
0,15	60	3600	9	540
0,12	65	4225	7,8	507
0,08	70	4900	5,6	392
0,075	75	5625	5,625	421,875
0,065	80	6400	5,2	416
0,06	85	7225	5,1	433,5

0,06	90	8100	5,4	486
0,05	95	9025	4,75	451,25
0,04	100	10000	4	400
0,04	105	11025	4,2	441
ΣC			$\Sigma C \cdot \tau$	$\Sigma C \cdot \tau^2$
5,75			221,2	10439,25
кривая 2. Расход 256 литров в час.				
C	τ	τ^2	$C \cdot \tau$	$C \cdot \tau^2$
0,77	15	225	11,55	173,25
0,61	20	400	12,2	244
0,51	25	625	12,75	318,75
0,39	30	900	11,7	351
0,36	35	1225	12,6	441
0,33	40	1600	13,2	528
0,23	45	2025	10,35	465,75
0,18	50	2500	9	450
0,11	55	3025	6,05	332,75
0,06	60	3600	3,6	216
0,05	65	4225	3,25	211,25
0,041	70	4900	2,87	200,9
0,041	75	5625	3,075	230,625
0,04	80	6400	3,2	256
0,04	85	7225	3,4	289
0,04	90	8100	3,6	324
ΣC			$\Sigma C \cdot \tau$	$\Sigma C \cdot \tau^2$
3,802			122,395	5032,275
кривая 3. Расход 360 литров в час.				
C	τ	τ^2	$C \cdot \tau$	$C \cdot \tau^2$
1,38	10	100	13,8	138
1,24	15	225	18,6	279
1,11	20	400	22,2	444
0,73	25	625	18,25	456,25
0,38	30	900	11,4	342
0,205	35	1225	7,175	251,125
0,11	40	1600	4,4	176
0,08	45	2025	3,6	162
0,05	50	2500	2,5	125
0,04	55	3025	2,2	121
0,03	60	3600	1,8	108
0,029	65	4225	1,885	122,525
0,029	70	4900	2,03	142,1
0,028	75	5625	2,1	157,5

0,028	80	6400	2,224	177,92
0,028	85	7225	2,338	198,688
0,027	90	8100	2,43	218,7
0,021	95	9025	1,995	189,525
0,02	100	10000	2	200
0,01	105	11025	1,05	110,25
ΣC			$\Sigma C \cdot \tau$	$\Sigma C \cdot \tau^2$
5,574			123,977	4119,583

Для расчёта массообменных характеристик использовали диффузионную модель [1, 24], критерий Пекле рассчитывали по уравнению Ван дер Лана [25]:

$$\frac{2}{Pe^2} \cdot (Pe - 1 + e^{-Pe}) = \sigma^2 \quad (56)$$

Результаты расчётов представлены в таблице 12 и на рис.12:

Таблица 13. Результаты расчётов массообменных характеристик.

Pe	τ_{cp} (сек)	v (литр/час)	σ^2
7,67	38,47	175	0,226
6,02	32,19	256	0,277
2,61	22,24	360	0,494

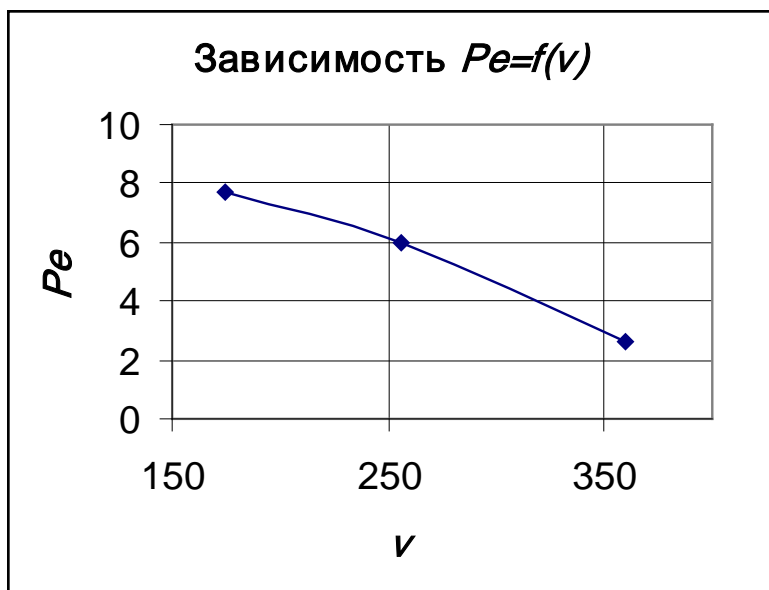


Рис. 12. Зависимость $Pe=f(v)$.

Графическая зависимость $Pe=f(v)$ представленная на рис. 12 позволяет сказать о том, что структура потока в секции с увеличением расхода приближается к полному перемешиванию.

2.3.1. Расчёт коэффициентов перемешивания

Коэффициенты перемешивания рассчитывали по формуле

$$E_c^1 = \frac{W \cdot H_{nc}}{Pe} \quad (57)$$

$$E_c^2 = \frac{W \cdot H_{ячейки}}{Pe} \quad (58)$$

В результате получили:

Таблица 14 . Расчёт коэффициентов перемешивания.

$W=v/F(\text{м/с})$	$v(\text{литр/час})$	v ($\text{м}^3/\text{с}$) $\times 10^5$	$E_c^1 = \frac{W \cdot H_{nc}}{Pe} [\text{м}^2 / \text{сек}]$ $\times 10^{-4}$	$E_c^2 = \frac{W \cdot H_{ячейки}}{Pe} [\text{м}^2 / \text{сек}]$ $\times 10^{-4}$	$H_{nc}(\text{м})$
0,005614	175	4,86	1,16	2,01	0,158
0,008212	256	7,11	2,86	3,75	0,21
0,011549	360	0,10	0,11	0,12	0,25

Учитывая, что сплошная фаза в секции экстрактора практически удовлетворяет режиму полного перемешивания, можно применять ячеечную модель. Это значительно упрощает моделирование данного типа экстрактора.

2.4. Массообменная характеристика секции экстрактора

В опытах с участием дисперсной фазой в качестве дисперсной фазы использовали керосин с растворенной в нём бензойной кислотой, концентрация бензойной кислоты в опытах колебалась в интервале 7 – 5 г/литр. Выбор этих жидкостной системы определялся её доступностью, относительной нетоксичностью, невзрывоопасностью, дешевизной и простотой анализа.

Использованный в опытах керосин отмывали от непредельных углеводородов концентрированной серной кислотой и водой. Для контроля расхода керосина использовали ротаметр, градуировку ротаметра производили анало-

гично предыдущим опытам со сплошной фазой. Результаты градуировки представлены ниже:

Таблица 15. Градуировка ротаметра контроля расхода дисперсной фазы.

Деления шкалы, %	Показания ротаметров, л/час
0	55,46
10	59,58
20	62,48
36	69,60
60	86,40
80	102,37
94	106,83

Во время опытов с тройной системой вода (с.ф.) – плавающая насадка – бензойная кислота – керосин, где исходная дисперсная фаза – раствор бензойной кислоты в керосине, мы столкнулись с некоторыми трудностями: были проблемы с проходом дисперсной фазы через ситчатую перегородку. Вероятно, это было связано с силами поверхностного натяжения воды и керосина, а также присутствием потока сплошной фазы, который шел противоток к дисперсной. В связи с этим было принято решение вставить в ячейки верхней перегородки небольшие патрубки диаметром 5,5 мм. Для избежания уноса насадки из рабочей зоны патрубки снабдили сплюснутыми концами с зазором меньше среднего диаметра насадки. В нижней ситчатой перегородке решено было увеличить размер ячеек сита.

Опытам по определению массообменной способности экстрактора предшествовало подготовка исходного раствора бензойной кислоты в керосине (~ 6-10 г/л). Пуск экстрактора начинали с пуска сплошной фазы, после того как сплошная фаза заполнит нижнюю часть экстрактора до уровня ввода дисперсной фазы, пускали дисперсную фазу. После чего регулировали подачу обеих фаз до выхода аппарата на нужный режим псевдооживления.

Концентрацию бензойной кислоты определяли методом титрования в присутствии фенолфталеина.

Равновесные данные для системы вода – бензойная кислота – керосин представлены ниже:

Таблица 16. Равновесные данные для системы вода – бензойная кислота – керосин.

У(г кислоты/л воды)	Х (г кислоты / л керосина)
0,48	0,68
0,87	1,39
1,03	1,86
1,39	3,11
1,7	4,29
1,85	5,09
1,98	5,73
2,16	6,47
2,36	7,47

Во время опытов со слоем насадки $H_0 = 0,152$ м было обнаружено, что насадка ожижается не полностью, это вероятно связано с поверхностным натяжением. Также было замечено что во время работы экстрактора в верхней части секции накапливается дисперсная фаза.

Тем не менее, мы провели опыты при двух режимах с целью определить КПД секции.

Для этого приведём материальный баланс экстрактора:

$$v x_n + \mathcal{E} y_n = v x_k + \mathcal{E} y_k \quad (59)$$

где :

v – расход сплошной фазы, л/час;

\mathcal{E} – расход дисперсной фазы, л/час;

x_n – начальная концентрация бензойной кислоты в дисперсной фазе, г/л;

x_k – конечная концентрация бензойной кислоты в дисперсной фазе, г/л;

y_n – начальная концентрация бензойной кислоты в сплошной фазе, г/л;

y_k – конечная концентрация бензойной кислоты в сплошной фазе, г/л.

После серии опытов с $H_0 = 0,153$ м, мы пришли к выводу, что для лучшей работы секции экстрактора надо уменьшить объём плавающей насадки,

так как при этом значении H_0 насадка полностью не перемешивалась и это приводило к захлёбыванию секции.

В опытах с $H_0 = 0,05\text{м}$ колонна легче выходила на стационарный режим, насадка полностью перемешивалась. При этом, из за плохой пропускающей способности ситчатых перегородок, в секции накапливалась дисперсная фаза.

Результаты опытов сведены в таблицу 16.

Таблица 17. Результаты опытов по массообменной характеристике экстрактора.

опыты при $Ho = 0,153\text{ м}$									
ν л/час	Θ л/час	x_n г/л	y_n г/л	x_k г/л	y_k г/л	$\nu_{x_n + \Theta y_n}$	$\nu_{x_k + \Theta y_k}$	КПД секции	расхождение баланса
200	59,5	6,04	0	5,51	0,079	1208	1106,7	0,44	0,091
230	80	6,04	0	5,52	0,21	1389,2	1286,4	0,15	0,079
опыты при $Ho = 0,05\text{ м}$									
ν	Θ	x_n	y_n	x_k	y_k	$\nu_{x_n + \Theta y_n}$	$\nu_{x_k + \Theta y_k}$	КПД секции	расхождение баланса
225	70	6,58	0	5,77	0,13	1480,5	1307,35	0,17	0,132

В результате экспериментов по массообменной эффективности секции экстрактора установили, применив перевёрнутый псевдооживленный слой для перемешивания сплошной и дисперсной фазы, получили КПД от 15 до 44% (см табл. 16). Усовершенствование данной конструкции подразумевает подбор насадки (размер насадки, её плотность), зависящий от свойств сплошной и дисперсной фаз, а также внести изменения для перетока фаз из секции и исследовать влияние свободного сечения разделяющих секции сеток.

Заключение

1. Изготовлена лабораторная установка для исследования гидравлических и массообменных характеристик колонного экстрактора с перевёрнутым псевдооживленным слоем насадки.
2. Получена экспериментальная кривая псевдооживления перевёрнутого слоя насадки.
3. Проведено теоретическое обобщение результатов опытов по гидравлическому сопротивлению секции экстрактора, позволяющий аналитически рассчитать кривую псевдооживления для всех выявленных режимов работы экстрактора.
4. Исследована структура потока сплошной фазы в секции экстрактора. Показано, что гидравлика сплошной фазы близка к режиму идеального перемешивания. Последняя позволяет использовать для расчёта профиля концентраций по высоте колонны ячеечную модель продольного перемешивания и существенно упрощает масштабирование экстракторов данного типа.
5. Опыты по массообмену показали изменение КПД ступени от соотношения расходов фаз (КПД изменяется от 15 до 44 %). Достижение больших КПД зависит от подбора типа насадки, высоты слоя насадки.
6. Для увеличения массообменной эффективности экстракторов с перевёрнутым слоем псевдооживленной насадки необходимо ввести некоторые конструктивные изменения: предусмотреть переливы для сплошной и дисперсной фаз; определить оптимальное свободное сечение и материал разделяющих сеток.

Список литературы.

1. К.Ш. Чигогидзе. Гидравлические и массообменные характеристики модифицированных распылительных экстракционных колонн в режиме плотной упаковки капель. Дисс. ...к.т.н., М., МИТХТ, 1983. 285 с
2. В.Г.Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов, В.В. Захаренко, Т.В. Зиновкина, А.Л. Таран, А.Е. Костанян. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии.- М.,: Логос; Высшая школа, 2002 Кн. 2. 872 с.: ил.
3. В.М. Мишев. Исследование гидравлики и массообменной способности вертикального ящичного экстрактора. Дисс. ...к.т.н., М., МИТХТ, 1970. 285 с.
4. E.G Sheibel, Chem. Eng. Progr., 44, 681, 1948.
5. E.G Sheibel, Pat. USA, 2850362, 1958.
6. M. W. Devis, T. E. Hicks, T. V. Vermeulen, Chem. Eng. Progr., 50, 4, 188, 1954.
7. T. Michek, Die Schwerindustria ol. Tschechoslow., №6, 2, 1960.
8. S. Leizebach, Chem. Ind. Techn., 37, 3, 205, 1965.
9. А. Ф. Галлеев, А. И. Гурьянов, Т. М. Михайлов, Авт. Свид. №159491, 1963, Бюлл. Изобр. №1, 1964.
10. W. L. Thomas, P. D. Holmes, Pat. USA, 2726145, 1955.
11. D. B. Thrier, Pat. DBR, 1044034, 1959.
12. H. Kropelin, Pat. DBR, 930561, 1955.
13. F. Lorens, Pat. DBR, 1169898, 1957.
14. J. Hanson. D. A. Kaye, Chem. And Process Eng., 44, 1, 27, 1963.
15. W. Mehner, Pat. DBR, 1080522, 1960.
16. J. Manzinger, S. Nagy., Magyar Kemikusor Lapja, №126, 635, 1964.
17. R. E. Treybal, Chem. Eng. Progr., № T-5, 77, 1964.
18. М. Я. Солнцев, авт. свид. по заявке №1964111 1974г.
19. R. B. Long, M. R. Fenske, Jnd. Eng. Chem., 53, 791, 1961.
20. С. М. Карпачева, К. И. Захаров, Л. С. Рагинский, В. М. Муратов. Пульсирующие экстракторы. М., Атомиздат, 1964.
21. В.Г.Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов, В.В. Захаренко, Т.В. Зиновкина, А.Л. Таран, А.Е. Костанян. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии.- М.,: Логос; Высшая школа, 2002 Кн. 1. 912 с.: ил.
22. В. Г. Айнштейн, А. П. Баскаков, Б. В. Берг. Псевдооживление. М., Химия, 1991 (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии), 400 с., ил.
23. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. 812 с.

24. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Костянян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М.: Химия, 1977. 264с.