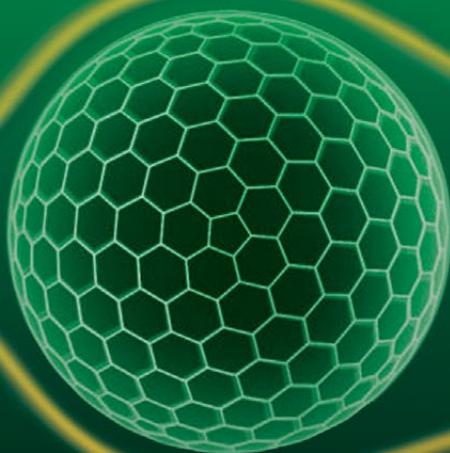


Александр Пушнов, Пранас Балтренас,  
Александр Каган, Альвидас Загорскис

# АЭРОДИНАМИКА ВОЗДУХООЧИСТНЫХ УСТРОЙСТВ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ



ВИЛЬНЮССКИЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ ГЕДИМИНАСА  
МОСКОВСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Александр Пушнов, Пранас Балтренас,  
Александр Каган, Альвидас Загорскис

**АЭРОДИНАМИКА  
ВОЗДУХОЧИСТНЫХ  
УСТРОЙСТВ  
С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ**

Монография

Вильнюс «Техника» 2010

**А. Пушнов, П. Балтренас, А. Каган, А. Загорскис. Аэродинамика воздухоочистных устройств с зернистым слоем: монография. Вильнюс: Техника, 2010. 348 с.**

Аппараты с зернистым слоем широко используются в химической технологии (адсорбционная очистка и разделение газов, гетерогенный катализ, гетерогенные процессы), а также в энергетической и других отраслях промышленности. Часто аппараты с неподвижным зернистым слоем (НЗС) используются в определяющей стадии осуществляемого процесса. Настоящая монография посвящена актуальным вопросам теории и практики гидродинамического моделирования массообменных аппаратов с неподвижным зернистым слоем на основе исследования их аэродинамики (структуры потока) и структуры зернистого слоя на полномасштабных моделях с целью устранения или значительного снижения масштабного эффекта.

В монографии обобщены и систематизированы последние исследования в этой области техники и представлены особенности структуры неподвижного зернистого слоя и газораспределения в современных аппаратах промышленной экологии с зернистыми слоями различных типов, в том числе последних разработок Вильнюсского технического университета имени Гедиминаса (ВТУ им. Гедиминаса, Вильнюс, Литва) и Московского государственного института экологии (МГИЭ, Москва, Российская Федерация), а также систематических исследований, выполненных ранее в Государственном институте азотной промышленности (ГИАП, Москва).

Книга предназначена для специалистов по охране окружающей среды и производственников, работающих с фильтрами по очистке воздуха от газовых загрязняющих веществ, а также для специалистов, обладающих знаниями в области промышленной аэродинамики, высшей математики, свойств сыпучих материалов и технологий воздухоочистных устройств. Книга может быть полезна для работающих на химических, мебельных, нефтеперерабатывающих, пищевых и других предприятиях, в также для докторантов, магистрантов, студентов, обучающихся по специальности «Инженерия окружающей среды».

Монография рекомендована комиссией по докторантуре научного направления «Инженерия окружающей среды и краеустройство» Вильнюсского технического университета им. Гедиминаса

Рецензенты: проф., габил. д-р А. Ю. Вальдберг, Россия,  
проф., габил. д-р П. А. Сирвидас, Литва,  
проф., габил. д-р А. Г. Лаптев, Россия

1780-М книга научной литературы издательства «Техника»  
Вильнюсского технического университета им. Гедиминаса  
<http://leidykla.vgtu.lt>

Перевод с литовского языка Н. Гилите

ISBN 978-9955-28-643-1  
doi: 10.3846/1780-M

© А. Пушнов, П. Балтренас, А. Каган, А. Загорскис, 2010  
© Издательство «Техника» ВТУ им. Гедиминаса, 2010

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ .....	7
ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ .....	11
Часть 1. АППАРАТЫ ПО ОЧИСТКЕ ВОЗДУХА .....	15
1.1. Адсорберы .....	15
1.2. Каталитические аппараты .....	22
1.3. Комбинированные сорбционно-каталитические аппараты .....	28
1.4. Биофильтры .....	28
Часть 2. ЗЕРНИСТЫЙ СЛОЙ. ВИДЫ И ОСНОВНЫЕ ГЕОМЕТРИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ .....	41
2.1. Общие сведения о зернистом слое. Виды, классификация, характеристики. 41	
2.2. Зернистые материалы для осуществления процессов адсорбции. .... 46	
2.3. Зернистые материалы для осуществления процессов катализа .....	50
2.3.1. Насыпные зернистые материалы .....	50
2.3.2. Конструкции регулярных сотовых и пластинчатых катализаторов ... 52	
2.4. Зернистые загрузки, применяемые для биологической очистки воздуха, и их свойства .....	56
2.5. Конструкционные решения биофильтров с зернистой загрузкой с целью снижения аэродинамического сопротивления установок .....	71
Часть 3. СТРУКТУРА ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ .....	82
3.1. Анализ литературных данных. Классификация способов измерения порозности зернистого слоя .....	82
3.2. Методика измерения распределения порозности в поперечном сечении цилиндрических аппаратов с зернистым слоем .....	87
3.3. Результаты измерения радиального распределения порозности в аппаратах с зернами шаровой формы .....	89
3.4. Расчет средней порозности зернистого слоя .....	90
Часть 4. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ГАЗОРАСПРЕДЕЛЕНИЯ В АППАРАТАХ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ .....	94
4.1. Анализ литературных данных о влиянии различных факторов на газораспределение в аппаратах с зернистым слоем .....	94
4.2. Анализ и классификация известных методов измерения поля скоростей в аппаратах с зернистым слоем .....	102
4.3. Описание аэродинамического стенда .....	107

4.4. Методика измерения распределения поля скоростей в поперечном сечении аппаратов с зернистым слоем . . . . .	111
4.4.1. Обоснование правомерности измерения профиля скорости на выходе газового потока из зернистого слоя . . . . .	112
4.4.2. Выбор оптимального расстояния датчика скорости от зернистого слоя . . . . .	115
4.4.3. Измеряемые параметры и методика обработки результатов опытов по изучению аэродинамики аппаратов с зернистым слоем . . . . .	119
4.5. Влияние основных параметров на газораспределение в цилиндрических аппаратах с зернистым слоем по результатам наших опытов . . . . .	125
4.5.1. Влияние высоты зернистого слоя на газораспределение . . . . .	126
4.5.2. Влияние скорости газового потока на газораспределение в зернистом слое . . . . .	128
4.5.3. Влияние геометрических размеров аппарата, зерен и формы частиц на газораспределение в зернистом слое . . . . .	134
4.6. Общие гидродинамические характеристики газового потока в зернистом слое . . . . .	141
4.6.1. Интенсивность турбулентности потока в аппаратах с зернистым слоем . . . . .	141
4.6.2. Вектор скорости газового потока в аппаратах с зернистым слоем . . . . .	142
4.7. Особенности газораспределения в высокопористых ячеистых материалах . . . . .	150
4.8. Обобщение опытных данных по распределению газового потока в аппаратах с зернистым слоем . . . . .	156
4.9. Исследование эффективности очистки биофильтрами с зернистой загрузкой органического и неорганического происхождения . . . . .	158
4.9.1. Методика исследования эффективности очистки биофильтрами разных конструкций . . . . .	159
4.9.2. Результаты и анализ исследования эффективности очистки биофильтрами с загрузками органического и неорганического происхождения . . . . .	166
4.10. Исследование долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения . . . . .	174
4.10.1. Методика исследования долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения . . . . .	175
4.10.2. Результаты и анализ исследования долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения . . . . .	178
<b>Часть 5. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АППАРАТОВ С НЕПОДВИЖНЫМ ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ . . . . .</b>	<b>184</b>
5.1. Проблема масштабирования промышленных аппаратов с зернистым слоем . . . . .	184
5.2. Структурная модель контактных и адсорбционных аппаратов с зернистым слоем . . . . .	185

5.2.1. Анализ известных гидродинамических моделей зернистого слоя . . . . .	185
5.2.2. Концепция структурной модели . . . . .	188
5.2.3. Физические предпосылки модели. Взаимосвязь радиального распределения порозности и удельного расхода газового потока в аппаратах с зернистым слоем . . . . .	190
5.2.4. Вывод соотношений для расчета удельного расхода газового потока в пристенной и центральной областях аппаратов с зернистым слоем . . . . .	197
5.2.5. Соотношения для расчета величины порозности в пристенной и центральной областях аппаратов с зернистым слоем . . . . .	201
5.2.6. Проверка адекватности структурной модели . . . . .	202
5.3. Влияние неоднородности порозности зернистого слоя на газораспределение в многотрубных аппаратах . . . . .	206
5.4. Оценка протяженности участка гидродинамической стабилизации потока в аппаратах с зернистым слоем на основе структурной модели . . . . .	209
5.5. Прогнозирование статистически представительного профиля скорости газового потока в трубчатых аппаратах с зернистым слоем . . . . .	214
5.6. Математическое моделирование аэродинамического сопротивления биофильтра с зернистой загрузкой . . . . .	224
<b>Часть 6. АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПРОМЫШЛЕННЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ . . . . .</b>	<b>234</b>
6.1. Аэродинамическое сопротивление адсорбентов и катализаторов . . . . .	234
6.1.1. Потери напора в зернистом слое с установившейся структурой . . . . .	234
6.1.2. Потери напора в зернистом слое на входном участке гидродинамической стабилизации потока . . . . .	236
6.2. Аэродинамическое сопротивление неподвижных слоев зерен цилиндрической формы . . . . .	240
6.3. Аэродинамическое сопротивление и удельная поверхность зернистых материалов . . . . .	245
6.4. Аэродинамическое сопротивление высокопористых ячеистых материалов . . . . .	248
6.4.1. Методы измерения . . . . .	248
6.4.2. Результаты и их обсуждение . . . . .	250
6.5. Исследование влажности, скорости потока воздуха и аэродинамического сопротивления биофильтра с зернистой загрузкой органического происхождения . . . . .	252
<b>Часть 7. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ АППАРАТОВ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ . . . . .</b>	<b>265</b>
7.1. Газораспределительные устройства в аппаратах с тонким зернистым слоем . . . . .	265
7.2. Способы создания однородной структуры по сечению цилиндрических аппаратов с зернистым слоем . . . . .	279

7.3. Кассетный аппарат очистки воздуха от CO <sub>2</sub> с тонким слоем адсорбента .....	286
7.4. Аппараты с вертикальными перегородками, секционирующими слой зернистого материала .....	288
7.5. Реактор каталитической очистки отходящих газов.....	290
7.6. Адсорбер с вертикальной перегородкой.....	292
7.7. Аксиальный кольцевой аппарат .....	293
7.8. Методика оценки производительности адсорбера по результатам испытаний его аэродинамики .....	294
7.9. Влияние неоднородностей газораспределения на технологические показатели промышленных аппаратов .....	298
7.9.1. Пример расчета промышленного адсорбера .....	298
7.9.2. Пример расчета реактора конверсии метана.....	300
SANTRAUKA .....	305
SUMMARY.....	312
ЛИТЕРАТУРА.....	319

## ВВЕДЕНИЕ

Аппараты с зернистым слоем широко используются в химической технологии (адсорбционная очистка и разделение газов, гетерогенный катализ, гетерогенные процессы), а также в энергетической и других отраслях промышленности. Часто аппараты с неподвижным зернистым слоем (НЗС) используются в определяющей стадии осуществляемого процесса.

Развитие охраны окружающей среды предъявляет повышенные требования к прогнозированию работы промышленных аппаратов на основе научно обоснованных решений.

Неупорядоченная, плохо прогнозируемая структура НЗС приводит к значительным трудностям в количественном предсказании гидродинамической обстановки в ВВС, для которой характерны неоднородности разного масштаба. Они могут значительно ухудшать показатели процесса и увеличиваться в процессе эксплуатации.

От поля скоростей реагирующей смеси зависят распределение времени пребывания вещества в аппарате и интенсивность процессов тепло- и массопереноса, которая, в свою очередь, определяет эффективные скорости химических превращений.

Несмотря на значительное число работ, посвященных структуре зернистого слоя и потока в нем, отсутствуют надежные количественные описания течения газов в аппаратах с НЗС и прогнозирование профиля скоростей в промышленных аппаратах, имеющиеся результаты недостаточны для их статистического обобщения. Отрывочны и нередко противоречивы данные о протяженности входного участка гидродинамической стабилизации потока в аппаратах с зернистым слоем, о течении его в аппаратах различной формы с НЗС, о распределении потока в тонких зернистых слоях. Имеющиеся данные не позволяют точно предсказывать гидравлические показатели НЗС из вновь созданных катализаторов и адсорбентов.

Поэтому развитие учения о процессах в зернистом слое и его структуре, получение и обобщение новых экспериментальных данных, их использование для разработки высокоэффективных процессов остаются актуальной задачей химической технологии, ее крупного раздела – процессы и аппараты химической технологии, а также промышленной экологии.

Исходя из этого, в монографии приведены результаты обобщения экспериментальных исследований закономерностей газораспределения в контактных и адсорбционных аппаратах в широком диапазоне изменения влияющих факторов:  $D$ ,  $d$ ,  $D/d$ ,  $W_0$ , а также формы аппаратов с зернистым слоем. Установлены границы участка гидродинамической стабилизации в НЗС для различных  $D/d$ ,

$D$ ,  $d$  и  $W_0$ . Изучены аэродинамические характеристики ряда новых адсорбентов, катализаторов и насадок. Разработаны методики измерения структуры НЗС и распределения преимущественного направления течения газового потока в аппаратах с НЗС. Разработаны модели, позволяющие рассчитывать тепло- и массообменные аппараты с большей точностью за счет учета характерных особенностей структуры НЗС и газораспределения в нем. Представлены конкретные рекомендации по снижению неравномерности газораспределения в поперечном сечении ряда промышленных аппаратов, в том числе прямоугольной формы с тонким зернистым слоем. Разработаны рекомендации по конструктивному оформлению массообменных промышленных аппаратов с НЗС на основе результатов исследований на лабораторных и модельных установках, а также методики расчета производительности адсорбционных аппаратов.

В результате проведенных исследований газораспределения в аппаратах с зернами различной формы в широком диапазоне изменения отношения  $D/d$  – от 1,2 до 500 и скорости потока от 0,1 м/с до 4,2 м/с установлено влияние основных параметров –  $D$ ,  $d$ ,  $W_0$  – на характерные особенности профиля скорости и протяженность входного участка гидродинамической стабилизации.

Настоящая монография посвящена актуальным вопросам теории и практики гидродинамического моделирования массообменных аппаратов с неподвижным зернистым слоем на основе исследования их аэродинамики (структуры потока) и структуры зернистого слоя на полномасштабных моделях (без технологических испытаний на лабораторных установках) с целью устранения или значительного снижения масштабного эффекта. При этом авторы опирались на разработанную в трудах Розена, Струтинского и др. (Розен и др. 1980; Струминский и др. 1977) новую теорию масштабного перехода, которая основана на фундаментальном представлении о том, что причина масштабного эффекта носит гидродинамический характер. Обычно явление масштабного перехода в химической технологии проявляется, как известно, как усиление нежелательного (вредного) продольного перемешивания. Гидродинамический характер масштабного эффекта заключается в изменении газораспределения в поперечном сечении аппарата с зернистым слоем и в изменении масштаба турбулентности потока с увеличением размеров аппарата.

Поскольку масштабный эффект имеет гидродинамическую природу, его можно устранять путем различных конструктивных мер на аэродинамических стендах, минуя тем самым стадию длительных и дорогостоящих технологических испытаний. Такой способ разработки промышленных аппаратов, обычно называемый гидродинамическим моделированием (Розен и др. 1980), позволяет обеспечить необходимую структуру потока в крупномасштабном аппарате и тем самым существенно ускорить и удешевить переход от лабораторных установок к промышленным.

В монографии приведены опытные данные по распределению вектора осредненной скорости газового потока в зернистом слое, а также результаты измерения постоянных и переменных составляющих скорости газового потока в аппаратах с НЗС и определены соотношения величин пульсационной составляющей и средней скорости потока.

Впервые изучены особенности газораспределения в зернистом слое в аппаратах различной формы. Получены данные по влиянию формы аппарата на характеристики течения.

В результате опытов в аппарате прямоугольной формы с тонким слоем НЗС получены и обобщены данные по влиянию формы зерен (таблетки, цилиндрики, куски неправильной формы, кольца, блочная регулярная насадка) на особенности газораспределения в таких аппаратах.

На основе изучения структуры зернистого слоя и гидродинамики в нем разработана 2-зонная структурная модель, позволяющая рассчитывать тепло- и массообменные аппараты с большей точностью за счет учета характерных особенностей зернистого слоя. Уточнены границы анизотропности неподвижного зернистого слоя.

Получены и обобщены критериальными уравнениями экспериментальные данные, характеризующие закономерности потери напора в слое зерен различной формы и размера: силикагеля КСМГ, неплатинового катализатора КН-К8, угля СКТ-2, адсорбента в виде зерен цилиндрической формы размером  $\varnothing 2 \times 10$  мм и  $\varnothing 4 \times 10$  мм, колец Рашига  $10 \times 10 \times 2$  мм, блочной регулярной насадки, а также новых насадок из высокопористых ячеистых материалов.

Что касается геометрии исследованных зернистых слоев, то в настоящей монографии представлены результаты исследования, как правило, монодисперсных слоев. Исключение составляют биофильтры, в которых использовались куски древесной коры неправильной формы, а также высокопористые ячеистые материалы (ВПЯМ), образующие регулярную структуру. Предпочтение монодисперсным зернистым слоям, а не полидисперсным отдавалось по той причине, что монодисперсные зернистые слои являются существенно более прогнозируемыми объектами для исследования.

В целом настоящая работа посвящена систематическому изучению структурно-гидродинамических характеристик, выявлению основных закономерностей газораспределения в НЗС и разработке на этой основе надежных обобщений, пригодных для инженерных расчетов.

Известные работы, посвященные исследованию аэродинамики аппаратов с зернистым слоем, носят отрывочный характер, посвящены ограниченному кругу зернистых материалов, выполнены по различающимся методикам и зачастую для практических инженерных расчетов современных промышленных аппаратов очистки газов от вредных примесей.

Предлагаемая монография имеет целью обобщить и систематизировать последние исследования в этой области техники и дать представление об особенностях структуры неподвижного зернистого слоя и газораспределения в современных аппаратах промышленной экологии с зернистыми слоями различных типов, в том числе последних разработок Вильнюсского технического университета имени Гедиминаса (ВТУ им. Гедиминаса, Вильнюс, Литва) и Московского государственного института экологии (МГИЭ, Москва, Российская Федерация), а также систематических исследований, выполненных ранее в Государственном институте азотной промышленности (ГИАП, Москва).

## ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- ГРУ – газораспределительное устройство;
- Е – фермент;
- КМС – координата максимума скорости в диаметрах зерна;
- ЛОС – летучие органические соединения;
- НЗС – неподвижный зернистый слой;
- США – Соединенные Штаты Америки;
- Р – продукт;
- РВС – поливиниловый хлорид;
- S – субстрат;
- D – диаметр аппарата, м;
- F – площадь поперечного сечения, м<sup>2</sup>;
- F<sub>3</sub> – площадь поперечного сечения НЗС, занятая зернами, м<sup>2</sup>;
- F<sub>0</sub> = F<sub>3</sub> + F<sub>св.</sub> – площадь поперечного сечения каналов с НЗС, м<sup>2</sup>;
- F<sub>св.</sub> – площадь свободного сечения НЗС, м<sup>2</sup>
- G<sub>ч</sub> – текущее радиальное значение массового расхода газа, кг/м<sup>2</sup>·час;
- G<sub>0</sub> – массовый расход в расчете на полное сечение пустого аппарата, кг/ м<sup>2</sup>×час;
- H – высота зернистого слоя, м;
- H<sub>ст.</sub> – протяженность участка гидродинамической стабилизации в НЗС, м;
- K – высота входного окна в ГРУ, мм;
- K<sub>М</sub> – константа Михаэлиса-Ментен, мг/м<sup>3</sup>;
- K<sub>S</sub> – константа Монода, мг/м<sup>3</sup>;
- M – молекулярная масса газов, вытекающих из биопленки, г/мол;
- L – длина канала ГРУ, м; длина кассеты с НЗС, м;
- N – общее число точек измерения; число каналов;
- P – давление, кг/м<sup>2</sup>;
- ΔP – потеря напора, кг/м<sup>2</sup> ,
- Q – объемный расход газа, м<sup>3</sup>/час;
- R – радиус аппарата, мм;
- R<sub>l</sub> – текущее значение радиуса, мм;
- R<sub>we</sub> – коэффициент корреляции скорости и порозности в зернистом слое;
- Re – число Рейнольдса;
- S – стандартное отклонение; площадь;
- S<sub>3</sub> – удельная поверхность зернистого слоя, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

- $S_{ст.}$  – удельная поверхность стенки;  
 $S_{\Phi_i}$  – член потока для переменной  $\Phi_i$ ;  
 $T$  – температура, °C;  
 $U$  – безразмерная скорость;  
 $W_i$  – локальная скорость газа в  $i$ -той точке текущего контрольного кольца, м/с;  
 $W$  – усредненная в пределах данного измерительного кольца скорость газового потока, м/с;  
 $W_j$  – скорость, усредненная по данному направлению перемещения датчика в плоском кассетном аппарате, м/с;  
 $W_0$  – средняя скорость газового потока, отнесенная к полному сечению пустого аппарата, м/с;  
 $W'$  – переменная составляющая скорости газового потока, м/с;  
 $X$  – текущая координата точки начала обратных течений газового потока в кассетном аппарате, мм; текущее значение длины кассетного аппарата, мм;  
 $Y$  – текущее значение расстояния датчика скорости потока от стенки аппарата, мм;  
 $Z = Y/d$  – безразмерное расстояние от стенки аппарата, выраженное в диаметрах зерна;  
 $b$  – высота тупика в конце газораздающего коллектора, мм;  
 $d$  – диаметр зерна, м;  
 $d_k$  – диаметр канала, м;  
 $d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_3 + S_{ст.} \cdot \Phi_{ст.}}$  – эквивалентный диаметр зерна, м;  
 $g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  
 $l$  – расстояние датчика скорости от НЗС, мм;  
 $m$  – число точек измерения в данном контрольном кольце;  
 $n$  – число контрольных колец, на которые условно разбивается поперечное сечение аппарата;  
 $n$  – поток, кмоль/час;  
 $r = R_i/R$  – текущее значение безразмерного радиуса;  
 $c$  – концентрация субстрата, мг/м<sup>3</sup>;  
 $d_e$  – эквивалентный поперечник капилляра, м;  
 $m_f$  – масса носителя (для тонкой пленки), кг/м<sup>3</sup>;  
 $r$  – скорость реакции ферментации, мг/м<sup>3</sup>×с;  
 $t$  – время переноса загрязнителя, с;  
 $u$  – скорость потока воздуха, м/с;  
 $\vec{v}_i$  – вектор скорости фазы  $i$ ;

- $w_0$  – средняя скорость потока воздуха, м/с;  
 $x$  – концентрация  $\text{CH}_4$ , %;  
 $\alpha$  – угол наклона поджимной пластины коллектора ГРУ, град.;  
 $\beta$  – угол наклона перегородки ГРУ в трехкассетном аппарате, град.;  
 $\beta$  – направление преимущественного вектора средней скорости газового потока, град.;  
 $\beta_i$  – направление преимущественного вектора средней скорости в  $i$ -й точке аппарата, град.;  
 $\beta_{\text{ср},j}$  – усредненное значение направления преимущественного вектора средней скорости в  $j$ -м сечении, град.;  
 $\beta_{\text{ср,апп}}$  – среднее значение направления преимущественного вектора средней скорости газового потока по всему аппарату, град.;  
 $\delta_{\text{г}}$  – ширина гидродинамической пристенной зоны с повышенным удельным расходом газа, мм;  
 $\delta_{\text{ст}}$  – ширина геометрической пристенной зоны с повышенной рыхлостью укладки зерен, мм;  
 $\varepsilon$  – средняя порозность (доля свободного объема) аппарата с зернистым слоем,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  
 $\varepsilon_{\text{л}}$  – локальное значение порозности в текущем кольцевом объеме зернистого слоя,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  
 $\varepsilon_{\text{ст}}$  – средняя порозность в аппарате с зернистым слоем на участке со стабилизированной структурой,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  
 $\Phi_{\text{ст}} = f\left(\frac{D}{d}\right)$  – коэффициент;  
 $\psi$  – средний разброс локальных значений  $W_i$  относительно величины средней скорости потока  $W_0$ ;  
 $\sigma$  – среднее квадратичное отклонение данной выборки;  
 $\mu$  – коэффициент динамической вязкости, н.с/м<sup>2</sup>;  
 $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с;  
 $\rho$  – плотность, кг×с<sup>2</sup>/м<sup>4</sup>;  
 $\xi$  – коэффициент сопротивления;  
 $\chi$  – коэффициент извилистости;  
 $\Omega$  – ширина области пристенной засыпки более мелких, чем в остальной части аппарата, зерен, мм;  
 $\Delta X$  – прирост сухой биомассы;  
 $Y_{x/s}$  – коэффициент выхода субстрата;  
 $\Phi_i$  – зависимая переменная фазы  $i$  (концентрация, энтальпия, момент для единицы массы, часть массы химического реагента и др.);  
 $\Gamma_{\Phi_i}$  – коэффициент обмена переменной  $\Phi_i$ .

## Индексы

- вх – значение на входе;  
 г – газ;  
 л – локальное значение;  
 пр.з – пристенная зона;  
 ср. – среднее значение;  
 ст. – значение на участке стабилизации; значение в пристенной зоне;  
       значение на стенке;  
 тр. – трения; труба;  
 ц – значение в центре трубы; значение в центральной части аппарата;  
 max – максимальное значение;  
 min – минимальное значение.

## Критерии подобия

$$Bi = \frac{R \cdot \alpha_{\tau}}{\lambda_{\text{эф.}}} - \text{критерий Био};$$

$$Eu_{\tau} = \frac{\varepsilon^2 \cdot \Delta P}{W_0^2 \cdot \rho \cdot H \cdot S_3} - \text{модифицированный критерий Эйлера};$$

$Re_D, Re_{dk}, Re_3$  – критерий Рейнольдса; отнесенный соответственно  
 к  $D, d_k, d_3$ .

$$Re_3 = \frac{d_3 \cdot W_0}{\nu \cdot \varepsilon} - \text{критерий Рейнольдса.}$$

# Часть 1

## АППАРАТЫ ПО ОЧИСТКЕ ВОЗДУХА

### 1.1. Адсорберы

Основной задачей адсорберов является обеспечение интенсивного контакта очищаемого газа с адсорбентом. В зависимости от состояния адсорбента различают три группы адсорберов.

**1. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента.** Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой цилиндрические вертикальные или горизонтальные емкости, заполненные слоем адсорбента. Адсорбент располагается на решетках, а подачу газа осуществляют сверху вниз. При необходимости адсорбент располагают несколькими слоями на полках (рис. 1.1).

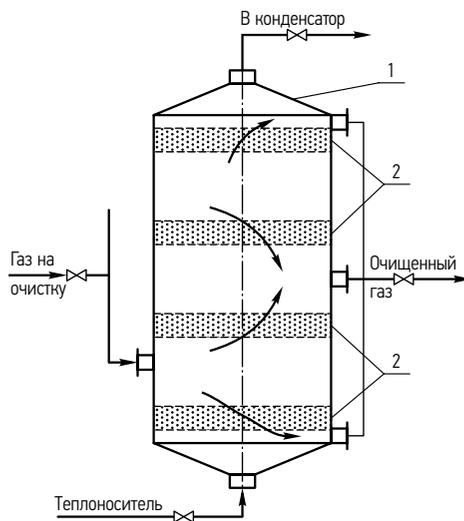
Для обеспечения непрерывности процесса необходимо устанавливать несколько адсорбционных аппаратов, каждый из которых периодически работает в режиме адсорбции или регенерации.

Возможна работа по двух- или четырехстадийному циклу.

При четырехстадийном цикле работа осуществляется по следующим стадиям:

- 1) адсорбция;
- 2) десорбция – прекращение подачи парогазовой смеси и подача теплоносителя (пара); в результате нагрева происходит десорбция поглощенных компонентов, которые вместе с паром удаляются из аппарата разделения;
- 3) сушка адсорбента – прекращение подачи пара и подача вместо него горячего воздуха;
- 4) охлаждение адсорбента – подача горячего воздуха вместо холодного.

При двухстадийном режиме процессы сушки и охлаждения осуществ-



**Рис. 1.1.** Многоплочный адсорбер периодического действия: 1 – корпус; 2 – слои адсорбента

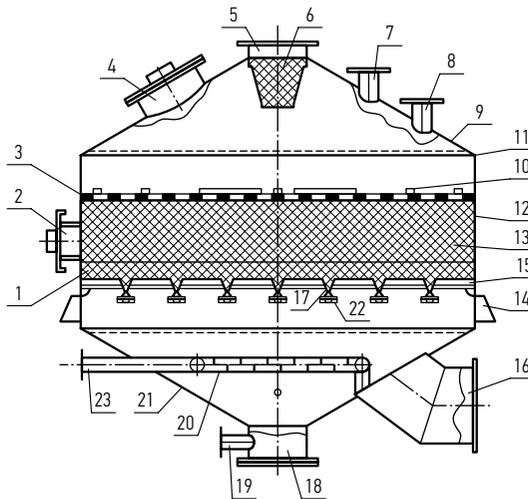
вляются одновременно с процессом адсорбции. Процессы конденсации и рекуперации улавливаемых продуктов проводят в выносных аппаратах.

Предложены различные конструкции, в которых стадии адсорбции и десорбции совмещены в одном корпусе (Юшин и др. 2005).

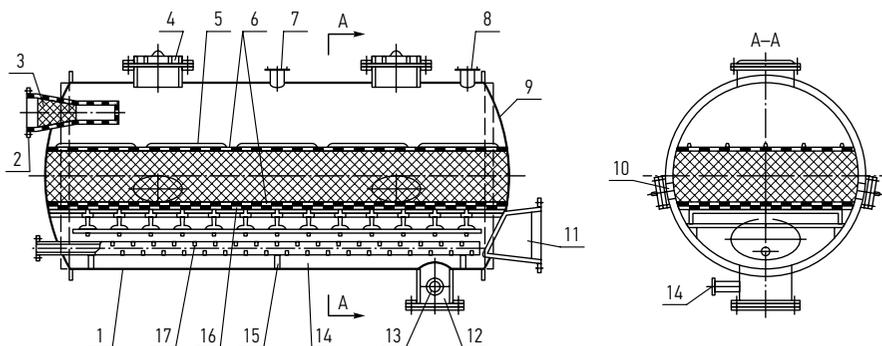
Современные промышленные адсорберы с неподвижным зернистым слоем имеют разнообразное конструктивное исполнение. Наиболее часто применяются цилиндрические адсорберы вертикального (рис. 1.2) и горизонтального (рис. 1.3) типов (Машины ... 2008). Слой поглотителя в адсорбере размещают на опорных решетках. Подачу газа в адсорбер осуществляют сверху вниз.

Следует отметить, что горизонтальные адсорберы имеют меньшее гидравлическое сопротивление по сравнению с вертикальными. Существенным недостатком горизонтальных адсорберов является неравномерное распределение газового потока по сечению аппарата. Горизонтальные адсорберы применяют, как правило, для обработки больших объемов газа. Если в одном аппарате необходимо расположить несколько типов поглотителей, то применяют многополочные адсорберы. Газ в этом случае подается как сверху вниз, так и снизу вверх.

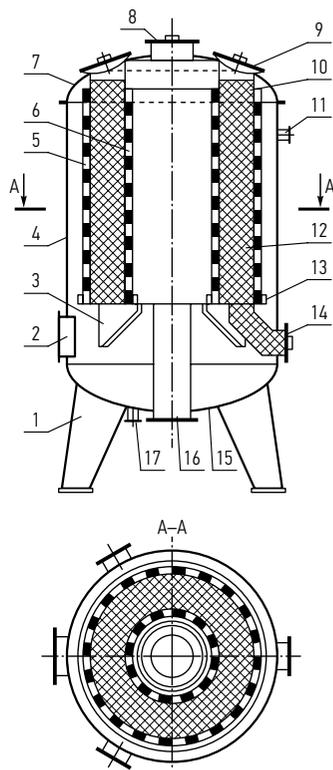
Адсорберы со слоем поглотителя кольцевого сечения, имеющие цилиндрическую или коническую форму (рис. 1.4), применяются при больших расходах



**Рис. 1.2.** Вертикальный адсорбер: 1 – гравий; 2 – разгрузочный люк; 3, 6 – сетка; 4 – загрузочный люк; 5 – штуцер для подачи исходной смеси сушильного и охлаждающего воздуха; 7 – штуцер для отвода паров при десорбции; 8 – штуцер для предохранительного клапана; 9 – крышка; 10 – грузы; 11 – кольцо жесткости; 12 – корпус; 13 – адсорбент; 14 – опорное кольцо; 15 – колосниковая решетка; 16 – штуцер для отвода очищенного газа; 17 – балки; 18 – смотровой люк; 19 – штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 20 – барботер; 21 – днище; 22 – опоры балок; 23 – штуцер для подачи водяного пара через барботер



**Рис. 1.3.** Горизонтальный адсорбер ВТР: 1 – корпус; 2 – штуцер для подачи паровоздушной смеси при адсорбции и воздуха при сушке и охлаждении; 3 – распределительная сетка; 4 – загрузочный люк с предохранительной мембраной; 5 – грузы; 6 – сетки; 7 – штуцер для предохранительного клапана; 8 – штуцер для отвода паров на стадии десорбции; 9 – слой адсорбента; 10 – люк для выгрузки адсорбента; 11 – штуцер для отвода очищенного газа на стадии адсорбции и отработанного воздуха при сушке и охлаждении; 12 – смотровой люк; 13 – штуцер для отвода конденсата и подачи воды; 14 – опоры для балок; 15 – балки; 16 – колосниковая решетка; 17 – барботер



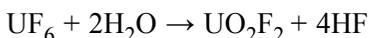
**Рис. 1.4.** Кольцевой адсорбер ВТР: 1 – установочная лапа; 2 – штуцер для подачи паровоздушной смеси, сушильного и охлаждающего воздуха; 3 – опора для базы под цилиндры; 4 – корпус; 5, 6 – внешний и внутренний перфорированные цилиндры; 7 – крышка; 8 – смотровой люк; 9 – загрузочный люк; 10 – бункер-компенсатор; 11 – штуцер для предохранительного клапана; 12 – слой адсорбента; 13 – база для цилиндров; 14 – разгрузочный люк; 15 – днище; 16 – штуцер для очищенного и отработанного воздуха и для подачи водяного пара; 17 – штуцер для отвода паров и конденсата при десорбции и подачи воды

газа, так как они обладают небольшой толщиной слоя адсорбента, следовательно, малым гидравлическим сопротивлением. В кольцевом адсорбере газовая смесь, подлежащая очистке, поступает через штуцер 2 во внешнюю полость аппарата, проходит через кольцевой слой адсорбента, расположенного между внутренней 6 и внешней 5 перфорированными стенками, и выводится из адсорбера через штуцер 16. Кольцевой адсорбер по сравнению с вертикальным имеет меньшую толщину сорбционного слоя при условии равенства объемов адсорбентов. Следовательно, он обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, что обуславливает целесообразность его применения при больших расходах газовой фазы. Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента чаще всего изготавливают длиной до 6 метров и диаметром до 2 метров.

Главными преимуществами рассмотренных аппаратов является отсутствие истирания адсорбентов в ходе процесса и простота конструкции, а недостатками – необходимость наличия нескольких аппаратов для осуществления непрерывного процесса, неполная обработка адсорбента, трудность автоматизации.

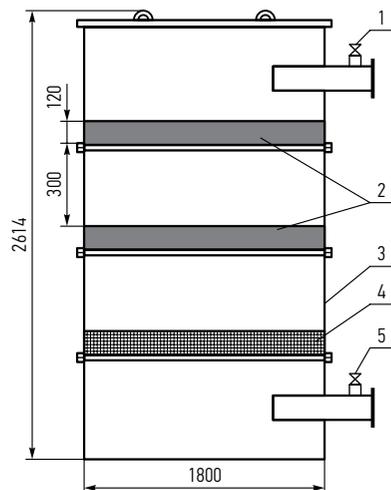
Рассмотрим в качестве примера использования многополочного адсорбера представляющую значительный интерес схему защиты атмосферы производственных помещений при ликвидации последствий возможного аварийного выброса гексафторида урана из транспортных баллонов, разработанную в ФГУП «ВНИИ химической технологии» (г. Москва). При промышленной переработке гексафторида урана  $UF_6$  в силу различных факторов могут возникнуть аварийные ситуации, сопровождаемые выбросом жидкого или газообразного гексафторида урана в производственные помещения.

Вследствие гидролиза  $UF_6$  влагой воздуха по классической реакции:



в атмосфере производственных помещений будет образовываться газоаэрозольная смесь, содержащая, помимо воздуха, газообразные  $UF_6$ ,  $HF$  и мелкодисперсные аэрозольные частицы  $UO_2F_2$  и  $UO_2F_2 \cdot nHF$ . В результате физических и химических превращений возможно появление в воздухе уранфторсодержащих соединений в виде твердых и жидких аэрозолей и кластеров:  $UF_6 \cdot HF \cdot H_2O$ ;  $H[UF_4(H_2O)]$ ;  $UO_2^{2+}$ ;  $U_3O_8^{2+}$ ;  $U_2O_5F_2$ , а также жидкие частицы  $(HF + H_2O)$ . Эту смесь необходимо в возможно более короткие сроки обезвредить путем извлечения из нее вредных химических веществ для последующего восстановления нормальных условий для ремонта и дальнейшей эксплуатации технологического оборудования. Одновременно при этом должны быть решены еще две важные задачи: во-первых, обеспечить охрану окружающей среды от вредного воздействия радиоактивных и вредных химических веществ и, во-вторых, в максимальной степени утилизировать уран и фтор с возвратом их в производственный процесс.

**Рис. 1.5.** Поглощительная колонна: 1 – вентиль для входного пробоотбора; 2 – сорбент NaF общей массой в 2-х кассетах 540 кг; 3 – обечайка; 4 – химический поглотитель типа МД (мерсеризованная древесина); 5 – вентиль для выходного пробоотбора



Предложенная в ФГУП «ВНИИ химической технологии» схема (Громов 2008) позволяет решить эти задачи. Указанная схема предусматривает использование многополощной поглощительной колонны следующей конструкции (рис. 1.5).

Поглощительная колонна изготовлена из углеродистой стали, ее внутренний диаметр – 1800 мм. Колонна состоит из донного короба, на который последовательно устанавливают три обечайки, оснащенные решетками. На решетках в кассетах размещают гранулированный сорбент – фторид натрия и химический поглотитель МД (мерсеризованная древесина) слоями высотой 120 мм, причем, в нижней обечайке находится МД, а в двух верхних – NaF. Газ поступает сверху вниз. Расстояние между слоями равняется 300 мм (из условия ядерной безопасности при выбросе обогащенного урана) (Громов 2008). Площадь сечения колонны – 2,54 м<sup>2</sup>, а общий объем – 6,36 м<sup>3</sup>. Масса фторида натрия, загружаемого в одну кассету обечайки, составляет 270 кг (в двух слоях – 540 кг), масса МД – 110 кг. Время контакта летучих фторидов с фторидом натрия составляет ~ 1,1 с, а время контакта газового потока с МД – ~ 0,6 с. Максимальный расход через одну колонну составляет 5000 м<sup>3</sup>/ч. Фторид натрия предназначен для улавливания практически всех соединений урана, образующихся при аварийном выбросе гексафторида урана, а также фторида водорода. Химический поглотитель типа МД или ММД (модифицированная мерсеризованная древесина) служит фактически контрольным материалом, обеспечивающим снижение содержания вредных химических веществ в откачиваемом воздухе до санитарных норм рабочей зоны предприятия.

Таким образом, даже при аварийном выбросе жидкого UF<sub>6</sub> массой 15 т из двух полностью разрушенных транспортных баллонов, находящихся в авто-

клавах типа RT 031, весь гексахлорид урана будет поглощен фторидом натрия. Выделившийся в результате гидролиза гексафторида урана HF будет практически обезврежен на МД.

В качестве химического поглотителя фторсодержащих газов, прошедших через адсорбент NaF, применяют мерсеризованную древесину или модифицированную мерсеризованную древесину, выпускаемую ООО «Запсибпромтехнология» (г. Томск).

Предложенная Громовым (2008) схема очистки атмосферы производственных помещений позволяет в короткие сроки локализовать аварийные выбросы гексафторида урана и обеспечить защиту атмосферы заводов от вредного воздействия фторсодержащих газов.

Применение описанной выше сорбционно-поглотительной схемы с использованием сорбента – фторида натрия и химических поглотителей типов МД и ММД обеспечивает полную утилизацию гексафторида урана и фтор-иона.

**2. Адсорберы с движущимся слоем адсорбента.** Адсорберы этого класса лишены недостатков адсорберов с неподвижным слоем, в них возможно обеспечение непрерывности процесса, полнее используется адсорбционная емкость адсорбента, в одном аппарате может быть совмещено несколько стадий, за счет чего уменьшается занимаемая площадь. Кроме того, их гидравлическое сопротивление меньше, они проще в управлении и автоматизации. К их недостаткам можно отнести истирание адсорбентов и необходимость строгого соблюдения гидродинамических характеристик процесса при эксплуатации установок.

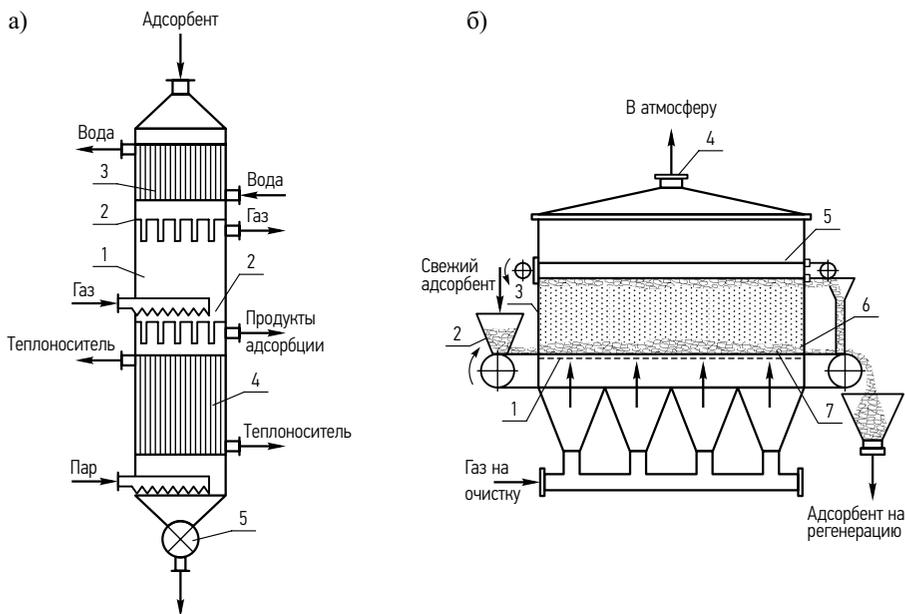
На рис. 1.6 представлены два вида аппаратов с движущимся слоем, когда в одном аппарате может быть совмещено несколько стадий (рис. 1.6, а) и когда регенерация осуществляется за пределами аппарата.

Адсорберы с движущимся слоем адсорбента, в котором стадии совмещаются в одном корпусе, являются одними из наиболее перспективных.

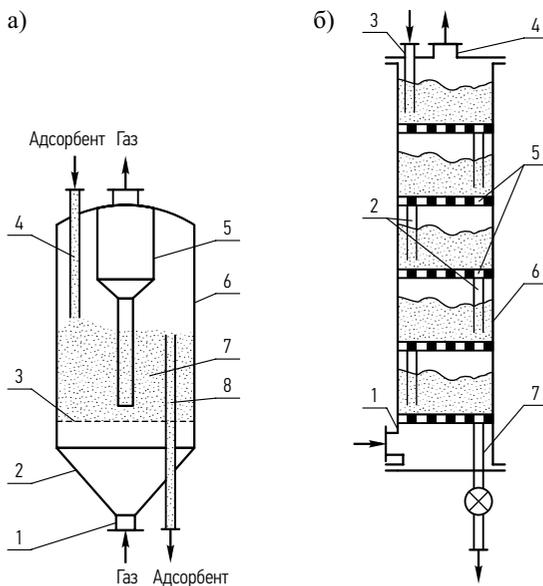
**3. Адсорберы с кипящим слоем адсорбента.** Для интенсификации работы адсорберов в ряде случаев используют кипящий (взвешенный) слой, когда размеры частиц меньше, чем в неподвижном слое. Это позволяет уменьшать сопротивление и увеличивать допустимую скорость газа. Аппараты с кипящим слоем используют как периодического, так и непрерывного действия.

Формирование оптимальных гидродинамических условий зависит от многих факторов, а именно: скорости газового потока, размера и плотности адсорбента, формы аппарата, диаметра и высоты кипящего слоя, способа подачи твердой фазы, конструкции газораспределительных решеток и т. д. Стабильный кипящий слой достигается в том случае, когда высота кипящего слоя примерно равна диаметру аппарата.

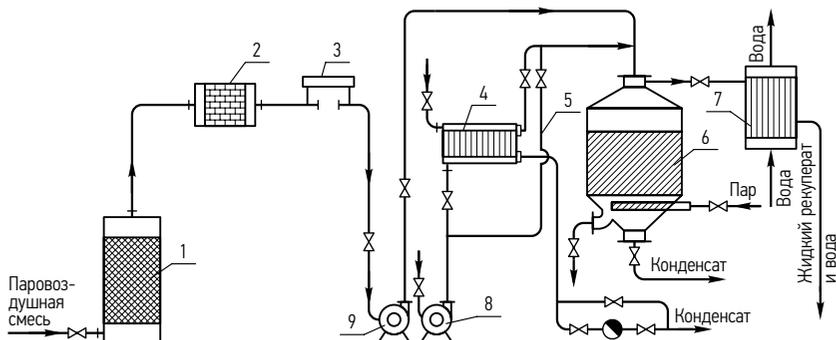
Конструкции адсорбентов с кипящим слоем показаны на рис. 1.7.



**Рис. 1.6.** Абсорбер с движущимся слоем абсорбента: а) с совмещением стадий в одном корпусе: 1 – зона абсорбции; 2 – распределительные тарелки; 3 – холодильник; 4 – подогреватель; 5 – затвор; б) с регенерацией за пределами корпуса: 1 – газораспределительная решетка; 2 – бункер; 3 – корпус; 4 – штуцер; 5 – ленточный фильтр; 6 – затвор; 7 – абсорбент



**Рис. 1.7.** Абсорберы с кипящим слоем: а) однокамерный абсорбер: 1 – нижний штуцер; 2 – конусное днище; 3 – решетка; 4 – патрубок для ввода абсорбента; 5 – циклонное устройство; 6 – цилиндр; 7 – абсорбент; 8 – патрубок для вывода абсорбента; б) многокамерный абсорбер: 1 – штуцер; 2 – переточные трубки; 3 – входная труба; 4 – штуцер выходной; 5 – перфорированные тарелки; 6 – корпус; 7 – выходная труба



**Рис. 1.8.** Схема адсорбционной установки для улавливания паров растворителей: 1 – фильтр; 2 – гравийный огнепреградитель; 3 – предохранительное устройство с разрывными мембранами; 4 – калорифер; 5 – обводная линия; 6 – адсорбер; 7 – конденсатор; 8, 9 – вентиляторы

Адсорбционные методы обезвреживания выбросов наибольшее применение нашли в тех случаях, когда необходимо рекуперировать уловленный продукт (в основном, растворители – ацетон, толуол и др. (рис. 1.8)), удалить неприятные запахи. Имеются сведения об адсорбционной очистке выбросов от диоксида серы, оксидов азота, а также от их смеси.

## 1.2. Каталитические аппараты

**Конструкция каталитических реакторов.** К конструкции каталитических реакторов предъявляются следующие требования:

- высокая производительность;
- обеспечение непрерывности процесса при оптимальных технологических режимах;
- легкость в управлении;
- возможность автоматизации;
- малое гидравлическое сопротивление;
- доступность загрузки и выгрузки катализатора;
- наличие устройства для подогрева газовых смесей и рекуперации тепла;
- небольшая металлоемкость, доступность монтажа, ремонта и транспортировки.

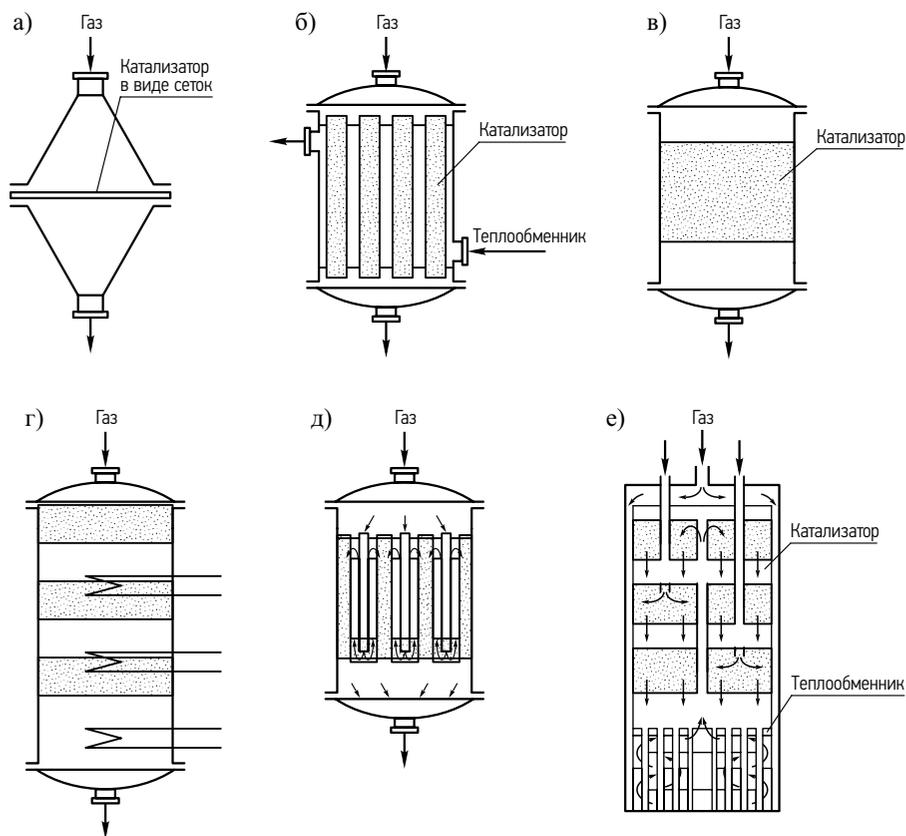
По способу взаимодействия газов с катализатором аппараты обычно подразделяют на 3 группы:

### *1. Каталитические реакторы с фильтрующим слоем катализатора.*

К аппаратам с фильтрующим слоем относятся емкостные, трубчатые и полочные аппараты, принцип действия которых основан на фильтрации газа че-

рез слой неподвижного катализатора (рис. 1.9). На этом принципе основана работа большинства контактных аппаратов. Причем катализатор может быть в виде металлических сеток, натянутых по ходу движения газа, трубчатых контактных аппаратов или твердых тел различной формы, располагаемых на перфорированных решетках. Достоинством таких аппаратов является простота конструкции. К их недостаткам следует отнести отсутствие теплообмена, из-за чего в них можно проводить лишь те реакции, которые сопровождаются небольшими тепловыми эффектами.

Для полноты протекания процесса в одном аппарате может быть установлено несколько слоев контактной массы. Многослойные контактные аппараты чаще всего устанавливают в тех случаях, когда имеется необходимость очи-



**Рис. 1.9.** Схемы контактных аппаратов с фильтрующим слоем катализатора: а) контактный аппарат с катализатором в виде сеток; б) трубчатый контактный аппарат; в) контактный аппарат с перфорированными решетками; г) многослойный контактный аппарат; д) контактный аппарат с трубками Фильда; е) контактный аппарат с теплообменником

щаемый газ подвергать дополнительной обработке (нагреванию, охлаждению и т. д.). Это позволяет вести процесс при оптимальном температурном режиме на каждой полке.

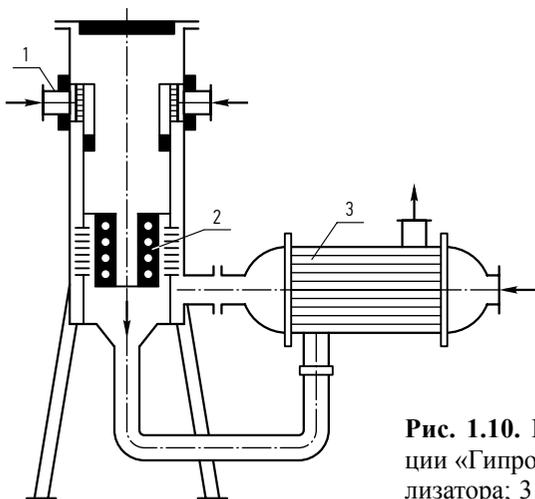
В зависимости от функционального назначения контактных аппаратов с фильтрующим слоем катализатора имеется несколько вариантов их конструктивного оформления: реакторы каталитические с твердым катализатором, размещенным в отдельном корпусе; реакторы каталитические, в которых в общем корпусе размещены контактный узел и подогреватель; реакторы термокаталитические, в которых в общем корпусе размещены контактный узел и рекуператор тепла; реакторы каталитические, в которых в общем корпусе размещены подогреватель, контактный узел и рекуператор тепла. Наиболее перспективными являются аппараты последнего типа, в максимальной степени отвечающие экологическим требованиям.

В качестве примера можно привести термокаталитический дожигатель конструкции «Гипрогазочистка» (Юшин 2005) (рис. 1.10).

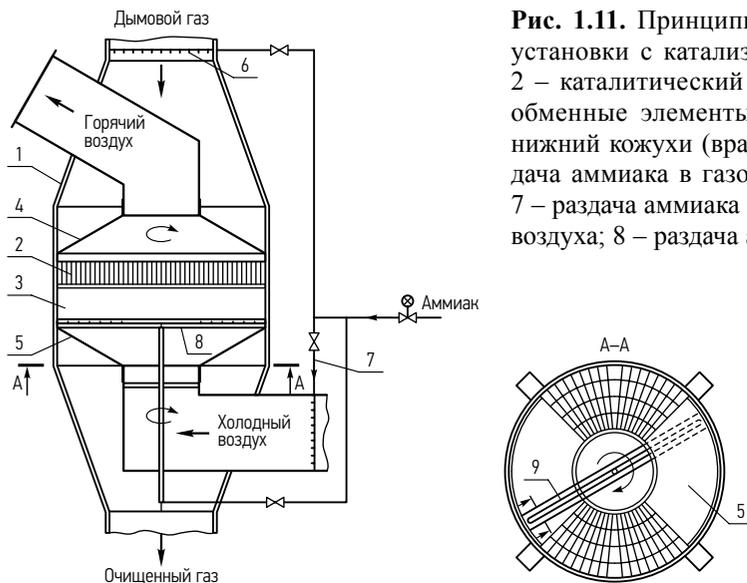
Газ, содержащий вредные примеси, подогревается очищенными газами в теплообменнике-рекуператоре. Затем смешивается с топочными газами, образующимися при сжигании топлива в горелках 1, после чего происходит обезвреживание на поверхности катализатора 2.

Недостатком аппаратов с фильтрующим слоем является возможность засорения катализатора твердыми частицами. В этом случае могут быть использованы трубчатые реакторы с нанесенными на внутреннюю поверхность трубок катализаторами.

Значительный интерес представляет опыт применения установок селективного каталитического восстановления  $\text{NO}_x$  аммиаком (СКВ-установки). На рис. 1.11 приведена принципиальная схема СКВ-установки, в которой катали-



**Рис. 1.10.** Каталитический дожигатель конструкции «Гипрогазочистка»: 1 – горелка; 2 – слой катализатора; 3 – теплообменник-рекуператор



**Рис. 1.11.** Принципиальная схема СКВ-установки с катализатором: 1 – корпус; 2 – каталитический реактор; 3 – теплообменные элементы; 4, 5 – верхний и нижний кожухи (вращающиеся); 6 – раздача аммиака в газоходе дымового газа; 7 – раздача аммиака в газоходе холодного воздуха; 8 – раздача аммиака; 9 – сегмент

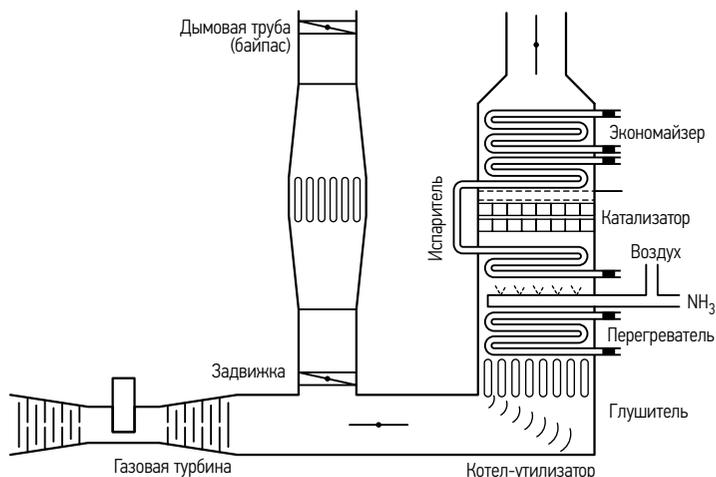
затор размещен непосредственно в РВП. Для таких установок обычно используют пластинчатые катализаторы, преимуществом которых по сравнению с сотовыми является их более высокая механическая прочность и устойчивость к эрозии летучей золой.

Подобные установки разработаны фирмами *Siemens Kraft anlagen AG Heidelberg*, *Pacific Gas and Electric Company* и др. (Ходаков 2001). Фирмой *Siemens* эта схема впервые реализована на угольной ТЭС *Buggenum* в Голландии. В середину РВП было загружено 127 м<sup>3</sup> катализатора, линейная скорость дымового газа составляла 9,75 м/с. Аммиак подавался в дымовой газ частично с холодным воздухом. При нормировании проскока аммиака на уровне 5 млн.<sup>-1</sup> на этой установке была достигнута эффективность очистки в 30÷50%.

В последнее время наметилась тенденция к сопряжению СКВ-установок с газовыми турбинами. На рис. 1.12 представлена одна из таких схем – принципиальная схема газотурбинной установки ТЭС *Leopoldau* с котлом-утилизатором, оснащенный СКВ-очисткой. В схеме используются газовая турбина мощностью 150 МВт, котел-утилизатор мощностью 170 МВт.

Параметры котла-утилизатора:

Производительность, т/ч	194,4
Давление в барабане, МПа	5,2
Температура, °С:	
пара	473
питательной воды	105
Гидравлическое сопротивление, кПа	4,5

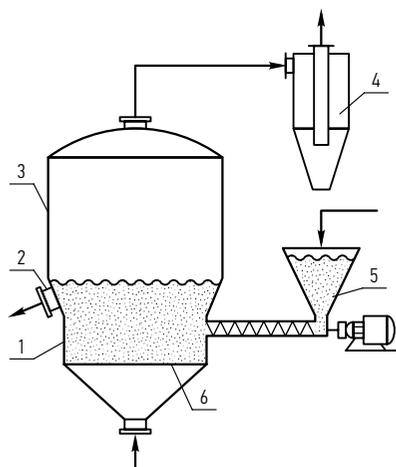


**Рис. 1.12.** Схема сопряжения СКВ-установки с газовой турбиной на ТЭС Leopoldau (Австрия) (Ходаков 2001)

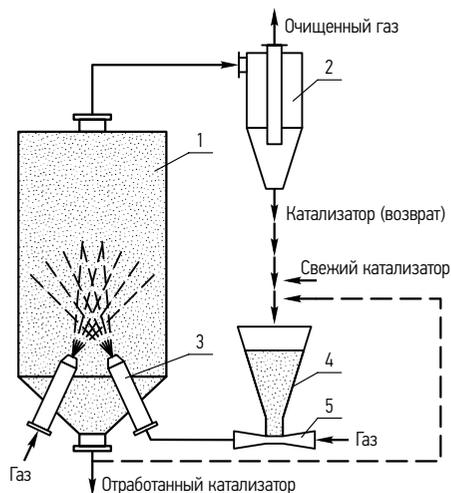
В схеме предусматривается байпас дымовых газов газовой турбины, когда последняя используется только для выработки электроэнергии. Кроме того, благодаря байпасу имеется возможность обеспечить заданную для используемого катализатора скорость разогрева. Для этого имеется соответствующая задвижка (см. схему на рис. 1.12). Температура дымовых газов после газовой турбины составляет  $960\text{ }^{\circ}\text{C}$ , что значительно выше температуры, возможной для СКВ-катализаторов. Поэтому ярусы для размещения катализаторов устанавливаются в котле-утилизаторе между двумя частями испарителя, где температура дымовых газов изменяется от  $385\text{ }^{\circ}\text{C}$  до  $350\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Из рис. 1.12 видно, что по сечению газохода установлены поворотные лопатки, которые выравнивают профиль скорости в газоходе. Аммиачно-воздушная смесь подается в газоход перед испарителем, трубные пучки которого обеспечивают дополнительное перемешивание аммиака с дымовыми газами. Эффективность очистки от  $\text{NO}_x$  на такой установке составляет 78% при загрузке  $112\text{ м}^3$  катализатора и проходе аммиака  $5\text{ млн.}^{-1}$  (Ходаков 2001).

**2. Каталитические реакторы со взвешенным слоем катализатора.** Недостатком фильтрующего слоя является наличие зон, плохо омываемых газом в местах соприкосновения гранул катализатора. Для устранения этих недостатков используют кипящий слой, в котором каждая гранула катализатора интенсивно со всех сторон соприкасается с газом, что интенсифицирует процесс очистки (см. рис. 1.13).

Достоинством таких аппаратов является также хорошая теплопроводность слоя, возможность механизировать и интенсифицировать процесс загрузки и



**Рис. 1.13.** Каталитический реактор с кипящим слоем катализатора: 1 – цилиндрическая часть корпуса; 2 – зернистый катализатор; 3 – верхняя часть корпуса; 4 – циклон; 5 – шнековое устройство; 6 – газораспределительная решетка



**Рис.1.14.** Каталитический реактор с пылевидным реактором: 1 – цилиндрический корпус; 2 – циклон; 3 – сопло; 4 – бункер; 5 – эжекторное устройство

выгрузки катализатора, исключение возможности локального перегрева или переохлаждения, возможность использовать мелкий катализатор. Следует отметить, что в фильтрующем слое мелкозернистый катализатор не используется из-за повышенного сопротивления и неравномерности температурного слоя.

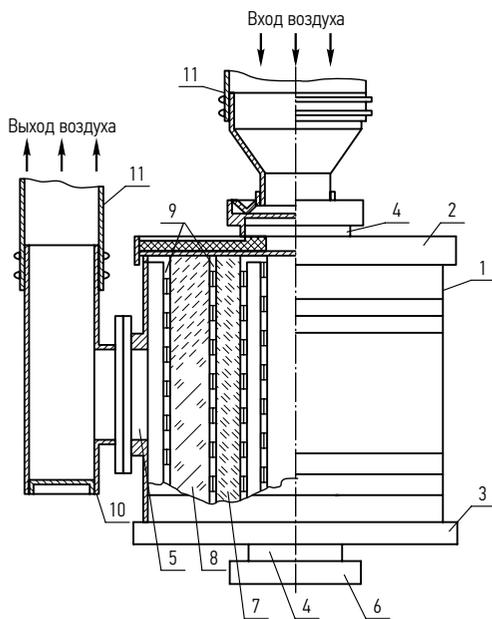
К недостаткам взвешенного слоя следует отнести истирание и унос пылевидного катализатора из аппарата, что требует установки пылеулавливающего аппарата и предъявляет повышенные требования к прочности катализаторов, а также невозможность осуществления противотока, что снижает движущую силу процесса. Перечисленные недостатки не являются определяющими, многие из них могут быть полностью или частично устранены.

Для увеличения степени очистки газов в ряде случаев используют много-полочные аппараты с кипящим слоем.

**3. Каталитические реакторы с пылевидным катализатором.** В аппаратах с пылевидным катализатором измельченный катализатор распыляют в рабочую зону с помощью специальных сопел. Этим достигается более полное использование реакционного объема. Реакция протекает в тот момент, когда частицы катализатора находятся в полете (см. рис. 1.14).

### 1.3. Комбинированные сорбционно-каталитические аппараты

В последнее время появились сообщения о разработке новых сорбционно-каталитических способов очистки воздуха от газообразных токсичных компонентов. Так, например, в патенте РФ (Кумпаненко и др. 2001) в качестве сорбента, поглощающего углеводороды и другие органические соединения, используется активированный уголь, а в качестве катализатора – гопкалит, содержащий, например, окислы марганца, меди и др. Преимуществом указанного комбинированного способа очистки воздуха является предотвращение отравления катализатора парами воды, упрощение процесса и снижение энергопотребления. Схема комбинированного аппарата представлена на рис. 1.15. Производительность одного модуля такого аппарата по данным разработчика – Института химической физики им. Н. Н. Семенова Российской академии наук составляет  $600 \text{ м}^3/\text{час}$ .



**Рис. 1.15.** Схема комбинированного фильтрующего модуля по патенту (Кумпаненко и др. 2001): 1 – корпус; 2 – крышка; 3 – днище; 4 – торцевые отверстия для входа воздуха; 5 – боковое отверстие для выхода воздуха; 6 – заглушка; 7 – сорбент; 8 – катализатор; 9 – разделительные перфорированные перегородки; 10 – патрубок выхода воздуха; 11 – эластичная муфта для присоединения второго модуля с целью повышения производительности установки

### 1.4. Биофильтры

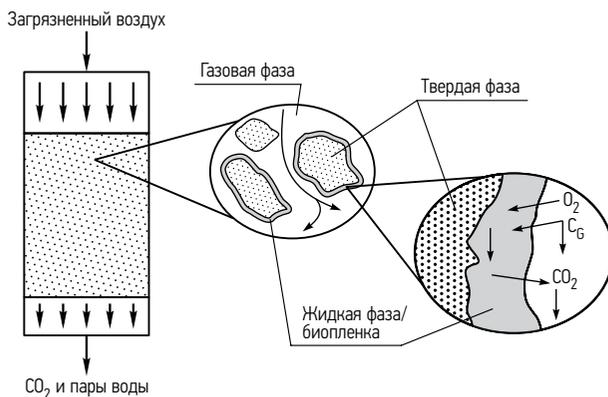
**Принципы биологического метода очистки воздуха.** Биологический метод очистки воздуха основан на использовании микроорганизмов, окисляющих органические соединения. Во время фильтрации аэробные гетеротрофы, находящиеся в загрузке биофильтра, окисляют органические соединения, пропу-

скаемые через загрузку. Выращенные или занесенные на загрузку популяции микробов формируют активированную биопленку (рис. 1.16). Из-за градиента концентрации загрязнителя между двумя фазами органическое соединение из газовой фазы переходит в жидкую фазу – биопленку, в которой микроорганизмами биodeградируется (Elmrini *et al.* 2004; Estimated ...2006; Malhautier *et al.* 2005).

В биофильтрах самыми важными элементами для биodeградации органических соединений, попадающих в окружающую среду в результате естественных или производственных процессов, являются бактерии, дрожжи и микромицеты. При делении органических соединений растут новые микроорганизмы (катаболизм), компоненты окисдируют до двуокиси углерода и воды (Baltrėnas *et al.* 2004). Жизненные процессы у всех живых организмов происходят в воде: в тонкой пленке воды, образующейся на поверхности загрузки (Kan, Deshusses 2003; Malhautier *et al.* 2005).

Основным элементом биофильтра малой производительности является загрузка. Для биологического деления органических соединений необходимо, чтобы загрузка увлажнялась водой, обогащенной биогенными элементами и буферными растворами. Спустя определенное время на поверхности загрузки формируется биопленка. Миллиарды микроорганизмов превращают органические соединения в углеводород и воду (Chan, Chang 2006; Lu *et al.* 2004).

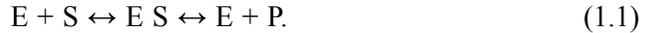
Снабжение биофильтра органическими соединениями усиливает активность загрузки. Однако она снижается при уменьшении концентрации поступающего загрязнителя. При этом уменьшается образовавшийся на загрузке слой биомассы. Для того, чтобы в биопленке происходил синтез органических соединений, субстрат (загрязнитель) должен быть перенесен из газовой фазы в жидкую. Растворимость газов в биосреде зависит от давления и температуры жидкости. Зависимость растворимости газов в биосреде от давления описывает закон Генри (Miller, Allen 2005): при постоянной температуре растворимость газов в среде прямо пропорциональна давлению газов. С повышением



**Рис. 1.16.** Схема процесса биофильтрации загрязнителей (C<sub>G</sub> – биомасса) (Ardjmand *et al.* 2005)

температуры растворимость газов в среде уменьшается, а при уменьшении температуры увеличивается (Eethochawalit *et al.* 2001; Miller, Allen 2004).

Во время биологического процесса ферменты  $E$  расщепляют субстрат  $S$  до продукта  $P$ . В этом случае роль ферментов играют микроорганизмы, субстрата – летучие органические соединения, а конечного продукта – вода и двуокись углерода (Li, Мое 2005):



Теорию ферментной кинетики впервые сформулировали Михаэлис и Ментен. Они утверждали, что при контакте фермента  $E$  с субстратом  $S$  создается соединение фермента и субстрата, которое позже распадается на фермент  $E$  и продукт  $P$ . Это позволило выразить числовую зависимость между концентрацией субстрата и скоростью реакции ферментации (Lu *et al.* 2000; 2002).

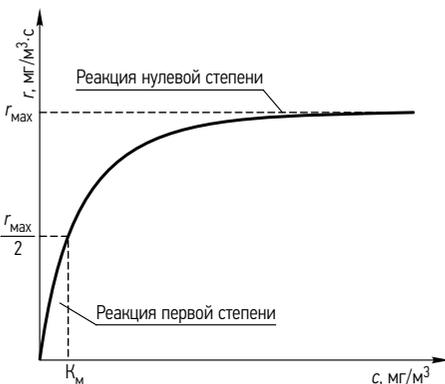
Скорость реакции ферментации выражается формулой:

$$r = r_{\max} \frac{c}{K_M + c}, \text{ мг/м}^3 \cdot \text{с}, \quad (1.2)$$

где  $r$  – скорость реакции,  $\text{мг/м}^3 \cdot \text{с}$ ;  $r_{\max}$  – максимальная скорость реакции, когда фермент полностью насыщается субстратом,  $\text{мг/м}^3 \cdot \text{с}$ ;  $c$  – концентрация субстрата,  $\text{мг/м}^3$ ;  $K_M$  – константа Михаэлиса-Ментен,  $\text{мг/м}^3$ .

Зависимость между скоростью реакции ферментации и концентрацией субстрата проиллюстрирована на рис. 1.17.

Когда концентрация субстрата значительно больше константы Михаэлиса-Ментен ( $c \gg K_M$ ), скорость реакции ферментации субстрата достигает максимума ( $r \cong r_{\max}$ ), а реакция – нулевой степени. Скорость реакции не зависит от концентрации субстрата. Когда концентрация субстрата значительно меньше



**Рис. 1.17.** Зависимость скорости реакции от концентрации субстрата (Piyaprasit 2005)

константы Михаэлиса-Ментен, скорость реакции ферментации пропорциональна концентрации субстрата, и реакция оказывается 1-й степени  $r \cong (r_{\max} \cdot c)/K_M$  (Chan, Chang 2006).

В биофильтрах малой производительности количество микроорганизмов зависит от природы сорбируемого загрязнителя. В данном случае субстрат – это источник углерода и энергии микроорганизмов. Прирост биомассы зависит от концентрации субстрата (Wu 2003):

$$\mu = \mu_{\max} \cdot c(K_S + c), h^{-1}, \quad (1.3)$$

где  $\mu$  – скорость прироста биомассы,  $h^{-1}$ ;  $\mu_{\max}$  – максимальная скорость прироста биомассы,  $h^{-1}$ ;  $c$  – концентрация субстрата,  $mg/m^3$ ;  $K_S$  – константа Монода,  $mg/m^3$ .

Прирост биомассы и изменение (уменьшение) субстрата после реакции ферментации можно выразить одним параметром – коэффициентом выхода субстрата  $Y_{x/s}$ . Он показывает прирост сухой биомассы  $\Delta X$  после расщепления определенного количества массы субстрата ( $S_M$ ):

$$Y_{x/s} = \Delta X / \Delta S_m \quad (1.4)$$

Зная коэффициент выхода субстрата, можно определить количество удаляемого субстрата  $r_A$ :

$$r_A = \mu \cdot m_f / Y_{x/s}, \quad (1.5)$$

где  $m_f$  – масса биопленки на поверхности активного слоя (для толстой пленки) или масса носителя (для тонкой пленки),  $kg/m^3$ .

Масса биопленки меняется с течением времени. Эти изменения обуславливают два разных параметра – масса микроорганизмов в биопленке и влияние аэродинамических процессов на расщепление биомассы, т. е. частично биомасса теряется из-за происходящих в фильтре аэродинамических процессов. Скорость прироста биомассы при этом выражается формулой:

$$dm_f/dt = (\mu - b) \cdot m_f, \quad (1.6)$$

где  $b$  – скорость расщепления загрязнителя,  $h^{-1}$ ;  $t$  – время переноса загрязнителя,  $h$ .

Перенос вещества (субстрата) может быть выражен коэффициентом диффузии и записан так:

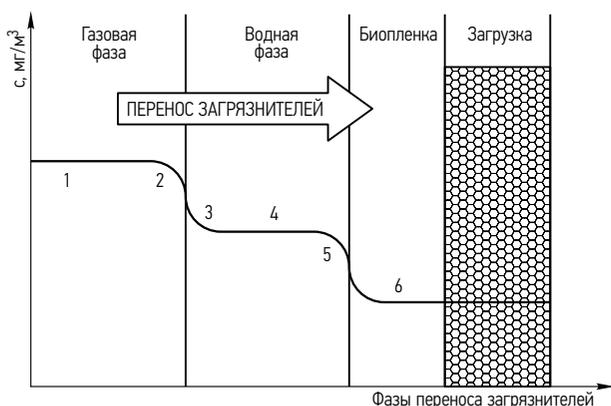
$$j = -D \cdot dc/dl, \quad (1.7)$$

где  $j$  – перенос массы,  $mg/m^3 \cdot s$ ;  $D$  – коэффициент диффузии,  $m^2/s$ ;  $c$  – концентрация субстрата,  $mg/m^3$ ;  $l$  – расстояние переноса,  $m$ .

На рис. 1.18 представлены фазы переноса загрязнителей. Для диффузии загрязнителя из газовой фазы в жидкую достаточно шести шагов переноса (Piyaprasit 2005).

С учетом пористости и фракции загрузки коэффициент переноса субстрата может быть очень маленьким или вообще не учитываться. Однако в биопленке этот коэффициент меньше, чем коэффициент переноса в жидкой фазе (Piyaprasit 2005).

**Преимущества и возможности применения биофильтров для очистки воздуха.** Биофильтры малой производительности применяются для расщепле-



**Рис. 1.18.** Фазы переноса загрязнителей: 1 – перенос в газовой фазе; 2 – перенос из граничной газовой фазы в жидкую; 3 – перенос из начальной фазы в жидкую; 4 – перенос в жидкой фазе; 5 – перенос из граничной жидкой фазы в начальную фазу биопленки; 6 – перенос загрязнителя и реакция в биопленке (Piyaragit 2005)

ния как гидрофильных органических соединений, хорошо растворимых в воде, так и гидрофобных органических соединений, плохо растворимых в воде. К гидрофильным органическим соединениям относятся такие группы летучих органических соединений (ЛОС), как алкоголи, эфиры и кетоны (Deshusses, Johnson 2000). Коэффициент Генри, оценивающий растворимость газов в жидкости, для соединений этой группы низок ( $<0,01$ ) (Cai *et al.* 2006). К гидрофильным органическим соединениям относятся и такие загрязнители, как ацетон и бутанол, эмиссии которых в воздух окружающей среды самые большие (Alonso *et al.* 1998).

К гидрофобным органическим соединениям, коэффициент Генри которых высок, относятся алкановые ароматические соединения, такие, как толуол (Cai *et al.* 2006; Canet *et al.* 2007).

Оборудование по биологической очистке было прежде всего высоко оценено в Германии как перспективное и не требующее больших экономических затрат (Malhautier *et al.* 2005).

Биофильтрации при очистке воздуха от летучих органических соединений присущи следующие преимущества по сравнению с другими методами очистки (Deviny *et al.* 1999; Jeong *et al.* 2008):

- экономичность очистки;
- снижение опасности возникновения пожара, обеспечение безопасности эксплуатации оборудования благодаря низкотемпературной оксидации и большой влажности загрузки;
- относительно небольшое аэродинамическое сопротивление оборудования;

- высокая эффективность очистки;
- экологичность оборудования. Во время процесса оксидации в окружающую среду выделяются такие невредные продукты, как  $\text{CO}_2$  и вода;
- сравнительно небольшие затраты на эксплуатацию оборудования и дешевый уход за ним. В нем немного движущихся деталей, благодаря чему их замена производится редко, экономятся средства, упрощается уход за оборудованием.

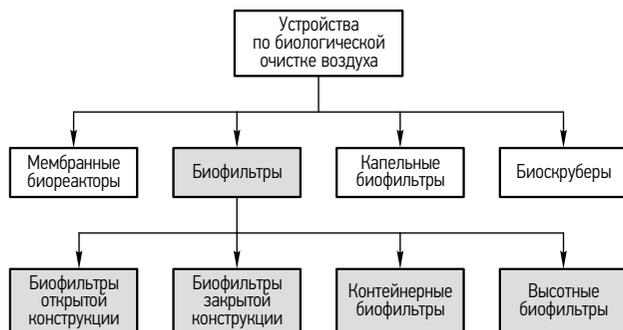
Биологическая очистка воздуха является самым дешевым из всех методов очистки органических соединений, поэтому этот метод экономически выгодно применять для удаления летучих органических соединений и одорантов на предприятиях, на которых в воздух окружающей среды выделяются небольшие концентрации этих загрязнителей (Schwarz *et al.* 2001).

С учетом преимуществ биофильтров этот метод может применяться на предприятиях по производству красок, текстиля, на нефтеперерабатывающих, мебельных предприятиях и др., на которых в воздух окружающей среды выделяются летучие органические соединения (Hognos *et al.* 2007). Метод биофильтрации может быть применен не только для расщепления органических соединений, но и для удаления неприятных запахов, выделяемых во время процессов брожения, и др. Меняя соответствующие загрузки и культуры микроорганизмов, биофильтры можно применять в водоочистных сооружениях, животноводческих комплексах, на бойнях для удаления запахов (Reza *et al.* 2005). При очистке биофильтром воздуха, загрязненного сероводородом, достигается 90–99,9%-я эффективность очистки (Goncalves, Govind 2009; Xiaobing *et al.* 2003).

**Классификация и принцип действия установок по биологической очистке воздуха с зернистой загрузкой.** Основным элементом биологического устройства по очистке воздуха малой производительности является фильтровочная среда – загрузка, в качестве которой могут применяться как органические, так и неорганические вещества (Baltrėnas, Zagorskis 2008). Загрузка активируется, когда увлажняется водой, насыщенной биогенными элементами. Во время очистки воздуха молекулы пропускаемого загрязнителя медленно проходят через загрузку. Перенесенные из газовой фазы в жидкую во время процессов ферментации, происходящих на пленке, образовавшейся на загрузке, они расщепляются микроорганизмами (Engesser, Plaggemeier 2000).

Биологические устройства по очистке воздуха различных конструкций широко исследовали немецкие ученые Губнер, Майер и Сабо (Chen *et al.* 2004).

Биологические устройства по очистке воздуха подразделяются на четыре основных класса: мембранные биореакторы, капельные биофильтры, биофильтры и биоскруберы (Angerer 1999; Neves *et al.* 2006). Конструкции биологических устройств по очистке воздуха могут различаться из-за вида применяемой



**Рис. 1.19.** Биологические устройства по очистке воздуха

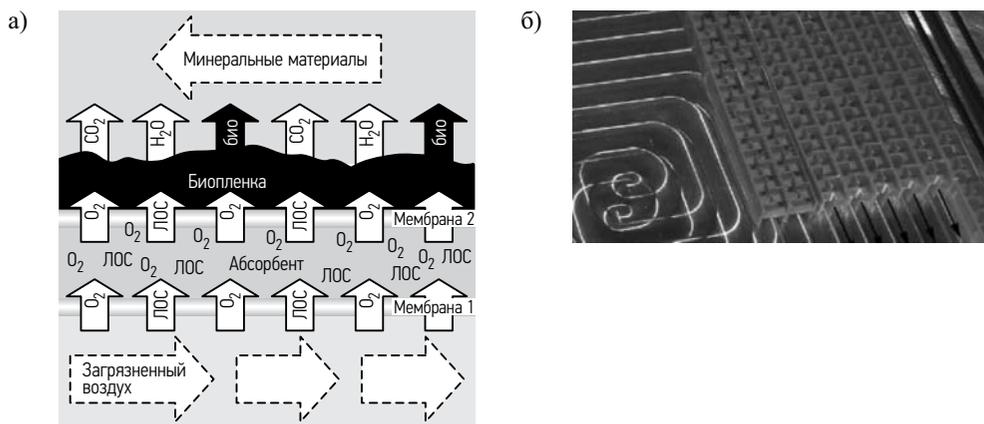
загрузки (Рис. 1.19). В описанном в литературе оборудовании применяется загрузка, которая может быть классифицирована как стационарная, в ней микроорганизмы растут на твердой загрузке, и подвижная – активный ил (Neves *et al.* 2006; Nielsen *et al.* 2005).

Мембрана – основной элемент мембранных биореакторов. Она может быть изготовлена из пористых органических (полимеров) и неорганических (керамики, металла, полиэтилена) материалов (Chen *et al.* 2004; Zein *et al.* 2004). Органические соединения, подаваемые в устройства, равномерно распределяются в мембране, отделяющей газовую фазу от абсорбента (Syton, Casey 2008).

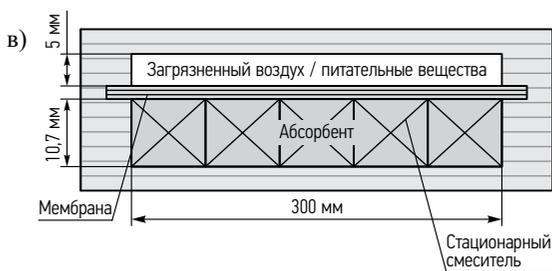
После прохождения мембраны вредные вещества сорбируются в абсорбенте. Перенесенные в жидкую фазу они расщепляются микроорганизмами. Другая мембрана (Рис. 1.20, а) отделяет абсорбент от минеральной среды. Растущие в минеральной среде аэробные микроорганизмы скапливаются на мембране и формируют биопленку, в которой загрязнители деградируют. Органические соединения и кислород увеличивают активность биопленки, образующейся на мембране. С другой стороны, биопленка активируется питательными материалами. Мембранные биореакторы применяются для удаления плохо растворимых в воде органических соединений. Аэродинамическое сопротивление мембранных биореакторов зависит от числа секций мембран. При высоте мембранных секций в 0,6 м аэродинамическое сопротивление оборудования достигает 1200 Па. Мембранные биореакторы применяются для удаления больших концентраций загрязнителей (5,0–10 г/м<sup>3</sup>) (Studer, Rohr 2008).

В последнее время для уменьшения эмиссии летучих органических соединений в воздух окружающей среды стали применяться капельные биофилтры (Lu *et al.* 2000; 2002; Cox, Deshusses 2002). С целью увеличить площадь и долговечность загрузки капельные биофилтры загружаются синтетической загрузкой неорганического происхождения, которая увлажняется активированным раствором, насыщенным питательными веществами (Chang, Lu 2003; Liu *et al.* 2007). Для поддержания активности микроорганизмов загрузка по-

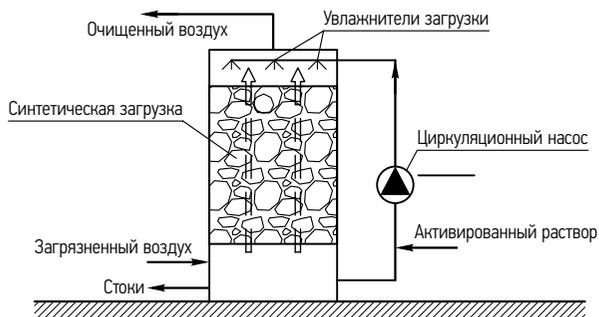
стоянно увлажняется путем сбрызгивания ее активированными каплями воды. Активированный раствор поступает в устройство по циркуляционному насосу (Рис. 1.21). Летучие органические соединения абсорбируются на биопленке, образовавшейся на поверхности загрузки, где они расщепляются микроорганизмами. Пропущенный через загрузку очищенный воздух удаляется из биофильтра (Jantschak *et al.* 2004). Капельные биофильтры предназначены для очищения воздуха от больших (более 2000 мг/м<sup>3</sup>) концентраций загрязнителей (Sercu *et al.* 2006; Liu *et al.* 2007).



**Рис. 1.20.** Элементы мембранно-биореактора: а) принципиальная схема удаления ЛОС, б) каналы прохождения воздушного потока по мембране, в) схема мембранной секции (Studer, Rohr 2008)



**Рис. 1.21.** Схема капельного биофильтра (Jantschak *et al.* 2004)



В США нашли широкое применение биофильтры открытой конструкции. Из-за небольшой скорости потока воздуха (0,05 м/с) эти биофильтры занимают много места, поэтому чаще всего оборудуются вне помещений. Их конструкция проста. Это вырытая в натуральном грунте траншея, на дне которой на слой гравия или щебня толщиной 0,3–0,8 м укладываются перфорированные трубы, пропускающие газ. На них засыпается фильтрующий материал (Cox, Deshusses 2002; Deshusses, Cox 1999; Piyaprasit 2005).

Биофильтры открытой конструкции (Рис. 1.22) чаще всего загружаются загрузкой органического происхождения, состоящей из древесных щепок, коры, торфа. Поток воздуха перед тем, как попасть на загрузку, увлажняется до 80–90% в камере увлажнения, после чего подается на фильтровочный слой. Для поддержания микробиологической активности сама загрузка увлажняется водой, насыщенной буферным раствором и биогенными элементами. Микроорганизмы, находящиеся на биопленке, образовавшейся на загрузке, не только усваивают абсорбируемые органические соединения, но и разрушают загрузку, забирая из нее молекулы углеводорода. В процессе синтеза загрузка теряет свои физические свойства: уменьшается ее пористость, увеличивается аэродинамическое сопротивление. Чтобы улучшить эффективность очистного оборудования, следует часто менять загрузку. В биофильтрах этой конструкции загрузка меняется один раз в 2–5 лет. С целью экономии места биофильтры могут быть установлены на плоских крышах предприятий. До этого следует укрепить несущие конструкции крыш, так как нагрузка от таких биофильтров может составлять 500–1000 кг/м<sup>2</sup>. Воздух через фильтровочный слой может поступать снизу вверх и наоборот. Он должен проходить через весь слой загрузки, поэтому важна толщина и влажность слоя.

Оптимальной считается влажность загрузки, составляющая 40–60%. В случае, когда влажность недостаточна, загрузка трескается, пересыхает, что усложняет прохождение через нее воздуха и снижает активность микроорганизмов. Таким образом, загрузка теряет фильтровочные свойства. Чтобы из-

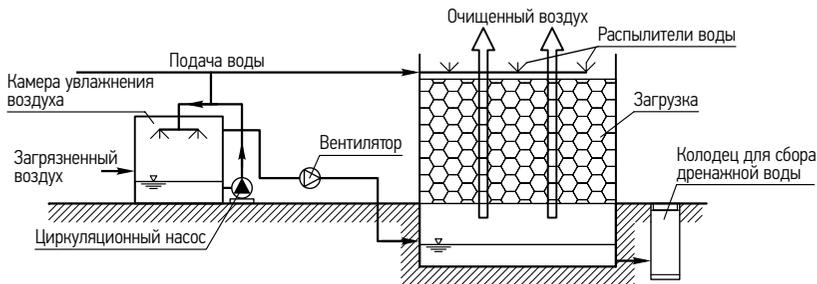


Рис. 1.22. Биофильтр открытой конструкции (Piyaprasit 2005)

бежать пересыхания загрузки, она увлажняется, орошается водой, насыщенной биогенными элементами. Однако, если влажность внутри фильтровочного слоя слишком велика, появляются анаэробные области, которые увеличивают аэродинамическое сопротивление загрузки. Из-за этого уменьшается время контакта загрязнителей с микроорганизмами, а значит, и эффективность очистной установки (Piyaprasit 2005).

Биофильтры закрытой конструкции и малой производительности обладают большими преимуществами по сравнению с биофильтрами открытой конструкции. Прежде всего они меньше по размерам, занимают меньше места. На работу установки и происходящих в ней процессах биофильтрации меньшее воздействие оказывают метеорологические условия или условия окружающей среды. В биофильтрах закрытой конструкции теряется меньше влаги. В биофильтре, представленном на рис. 1.23, оборудована камера увлажнения загрязненного воздуха, в которой воздух увлажняется до относительной влажности в 95%. После чего он направляется в активированную загрузку. Дополнительно загрузка увлажняется водой, насыщенной биогенными элементами и буферным раствором. Конструкции биофильтров, представленных на рис. 1.22 и 1.23, просты, что обеспечивает простоту эксплуатации установки, не требующей больших экономических затрат. Однако в фильтрах такой конструкции имеется довольно толстый слой загрузки высотой в 0,8 м, в котором зачастую образуются «сжатые» зоны. Это уменьшает площадь фильтровочной поверхности, в биосреде начинают размножаться анаэробные микроорганизмы (Delhomenie *et al.* 2002).

Аналогичные биофильтры применяются для очистки воздуха от алифатических соединений, спирта, альдегидов и углеводорода. Питательную среду фильтров составляет активированный ил. Для детоксикации цианида на промышленных предприятиях может применяться биологический метод очистки с применением различных агентов: от активного ила до специфических фермен-

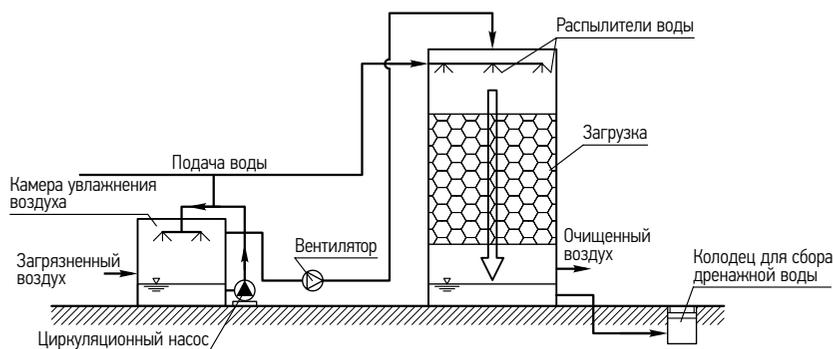


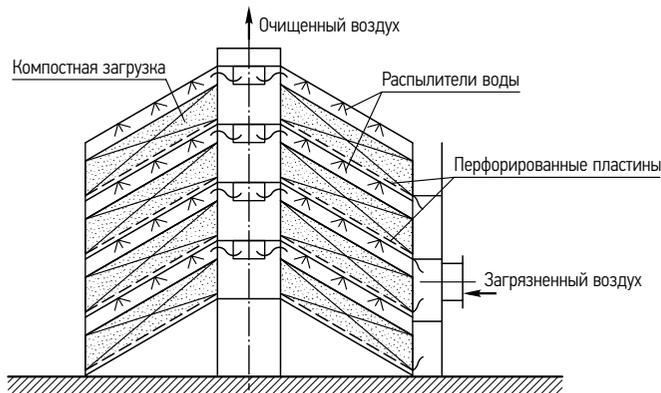
Рис. 1.23. Биофильтр закрытой конструкции (Piyaprasit 2005)

тов, способных расщеплять цианиды. Бактерии рода *Bacillus stearothermophilus* катализируют цианид в тиоцианид, а затем он во время гидролиза может распадаться до формамида (Ruokojarvi *et al.* 2001). Для того, чтобы загрязнители и расщепляющие их микроорганизмы равномерно распределялись по всей поверхности загрузки, проектируются высотные (в несколько этажей) биофильтры или невысокие, но занимающие большую площадь. В таких установках воздух очищается поэтапно (Li *et al.* 2003; Ruokojarvi *et al.* 2001; Sergu *et al.* 2005). В высотных биофильтрах кассеты размещаются одна над другой и разделяются металлическими решетками. Они занимают сравнительно немного места и могут оборудоваться в высоких помещениях (Рис. 1.24, 1.25).

Конструкцию биофильтра, представленного на рис. 1.24, составляют 4 слоя загрузки, помещенных один над другим и отделенных друг от друга металлическими решетками. Загрузку, составленную из компоста, держат устроенные под ней дисковые сита. Загрязненный поток воздуха направляется отдельно под каждый слой загрузки, увлажняемый устроенными в фильтре разбрызгивателями воды. Прошедший через фильтровочный слой очищенный воздух направляется в центральную часть фильтра, откуда через воздухопровод удаляется из устройства. Эффективность биофильтров закрытой конструкции с увеличением концентрации паров поступающего загрязнителя снижается (Zigmontiene, Vaiskunaite 2005).

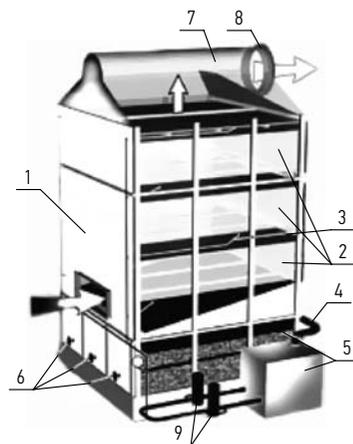
На рис. 1.25 представлен трехкассетный высотный биофильтр малой производительности. Загрузка этого фильтра искусственного происхождения, на которую нанесены микроорганизмы. Подбор микроорганизмов и биосреды зависит от природы и концентрации поступающего в устройство загрязнителя.

Суммарная концентрация углеводорода в воздухе должна составлять от  $400 \text{ мг/м}^3$  до  $7000 \text{ мг/м}^3$ . Если подаваемый в устройство воздух к тому же загрязнен твердыми частицами, концентрация которых превышает  $5 \text{ мг/м}^3$ , перед биофильтром необходимо установить пылеулавливатель. В биофильтре



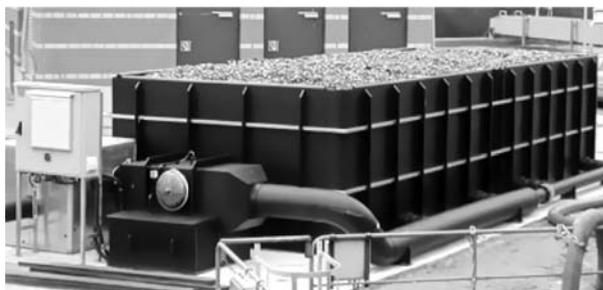
**Рис. 1.24.** Биофильтр с загрузкой в несколько этажей (Piyaprasit *et al.* 2005)

**Рис. 1.25.** Высотный биофильтр: 1 – корпус устройства; 2 – кассеты с загрузкой; 3 – система увлажнения загрузки; 4 – труба для удаления загрязненной воды; 5 – резервуар для воды, насыщенной биогенными элементами; 6 – трубы для распределения биогенных элементов; 7 – крышка биофильтра; 8 – отверстие для удаления воздуха; 9 – насосики для увлажнения загрузки (Установка ... 2006)



нет системы нагревания воздуха или биосреды, поэтому он может эксплуатироваться в помещениях, температура воздуха которых колеблется от 18°C до 35°C. Оптимальная температура рабочей части – 28°C. Для обеспечения жизнеспособности микроорганизмов, занесенных в загрузку, аэродинамическое сопротивление которой составляет 1200 Па, в биофильтре имеется система увлажнения, поддерживающая 60%-ю влажность загрузки. Очищенный воздух из установки удаляется через специальное отверстие. Производительность биофильтра невысока – 7500 м<sup>3</sup>/ч.

В случае, когда скорость пропускаемого через загрузку потока воздуха равна 0,5 м/с, эффективность установки в зависимости от природы и концентрации загрязнителя может достигать 70–85%. Биофильтр может применяться на химических, лако-красочных, мебельных, деревообрабатывающих предприятиях, в пищевой промышленности для удаления выделяемых в воздух окружающей среды органических соединений (Установка ... 2006). Для удаления из воздуха бензола, толуола, ксилена фильтр может применяться на нефтеперерабатывающих предприятиях (Shim *et al.* 2006)).



**Рис. 1.26.** Биофильтр контейнерного типа

Для очистки от летучих органических соединений больших потоков воздуха чаще всего применяются биофильтры контейнерного типа (Рис. 1.26). В нижней части контейнера устраиваются распределители воздушного потока, которые обеспечивают равномерное распределение воздушного потока по всей площади биофильтра. Биофильтры контейнерного типа удобны, в них можно объединить несколько биофильтров. С целью экономии места их можно размещать один над другим. Контейнерные биофильтры можно применять для удаления выделяемых дезодорантов в сооружениях по очистке стоков, при компостировании, в пищевой и бумажной промышленности. Биофильтры широко применяются в металлообрабатывающей, литейной, текстильной, химической промышленности для расщепления органических соединений, выделяемых во время технологических процессов. Для фильтрации воздуха, очищаемого от летучих органических соединений, применяются загрузки, составляемые из компоста, древесных щепок, коры, торфа.

## Часть 2

# **ЗЕРНИСТЫЙ СЛОЙ. ВИДЫ И ОСНОВНЫЕ ГЕОМЕТРИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ**

### **2.1. Общие сведения о зернистом слое. Виды, классификация, характеристики**

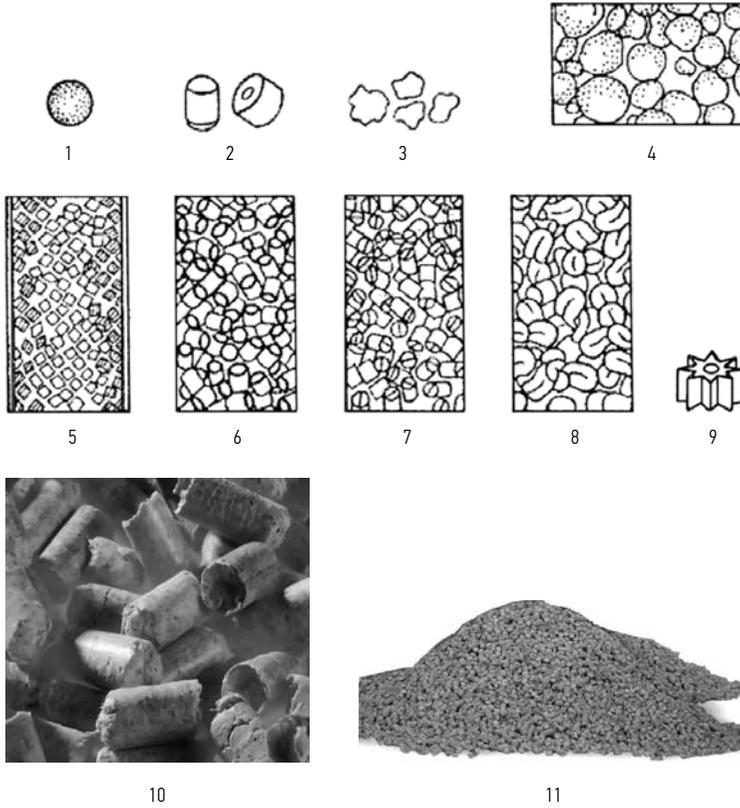
Аппараты с неподвижным зернистым слоем широко используются в промышленности для очистки атмосферы от вредных выбросов. Осуществление процессов катализа, адсорбции, а также сушки непосредственно связано с использованием зернистого слоя в виде шаров, таблеток, колец, зерен неправильной формы и др. В последнее время в промышленной экологии в качестве зернистого материала все чаще используют куски коры хвойных пород дерева и опилки.

Наиболее распространенные из используемых в настоящее время в промышленной экологии зернистых материалов показаны на рис. 2.1, на котором приведены примеры элементов зернистого слоя как правильной, так и неправильной формы.

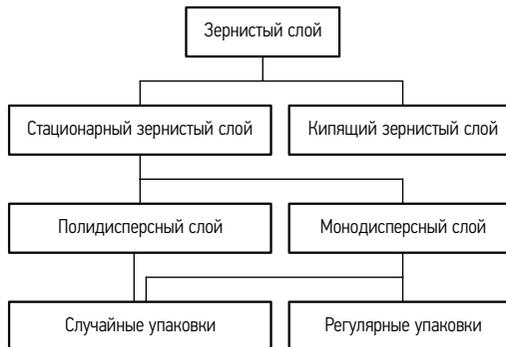
Классификация зернистых материалов приведена на рис. 2.2 и 2.3.

В таких распространенных технологических процессах, как адсорбция, катализ и сушка, в которых применяются внешесплошные, хотя и внутреннепористые частицы, зернистый слой часто состоит из одинаковых или близких по размеру элементов (монодисперсные слои). Форма самих элементов зачастую близка к шару или цилиндру, у которого диаметр и высота – величины одного порядка. Во многих случаях торцевые и боковые поверхности элементов являются частью сферы. Геометрические характеристики подобных слоев близки к соответствующим характеристикам слоя, составленного из шаров одинакового диаметра. На характер упаковки влияют также свойства материала элементов слоя.

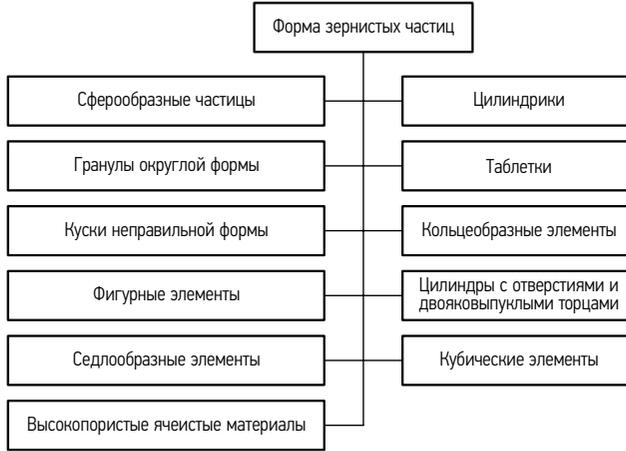
Проблема аэродинамического масштабирования аппаратов с неподвижным зернистым слоем, равно как и исследование газораспределения в таких аппаратах, конечной целью имеют прогнозирование технологических характеристик



**Рис. 2.1.** Элементы зернистого слоя: 1 – шар; 2 – таблетки; 3 – зерна неправильной формы; 4 – округлые гранулы; 5 – насадки из кубиков; 6 – кольца Рашига; 7 – кольца Лессинга; 8 – седла Берля; 9 – фигурные элементы; 10 – цилиндрические гранулы; 11 – зернистый слой из цилиндрических гранул



**Рис. 2.2.** Классификация зернистых слоев



**Рис. 2.3.** Форма частиц зернистого материала

контактных и адсорбционных аппаратов. С этой точки зрения к наиболее важным характеристикам зернистого слоя относятся следующие:

$\varepsilon$  – порозность (доля свободного объема) зернистого слоя,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;

$S_{\text{уд.}}$  – удельная поверхность зернистого слоя,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Порозность слоя определяют по формуле:

$$\varepsilon = 1 - (\rho_{\text{н}}/\rho_{\text{м}}), \quad (2.1)$$

где:  $\rho_{\text{н}}$  – насыпная плотность зернистого слоя;  $\rho_{\text{м}}$  – плотность монолита твердой фазы частиц зернистого слоя.

Для сферических частиц с практически точечными контактами друг с другом величину удельной поверхности определяют по формуле:

$$S_{\text{уд.}} = S_1 \cdot (1 - \varepsilon), \quad (2.2)$$

где  $S_1$  – поверхность одиночного зерна.

Например, удельная поверхность одиночного шара диаметром  $d$ :

$$S_{\text{уд.о}} = \frac{\pi \cdot d^2}{\pi \cdot d^3/6} = \frac{6}{d}. \quad (2.3)$$

Удельная поверхность одиночного цилиндра диаметром  $d$  и высотой  $H$ :

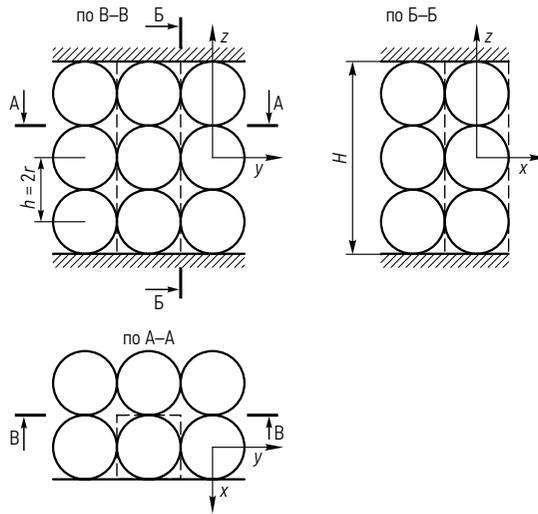
$$S_{\text{уд.}} = \frac{\pi \cdot d \cdot H + 2\pi \cdot d^2/4}{\pi \cdot d^2/4} = \frac{6}{d} \cdot \left( \frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{d}{H} \right). \quad (2.4)$$

Возможны разные виды регулярной укладки зерен правильной формы в виде шаров (рис. 2.4).

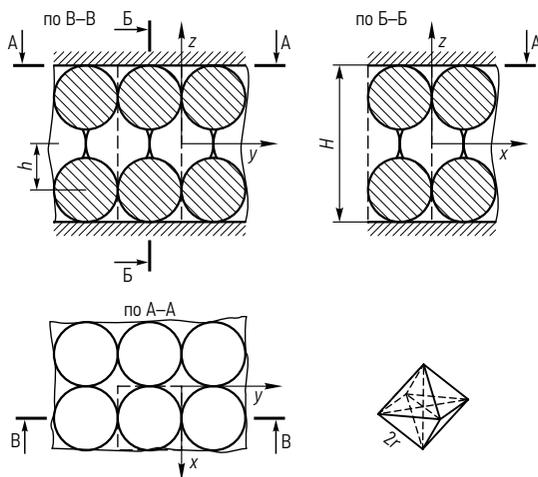
Эти виды регулярной упаковки слоя шаров показаны на рис. 2.5–2.8.



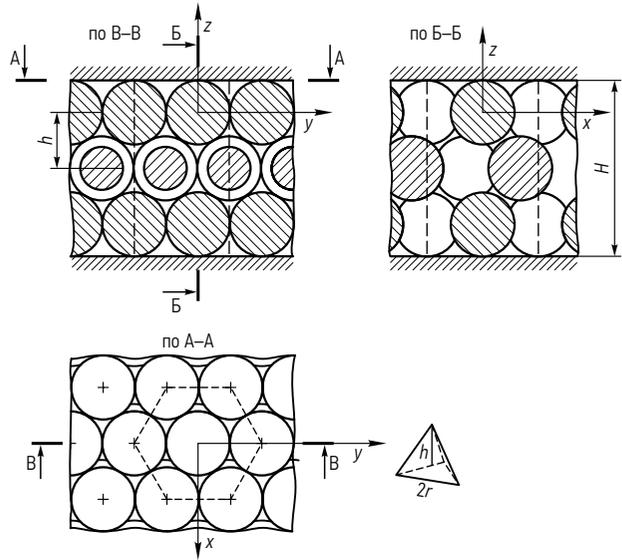
**Рис. 2.4.** Виды регулярной укладки монодисперсного слоя шаров



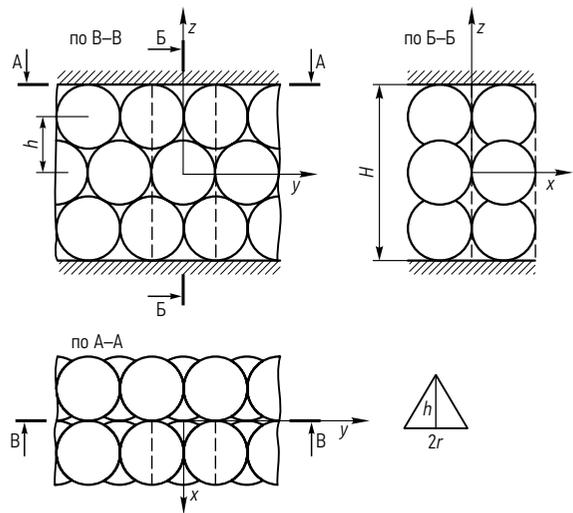
**Рис. 2.5.** Кубическая укладка



**Рис. 2.6.** Октаэдрическая укладка



**Рис. 2.7.** Тетраэдрическая укладка



**Рис. 2.8.** Ромбоэдрическая укладка

Важнейшей гидродинамической характеристикой стационарного зернистого слоя является эквивалентный диаметр порового канала  $d_3$  (учетверенный гидравлический радиус). Этот параметр связывает обе геометрические характеристики зернистого слоя – удельную поверхность  $S_{уд}$  и порозность  $\varepsilon$ :

$$d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_{уд}} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_{уд.о} \cdot (1 - \varepsilon)}. \quad (2.5)$$

При описании аэродинамики аппаратов с зернистым слоем обычно используют так называемую условную скорость. Это средняя условная скорость в расчете на полное сечение пустого аппарата:

$$W_0 = \frac{V}{F}, \quad (2.6)$$

где  $V$  – объемный расход газа;  $F$  – площадь сечения.

## 2.2. Зернистые материалы для осуществления процессов адсорбции

Процессы адсорбции получают в последнее время все большее распространение в промышленной экологии, что можно объяснить их высокой надежностью и эффективностью, в частности, при ликвидации последствий аварийного выброса вредных веществ в атмосферу. Наиболее широкое применение в промышленности находят такие адсорбенты, как гранулированный и кусковой силикагель марок КСМГ и КСМК, а также активированный уголь марки СКТ.

Классификация наиболее распространенных промышленных адсорбентов показана на рис. 2.9.

Общий вид адсорбентов сферической и цилиндрической формы представлен на рис. 2.10.

Для очистки газов и воздуха в основном используется формованный и крупнозернистый уголь, глинозем и цеолиты. За счет гидрофобной природы активированного угля реализуется его исключительно высокая адсорбционная способность по отношению к загрязняющим веществам.

Широкое распространение в экологии, в частности, получили формованные и гранулированные активированные угли фирмы *Silcarbon Aktivkohle GmbH*, представленные на рис. 2.11.

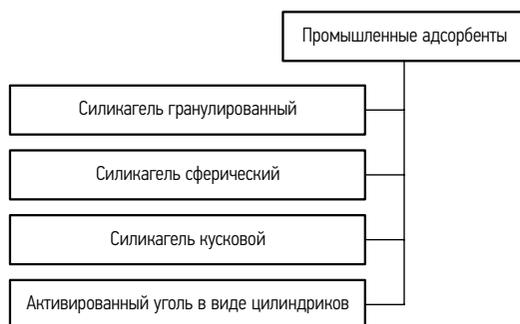
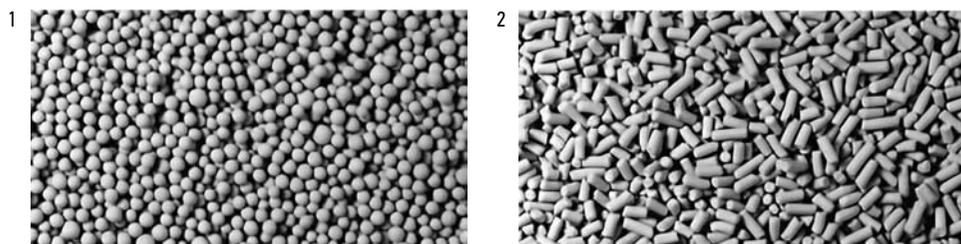


Рис. 2.9. Наиболее распространенные промышленные адсорбенты



**Рис. 2.10.** Общий вид промышленных адсорбентов производства фирмы *CECA*: 1 – силикагель шарообразной формы; 2 – адсорбент в форме цилиндрических гранул



**Рис. 2.11.** Цилиндрические гранулы формованного угля фирмы *Silcarbon Aktivkohle GmbH*

В последнее время для очистки отходящих газов часто используются сорбенты на древесной основе. Технология создания таких сорбентов описана в работе Громова и др. (2009).

Для очистки неприятно пахнущих, коррозионных и токсичных газов в качестве фильтрующего материала используют цеолит ZEE (Франция), пропитанный до молекулярной решетки субстрата перманганатом калия. Он поглощает химические соединения, плохо адсорбируемые традиционными активными углями, после чего перманганат калия, будучи хорошим окислителем, в ходе химической реакции разрушает загрязняющие вещества. Цеолит является идеальным адсорбентом для поглощения сероводорода, двуокиси серы, аммиака, этилена, двуокиси азота, меркаптанов, формальдегида и др. Цеолит ZEE имеет следующие характеристики:

- форма и размеры – гранулы, 6,4 мм × 3,2 мм;
- насыпная плотность – 960 кг/м<sup>3</sup>;
- удельная поверхность – 1200 м<sup>2</sup>/кг (не менее);
- диапазон температур – от –40 °С до 90 °С;
- потеря давления при скорости воздушного потока 0,5 м/с – 60 Па/25 мм.

Важными технологическими достоинствами цеолита ZEE по сравнению с другими являются низкая потеря напора, негорючесть, малая пыльность и более продолжительный срок эффективной адсорбции.

В Российской Федерации производятся следующие кусковые и гранулированные силикагели:

КСМГ – крупный силикагель мелкопористый гранулированный;

МСМК – мелкий силикагель мелкопористый кусковой.

Набор шариковых силикагелей с зернами размером от 1,5 мм до 5,0 мм (см. таблицу 2.1).

Характеристики наиболее распространенных адсорбентов приведены в таблице 2.2.

**Таблица 2.1.** Набор шариковых силикагелей по данным Кельцева (1984)

№ п. п.	Тип силикагеля	Марка (номер) силикагеля	Насыпная плотность, г/см <sup>3</sup>	Характеристика пористой структуры	
				суммарный объем пор, см <sup>3</sup> /г	удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г
1	Крупно-пористый	1	0,42	1,10	300
2		2	0,38–0,45	1,05–1,25	300–350
3		2,5	0,44–0,49	0,90–1,10	350–450
4	Средне-пористый	3	0,5–0,55	0,76–0,85	500–600
5		4	0,56–0,65	0,61–0,75	550–650
6	Мелко-пористый	5	0,65–0,75	0,46–0,60	580–680
7		6п	0,8	0,25–0,45	400–550
8		6с	0,8	0,25–0,38	600–750

**Таблица 2.2.** Характеристики некоторых промышленных адсорбентов, выпускаемых в России по данным Кельцева (1984) и Пушнова (1987)

№ п. п.	Марка	Форма и размер зерен, мм	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	Эквивалентный диаметр, м	Порозность, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
1	2	3	4	5	6	7
1	Активированный уголь СКТ-2	цилиндрики, $d_{ср.} = 3,32$	499	0,0012	0,386	1268
2	Силикагель КСМГ	гранулы, фракция 3–5	743	–	0,52	1140
3	Уголь АГ-3	гранулы, 1,5–2,7	450	–	–	–
4	Уголь АГ-5	гранулы, 1–1,5	450	–	–	–

Окончание таблицы 2.2

1	2	3	4	5	6	7
5	Активированный уголь САУ	гранулы, 1–5	450	–	–	–
6	Уголь КАУ	гранулы, 1–5	400	–	–	–
7	Активированный уголь СКТ-3	гранулы, 1–3,5	380	–	–	–
8	Активированный уголь СКТ-4	гранулы, 1–3,5	430	–	–	–
9	Активированный уголь СКТ-6	0,6	470	–	–	–
10	Уголь БАУ	гранулы, 1–5	450	–	–	–

В разные периоды в РФ производился активированный оксид алюминия в виде гранул цилиндрической формы, некоторые характеристики которого приведены в таблице 2.3. Характеристики гранулированных синтетических цеолитов представлены в таблице 2.4.

**Таблица 2.3.** Характеристики активированных гранул оксида алюминия

№ п. п.	Марка	Геометрический размер гранул $d/l$ , мм	Насыпная плотность, г/л	Удельная поверхность, $m^2/g$	Суммарный объем пор, $cm^3/g$
1	A-1	4/6	400–550	180–220	0,8–1,0
2		5/25			
3	A-2	5/25	550–750	–	–
4	A-15	2,6/3,0	600±50	200	0,7
5		3/7			
6	A-64	1,5/2,0	600±50	200	0,7
7		3/7			
8	A	4,5/3,5	610–630	200–170	–
9	B	2,8/3,5	610–630	200–170	–
10	AC-64	4/5	600–700	200	0,6
11		4/7			

**Таблица 2.4.** Характеристики ряда марок гранулированных синтетических цеолитов, выпускаемых в ФРГ и США

№ п. п.	Фирма, страна	Марка, форма и размер гранул, мм	Насыпная плотность, г/л	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	Суммарный объем пор, см <sup>3</sup> /г	Назначение
1	<i>Гудри Хюлле</i> , ФРГ	НО417; цилиндрики; 1,6; 2,4; 3,2; 4,0	830	300	0,47	Адсорбент
2	<i>Гудри Хюлле</i> , ФРГ	НО403; цилиндрики; 2,0–4,0; 3,7–7,0	816–840	300–350	0,5–0,65	Осушитель
3	<i>Харшоу</i> , США	A1-0104T; таблетки; 3,2	815	90	0,28–0,33	Осушитель газов и жидкостей
4	<i>Кайзер Аллюминум</i> , США	КА-201; шарики; 0,6–6,0	720	380	0,51	Осушитель
5	<i>Рейнольдс Аллюминум</i> , США	РА-320; гранулы или порошок тонкого помола	760–840	210–240	0,2–0,25	Осушитель газов и жидкостей
6	<i>Алкоа</i> , США	F-1, F-3; гранулы; 7–12	830	210	–	Осушитель
	<i>Алкоа</i> , США	F-7; порошок; 0,05	875	210	–	Осушитель
	<i>Алкоа</i> , США	P-20; гранулы; 0,17–0,075	1080	210	–	Насадка для хроматографии
	<i>Алкоа</i> , США	P-151; шарики; 3,0–6,0	810	390	–	Осушитель

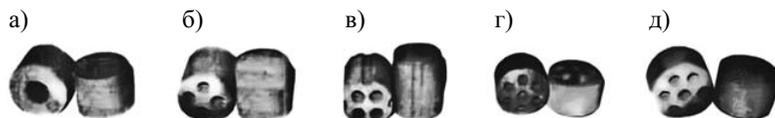
## 2.3. Зернистые материалы для осуществления процессов катализа

### 2.3.1. Насыпные зернистые материалы

Одним из важных требований к промышленным катализаторам является обеспечение низкого сопротивления, поскольку это позволяет повысить производительность системы и сократить энергетические затраты на осуществление процесса. Особое внимание этому показателю уделяется в процессах экологи-

ческого катализа, которые осуществляются при низких давлениях. Для снижения газодинамического сопротивления аппаратов используют катализаторы различных сложных форм (см. рис. 2.12).

Характеристики ряда современных промышленных никелевых катализаторов по данным испытаний, выполненных ОАО «Новомосковский институт азотной промышленности» (Дульнев и др. 2009) в трубах диаметром 95 мм и высотой 1,6 м, представлены в таблице 2.5.



**Рис. 2.12.** Промышленные катализаторы конверсии природного газа: а) кольцо; б) цилиндр с четырьмя отверстиями и двояковыпуклыми торцами; в) цилиндр с четырьмя отверстиями, двояковыпуклыми торцами и четырьмя желобками на цилиндрической поверхности; г), д) цилиндры с семью отверстиями и двояковыпуклыми торцами

**Таблица 2.5.** Характеристики катализаторов конверсии природного газа

№ п. п.	Тип катализатора	Диаметр гранулы, мм	Высота гранулы, мм	Высота образующей гранулы, мм	Диаметр отверстия, мм	Насыпная плотность, кг/дм <sup>3</sup>	Порозность слоя, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Удельная поверхность слоя, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
1	R	14,5	11,40	–	6,20	0,91	0,507	327
2	C4	13,39	14,90	14,99	3,03	0,98	0,444	471
3	C4t	12,60	16,70	14,75	3,40	0,76	0,569	490
4	C7	16,30	14,0	10,30	3,0	0,89	0,515	425
5	C7в	18,70	15,70	11,50	3,9	0,85	0,523	339

Давно используемый в азотной промышленности таблетированный неплатиновый катализатор типа КН-К8 по данным работы (Пушнов 1987) имеет характеристики, приведенные в таблице 2.6.

**Таблица 2.6.** Геометрические характеристики катализатора КН-К8

Тип	Форма, средние размеры, мм	Насыпная масса, кг/м <sup>3</sup>	Порозность $\epsilon$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Удельная поверхность $S_{уд}$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
Неплатиновый катализатор КН-К8	Таблетки Ø6×5,9	1800	0,35	590

### 2.3.2. Конструкции регулярных сотовых и пластинчатых катализаторов

В промышленных установках селективного каталитического восстановления  $\text{NO}_x$  аммиаком (в международной аббревиатуре SCR) осуществляют процесс денитрификации, который протекает в присутствии катализаторов. В последние годы для SCR стали использовать сотовые катализаторы, изготовленные в виде:

- сотовых керамических элементов, имеющих форму параллелепипедов с продольными каналами различного сечения. В основном эти катализаторы производят экструзией однородной катализаторной массы; каналы имеют квадратное сечение с минимальными размерами  $2 \times 2$  мм. Исключением являются катализаторы фирмы *Энгельгард*, которые изготавливают с применением специальной технологии путем нанесения катализаторной массы на кордиерит сотовой структуры и выпускают с плотностью до 100 и выше каналов на  $1 \text{ см}^2$ ;
- пластинчатых элементов, которые получают путем запрессовки катализаторной массы в проволочную сетку. При этом пластины могут быть плоскими, волнистыми и другой геометрической формы. Общий вид блока катализатора типа DNX показан на рис. 2.13. На рис. 2.14 показаны сотовые керамические катализаторы в виде параллелепипедов сечением  $150 \times 150$  мм с продольными каналами квадратного сечения (длиной до 1200 мм) и пластинчатые катализаторы в виде гофрированных листов сечением  $450 \times 650$  мм, собранные в блоки сечением  $470 \times 470$  мм. Несколько десятков сотовых каталитических элементов или несколько блоков с пластинами формируют контейнер, используемый для транспортировки и непосредственно при загрузке в реактор.



Рис. 2.13. Блок катализатора типа DNX фирмы *Хальдор Топсе А/О* из гофрированных пластин

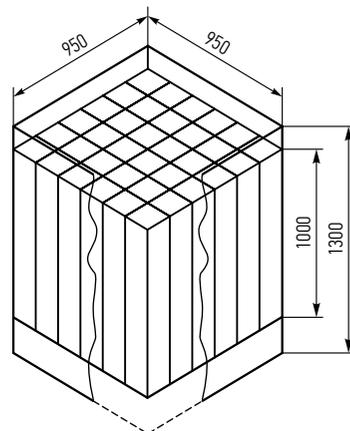
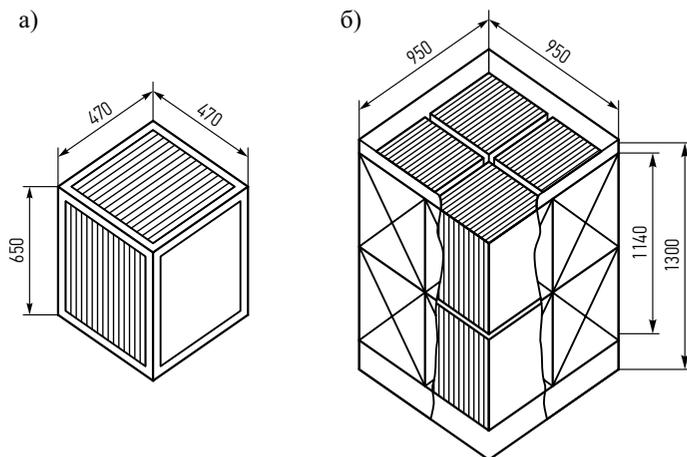


Рис. 2.14. Каталитический контейнер сотового керамического катализатора



**Рис. 2.15.** Блок (а) и контейнер (б) с пластинчатым катализатором

Пластинчатые катализаторы (рис. 2.15) имеют некоторые преимущества по сравнению с сотовыми при их использовании в схемах SCR, благодаря их более высокой механической прочности и устойчивости к эрозии летучей золой.

Некоторые характеристики пластинчатых катализаторов на основе оксидов ванадия, вольфрама и титана, выпускаемых фирмой *Хальдор Тонсе А/О* (Дания), по данным (Ходаков 2001) приведены в таблице 2.7.

**Таблица 2.7.** Основные марки катализаторов фирмы *Хальдор Тонсе А/О*

Параметр	Марка		
	DNX 13 DNX 23	DNX 15 DNX 25	DNX 16 DNX 26
Гидродинамический диаметр, мм	3,1	4,6	6,4
Свободное сечение, %	61	66	73
Удельная геометрическая поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	770	580	455
Масса каталитического элемента в кассете, кг	55	49	42
Запыленность дымового газа	малая	средняя	высокая

В зависимости от содержания в дымовых газах летучей золы и диоксида серы поставщиком варьируются рецептура и гидродинамический диаметр продольных каналов катализатора. Катализаторы типа DNX1 применяются для дымовых газов, содержащих значительное количество диоксида серы, а типа DNX2 – для малосернистых дымовых газов. Выпускаются кассеты нескольких базовых размеров для размещения в них каталитических блоков (табл. 2.8).

**Таблица 2.8.** Основные типы кассет с пластинчатыми катализаторами фирмы Хальдор Тонсе А/О

Тип	Размеры, мм			Число элементов, шт	Порядок размещения элементов	Объем катализатора, м <sup>3</sup>	Масса, кг	
	высота	ширина	длина				брутто	нетто
B	774	946	1398	6	1×2×3	0,651	265	355
C	1302	946	1398	12	2×2×3	1,303	530	710
D	744	946	932	4	1×2×2	0,434	180	240
E	1302	946	932	8	2×2×2	0,869	353	469
F	744	946	1864	8	1×2×4	0,869	353	469
G	1302	946	1864	16	2×2×4	1,737	710	940

Принятая в странах Европейского Сообщества номенклатура сотовых катализаторов включает в себя два параметра. Например, маркировка 7,4/440 означает, что питч (шаг каналов) равен 7,4 мм, удельная площадь геометрической поверхности составляет 440 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. При этом фактически измеренный питч может несколько отличаться от нормативного.

В таблице 2.9 приведены характеристики выпускаемых сотовых катализаторов.

**Таблица 2.9.** Номенклатура выпускаемых сотовых керамических катализаторов

Показатель	Нормативный шаг каналов, мм								
	3,3	3,7	4,2	4,5	5,0	6,0	6,7	7,0	7,4
Размеры сечения, мм	150×150								
Число каналов, шт.	45×45	40×40	35×35	33×33	30×30	25×25	22×22	21×21	20×20
Длина каталитических элементов, мм	500	600	750	750	750	750	1000	1000	1000
Толщина наружной перегородки, мм	1,0	1,15	1,35	1,3	1,3	1,4	1,3	1,8	1,3
Толщина внутренней перегородки, мм	0,65	0,7	0,78	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,15
Размер квадратного отверстия, мм	2,65	3,01	3,45	3,5	3,95	4,93	5,7	6,1	6,23
Питч, мм	3,3	3,71	4,23	4,5	4,95	5,93	6,7	7,1	7,38
Свободное сечение, %	63,2	64,4	64	59,3	62,4	67,5	69,9	71,0	693
Удельная геометрическая поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	954	856	751	678	632	548	490	478	443

Характеристики пластинчатых катализаторов, смонтированных в блок:

расстояние между пластинами, мм	4–10,
толщина пластин, мм	1,5–2,
размеры сечения пластин, мм	464×464(650),
удельная геометрическая поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	250–500,
свободное сечение, %	60–75,
размеры сечения блока с пластинами, мм	470×470.

Для дымовых газов пылеугольных котлов используют сотовые и пластинчатые катализаторы, причем, в зависимости от концентрации и физико-механических свойств летучей золы выбираются оптимальные сечения продольных каналов или соответственно оптимальные расстояния между пластинами катализатора. Основными преимуществами этих катализаторов являются низкое гидродинамическое сопротивление и высокая устойчивость к эрозионному износу золой и возможность использования в запыленном газовом потоке (Ходаков 2001).

Практика показала, что гранулированный катализатор может быть применен лишь при концентрации летучей золы в дымовом газе, не превышающей 2 мг/м<sup>3</sup>.

Ниже описаны некоторые конструкции регулярных сотовых катализаторов, разрабатываемых в России. Основные геометрические характеристики катализаторов для газовых, мазутных и пылеугольных котлов приведены в таблице 2.10.

**Таблица 2.10.** Геометрические характеристики российских сотовых каталитических элементов (размер сечения 150×150 мм, длина до 1000 мм)

Параметр	Тип катализатора		
	А	Б	В
Размер квадратного отверстия, мм	6,2	5,0	3,4
Толщина внутренней стенки, мм	1,2	1,0	0,8
Число каналов по сечению, шт.	20×20	25×25	35×35
Удельная площадь геометрической поверхности, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	443	548	751

В зависимости от состава дымовых газов рекомендуется применять катализаторы следующих типов: А – при концентрации золы – 15–50 г/м<sup>3</sup>; Б – при концентрации золы – 5–15 г/м<sup>3</sup> и сжигании мазута; В – при отсутствии оксидов серы и концентрации золы – не более 150 мг/м<sup>3</sup>.

Некоторые характеристики российских сотовых катализаторов представлены в таблице 2.11.

**Таблица 2.11.** Характеристики российских сотовых катализаторов

Тип, фирма-производитель	Размеры сечения элемента, мм соты	Удельная площадь геометрической поверхности, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Свободное сечение, %	Плотность, т/м <sup>3</sup>
СКВ-20/8-1 МНТК	150×150 7,4×7,4	380	–	0,65
СКВ-20/8-2 МНТК	150×150 4,2×4,2	580	–	0,65
СКВ-20/9 МНТК	75×75 7,4×7,4	320	–	0,65
ВНИХТ	75×75 4,0×4,0	480	–	–
МНТК-94	75×75 5,0×5,0	640	64	0,68
НПО «Керамек-1»	150×150 7,2×7,2	430	57	0,84
НПО «Керамика»	93×93 6,0×6,0	325	57	0,55
КХТИ-337	55×55 4,0×4,0	389	58	0,92
НПО «Керамек-2»	150×150 7,0×7,0	360	63	0,78
НПО «Керамек-3»	150×150 6,0×6,0	470	71	0,60
НПО «Керамек-4»	150×150 4,1×4,1	613	63	0,70

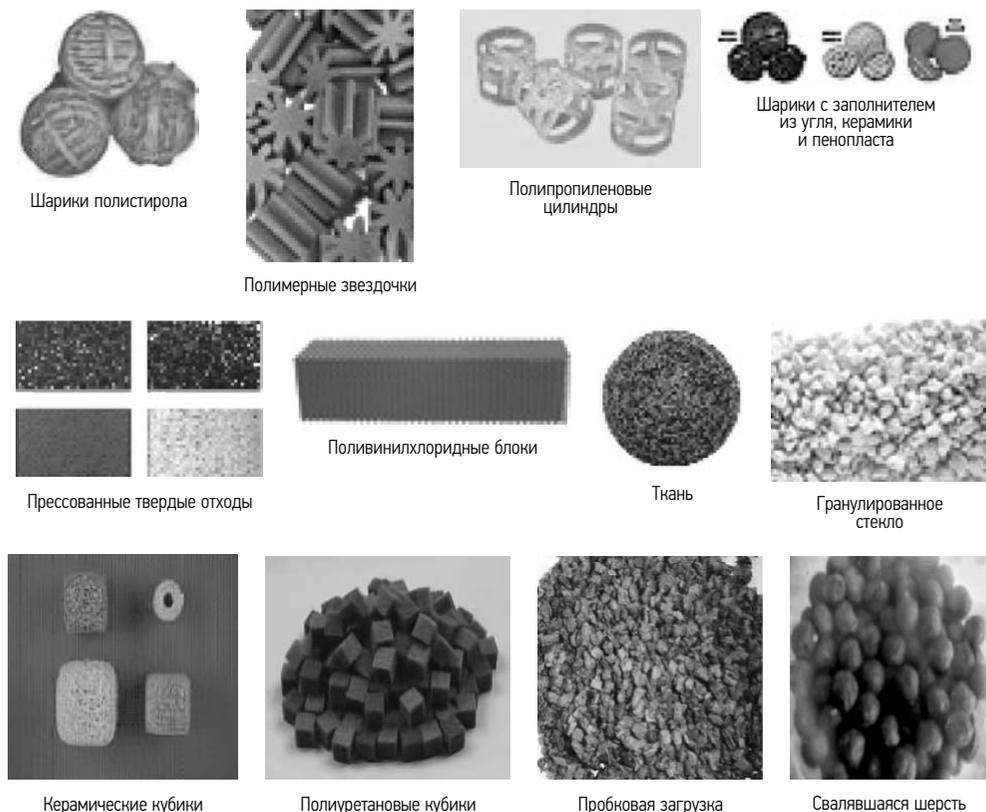
Плотность катализаторов – 0,5–0,7 т/м<sup>3</sup>, прочность к раздавливанию каталитического элемента вдоль каналов – не менее 20 МПа и поперек каналов – не менее 0,7 МПа. Селективность действия катализатора, определяемая расходом аммиака для нейтрализации 1 т NO<sub>x</sub>, составляет примерно 400 кг, степень окисления содержащейся в дымовом газе SO<sub>2</sub> не превышает 2% (370 °С).

#### **2.4. Зернистые загрузки, применяемые для биологической очистки воздуха, и их свойства**

Загрузка в биофильтре образует большую поверхность для адсорбции и абсорбции загрязняющих веществ. Она также используется как источник питания для популяции микроорганизмов. Некоторые загрузки нуждаются в дополнительных питательных материалах, их необходимо орошать водой, насыщен-

ной биогенными элементами (минеральными солями), чтобы обеспечить высокую активность микроорганизмов (Chan 2006). Загрузку биофильтра малой производительности составляют компост, торф, мох, пластик или древесные щепки (Mohseni, Allen 2000). Для биологической очистки воздуха может применяться также активированная сосновая кора (Vaiškūnaitė 2004 a). В биофильтрах может использоваться загрузка различного происхождения. С этой целью может использоваться любой органический материал необходимой структуры и свойств. Загрузка должна удовлетворять следующие главные требования: обладать большой площадью поверхности и пористой структурой, необходимыми для развития микроорганизмов; требовать небольших капитальных вложений; иметь небольшую механическую нагрузку, чтобы избежать большого давления; хорошую способность абсорбировать влагу; сохранять гомогенность с целью равномерного распределения влаги по всей площади поверхности загрузки; обладать большим сроком использования загрузки (Wani *et al.* 1998; Shareefdeen *et al.* 2003). Чаще всего для биологической очистки воздуха от органических соединений применяется торф (Oh, Choi 2000; Zilli *et al.* 2001), грунт, компост или их смеси (Delhomenie *et al.* 2002; Günther 2005). Например, при применении торфа для очистки воздуха от сероводорода эффективность достигает 97–99% (Hartikainen *et al.* 2002). В качестве загрузки могут применяться также гранулы целлюлозы или кокосовая стружка (Hartikainen *et al.* 2002). В мире широко применяются также древесная стружка, кора, различные измельченные отходы, высушенный ил (Shareefdeen *et al.* 2003; Zigmontienė 2007). Однако такая загрузка используется непродолжительное время и спустя несколько лет заменяется другой. Большинство биозагрузок используется в течение 3–5 лет (Тумczyна *et al.* 2004). В последнее время предпринимаются попытки использовать загрузки неорганического происхождения, удлинять сроки использования загрузки. Для обеспечения эффективности и долговечности очистного устройства загрузка органического происхождения смешивается с загрузкой неорганического происхождения, такой, как перлит, полиуретан, активированный уголь и др. (Yamamoto *et al.* 2005; Aizpuru *et al.* 2003). Ученые США для очистки воздуха от этилацетата и толуола использовали смесь из древесных щепок и компоста. Для снижения аэродинамического сопротивления и удлинения срока использования загрузки они смешивали древесные щепки с шариками полистирола (Deshusses, Johnson 1999; Sheridan *et al.* 2002). В настоящее время для биологической очистки воздуха широко используется загрузка неорганического происхождения (Рис. 2.16). Для расщепления органических соединений американские ученые предложили применять измельченные затвердевшие гранулы вулканической лавы (Chitwood, Devanny 2001).

Одним из важнейших факторов, обуславливающих выбор загрузки, является ее аэродинамическое сопротивление, имеющее непосредственное отношение к пористости и влажности загрузки. С увеличением влажности и уменьше-



**Рис. 2.16.** Загрузка искусственного происхождения, используемая для биологической очистки воздуха (Chitwood, Deviny 2001; Park 2004; Biofilters ... 2009)

нием фракции ее аэродинамическое сопротивление возрастает. Значит, можно утверждать, что выбор загрузки фильтра и ее увлажнение являются факторами, оказывающими решающее воздействие на эффективность работы фильтра и энергопотребление. Для обычного биофильтра потери давления могут составлять от 1 до  $10^5$  Па.

*Применение цеолита для очистки воздуха от летучих органических соединений.* Цеолиты относятся к структуре кристаллических алюмосиликатов каркасной структуры с открытой решеткой, составленной из тетраэдров  $(Al, Si)O_4$ , и классифицируются в соответствии с соотношением  $SiO_2:Al_2O_3$ . Чем больше это соотношение, тем выше сопротивляемость цеолита действию кислот (Baltrėnas, Paliulis 2002; Cheng, Reinhard 2006).

Структурные типы цеолитов обозначаются латинскими буквами А, X, Y, K, L, P и др. (первая часть указывает на преобладающий катион, а другая – на тип кристаллической решетки).

В соответствии с молярным соотношением, т. е.  $n$  ( $n = \text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ ), цеолиты подразделяются на три типа (Baltrėnas, Paliulis 2002) :

тип А –  $n = 1,8\text{--}2,0$ , диаметр отверстия входного канала до 0,5 нм,

тип Х –  $n = 2,2\text{--}3,0$ , диаметр отверстия входного канала до 1,0 нм,

тип Y –  $n = 3,0\text{--}6,0$ , диаметр отверстия входного канала до 1,0 нм.

Идеализированная формула цеолитов выражена в молярном соотношении оксидов:



где  $X$  – коэффициент;  $M$  – одновалентный металл;  $n$  – число молекул  $\text{SiO}_2$ ,  $m$  – приблизительное число молекул воды ( $n$  изменяется от 2 до 12).

Исследование свойств природных цеолитов показало, что они, как и синтетические, обладают свойствами молекулярных сит, большой сорбционной способностью при небольших давлениях, к тому же мало зависящей от температуры (10–150°C). Именно эти способности позволили применять природные цеолиты для удаления выделяемых в атмосферу промышленных выбросов. Цеолиты как селективные абсорбенты могут применяться для снижения вредности выбросов, разделения газовых смесей.

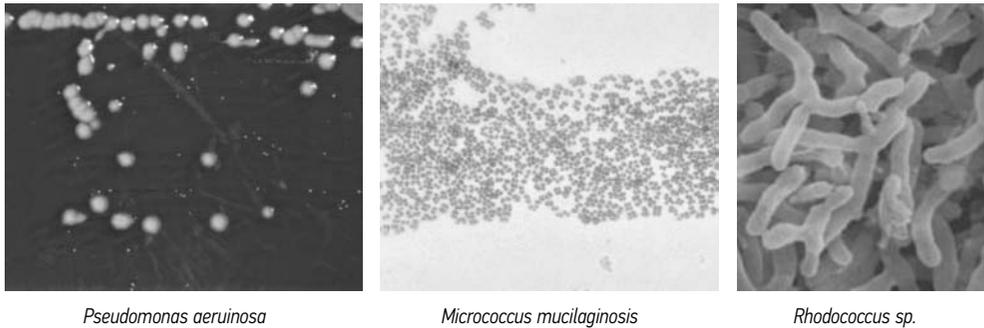
Преимуществом цеолитов является их правильная структура, большая внутренняя удельная поверхность (около 600–800 м<sup>2</sup>/г), одинаковый размер пор, хорошая термическая стабильность.

Микроорганизмы, ассимилирующие летучие органические соединения, широко распространены в окружающей среде, так как и органические соединения в ней часто встречаются. Их источником в природе являются не только попавшие в окружающую среду углеводородные продукты или синтетические материалы (пестициды, гербициды, растворители). Углеводороды входят в состав живых организмов, их постоянно синтезируют растения и микроорганизмы как вторичные метаболиты.

Сопrotивляемость ЛОС химическому и биологическому воздействию неодинакова. Парафины устойчивы к химическому воздействию, однако неустойчивы к ферментной оксидации. Циклопарафины и ароматические углеводороды хорошо окисляют и неустойчивы к ферментному воздействию микроорганизмов, окисляющих органические соединения (Laškova *et al.* 2007).

Способность воспринимать компоненты органических соединений как источник энергии и углерода присуща не некоторым узко специализированным формам, а представителям большинства групп микроорганизмов. Микроорганизмы, окисляющие углеводороды, являются важной группой организмов, участвующих в обменном цикле углерода. Наиболее значимыми в этой группе являются бактерии и микровицеты. Среди них наибольшую часть составляют

бактерии (Рис. 2.17). Они способны забирать из окружающей среды различные углеводороды. Цикл их жизни короток. В наиболее часто встречаемых родах *Arthrobacter*, *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Flavobacterium*, *Mycobacterium*, *Micrococcus*, *Rhodococcus*, *Streptococcus* имеются бактерии, способные окислять углеводороды (Malhautier *et al.* 2005; Tymczyna *et al.* 2004; Kiared *et al.* 1997). Расщеплять углеводороды способны более 70 родов микроорганизмов (Jankevičius, Liužinas 2003).



**Рис. 2.17.** Микроскопическое изображение бактерий, расщепляющих органические вещества (*Pseudomonas* ... 2006; *Micrococcus* ... 2006; *Rhodococcus* ... 2006)

Бактерии рода *Pseudomonas* находятся на различных растениях, в их пыльце, субстратах органического происхождения (ветвях, пнях). Бактерии этого рода разрушают вещества органического происхождения, выделяя ферменты (вторичные метаболиты) – аргининдегидролаз (*Pseudomonas aeruginosa*, *Pseudomonas fluorescens*, *Pseudomonas putida*), декарбоксилаз (*Pseudomonas aeruginosa*, *Pseudomonas fluorescens* (Tekorienė, Lugauskas 2001).

Бактерии *Rhodococcus* гидрофобизируют стенки клетки, синтезируя специальные соединения. Углеводороды попадают в клетку способом пассивной диффузии. Они увлажняют стенку клетки и достигают ферментов мембраны.

Бактерии *Rhodococcus* устойчивы к неблагоприятным воздействиям окружающей среды – низкой температуры, недостаточности питательных веществ, воздействию ультрафиолетовых лучей. В среде, загрязненной углеводородами, они обладают преимуществами по сравнению с другими микроорганизмами, окисляющими органические соединения, напр., *Pseudomonas* (Amanullah *et al.* 2000; Jankevičius, Liužinas 2003).

Среди микромицетов также идентифицировано немало видов, разрушающих органические вещества. В органических веществах чаще всего находят микромицеты родов *Fusarium* (Arriaga *et al.* 2006), *Penicillium*, *Aspergillus*, *Cladosporium*, *Alternaria*, *Botrytis*, *Mucor* (Jankevičius, Liužinas 2003).

Среди дрожжей, ассимилирующих углеводороды, заметна роль родов *Rhodotorula*, *Candida*, *Trichosporium*, *Pichia*, *Debaryomyces*. Возможностями биологического разложения отличается многочисленный род *Candida*. В этом же отношении хорошо изучены виды *C. Maltosa*, *C. Intermedia*, *C. Rugosa*, *C. Tropicalis*, *C. Parapsilosis*.

Биодеградация органических веществ протекает во множестве стадий, поэтому набора ферментов, имеющихся у микроорганизмов одного рода, оказывается недостаточно для полного расщепления органических веществ. Поэтому для биологической очистки воздуха применяются среды, напр., *Nutrient Agar* (Delhomenie *et al.* 2001), в которых хорошо размножаются смешанные культуры – консорциумы микроорганизмов, окисляющие органические соединения. Такие консорциумы составляют несколько или несколько десятков видов микроорганизмов (Jankevičius, Liužinas 2003).

Для биофильтров малой производительности факторы окружающей среды, обеспечивающие жизнедеятельность микроорганизмов, можно подразделить на физические, химические и биологические (Deviny *et al.* 1999; Piuta *et al.* 2005).

Физическими факторами, оказывающими воздействие на рост и размножение микроорганизмов, являются влажность, температура, осмотическое давление (Baltrėnas *et al.* 2004).

**Влажность.** Вода – главнейшая среда, в которой происходит обмен веществ. Она необходима для всех химических реакций, происходящих в живых микроорганизмах. Вода составляет около 75% (и больше) биомассы микроорганизмов. Большинство бактерий и микромицетов могут размножаться, когда относительная влажность воздуха составляет 80–100%. Поэтому загрязненный поток воздуха перед тем, как попасть в биофильтр, увлажняется в увлажнительной камере. В биофильтре важно обеспечить контроль системы увлажнения загрузки, так как в процессе очистки воздуха от ЛОС влажность загрузки уменьшается. Проходя через загрузку, воздух обогащается парами и тем самым уменьшает влажность загрузки. Однако во время биологического процесса расщепления органические соединения превращаются в углекислый газ ( $\text{CO}_2$ ) и воду, таким образом количество влаги отчасти восстанавливается. При расщеплении 1 кг углеводорода образуется 1,5 кг воды. Зачастую этого количества воды не хватает, поэтому загрузку приходится поливать дополнительно. Для обеспечения эффективного процесса биодеградации вредных веществ влажность загрузки должна составлять 40–70% (Jankevičius, Liužinas 2003; Yamamoto *et al.* 2005; Ottengraf, Konings 1991). Влажность зависит от вида загрузки и системы увлажнения биофильтра (Таблица 2.12).

**Таблица 2.12.** Зависимость влажности загрузки от ее вида и системы увлажнения

Загрузка	Влажность, %	Контроль влажности	Загрузка	Влажность, %	Контроль влажности
Компост	25–50	Прерываемое впрыскивание	Смесь опилок и торфа	55	Без впрыскивания
Компост	20–40	Без впрыскивания	Древесная кора	53–73	Увлажнение газа
Торф	–	Увлажнение газа	Смесь торфа и гранул стекла	65–70	Увлажнение газа и загрузки
Торф	60–70	Прерываемое впрыскивание	Смесь торфа и компоста	25–50	Увлажнение газа
Почва	40–70	Впрыскивание	Смесь компоста и перлита	50–55	Увлажнение газа
Почва	10–20	Без впрыскивания	Смесь компоста и отходов	45	Увлажнение газа и загрузки

Чем меньше влажность загрузки, тем медленнее размножаются микроорганизмы, снижается их жизнеспособность, а при снижении количества воды ниже минимума и вовсе прерывается. Бактерии прекращают размножаться, когда количество свободной жидкости в субстрате уменьшается до 20–30%, а микромицеты – до 11–17 %.

*Температура* – самый важный фактор, от которого зависит скорость размножения микроорганизмов и интенсивность биохимических реакций. Микроорганизмы разных групп приспособились к жизни при разных температурах. Микроорганизмы, участвующие в процессах биодegradации загрязняющих веществ, делятся на психрофильные, мезофильные и термофильные. Психрофильные микроорганизмы могут размножаться при температуре 7–30°C. В мембранах психрофильных микроорганизмов много ненасыщенных жирных кислот, поэтому они остаются полужидкими и в холоде (Lim *et al.* 2005). Эти микроорганизмы лучше всего размножаются при температуре 10–20°C. В биофильтрах малой производительности для расщепления летучих органических соединений чаще всего применяются мезофильные микроорганизмы, оптимальная температура размножения которых составляет 20–45 °C (Darlington *et al.* 2001; Jin *et al.* 2007; Yamamoto *et al.* 2005). Для термофильных микроорганизмов оптимальной является температура 45–75°C (Dhamwichukorn *et al.* 2001; Kong *et al.* 2001; Van Liere, Van Groenestijn 2003). Ученые США и Канады установили высокую (99%) эффективность капельного биофильтра при очистке воздуха от этанола и метанола, используя термофильные бактерии. Лучшие

результаты получены при поддержании температуры 53°C (при расщеплении этанола) и 60°C (при расщеплении метанола) (Cox *et al.* 2001; Kong *et al.* 2001).

*Осмотическое давление.* Большинство микроорганизмов мало чувствительно к осмотическим (0,5–3%) изменениям концентраций солей. Чувствительность бактерий к хлориду натрия различна – они погибают в 6%-м, дрожжи – в 14%-м растворе (Cox *et al.* 2001).

Важнейшими химическими факторами, оказывающими воздействие на жизнедеятельность микроорганизмов, являются состав питательного субстрата и концентрация его компонентов, концентрация ионов водорода (рН), условия окислации-редукции, вредные вещества. Микроорганизмы существуют там, где происходит обмен углерода, так как все химические соединения, имеющиеся в клетке, являются углеродными соединениями. Микроорганизмы, основным источником углерода которых являются органические соединения, называются гетеротрофами. Гетеротрофы способны приспосабливаться к источнику углерода, поэтому не существует органических веществ, какие микроорганизмы не могли бы усвоить. Бактерии *Pseudomonas cepacia* могут расщеплять 100 и более различных углеродных соединений.

Многие микроорганизмы могут размножаться, расщеплять питательные вещества, синтезировать новые соединения лишь при определенном рН. При изменении реакции среды меняется активность гетеротрофных ферментов. Для биологической очистки воздуха применяются нейтральные, слабощелочные или кислые среды, концентрация ионов водорода (рН) которых может колебаться в пределах 6–8 (MacNevin, Barford 2001). У большинства сред, применяемых для расщепления летучих органических соединений, концентрация ионов водорода нейтральна (рН = 7).

К делению летучих органических соединений причастны также аэробные микроорганизмы. Они хорошо размножаются, если в среде достаточно кислорода. Кроме того, степень насыщения среды зависит не только от количества кислорода, поступающего из воздуха, но и от наличия в ней веществ, присоединяющих кислород или выделяющих его в окружающую среду.

*Биологические факторы.* Сосуществование в загрузке разных организмов приносит им обоюдную пользу. Это называется симбиозом. Способность одного микроорганизма своим обменом веществ подготовить субстрат для другого называется метабиозом. Микроорганизмы могут быть связаны и другими биологическими факторами, например, коменсализмом, синергизмом, паразитизмом (MacNevin, Barford 2001). Выбор биоагрузки особенно важен при проектировании биологического устройства для очистки воздуха. Для обеспечения эффективности биофильтра необходимо, чтобы загрузка создала соответствующую среду для роста микроорганизмов, была достаточно пористой, чтобы загрязненный воздух проходил свободно. Основными свойствами за-

грузки являются пористость, влажность, количество питательных веществ и медленное разложение (Baltrėnas *et al.* 2004).

При выборе фильтровочной среды важно обратить внимание на структуру загрузки, пористость, сорбционные свойства, специфический запах и техно-экономические затраты. До начала эксплуатации очистной биологической установки (за 2–3 недели) ее загрузка биологически активируется пропусканьем через нее вредных веществ. Биозагрузка считается биологически активированной, когда ее покрывает тонкий слой биопленки толщиной 5–30 мкм, в котором живут микроорганизмы. Биологически активировать загрузку можно и другим способом. Прежде всего микроорганизмы выращиваются в определенной среде, затем их культурами засеивается неактивированная биосреда (Baltrėnas *et al.* 2004).

Основными параметрами, обуславливающими выбор загрузки для установки, являются:

- хорошая впитываемость влаги, необходимой для развития биопленки, микроорганизмов;
- большая поверхность площади, способствующая абсорбции и скорости биохимических процессов;
- хорошее обеспечение питательными веществами для поддержания жизненно важных функций микроорганизмов;
- низкие коэффициенты гидравлического сопротивления проходящему потоку воздуха;
- хорошие физические характеристики – стабильность и долгий срок службы (Baltrėnas *et al.* 2004).

Загрузками для биологической очистки воздуха могут быть как естественные, так и искусственные материалы. На практике выбор биозагрузки обусловлен химической природой очищаемых вредных веществ. Например, при очистке воздуха от этилацетата, винилхлорида чаще всего применяются синтетические биосреды, при очистке воздуха от формальдегида – естественные среды (солома и др.), от фенолей и других ЛОС – активный ил, от тетрагидрофуранов – торфяной компост и т. п. Значит, для обеспечения эффективности загрузки в процессе очистки воздуха необходимо оценить ее названные выше характеристики (Baltrėnas *et al.* 2004).

Фильтровочная среда в очистной установке помещается на твердое основание из щебня. Загрязненный воздух вентиляторами подается в распределительную систему, расположенную под фильтровочным слоем. Воздух проходит фильтровочный слой с определенной скоростью (1–10 см/с). Вредные вещества сорбируются на фильтровочном материале, где их расщепляют микроорганизмы. Очищенный воздух легко удаляется с поверхности фильтра (Kennes, Thalasso 1998).

Слои биозагрузки в установке по биологической очистке воздуха могут быть как составленными из разных материалов, так и составлять только один слой. Это обусловлено типом, концентрацией очищаемых загрязняющих веществ, скоростью потока воздуха и др. На рис. 2.18 проиллюстрирована биофильтрация, осуществляемая в трех стадиях.

Натуральными загрузками являются торф, смесь хвороста и торфа, компост, древесная кора, активированный уголь, грунт и др.

Компост – это богатое питательными веществами и микроорганизмами удобрение. Оно ценно тем, что для его изготовления не нужны специальные добавки, так как используются различные органические отходы. К тому же использование компоста поможет избавиться от скапливающихся отходов.

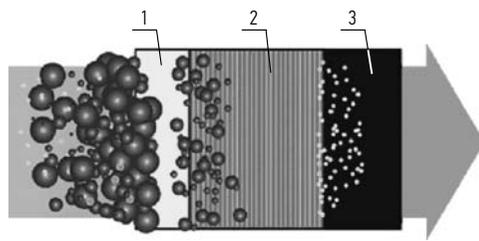
Компост может использоваться в биофильтре. Способность компоста в биофильтре эффективно очищать загрязнители широкого спектра позволяет применять эту загрузку во многих вариантах. Чаще всего компостная загрузка в биофильтре составляет 25–33%, однако может достигать и до 40%.

Другими компонентами загрузки являются кора, щепки. Такая загрузка отличается хорошей пористостью и способностью удерживать влагу, поставляет достаточное количество питательных веществ для роста микробов, создает условия для постоянного поступления воздуха, не быстро высыхает. Этот натуральный материал, применяемый в качестве загрузки биофильтра, отличается долговечностью. В зависимости от степени применения его можно использовать в течение 1–3 лет. Воздух, проходя через слой такой загрузки, очищается от одорантов, летучих органических соединений на 85–90% (при соответствующих условиях) (Jang *et al.* 2004).

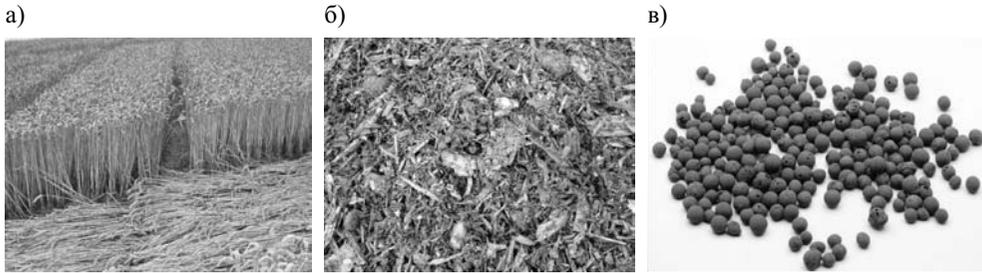
Все вещества под воздействием микроорганизмов спустя определенное время разрушаются. Для поддержания производительности установки их время от времени следует менять. Установка с компостной загрузкой может эксплуатироваться в течение нескольких лет без замены загрузки.

Наиболее простой и дешевой загрузкой является солома, применяемая в качестве сорбента (Рис. 2.19, а). Фильтровочный слой сорбента может фильтровать и такое токсичное вещество, как формальдегид.

Аэробные микроорганизмы, т. е. мезофильные бактерии, живущие в соломе, в определенных условиях хорошо усваивают растворенный в воде формальдегид и тем самым постоянно регенерируют сорбент. Применяя такой сорбент,



**Рис. 2.18.** Слои биологической загрузки: 1 – активированный уголь; 2 – цеолит; 3 – боросиликат



**Рис. 2.19.** Биоагрузка: а) солома; б) компост; в) глинозем

следует обратить внимание на следующие факторы: процесс слеживания соломы, гидравлическое сопротивление фильтровочного слоя, гниение соломы и др. При поддержании необходимых условий солому следует заменять один раз в год (Baltreñas *et al.* 2004).

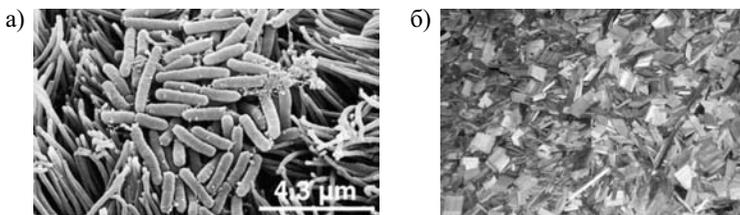
В Моргантоуне (США), в университете Северной Вирджинии, были проведены опыты с применением соломенного биофильтра в молочной промышленности. Было установлено, что в течение 14 дней исследования биофильтр работал в постоянных аэробно-анаэробных условиях – при температуре 8–14 °С. Эффективность биофильтра была большой (около 89%) при очистке воздуха от твердых частиц, средней (около 76%) при очистке воздуха от масел, жиров, а после уменьшения количества кислорода она снижалась (37%). Устройство было неэффективным при очистке от нитратов, а при очистке от аммиака и всех азотных соединений его эффективность была еще ниже (соответственно 20% и 15%). Биофильтр не был эффективен, очищая воздух, загрязненный ортофосфатами, фосфорными соединениями. Микробная деградация, происходящая в установке, оказалась эффективной при удалении некоторых вредных веществ. Низкая температура и высокие концентрации масел и жиров, уменьшающие потоки питательных веществ в биоагрузку, снижали микробиологическую активность и тем самым степень эффективности очистки. Думается, степень эффективности очистки биофильтра можно увеличить, используя теплоту воды и таким образом поднимая температуру процесса, а до процесса очистки от жиров подавая в биофильтр воду (Air ... 2009). В университете Миннесоты после проведения исследований по очистке воздуха биофильтром с соломенной загрузкой были получены следующие результаты: на 60% очищен воздух от одорантов, на 69% – от  $H_2S$  и на 61% – от  $NH_3$ . Солома закладывалась в несколько слоев. После прохождения 12-го слоя степень очищения от эмиссий одорантов и других загрязнителей достигала 80%. Замечено, что слои соломенной загрузки большей площади отличаются более эффективной степенью очистки: при 4–8 слоях эффективность очистки превышала 60%, а при 8–12 слоях – превышала 70% (Aizpuru *et al.* 2003).

Для очистки загрязненного воздуха в качестве минеральной загрузки может применяться пористая глина. По сравнению с органической загрузкой микробиологическая очистка вредных веществ при этом происходит в течение более длительного времени. Проникновение воздуха высокое, составляет 71% и обеспечивает постоянное поступление загрязненного газа. Загрузка из глины чаще всего используется для очистки воздуха от эмиссий одорантов,  $H_2S$  и  $NH_3$  (Рис. 2.19, в) (Engesser, Plaggemeier 2000).

В мире широко применяется биологическая очистка сточных вод активным илом. Активный ил составляют разные микробиологические культуры – бактерии, актиномицеты, простейшие, грибы, ил. Биоценоз активного ила при участии ферментов использует загрязняющие вещества из отходов в качестве пищи и окисляет их до углекислого газа, воды, нитратов, фосфатов и др. (Рис. 2.20, а) (Baltrėnas *et al.* 2004).

В процессе очистки развиваются разные бактерии. Видовая разновидность бактерий зависит от состава стоков, температуры окружающей среды, pH и других факторов. Значение микроорганизмов в процессе очистки стоков заключается в том, что из-за их быстрого размножения интенсивно используются вредные вещества. Скорость размножения микроорганизмов зависит от многих факторов, основным из которых является количество пищи (вредных веществ) (Baltrėnas *et al.* 2004).

Большую часть микроорганизмов активного ила составляют бактерии рода *Pseudomonas* – 38%, *Aerobacter* – 17%, *Flavobacter* – 12%, *Achromobacter* – 12%. Показателем качества активного ила является индекс ила, оценивающий объем, занимаемый 1 г сухого вещества активного ила спустя 30 мин после посева. Его дименсия мл/г или см/г. Величина индекса активного ила зависит от нагрузки активного ила, режима кислорода в установке, концентрации токсичных материалов, pH стоков, температуры и других факторов (Baltrėnas *et al.* 2004). При очистке воздуха из окружающей среды не поступает необходимое количество биогенных элементов, поэтому в активный ил вливается питательный раствор, в составе которого имеются необходимые для микроорганизмов питательные материалы (Baltrėnas *et al.* 2004).



**Рис. 2.20.** Бактерии и загрузка: а) бактерии *Aerobacter* активного ила; б) древесная кора

Одним из основных факторов, от которых зависит развитие микроорганизмов и эффективность биологического процесса, является влажность. Лучше всего микроорганизмы растут и развиваются, когда влажность биосреды составляет 70–85% (Baltrėnas *et al.* 2004).

Микрообы питаются только растворенными в воде веществами. Однако чем больше растворенных в воде веществ, тем больше осмотическое давление среды, вода становится менее активной и труднее попадает в клетку микроорганизма. Осмотическое давление выражается атмосферами. Осмотическое давление одномолярного раствора любого недиссоциативного растворимого материала равно 22,4 атм (Baltrėnas *et al.* 2004).

Микроорганизмы в отношении одного из химических факторов – кислорода представляют собой две группы: аэробы и анаэробы. Среди микробов преобладают аэробы, им нужен кислород. Чаще всего аэробы составляют крупные колонии, когда в атмосфере 40% кислорода, а с увеличением концентрации кислорода до 50% они прекращают рост. Анаэробы – микроорганизмы, для существования которых кислород не нужен. Это бактерии, производящие метан, редуцирующие сульфаты, молочнокислые и другие бактерии, для которых вредно даже небольшое количество кислорода.

Для роста и развития микроорганизмов необходимы биогенные элементы С, N, P. Главные из них – азот и фосфор. Для роста и развития микробов не менее необходимы и другие элементы – H, K, Ca, S, Mg и др. Некоторые микроэлементы необходимы микроорганизмам в очень небольших количествах (Fe, B, Zn, Cu, Mn, Mo, Co) (Baltrėnas *et al.* 2004).

Для обеспечения эффективности работы биофильтра необходимо, чтобы загрузка обладала соответствующей средой для роста микроорганизмов, была достаточно пористой, а загрязненный воздух мог свободно проходить через нее.

В таблице 2.13 представлены показатели свойств различных слоев натуральных фильтров: пористость, влажность, питательность, продолжительность полезной жизнедеятельности (Leson, Winer 1991).

В качестве загрузки может использоваться и древесная кора. Биологически обрастаемая кора является хорошим сорбентом при очистке воздуха от химических веществ, имеющих фенольные группы. После применения в биологическом фильтре этот сорбент может применяться как удобрение (Baltrėnas *et al.* 2004).

На основании данных табл. 2.13 можно считать, что торф и компост обладают наилучшими свойствами для очистки воздуха.

Широко применяются и твердые искусственные материалы – порезанные стеклянные трубочки, полистироловые шарики. Микроорганизмы, растущие на этих материалах, образуют биопленку, которая и участвует в процессе очистки

**Таблица 2.13.** Свойства натуральных биозагрузок

Загрузка	Пористость	Влажность	Питательность	Продолжительность полезной жизнедеятельности
Торф	Средняя	Хорошая	Хорошая	Хорошая
Грунт (супесь)	Небольшая	Хорошая	Хорошая	Хорошая
Компост	Средняя	Хорошая	Хорошая	Хорошая
Древесная кора	Хорошая	Средняя	Средняя	Средняя
Солома	Хорошая	Средняя	Небольшая	Небольшая

(Baltrėnas *et al.* 2004). Искусственными типами загрузки, выступающими в качестве субстрата микроорганизмов, являются пластик, керамика, стекло и др.

Поры стеклянной загрузки (Рис. 2.21, а) диаметром 60–300 мкм являются идеальными для популяций бактерий. Эта загрузка позволяет проникать в нее, гидрофилитическая структура способствует колонизации бактерий глубоко в загрузке, а также аэробной нитрификации и анаэробной денитрификации. Хороша и механическая фильтрация.

В качестве пластиковой загрузки могут использоваться пластиковые детали различных форм. Они применяются в фильтрах как сухой, так и мокрой биологической очистки воздуха. Они усиливают проходимость загрязненных газов через фильтр и тем самым улучшают качество очистки (Amanullah *et al.* 1999).

В качестве загрузки фильтра для биологической очистки воздуха можно применять и керамику. Часто применяются керамические гранулы. Они изготавливаются таким способом, чтобы вся масса была пористой. Из пористой массы формируется загрузка определенной формы, чаще всего в форме сферы, которая может покрываться кальцием. Эта загрузка однородна, красного или коричневого цвета, с пористой поверхностью, связанной сеткой пор, отличается хорошими абсорбционными свойствами (Amanullah *et al.* 1999).



**Рис. 2.21.** Синтетические загрузки: а) стеклянная; б) пластиковая; в) из керамических гранул

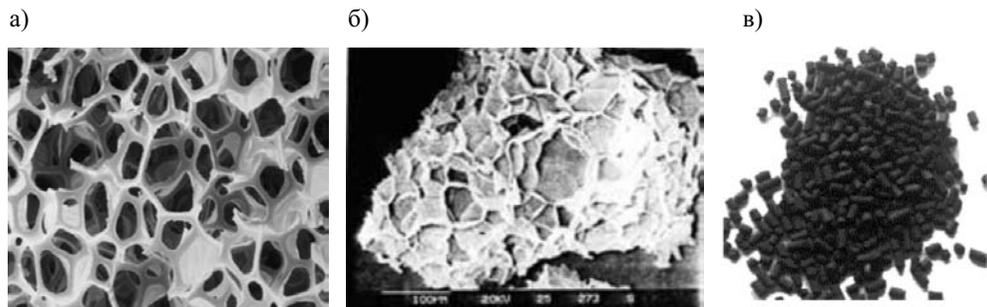
В 2003 г. в Тайваньском университете Хунг-Гуа была создана новая эффективная искусственная биозагрузка из поливинилалкоголя (ПВА) и торфа. Эта загрузка цилиндрической формы очень тверда, пориста, ее диаметр 2,4–6,0 мм, удельная масса 0,69 кг/см<sup>3</sup>, влажность колеблется от 50,5% до 66,8%. В искусственной загрузке из ПВА и торфа можно поддерживать рН, равное 6,9–7,2. В результате испытания биологической очистки с этилацетатом получена 99%-я эффективность очистки от органических загрязняющих веществ (Amanullah *et al.* 2000).

Полиуретан – искусственный материал, в результате испытаний которого установлена его наибольшая эффективность для очистки воздуха от летучих органических соединений – стирола. Он также хорошо зарекомендовал себя при очистке воздуха от толуола. Это прекрасный фильтровочный материал, пористый, хорошо абсорбирующий воду (Рис. 2.22, а) (Angerer 1999).

Перлит – уникальный вулканический минерал, в котором содержится 2–6% воды. При нагревании этого материала при очень высокой температуре (870 °С) вода из него испаряется, в нем образуется множество маленьких пустот, материал увеличивается до 20 раз, становится очень пористым, в несколько раз увеличивается площадь его поверхности. Перлит бывает от белого до серого цвета, отличается хорошими фильтровочными свойствами, его удельная масса колеблется в пределах 32–240 кг/м<sup>3</sup>. Благодаря этим свойствам его применяют для биологической очистки воздуха.

Перлитовая биологическая загрузка часто применяется при очистке воздуха от сероводорода, гексана, стирола, кетона, для удаления неприятных запахов на животноводческих фермах (Рис. 2.22, б).

Активированный уголь является прекрасным адсорбентом, обладающим хорошо развитой пористой структурой, большой специфической поверхностью, отличается хорошей прочностью, достаточной стабильностью. Этот материал широко применяется при биологической очистке воздуха в качестве дополни-



**Рис. 2.22.** Загрузки: а) полиуретановая; б) перлитовая (после нагревания); в) гранулы активированного угля

тельного адсорбционного слоя в биофилтре или как добавка в слои биологической загрузки для усиления эффективности очистки.

Этот адсорбент применяется для очистки от сероводорода, аммиака, бензина, формальдегида (Biofilter ... 2006). Активированный уголь самостоятельно, без биоагрузки, очищает 99% сероводорода в воздухе, превращая этот неприятный материал в молекулярную серу (Рис. 2.22, в) (Amanullah *et al.* 1999).

## 2.5. Конструкционные решения биофильтров с зернистой загрузкой с целью снижения аэродинамического сопротивления установок

Созданные установки для биологической очистки воздуха отличаются высокой эффективностью очистки, дешевизной, экологичностью. Применение биофильтров стимулируется ужесточающимися нормами, применяемыми к эмиссии выделяемых в воздух окружающей среды вредных веществ. Во всех биофилтрах установлены системы контроля влажности загрузки и температуры биосреды, обеспечивающие жизнедеятельность микроорганизмов, расщепляющих летучие органические соединения.

Предлагается в биофилтрах применять загрузку, состоящую из древесной коры, щепок, сорбента ZeoVit и кубиков поролона. В зависимости от особенности конструкции созданные биофилтры могут найти применение в различных отраслях промышленности. Благодаря внедренным в филтрах новым технологиям достигается высокая эффективность очистки воздуха от гидрофильных и гидрофобных органических соединений. Области применения биофильтров малой производительности представлены на рис. 2.23.

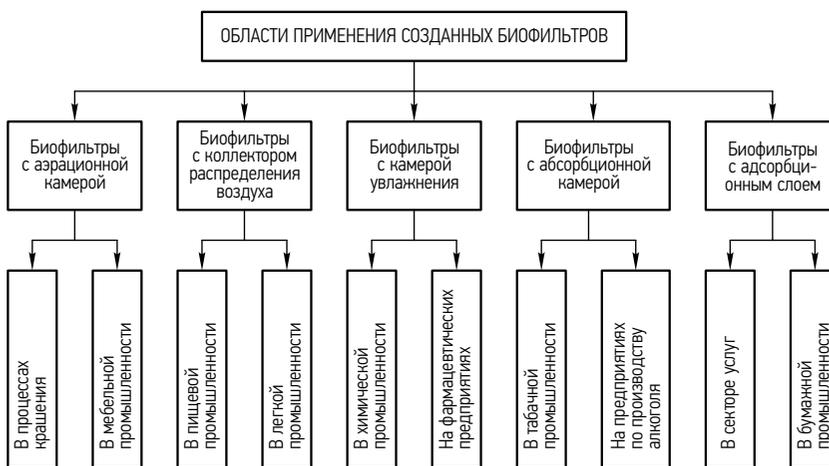


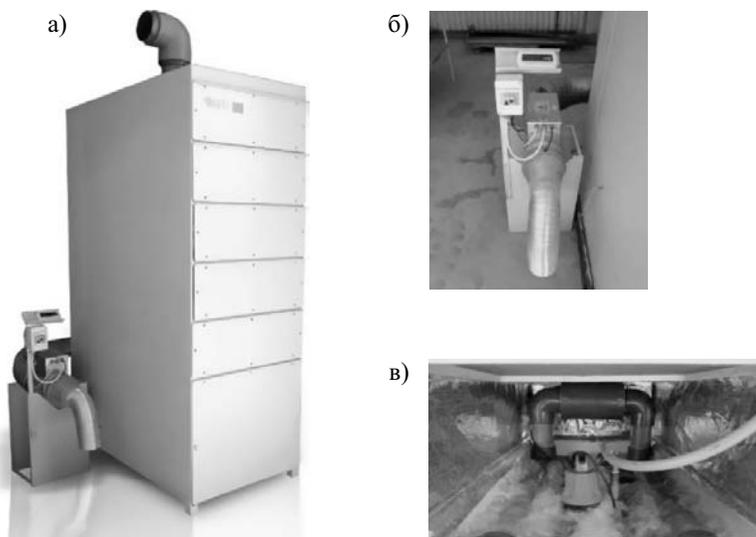
Рис. 2.23. Области применения биофильтров малой производительности

Все установки могут применяться для очистки воздуха от концентраций летучих органических соединений, не превышающих  $500 \text{ мг/м}^3$ . Для очистки воздуха от ЛОС больших концентраций (от  $500 \text{ мг/м}^3$ ) рекомендуется применять биофильтр с адсорбционным слоем.

### Прототип биофильтра с аэрационной камерой (Рис. 2.24)

Биофильтр размером  $1,90 \times 0,755 \times 2,20 \text{ м}$  состоит из пяти прямоугольных кассет, размер каждой из которых  $0,85 \times 0,65 \times 0,15 \text{ м}$ . Производительность фильтра составляет  $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ . С целью увеличить производительность очистки в био фильтре следует поддерживать условия, необходимые для размножения микроорганизмов: влажность загрузки – 40–60%, температуру биосреды –  $30 \text{ }^\circ\text{C}$ , кислотность  $\text{pH} = 7$ . Для поддержания влажности загрузки и улучшения растворимости органических соединений в жидкой фазе в нижней части оборудован резервуар, заполненный водой, насыщенной биогенными элементами.

Для ускорения абсорбции органических соединений воздух, загрязненный летучими органическими соединениями, направляется в резервуар с водой – аэрационную камеру. Во время процесса аэрации в воде начинают размножаться микроорганизмы, которые расщепляют часть вредных веществ. Все углеводороды более или менее растворимы в воде, поэтому аэрационная камера – это первый этап процесса расщепления углеводородов. Кроме того, при такой модели подачи воды в установку обеспечивается испарение воды, в



**Рис. 2.24.** Биофильтр с аэрационной камерой: а) вид биофильтра сбоку, б) щиток управления биофильтра, в) оборудованный в био фильтре азротанк

результате чего в биофилт্রে создается большая относительная влажность (до 100%), что увеличивает влажность загрузки и снижает экономические расходы на ее увлажнение.

### ***Принцип действия биофилтра***

Загрязненный воздух с помощью вентилятора поступает в очистное устройство. Для ускорения развития микроорганизмов в загрузке в воздуховоде, по которому подается поток загрязненного воздуха, смонтирован канальный нагреватель воздуха с температурным регулятором, который может поддерживать температуру поступающего воздуха от 20°C до 35°C. Температура фиксируется установленным в биофилт্রে температурным счетчиком, соединенным с показателем нагревателя воздуха. При поднятии в биофилт্রে температуры до необходимой величины датчик автоматически отключает нагреватель. Для регулирования скорости потока воздуха в воздуховоде устроена задвижка. Равномерное распределение потока воздуха по всему диаметру площади загрузки обеспечивается коллектором, установленным в нижней части филтра. Коллектор установлен в оборудованном на дне биофилтра резервуаре с водой – аэрационной камере, под водой. Таким образом снижается скорость поступающего потока воздуха, который равномерно распределяется по всему сечению площади установки. После прохождения воздуха через аэрационную камеру не только снижается концентрация попадающих в загрузку вредных веществ, но и до 100% увеличивается относительная влажность воздуха в биофилт্রে. Из находящегося под водой коллектора поток воздуха направляется вверх по направлению к загрузке. Под и над каждым слоем загрузки устроены сетки, обеспечивающие равномерное распределение потока воздуха через весь слой биосреды. Для поддержания жизнедеятельности микроорганизмов загрузка дополнительно увлажняется через установленные в филт্রে над каждой кассетой разбрызгиватели. Вода разбрызгивается над каждым слоем загрузки отдельно. Вода по шлангу поступает из резервуара с водой, находящегося в низу филтра. Режим работы шланга регулируется реле времени. С его помощью можно установить необходимый интервал разбрызгивания и паузу. Чтобы придать микроорганизмам большую энергию и обеспечить лучший обмен веществ, для увлажнения применяется вода, обогащенная биогенными элементами (солями). Для обогащения воды в биофилт্রে оборудована система подачи биогенных элементов. Избыток воды, вытекшей из загрузки, возвращается в резервуар с водой. Вода в установку попадает по водопроводной трубе.

В биофилт্রে предусмотрена возможность удалять биомассу, скапливающуюся в резервуаре с водой. Для измерения температуры, скорости потока воздуха по всему сечению площади и под каждой кассетой имеются отверстия с завинчивающимися крышками для взятия проб воздуха.

### Биофильтр-адсорбер (Рис. 2.25)

Целью создания этого биофильтра было усовершенствовать конструкцию очистного устройства, продлить срок службы применяемой биологически активированной загрузки.

Высокой степени очистки биофильтром можно добиться, если осуществлять ее в несколько этапов. Эффективность работы биофильтра зависит не только от числа микроорганизмов, но и от растворимости летучих органических соединений в воде.

Чтобы сохранить эффективность очистного устройства после замены непригодных для развития микроорганизмов условий, в биофильтре применяется несколько загрузок. Одни из них лучше очищают воздух при меньшей влажности (20%), другие при большей влажности (60–90%). На основании проведенных экспериментальных исследований было установлено, что наиболее стабильно воздух при разной влажности очищается, если использовать загрузку, состоящую из смеси цеолита и опилок. Если в устройстве созданы необходимые для существования микроорганизмов условия, лучше очищать воздух с помощью активированной загрузки из опилок.

При разных метеорологических и технологических условиях, когда возможны простои, в устройство подается сухой воздух, уменьшается загрузка устройства и количество вредных веществ.

Лучшими очистительными свойствами обладает цеолит, действующий как адсорбент. Поэтому целесообразнее всего очищать воздух, применяя одновременно разные загрузки. Техническую и экономическую эффективность предлагаемого устройства обуславливает простота его конструкции и эксплуатации, что гарантирует меньшие материальные и трудовые затраты.

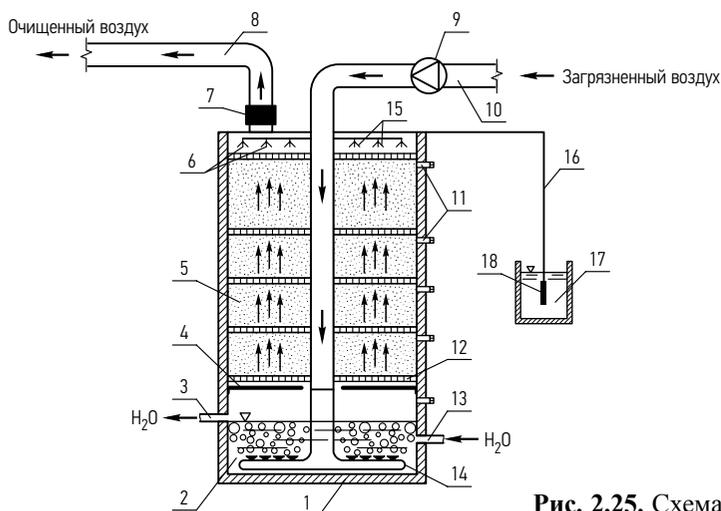


Рис. 2.25. Схема биофильтра-адсорбера

### ***Принцип действия устройства***

Загрязненный воздух по воздуховоду 10 вентилятором 9 направляется в очистительное устройство. Поток загрязненного воздуха в биофилт্রে поступает вниз в вертикальном направлении. Так снижается скорость потока воздуха. Для равномерного распределения потока воздуха по всему сечению площади устройства применяются аэраторы 14, установленные в резервуаре с водой 2. Чтобы улучшить растворимость вредных веществ в воде, загрязненный воздух вначале проходит через слой воды, где осуществляется первичный процесс очистки воздуха. Таким образом влажность воздуха в биофилт্রে увеличивается на 60–80%. При такой влажности создаются благоприятные условия для развития и размножения микроорганизмов. Нагреватели 4, поддерживающие необходимую температуру (30 °С), способствуют поддержанию лучшей жизнедеятельности микроорганизмов. Нагреватели устроены в нижней части биофилтра над резервуаром с водой 2. Для улучшения активности загрузки она увлажняется через разбрызгиватели 15. Смесь 17, обогащенная биогенными элементами, подается в разбрызгиватели по трубе 16 насосом 18. Вода в резервуар постепенно поступает по водопроводу 13. Избыток воды из резервуара удаляется по водоотводу 3. Воздух, пройдя через воду и сита 12, попадает в биосреду 5, в которой происходит вторичный процесс очистки – биологическая очистка воздуха от летучих органических соединений. Чтобы снизить нагрузку на нижнее сито и улучшить физические параметры загрузки (распределение влажности, температуры), загрузка распределяется по четырем кассетам. Для снижения влажности отводимого из биофилтра воздуха в воздуховоде оборудуется конденсатор 7, из которого образующиеся капли воды 6 возвращаются в устройство. После этого воздух по воздуховоду 8 удаляется из устройства. Для измерения температуры, влажности, рН и взятия проб воздуха имеются отверстия 11.

### **Прототип биофилтра с коллектором распределения воздуха**

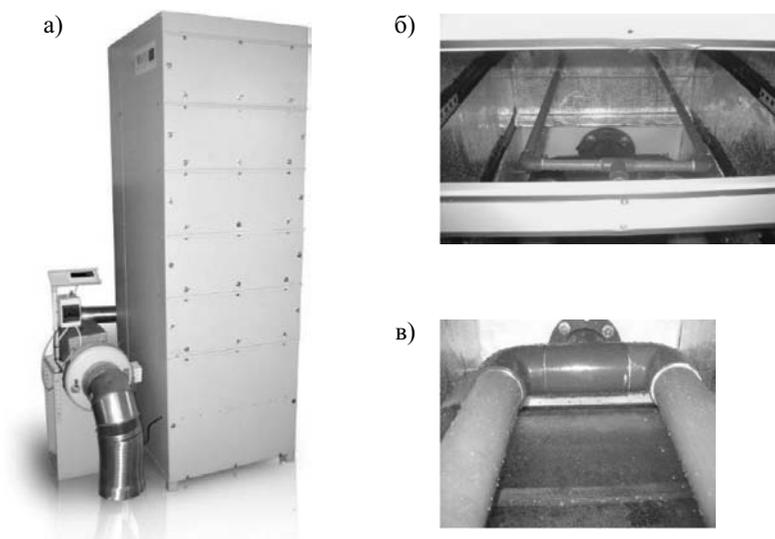
Для лучшего распределения воздуха по всему сечению площади устройства в нижней части устройства оборудован перфорированный коллектор, обеспечивающий равномерное распределение потока воздуха по всей площади поверхности загрузки. Чтобы избежать колебания температур, в воздуховод, подающий воздух, встроены канальный нагреватель воздуха. В устройстве спроектирована система нагрева воды и каждого слоя загрузки, поэтому оно может быть установлено вне помещения (Рис. 2.26, а).

### ***Принцип действия устройства***

Вентилятор подает загрязненный воздух в устройство. В воздуховоде и самом филт্রে под каждым слоем загрузки имеется система поддержания необходимой температуры (20–35 °С). В такой системе биосреда может на-

греваться после подачи загрязненного воздуха в устройство. В нижней части биофильтра установлен коллектор распределения воздуха (Рис. 2.26, а), благодаря чему поддерживается равномерное распределение микроорганизмов во всем слое загрузки. Температура в устройстве регулируется в зависимости от природы и концентрации очищаемого вредного вещества. Под и над каждым слоем загрузки устроены сита, обеспечивающие равномерное распределение потока воздуха по всему слою биосреды. Для поддержания жизнедеятельности микроорганизмов загрузка увлажняется через устроенные в фильтре разбрызгиватели (Рис. 2.26, б).

Для поддержания необходимой влажности загрузки вода разбрызгивается над каждым слоем загрузки отдельно. Вода для разбрызгивания на загрузку поступает по шлангу из находящегося в низу фильтра резервуара с водой. Режим работы шланга регулируется с помощью реле времени. С его помощью можно установить необходимый интервал разбрызгивания. Чтобы придать микроорганизмам большую энергию и обеспечить лучший обмен веществ, вода для увлажнения загрузки обогащается биогенными элементами (солями). С этой целью в биофильтре устроена система подачи биогенных элементов. Избыток воды, вытекший из загрузки, возвращается в резервуар с водой. Вода в устройство подается по водопроводу.



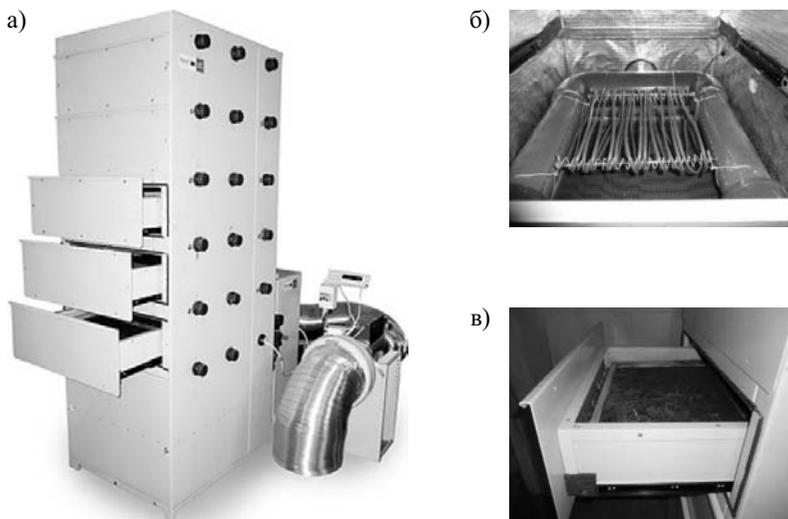
**Рис. 2.26.** Прототип биофильтра: а) вид сбоку биофильтра с коллектором по распределению потока воздуха, б) система увлажнения, в) коллектор для распределения потока воздуха

### Прототип биофильтра с камерой увлажнения

На рис. 2.27 представлена схема биофильтра с камерой увлажнения. В фильтре оборудована двухуровневая система очистки воздуха. Каждый слой загрузки увлажняется отдельно. В биофильтре устроена система подогрева воды и биосреды, обеспечивающая высокую микробиологическую активность в случае выключения вентилятора или остановки технологического процесса.

#### *Принцип действия устройства*

Загрязненный воздух по воздуховоду подается вентилятором в устройство по биологической очистке воздуха. Вначале поток воздуха направляется в камеру увлажнения воздуха. Перед этим он нагревается до температуры  $30^{\circ}\text{C}$  в оборудованном в воздуховоде канальном нагревателе. Канальный нагреватель соединен с регулятором температуры, который поддерживает температуру поступающего воздуха в пределах  $20\text{--}35^{\circ}\text{C}$ . Температура фиксируется встроенным в биофильтр счетчиком температуры, соединенным с датчиком обогревателя. После того, как температура поднимется до необходимой величины, датчик автоматически отключает нагреватель. Для улучшения расщепления органических соединений нагретый воздух с помощью разбрызгивателей воды увлажняется в камере увлажнения. В низу камеры устроен резервуар с водой,



**Рис. 2.27.** Биофильтр с камерой увлажнения: а) вид сбоку биофильтра с камерой увлажнения; б) система нагрева биофильтра, в) ящик с загрузкой

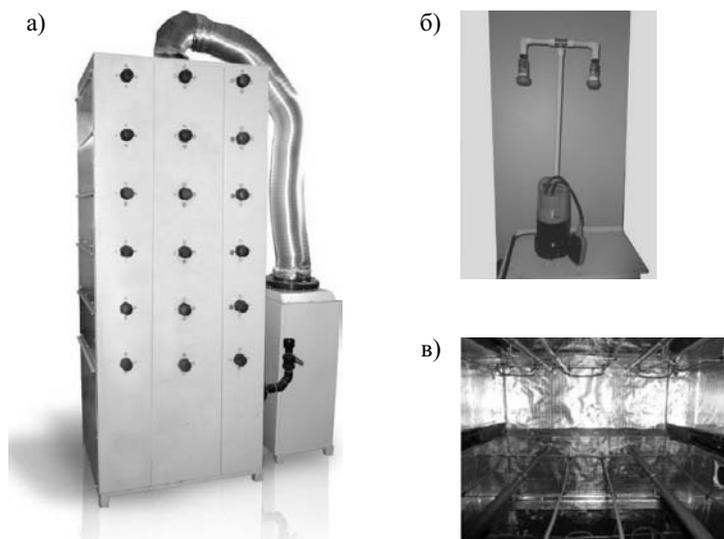
из которого насосом вода подается в универсальные разбрызгиватели. С помощью регулируемых разбрызгивателей воды можно регулировать увлажняемую площадь, угол падения и величину капель. Увлажненный в камере воздух направляется в нижнюю часть биофильтра, в которой с помощью коллектора распределения потока воздуха равномерно распределяется по всему сечению площади загрузки. Изменивший траекторию распространения воздух направляется в фильтровочную загрузку, в которой размножаются культуры микроорганизмов. Чтобы улучшить процесс расщепления вредных веществ, загрузка увлажняется водой, которая поступает из резервуара с водой, оборудованного в нижней части фильтра, и разбрызгивается на фильтровочный слой через трубу. С целью улучшить аэродинамические свойства загрузки фильтровочная среда разделяется на отдельные слои, отделенные друг от друга ситами. Так улучшается проходимость воздуха и обеспечивается меньшее аэродинамическое сопротивление. Вытекшая из загрузки вода возвращается в резервуар с водой. Для увеличения микробиологической активности установки в случае отключения вентилятора вода, предназначенная для полива загрузки, и биосреда подогреваются с помощью кабельного нагревателя.

### **Прототип биофильтра с камерой увлажнения воздуха, в котором поток воздуха направляется сверху вниз**

На рис. 2.28 изображен биофильтр с камерой увлажнения, в котором поток воздуха направляется сверху вниз. Так уменьшается парообразование в загрузке. Для увеличения растворимости органических соединений в воде оборудована абсорбционная камера, в которой загрязненный воздух увлажняется активированными каплями воды. Развитие микроорганизмов в загрузке улучшается благодаря увлажнению загрузки водой, обогащенной биогенными элементами. Благодаря двухуровневой системе очистки (абсорбционная и биологическая очистка) устройство может применяться для очистки вредных веществ больших концентраций. Направление потока воздуха сверху вниз способствует равномерному распределению влаги во всем слое загрузки.

#### ***Принцип действия устройства***

Загрязненный воздух подается в очистное устройство по воздуховоду. Для поддержания микробиологической активности загрузки поток воздуха нагревается канальным нагревателем, встроенным в воздуховод. Температура фиксируется оборудованным в био фильтре температурным счетчиком, соединенным с датчиком нагревателя. После того, как температура достигнет необходимого уровня, датчик автоматически отключает нагреватель. Для регулирования скорости потока воздуха в воздуховоде имеется задвижка, могущая регулировать скорость потока воздуха от 0,01 м/с до 0,5 м/с. Для ускорения расщепления летучих органических соединений загрязненный воздух прежде всего попадает в камеру увлажнения, в которой увлажняется до 80–100%.



**Рис. 2.28.** Биофильтр с камерой увлажнения, в котором поток воздуха направляется сверху вниз: а) вид биофильтра сбоку, б) разбрызгиватели камеры увлажнения, в) система нагрева биосреды

Увлажнение производится через разбрызгиватели, устроенные в верхней части камеры, водой, обогащенной биогенными элементами (солями с элементами азота, фосфора). Имеется возможность добавлять в воду микроорганизмы. Из резервуара, находящегося в нижней части камеры, вода в разбрызгиватель подается насосом. Из камеры поток воздуха направляется в верхнюю часть биофильтра.

Поток воздуха, загрязненного органическими соединениями, направляется в вертикальном направлении сверху вниз и фильтруется через фильтровочный слой, состоящий из древесных щепок, коры, гранул сорбента *ZeoVit* и кубиков поролон. Для лучшего развития микроорганизмов эти слои увлажняются через разбрызгиватели.

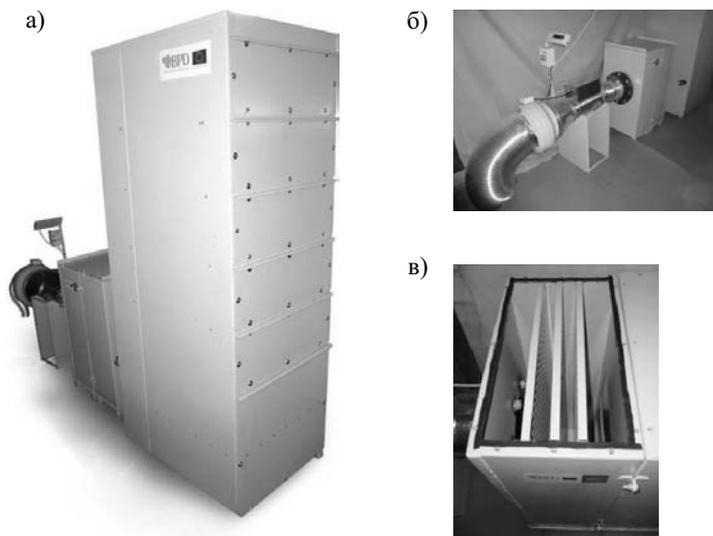
Резервуар с водой устроен в нижней части фильтра. Из него насосом вода подается в перфорированные воздухоотки, через которые разбрызгивается на загрузку. Прошедший через фильтровочный слой очищенный воздух удаляется из устройства через воздуховод. Чтобы избежать поломок системы увлажнения, после того, как уровень воды снизится до критической границы, насос автоматически отключается. В биофильтре оборудована система подключения биогенных элементов, имеется возможность подавать воду в фильтр непосредственно из водопроводной сети.

### Прототип биофильтра с трехступенчатой системой очистки

На рис. 2.29 представлена схема биофильтра с трехступенчатой системой очистки. Устройство может применяться в тех отраслях промышленности, в которых выделяются вредные вещества непостоянных концентраций. Первая камера предназначена для выравнивания непостоянных концентраций. В ней имеется кассета, заполненная гранулами сорбента *ZeoVit*. В ней загрязненный воздух адсорбируется цеолитом. Спустя определенное время вредные вещества десорбируются из цеолита. Так выравнивается неравномерная концентрация, образовавшаяся во время технологических процессов. При этом снижаются большие концентрации вредных веществ. Постоянная температура в устройстве может поддерживаться и после выключения вентилятора или прерывания технологического процесса.

#### Принцип действия устройства

Поток воздуха, загрязненного летучими органическими соединениями, по воздуховоду подается в очистное устройство. С целью улучшить активность микроорганизмов поступающий воздух нагревается в устройстве каналным нагревателем до температуры от 20°C до 35°C. Температура фиксируется оборудованным в биофильтре счетчиком температуры, соединенным с датчиком нагревателя. После того, как температура достигнет необходимого уровня, дат-



**Рис. 2.29.** Биофильтр с трехступенчатой системой очистки воздуха: а) вид сбоку биофильтра с трехступенчатой системой очистки воздуха, б) пульт управления биофильтра с камерами адсорбции вредных веществ и увлажнения воздуха, в) камера для первичной адсорбции вредных веществ

чик автоматически отключает нагреватель. Прежде всего воздух поступает в камеру первичной очистки со слоем цеолита, предназначенного для адсорбции вредных веществ. Частично очищенный воздух из камеры первичной очистки подается в камеру вторичной очистки, где увлажняется, чтобы увеличить растворимость органических веществ. Воздух увлажняется через универсальный разбрызгиватель воды, находящийся в верхней части камеры. Вода в разбрызгиватель подается циркуляционным насосом.

Для улучшения микробиологической активности биосреды она нагревается с помощью кабеля, находящегося в нижней части биофильтра. Кабель нагревания одновременно нагревает воду и воздух. Из камеры увлажнения очищенный воздух по воздуховоду подается в биофильтр. По коллектору подачи равномерного потока воздуха он направляется в вертикальном направлении вверх, где фильтруется через слои загрузки. Загрузка увлажняется через находящиеся над ней перфорированные трубки, в которые вода подается насосом. В нижней части биофильтра оборудован резервуар с водой для увлажнения загрузки.

Созданные установки по биологической очистке воздуха отличаются высокой эффективностью очистки (до 98%), дешевизной и экологичностью. Они могут применяться на предприятиях разных отраслей промышленности, в которых в воздух выделяются летучие органические соединения разных концентраций. Биофильтры могут применяться для сорбции и расщепления таких органических соединений, как ацетон, бутанол, толуол, бутилацетат, ксилол, этанол, метанол и др., выделяемых во время производственных процессов в мебельной, пищевой, химической, нефтеперерабатывающей промышленности. Кроме того, они могут применяться не только для уменьшения количества углеводородов, но и в сельском хозяйстве, водоочистных сооружениях для удаления неприятных запахов. Загрузку таких устройств составляют древесные щепки, гранулы цеолита и кубики поролон. Оптимальная смесь таких загрузок способствует ускорению процессов сорбции и деструкции. Суть загрузки как фильтровочной среды заключается в создании большой площади поверхности для адсорбции и абсорбции вредных веществ. Загрузка также играет роль источника энергии для популяции микроорганизмов. Из древесных щепок микроорганизмы получают углерод, цеолит отличается свойствами молекулярных сит, большой силой сорбции при небольшом давлении, а кубики поролон – большой площадью поверхности и способностью удерживать влагу. Поэтому кубики поролон могут применяться для улучшения абсорбции вредных веществ, а цеолит – в качестве адсорбента. Культуры микроорганизмов, попавшие в поры гранул цеолита, могут успешно регенерировать его. Благодаря комплексному применению адсорбционного и биологического методов очистки воздуха можно добиться высокой эффективности очистного устройства.

## Часть 3

### СТРУКТУРА ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ

#### 3.1. Анализ литературных данных. Классификация способов измерения порозности зернистого слоя

Неоднородности газораспределения в аппаратах с зернистым слоем связаны, по мнению ряда авторов (Morales *et al.* 1951; Schuter, Vortmeyer 1981; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Идельчик 1983; Бесков, Абаев 1980), со структурой зернистого слоя и распределением в нем порозности (доли пустот), именно поэтому характер распределения порозности в таких аппаратах является предметом многих экспериментов (Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1978, 1979; Попов 1980; Schwartz, Smith 1953; Завелев и др. 1976; Абаев и др. 1980, 1981б; Жаворонков 1944; Ridgway, Tarbuck 1968, 1967; Pillai 1977; Gupte 1971; Puschnow 1973; Королев и др. 1971; Колескин и др. 1982).

Уже первые фотоснимки поперечных сечений трубы с зернистым слоем, выполненные Фурнасом (Furnas 1929), показали, что радиальный профиль порозности не является плоским. Деформация профиля  $\epsilon_d$  вызвана ориентирующим влиянием стенки на укладку зерен. В результате вблизи стенок  $\epsilon_d$  выше. Дальнейшие исследования показали, что в цилиндрической колонне с шарами профиль  $\epsilon_d$  является колебательной функцией расстояния от стенки  $V$  с периодом, равным  $d$ , затухающей при  $V = 5d$  (Saunders, Ford 1940; Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Ridgway, Tarbuck 1968). При этом максимальное значение локальной величины порозности  $\epsilon_d$  примерно в 4 раза превышает минимальное. Приблизительно таково же соотношение и для скоростей газового потока в аппаратах с НЗС по данным Гольдштик и др. (1978); Lyczkowski (1982).

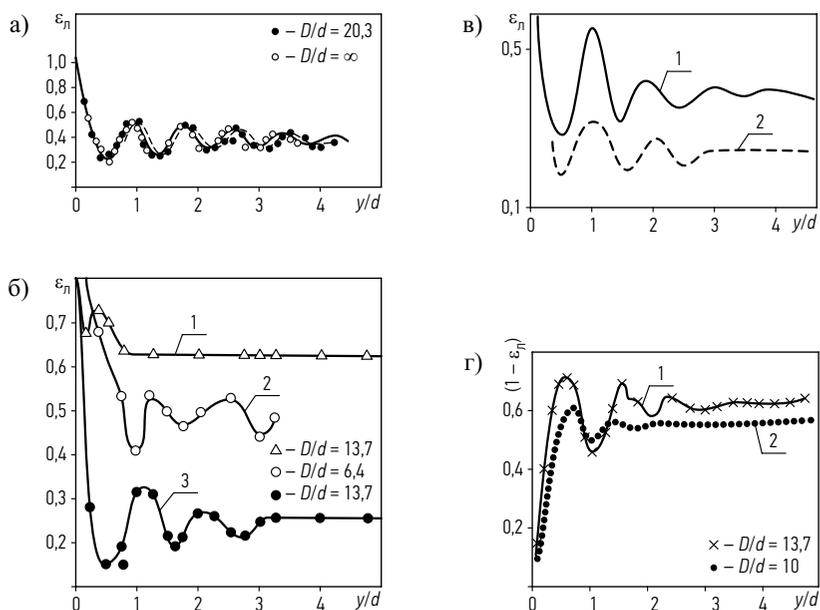
В последние годы исследования структуры зернистого слоя широко развернулись в связи с разработкой инженерных методик расчета перспективных высокотемпературных атомных реакторов с газовым охлаждением (Stroh *et al.* 1979; Lyczkowski 1982; Макарявичюс и др. 1982; Tringate 1973). Важность информации о реальном распределении  $\epsilon_d$  по радиусу в реакторах с НЗС показана в работах (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Lyczkowski 1982; Бесков, Абаев 1980; Martin 1978; Vortmeyer, Winter 1984; Винокуров 1983; Puschnow 1973; Buchlin *et al.* 1977; Жаворонков и др. 1949).

Из представленных на рис. 3.1, а, результатов работы (Benenati, Brosilow 1962) видно, что при  $D/d = 20,3$  в слое шаров у стенки  $\epsilon_d = 1$ , а при  $V = 0,5d$  по-

розность достигает минимума ( $\varepsilon_{\text{пл}} = 0,233$ ). Затем, при  $V = 1d$  опять возрастает до  $\varepsilon_{\text{пл}} = 0,533$ . С удалением от стенки амплитуда колебаний порозности убывает и при  $V \geq (4-5)d$  она становится приблизительно постоянной величиной ( $\varepsilon_{\text{пл}} \approx 0,4$ ). В работе Королева и др. (1971), в которой использовался иной метод измерения, а  $D/d = 40$ , первый минимум  $\varepsilon_{\text{пл}}$  был зафиксирован также при  $V = 0,5d$ .

Аналогичные результаты для слоя колец получены в работе Завелева и др. (1978), в которой наименьшее значение  $\varepsilon_{\text{пл}}$  было получено при расстоянии от стенки, равном одному наружному диаметру кольцевой гранулы.

Влияние формы зерен на распределение порозности показано на рис. 3.1, б и в. Из рисунка видно, что зерна цилиндрической формы укладываются более плотно по сравнению с кольцами Рашига и шарами. В центральной части аппарата по данным (Roblee *et al.* 1958) кольца укладываются более равномерно, чем зерна иной формы. Из данных, приведенных на рис. 3.1, видна симбатность зависимости  $\varepsilon_{\text{пл}} = f(V/d)$  для зерен шаровой и цилиндрической формы.



**Рис. 3.1.** Распределение порозности в поперечном сечении аппаратов с зернами различной формы: а) шары по данным Бененати и Бросилоу (Benenati, Brosilow 1962); б) кольца Рашига по данным Робли и др. (Roblee *et al.* 1958) (кривая 1) и по данным Завелева и др. (1978) (кривая 2); цилиндрики (Roblee *et al.* 1958) (кривая 3); в) шары (кривая 1) и цилиндрики (кривая 2) по данным (Benenati, Brosilow 1962); г) зависимость плотности заполнения зернами аппарата  $\rho = (1 - \varepsilon)$  по данным физического эксперимента Робли (Roblee *et al.* 1958) (кривая 1) и цифрового эксперимента по данным Аюкаева и др. (1976) (кривая 2)

Из опытов (Vortmeyer, Schuster 1983) следует, что у зерен, форма которых несколько отличается от шаровой, зависимость  $\epsilon_{\text{д}} = f(V/d)$  имеет лишь один минимум вблизи стенки, а затем  $\epsilon_{\text{д}}$  постоянна. Таким образом, на структуру НЗС оказывает влияние даже незначительное отличие в форме зерен и во всех случаях наблюдается резкое возрастание  $\epsilon_{\text{д}}$  вблизи стенки аппарата (Завелев и др. 1978).

В работах (Бадатов и др. 1968; Подольский, Гусев 1971) установлена зависимость  $\epsilon_{\text{д}}$  от давления вышележащих слоев зерен на нижележащие.

Жаворонков (1944), Завелев и др. (1976) установили, что порозность меняется не только вдоль радиуса аппарата с НЗС, но и по высоте слоя зерен.

Помимо отмеченных выше факторов, на плотность упаковки НЗС заметное влияние оказывает способ загрузки зерен в аппарат. В работе Голубева, Морозова (1963), например, показано, что порозность можно снизить на 30%. Это подтверждают результаты работ Завелева и др. (1976), Макарявичюса и др. (1982). Используя специальные методы загрузки (Price 1968; Seko *et al.* 1982; Ziolkowska *et al.* 1976), можно в определенных пределах регулировать плотность упаковки за пределами пристенной области аппаратов с НЗС (Price 1968). Можно предположить, что влияние способа укладки должно больше сказываться вдали от стенки, где зерна не испытывают ее организующего влияния.

Из опытных данных (Benenati, Brosilow 1962), представленных на рис. 3.1, а, видно, что на распределение порозности может оказывать некоторое влияние также и форма аппарата. Так, для случая плоской стенки синусоидальная зависимость  $\epsilon_{\text{д}} = f(V/d)$  затухает на несколько меньшем расстоянии от стенки, чем для цилиндрической.

Результаты опытов Робли и др. (Roblee *et al.* 1958), Колескина и др. (1982) также указывают на то, что с ростом величины отношения  $D/d$  амплитуда зависимости  $\epsilon_{\text{д}} = f(V/d)$  затухает быстрее. Причем первый минимум локальной порозности с ростом  $D/d$  увеличивается.

Таким образом, можно предположить, что гидродинамическая обстановка в пристенной области, например, в аппаратах плоской формы может несколько отличаться от таковой в цилиндрических сосудах.

Математическое моделирование структуры аппаратов с НЗС на ЭЦВМ проводилось в работах (Аэров и др. 1979; Lyczkowski 1982; Идельчик 1983; Pillai 1977; Аюкаев и др. 1976, 1977; Карнаухов 1976; Кивран, Аюкаев 1976а, 1976б; Баснер и др. 1981). Результаты физического и цифрового экспериментов по изучению граничного эффекта в зернистом слое довольно близки (см. рис. 3.1, г). Основная трудность при математическом описании структуры зернистого слоя связана с его статистическим характером (Аюкаев и др. 1977).

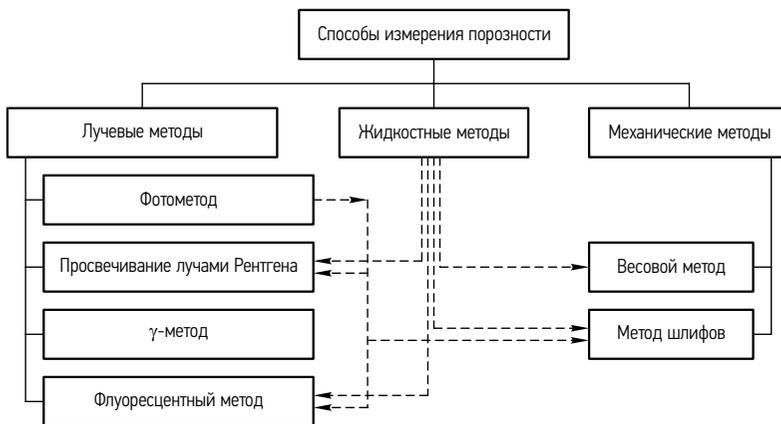
Учитывая зависимость порозности зернистого слоя от способа загрузки, формы и состояния поверхности зерен и аппарата, разнородности размеров

зерен и других факторов, следует согласиться с выводами работ (Забродский 1963; Кунии, Левеншпиль 1976) о том, что точные значения порозности для каждого конкретного случая могут быть получены из опыта.

Применяемые на практике различные способы измерения распределения порозности в поперечном сечении аппаратов с НЗС можно условно разделить на 3 группы (см. рис. 3.2): лучевые (Попов 1980; Furnas 1929; Puschnow 1973; Королев и др. 1971; Bucklin *et al.* 1977; Абаев и др. 1981в; Seze *et al.* 1977; Thadani, Peebles 1966), жидкостные (Завелев и др. 1976; Жаворонков 1944; Колескин и др. 1982) и механические (Gupte 1971; Завелев и др. 1978; Hessel, Schmidt 1967; Sonntag 1960).

В опытах (Hessel, Schmidt 1967) зернистый слой заливали сплавом Вуда, после затвердения которого делали кольцевые проточки с последующей шлифовкой, полировкой и фотографированием места среза. Этот способ был усовершенствован в работе (Gupte 1971). Зерна заливали смолой, после застывания которой делали кольцевые срезы с последующим фотографированием. В работе (Gupte 1971) проводили выборочный анализ порозности по пяти отдельным участкам на 6–7 произвольных высотах каждой упаковки. Размер каждого из участков составлял ~11% от площади всего поперечного сечения аппарата с НЗС. Завелевым и др. (1978) этот метод был использован для измерения распределения порозности по высоте НЗС. Особенностью этих опытов было то, что эпоксидная смола подавалась в исследуемый цилиндр снизу. Это позволяло избежать образования воздушных пузырей в НЗС.

Зонга (Sonntag 1960) заливал межзерновое пространство сургучом, после затвердевания которого получившийся стержень последовательно стачивали, а стружку взвешивали и по удельному весу материала насадки и наполните-



**Рис. 3.2.** Классификация методов измерения распределения порозности. Пунктиром показано использование одинаковых приемов в различных методах

ля определяли объем пустот. Однако этот способ ненадежен при измерении  $\epsilon_d$  вблизи от стенки из-за неизбежной овальности получающегося стержня (Sonntag 1960).

Жидкостный метод измерения распределения  $\epsilon_d$  по высоте слоя, заключающийся в измерении количества заливаемой в сосуд с НЗС жидкости, применил Жаворонков (1944). Впоследствии его использовали Завелев и др. (1976), а также Колескин и др. (1982).

Рентгеновский способ измерения радиального распределения порозности использовали Тадани и др. (Thadani, Peebles 1966). Они определяли  $\epsilon$  рентгенографированием с использованием фотометрического метода. Примерно в то же время аналогичное исследование было выполнено нами в ГИАПе (Заявка ... 1971). Королев и др. (1971) измеряли радиальное распределение  $\epsilon_d$  послойным просвечиванием НЗС рентгеновским лучом. Приемы, аналогичные (Thadani, Peebles 1966; Заявка ... 1971), использовались в работе (Puschnow 1973).

Способ, основанный на использовании флуоресцентных свойств жидкости, был предложен Бушлиным и др. (Bucklin *et al.* 1977). В качестве источника света использовался лазер, а в межзерновое пространство заливалась флуоресцентная жидкость, коэффициент преломления которой был таким же, как и у стеклянных шаров, использованных в качестве зерен.

Продолжением и развитием работ (Puschnow 1973; Королев и др. 1971; Thadani, Peebles 1966; Заявка ... 1971) стала разработанная нами методика измерения радиального распределения порозности (Заявка ... 1978). Этот метод подробно описан ниже в разделе 3.2. Позже аналогичная методика была использована в работе Завелева и др. (1980), в которой изучали распределение порозности по высоте НЗС, а также в работе Кленова и Матроса (1985б).

Попов (1980) предложил фотометод, который, однако, нельзя применить при  $H > 1d$ .

Способы, предложенные в работах (Попов 1980; Завелев и др. 1976; Жаворонков 1944; Furnas 1929; Gupte 1971; Колескин и др. 1982; Завелев и др. 1978; Bucklin *et al.* 1977; Hessel, Schmidt 1967; Sonntag 1960; Абаев и др. 1981в; Seze *et al.* 1977; Thadani, Peebles 1966), не позволяют с высокой точностью измерять интегральное среднестатистическое распределение порозности в поперечном сечении аппаратов с зернистым слоем.

Важные соображения о методике количественных оценок местных изменений порозности содержатся в монографии Аэрова, Тодеса и Наринского (1979), в которой приводятся рекомендации по выбору статистически представительного объема ячейки усреднения. Так, в частности, показано, что если необходимо охарактеризовать местные изменения порозности на расстояниях, меньших  $d$ , вблизи стенки, то следует выбрать ячейку усреднения, достаточно вытянутую в остальных двух направлениях. Там же говорится о целесообразности

ности кольцевой формы ячейки усреднения в цилиндрических аппаратах. Эти соображения актуальны и при измерениях распределения  $W$  в аппаратах с зернистым слоем.

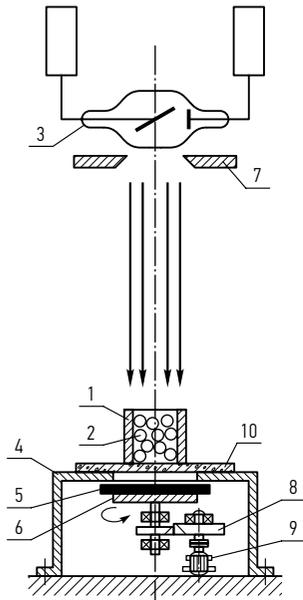
Именно различия в статистической представительности выбранных для опытов объемах НЗС позволяют объяснить существующие затруднения в попытках оценить взаимосвязь между распределением порозности и скорости в аппаратах с НЗС в известных работах (Marivoet *et al.* 1974; Lyczkowski 1982; Martin 1978; Михайлов и др. 1982).

В целом имеющиеся в литературе опытные данные не позволяют судить в полной мере о степени взаимосвязи между структурой зернистого слоя и газораспределением в нем. По нашему мнению, наиболее перспективным для решения этой задачи представляется неразрушающий метод контроля структуры, который и был использован в наших опытах.

### **3.2. Методика измерения распределения порозности в поперечном сечении цилиндрических аппаратов с зернистым слоем**

С целью измерить интегральное среднестатистическое распределение порозности по радиусу аппарата с НЗС на базе предварительных опытов нами была разработана оригинальная методика рентгеноскопии НЗС. В ее основе лежит свойство изменения интенсивности проходящего через слой зерен излучения в зависимости от плотности среды.

При осуществлении способа исследуемый объект с НЗС и эталон просвечивали равными по интенсивности пучками рентгеновских лучей с индикацией результатов на рентгеновской пленке. Эталон изготавливали из того же материала, что и НЗС. Индикатор – рентгеновскую пленку располагали параллельно днищу неподвижного аппарата с НЗС и вращали пленку вокруг ее центра, совпадающего с осью симметрии аппарата с НЗС и осью пучка рентгеновских лучей. Вращение пленки-индикатора позволяло проинтегрировать межзерновые пустоты по радиусу аппарата с НЗС. При этом на пленке интегрируется энергия рентгеновских лучей, прошедшая через весь объем исследуемого НЗС. Полученную таким образом рентгенограмму фотометрировали и по тарировочному графику находили количественное значение порозности в любом месте поперечного сечения НЗС. Скорость вращения рентгеновской пленки в каждом опыте поддерживали постоянной в пределах от 1 до 500 об./мин. Это позволяло обеспечить равномерную плотность рентгенограммы, что упрощало ее последующее фотометрирование. Большему размеру исследуемых зерен соответствовала большая скорость вращения рентгеновской пленки.



**Рис. 3.3.** Схема измерения распределения порозности: 1 – цилиндрический аппарат; 2 – зерна; 3 – источник рентгеновских лучей; 4 – опора; 5 – рентгеновская пленка; 6 – вращающийся столик; 7 – щелевая диафрагма; 8 – зубчатая передача; 9 – электродвигатель; 10 – стеклянное днище опытного аппарата

Схема устройства для осуществления разработанного способа приведена на рис. 3.3. Измерения осуществляли следующим образом. В цилиндр 1 диаметром 120 мм, установленный на плоское днище 10, засыпали испытуемый зернистый материал 2. При испытании зерен, изготовленных из металла, высота засыпки не превышала 40 мм. Аппарат с НЗС помещали под источником излучения 3 на опоре 4 так, чтобы его ось симметрии совпала с осью пучка рентгеновских лучей, а верхнее отверстие в опоре 4 было коаксиально цилиндру 1. Фокусное расстояние составляло 500 мм. Рентгеновскую пленку 5 размещали в плоскости, параллельной плоскому днищу 10, на вращающемся столике 6. Затем включали приспособление для вращения пленки, состоящее из вала 7, зубчатой передачи 8 и двигателя 9. Режим просвечивания, например, зерен в виде металлических колец ГИАП-НІ размером  $10 \times 10 \times 0,9$  мм, засыпанных на высоту  $H = 40$  мм, был следующий: напряжение – 100 кВ, ток – 4 МА, время экспозиции – 5 минут. Скорость вращения пленки 5 составляла 12 оборотов в минуту. Полученные рентгенограммы зернистого слоя фотометрировались на регистрирующем микрофотометре типа ИФО-451.

Расшифровка рентгенограммы производилась путем сравнения рентгенограммы аппарата с НЗС и рентгенограммы эталона, изготовленного из того же материала, что и испытуемый зернистый материал. Эталон представлял собой набор металлических полос различной высоты, совокупность которых перекрывала весь диапазон возможных значений  $\epsilon$  испытуемого зернистого материала от нуля до единицы.

Расчет значений порозности производили по формуле:

$$\varepsilon_{\text{л}} = (H - H_i)/H,$$

где  $H_i$  – высота монолита эталона, соответствующая показаниям микрофотометра в  $i$ -м кольцевом объеме зернистого слоя, мм.

Перевод значений  $H_i$  из показаний микрофотометра в миллиметры осуществляли по полученному графику показаний микрофотометра (МФ) от высоты эталона (см. рис. 3.4).

Погрешность измерения распределения локальной порозности по изложенной методике определяли сравнением значений средней порозности в аппарате, вычисленных через известный объем и число шаров в нем, и полученных графическим интегрированием измеренными значениями средней порозности. Она не превышала 2%.

Использование разработанной методики позволило с достаточно высокой точностью измерять среднестатистическое распределение порозности в поперечном сечении аппаратов с НЗС. При осуществлении данного способа отпадает необходимость в многочисленных измерениях локальных значений порозности и их последующей трудоемкой и длительной статистической обработке.

### 3.3. Результаты измерения радиального распределения порозности в аппаратах с зёрнами шаровой формы

В наших опытах в качестве зёрен использовали стальные шары, загруженные в цилиндрический аппарат на различную высоту. На рис. 3.5 представлена типичная рентгенограмма слоя шаров, а на рис. 3.6 – результаты фотометрирования этой рентгенограммы.

Как видно из опытных данных, представленных на рис. 3.5, радиальное распределение порозности в поперечном сечении цилиндрического аппарата с зёрнами шаровой формы имеет вид коаксиально расположенных колец с различным значением порозности, что указывает на обоснованность развиваемой нами далее канальной модели аппаратов с зернистым слоем.

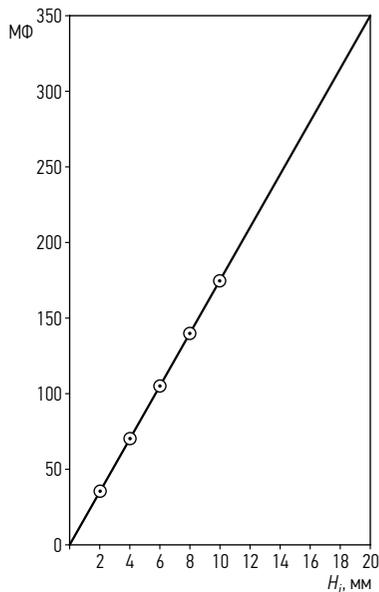
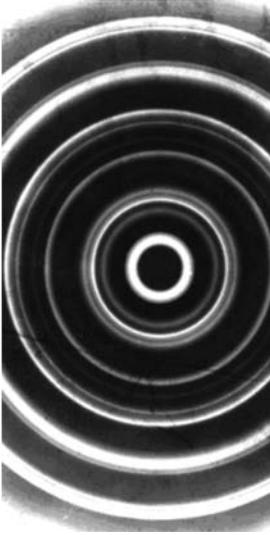
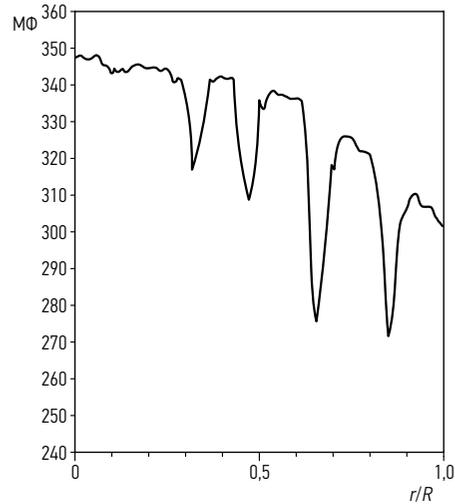


Рис. 3.4. Зависимость показаний микрофотометра (МФ) от  $H_i$  для стальных пластин



**Рис. 3.5.** Рентгенограмма слоя шаров. Шары  $\varnothing 9,5$  мм.  $H = 3d$



**Рис. 3.6.** Результаты фотометрирования рентгенограммы слоя шаров  $\varnothing 9,5$  мм;  $H = 3d$ . МФ – показания микрофотометра

Полученные рентгенограммы слоя шаров после их расшифровки использовались нами для численной оценки влияния структуры НЗС на газораспределение в нем (см. раздел 5.2).

### 3.4. Расчет средней порозности зернистого слоя

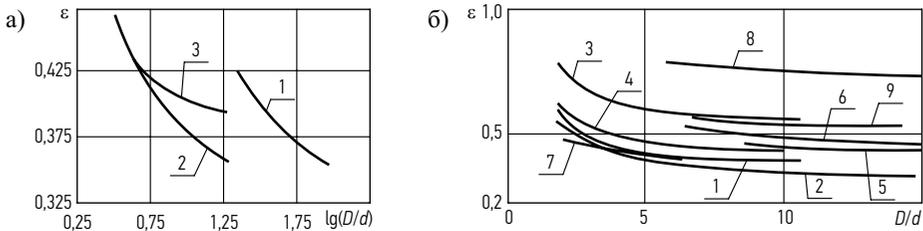
Неподвижный зернистый слой (НЗС) сорбента, катализатора или инертной насадки, загруженный в промышленный аппарат, представляет собой сложную систему. Долю свободного объема НЗС принято называть порозностью зернистого слоя. Внутренние поры отдельных зерен при этом не принимаются в расчет. Средняя порозность НЗС  $\varepsilon$  является статистической характеристикой слоя, которая необходима при проведении тепловых и гидравлических расчетов контактных и адсорбционных аппаратов.

Средняя величина порозности зависит от способа загрузки, формы зерен, отношения диаметра аппарата  $D$  к диаметру зерна  $d$  и ряда других параметров (Гельперин, Каган 1978).

Точное значение порозности может быть определено лишь опытным путем через измерение насыпной плотности слоя  $\rho_n$  и плотности зерен твердой фазы  $\rho_T$ :

$$\varepsilon = 1 - (\rho_n / \rho_T). \quad (3.1)$$

Предложенные в литературе (Гельперин, Каган 1978; Leva 1957; Жаворонков и др. 1949; Завелев и др. 1976; Аэров и др. 1978; Carman 1937, 1938; Дурнов, Бабушкин 1974) формулы для расчета порозности в зависимости от геометрического параметра  $D/d$  дают существенные различия даже для зерен одной формы. Так, для зерен в форме цилиндров расхождения при оценке порозности могут достигать 50% (см. рис. 3.7).



**Рис. 3.7.** Зависимость порозности НЗС от отношения  $D/d$  по данным разных авторов: а) зерна шаровой формы: 1 – Дурнов, Бабушкин 1974; 2 – Carman 1937, 1938; Leva 1957; 3 – Жаворонков и др. 1949; б) зерна различной формы: 1 – шары (Гельперин, Каган 1978); 2 – цилиндрики (Гельперин, Каган 1978); 3 – кольца Рашига (Гельперин, Каган 1978); 4 – зерна неправильной формы (Гельперин, Каган 1978); 5 – цилиндрики  $d_{\text{ср.}} = 11,4$  мм (Завелев и др. 1976); 6 – цилиндрики  $d_{\text{ср.}} = 14,85$  мм (Завелев и др. 1976); 7 – шары,  $d = 12; 17; 25$  мм (Аэров и др. 1978); 8 – кольца Рашига размером  $50 \times 50; 35 \times 35; 25 \times 25; 15 \times 15$  мм (Аэров и др. 1978); 9 – куски  $d_{\text{ср.}} = 7, 12$  мм (Аэров и др. 1978).

В работе Пушнова (2005) для отношения  $D/d < 2,4$  было получено эмпирическое выражение:

$$\varepsilon = A \cdot (D/d)^m \cdot e^{n(D/d)}, \quad (3.2)$$

здесь  $A = 12,6$ ;  $m = 6,1$ ;  $n = -3,6$ , которое с достаточной точностью позволяет рассчитывать порозность слоя зерен шаровой формы.

Обобщение результатов собственных опытов (Пушнов 1987) и данных работ (Гельперин, Каган 1978; Leva 1957; Жаворонков и др. 1949; Завелев и др. 1976; Аэров и др. 1978; Carman 1937, 1938; Дурнов, Бабушкин 1974) по средней порозности зерен различной формы показало, что все они для цилиндрических аппаратов при  $D/d > 2$  и высоте НЗС  $H > 20d$  могут быть аппроксимированы выражением

$$\varepsilon = \frac{A}{(D/d)^n} + B, \quad (3.3)$$

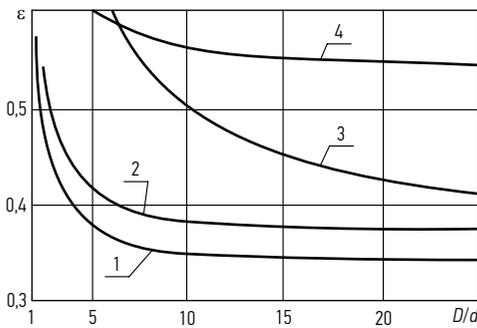
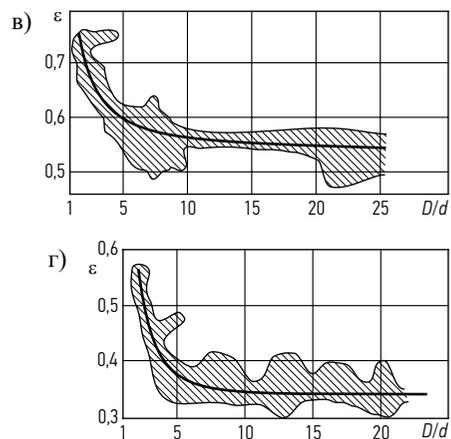
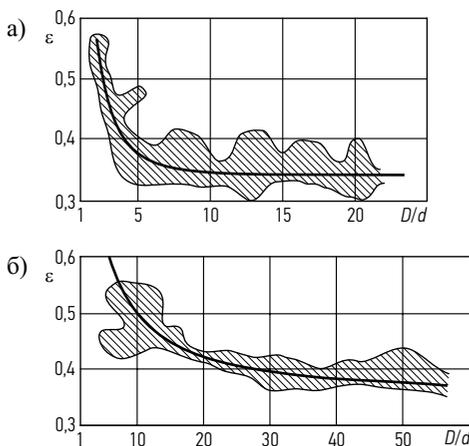
здесь  $A$ ,  $B$  и  $n$  – константы, зависящие от формы зерен (см. таблицу 3.1).

**Таблица 3.1.** Значения коэффициентов  $A$ ,  $B$  и  $n$ 

Форма зерен	Коэффициенты*		
	$A$	$B$	$n$
Шары	1,0	0,375	2
Цилиндрики	0,9198	0,3414	2
Куски неправильной формы	1,5	0,35	1
Кольца Рашига	0,349	0,5293	1

\*Получены при свободной загрузке зерен без дополнительного уплотнения.

Графические зависимости порозности НЗС от отношений  $D/d > 2$  для зерен различной формы, полученные по формуле (3.3), приведены на рис. 3.8. Среднее отклонение опытных значений  $\varepsilon$  от рассчитанных по формуле (3.3) составляет: для зерен шаровой формы  $\pm 5,26\%$ , для цилиндров  $\pm 12,9\%$ , для кусков  $\pm 10,47\%$ , для колец Рашига  $\pm 14,23\%$ . На рис. 3.9 показан разброс лотки

**Рис. 3.8.** Зависимость порозности НЗС от отношения  $D/d$  для зерен разной формы: 1 – шары; 2 – цилиндрики; 3 – куски; 4 – кольца Рашига**Рис. 3.9.** Зависимость порозности НЗС от отношения  $D/d$  и формы зерен: а) цилиндрики; б) куски; в) кольца Рашига, г) шары

кальных значений средней порозности (заштриховано) по опытным данным разных авторов (Гельперин, Каган 1978; Leva 1957; Жаворонков и др. 1949; Завелев и др. 1976; Аэров и др. 1978; Carman 1937, 1938; Дурнов, Бабушкин 1974; Пушнов 2005).

Формула (3.3) рекомендуется для инженерной оценки наиболее вероятного значения средней порозности в цилиндрических аппаратах с зернами распространенных в промышленной практике форм – шаровой, цилиндрической, кусковой и кольцевой. Точность расчета порозности НЗС  $\epsilon$  по предлагаемой формуле повышена в результате существенно большей статистической представительности массива обработанных опытных данных по средней порозности.

Таким образом, предлагаемые расчетные зависимости (Пушнов 2006) позволяют повысить точность расчета средней порозности и могут быть использованы в химической и нефтегазовой промышленности, теплоэнергетике и других отраслях промышленности, где находят применение контактные и адсорбционные аппараты с неподвижным зернистым слоем.

## Часть 4

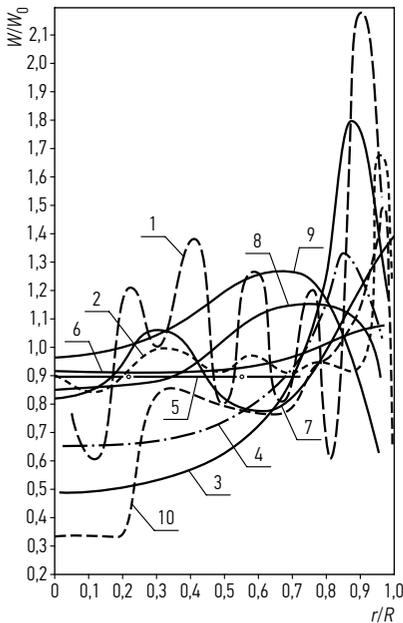
# ЗАКОНОМЕРНОСТИ ГАЗОРАСПРЕДЕЛЕНИЯ В АППАРАТАХ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ

### 4.1. Анализ литературных данных о влиянии различных факторов на газораспределение в аппаратах с зернистым слоем

#### О влиянии величины отношения диаметра аппарата к диаметру зерна ( $D/d$ )

Профили скорости, полученные разными авторами для зернистого слоя из шаров и цилиндров, представлены на рис. 4.1. Опытные данные разных исследователей даже при постоянном значении величины отношения  $D/d$  противоречивы. Так, при  $D/d \approx 16$  ширина области повышенных скоростей для шаров составляла в разных работах:  $(0,3-1,0) r/R$ ,  $(0,4-1,0) r/R$ ,  $(0,6-1,0) r/R$ . Такие же расхождения характерны и для зерен иной формы.

В работе (Price 1968), в которой описываются опыты, проводившиеся с зёрнами шаровой формы в диапазоне  $D/d = 12-48$ , отмечается лишь слабое



**Рис. 4.1.** Профили скоростей  $W/W_0 = f(r/R)$  в аппаратах с зернистым слоем в виде шаров и цилиндров по данным разных авторов (Morales *et al.* 1951; Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Ziolkowska *et al.* 1983a; Dorweiler, Fahien 1959; Bundy 1966; Schwartz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977)

систематическое влияние величины этого отношения на профиль скоростей (см. кривую 2 на рис. 4.1).

Шары	$D/d$
1 – Ziolkowska <i>et al.</i> 1983	11,5
2 – Price 1968	24
3 – Dorweiler, Fahien 1959	16
4 – Collins 1968	16
5 – Cairns, Prausnitz 1959	16
6 – Попов 1980	16,5
7 – Bundy 1966	20
Цилиндрики	
8 – Schwartz, Smith 1953	16
9 – Morales <i>et al.</i> 1951	16
10 – Leroy, Froment 1977	10

В работах (Крупник и др. 1980; Cairns, Prausnitz 1959; Кириллов и др. 1979) пристенный всплеск скорости не был обнаружен. При этом в работе (Крупник и др. 1980), в которой измерения проводили внутри слоя зерен, в отличие от (Cairns, Prausnitz 1959) показано, что распределение локальных скоростей газа по радиусу аппарата носит пилообразный характер. Там же указано, что отклонения локальной скорости от ее среднего значения достигают 100% при  $W_0 = 4,6$  м/с. Значительные флуктуации скорости  $W$  в работе (Крупник и др. 1980) связывают со структурой НЗС. Ими установлено (Крупник и др. 1980), что количество максимумов и минимумов на кривой распределения, отражающее чередование частиц и поровых каналов, соответствует числу частиц, укладываемых по диаметру аппарата.

Выводы работ (Крупник и др. 1980) и (Cairns, Prausnitz 1959) противоречат результатам продувки слоя шаров  $d = 0,25; 0,4; 1,0$  и  $1,5$  мм,  $H = 15$  мм в аппаратах  $D = 40$  мм, описанным в (Гольдштик и др. 1978). Там во всех случаях были зафиксированы значительные всплески  $W$  вблизи стенки. Причем максимум  $W$  находился на расстоянии примерно  $(0,5-1)d$  от стенки аппарата. Анализируя результаты этой работы, можно сделать и другой вывод о том, что при увеличении  $D/d$  от 40 до 160 происходит некоторое уменьшение величины отношения максимальной и минимальной скоростей газового потока в аппарате.

Наоборот, в работе (Drahos *et al.* 1982), в которой измерения профилей скоростей проводились термоанемометром на выходе газового потока из аппарата  $D = 94$  мм с шарами  $d = 4,1; 7,15; 8,7$  и  $9,79$  мм при  $H = 1500$  мм, утверждается, что с увеличением  $D/d$  от 9,6 до 22,9 максимальная скорость вблизи стенки аппарата возрастает. Однако тщательный анализ всех результатов, представ-

ленных в этой работе, доказывает спорность такого утверждения, поскольку авторы пренебрегают результатами собственных опытов с шарами  $d = 8,7$  мм.

Зерна шаровой формы примерно таких же размеров ( $d = 4,11; 5,57$  и  $8,7$  мм) исследовались в аппарате  $D = 94$  мм в работе (Moscicka *et al.* 1976б), в которой методика измерения была такой же, как и в опытах (Drahos *et al.* 1982). Однако в противоположность данным исследования (Drahos *et al.* 1982) в работе (Moscicka *et al.* 1976б) получены результаты, согласно которым с увеличением величины отношения  $D/d$  от 10,8 до 22,9 наблюдается уменьшение величины отношения  $W_{i \max}/W_{i \min}$  с 3,5 до 2,2. По данным работы Табунщикова (1971) при величине отношения  $D/d > 15$  влияние размеров зерна на газораспределение отсутствует.

С точки зрения математического описания профиля скорости представляет интерес координата характерной точки профиля, в которой скорость газа имеет максимальное значение координаты максимума скорости (КМС). Сведения об этом также разноречивы. Из данных (Schwartz, Smith 1953) следует, в частности, что для шаров  $\text{КМС} = (0,6-1,5)d$ . Для цилиндров по результатам (Mogales *et al.* 1951) эта величина значительно больше  $\text{КМС} = (2,5-4,0)d$ , чем по данным (Schwartz, Smith 1953), где она составляет  $(0,8-1,6)d$ . Согласно приведенным (Schwartz, Smith 1953) результатам с ростом  $D/d$  от 15,6 до 31,9 величина КМС возрастает. Аналогичная (Schwartz, Smith 1953) тенденция прослеживается и по результатам работы (Calderbank, Pogorski 1957). В работе (Drahos *et al.* 1982) наоборот было показано, что координата максимума скорости (КМС) постоянна и составляет  $0,25d$  независимо от величины отношения  $D/d$  в пределах от 9,6 до 22,9.

В работах (Kubota *et al.* 1966; Marivoet *et al.* 1974; Schertz, Bischoff 1969) с зернами шаровой формы с близкими величинами отношения диаметра аппарата к диаметру зерна  $D/d = 6; 9,4; 13,4$  были получены результаты, из которых следует, что КМС меняется незначительно от 0,6 до  $1,0d$ . По данным работы (Stroh *et al.* 1979), в которой опыты проводили при  $D/d = 20$  ( $D = 0,762$  м), величина КМС также составляет  $0,95d$ . Правда, в (Stroh *et al.* 1979) не указывается расстояние датчика скорости от зернистого слоя. Наоборот, согласно опытам (Schuter, Vortmeyer 1981), когда отношение  $D/d$  было таким же, как и в исследовании (Stroh *et al.* 1979), величина  $\text{КМС} = 2d$ . Для таблеток по данным (Leroy, Froment 1977)  $\text{КМС} = (0,4-1,2)d$  для  $D/d \approx 9$ .

Анализ литературных данных (табл. 4.1) позволяет заключить, что отношение  $W_{\max}/W_0$  изменяется слабее, чем отношение  $W_{\max}$  к скорости на оси реактора  $W_{\text{ц}}$ . Поэтому понятно, что попытки некоторых авторов нормировать профиль скорости через величину  $W_{\text{ц}}$  не привели к успеху.

Аэров и Умник (1950) измеряли распределение скоростей фильтрации по всему объему плотного слоя шариков, определяя продвижение фронта окра-

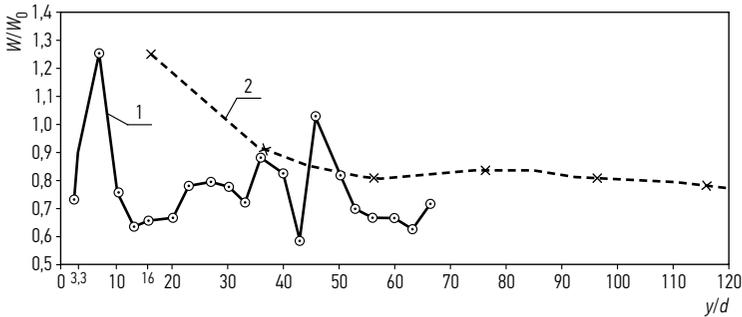
**Таблица 4.1.** Литературные данные о максимальной скорости в аппаратах с НЗС

Исследователь	Размер и форма частиц	$W_0$ , м/с	$W_{ц}$ , м/с	$W_{max}/W_0$	$W_{max}/W_{ц}$
Morales <i>et al.</i> 1951	цилиндрики 3,18 мм	0,207	0,091	1,37	3,10
		0,533	0,579	1,26	1,16
	цилиндрики 6,35 мм	0,123	0,091	1,36	1,83
		0,533	0,518	1,49	1,53
	цилиндрики 9,53 мм	0,123	0,046	1,61	4,33
		0,533	0,488	1,31	1,44
Calderbank, Pogorski 1957	таблетки 3,18 мм	0,347	0,274	1,18	1,50
		1,042	0,869	1,05	1,26
	таблетки 6,35 мм	0,439	0,259	1,08	1,82
		0,988	0,853	1,13	1,30
шарики 6,35 мм	0,363	0,244	1,30	1,93	
	0,981	0,853	1,13	1,30	
шарики 12,7 мм	0,399	0,274	1,26	1,83	
	1,042	0,853	1,15	1,40	
Drahos <i>et al.</i> 1982	шарики 8,7 мм	0,8	0,72	1,81	2,01
	цилиндрики 11,5 мм	0,8	0,6	1,65	2,2

ски поверхности частиц слоя при поглощении ими специальной примеси из продуваемого газа. В этих опытах скорость у стенки оказалась на 30–70% выше, чем в центральной части слоя. Характерно, что профиль скорости в центральной части слоя также оказался неравномерным, а максимальное отклонение местных значений от средних достигало  $\pm 18\%$ . Из сравнения приведенных Аэровым, Умником (1950) планов распределения скорости газа по сечению реактора с результатами работ (Morales *et al.* 1951; Cairns, Prausnitz 1959; Schwartz, Smith 1953; Kubota *et al.* 1966; Marivoet *et al.* 1974; Stroh *et al.* 1979) видна их противоречивость.

В литературе почти отсутствуют данные о газораспределении в аппаратах с большим отношением  $D/d$ . Можно упомянуть лишь работы Попова (1980) и Кленова, Матроса (1985а), в которых  $D/d > 100$ . Результаты этих опытов в нашей обработке приведены на рис. 4.2. К методическим недостаткам названных работ следует отнести слишком большое расстояние датчика скорости от стенки, в результате чего наиболее интересная пристенная область выпала из поля зрения исследователей.

По вопросу влияния формы зерен на газораспределение к настоящему времени опубликовано всего несколько работ (Morales *et al.* 1951; Schwartz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977; Newell, Standish 1973; Drahos *et al.* 1982; Попов



**Рис. 4.2.** Безразмерные профили скорости в аппаратах большого размера при обычной загрузке по данным Кленова, Матроса (1985а) и Попова (1980) в нашей обработке: 1 –  $D/d = 133,3$  – опыты Кленова; 2 –  $D/d = 280$  – опыты Попова

1980), в которых измерялись профили скорости в аппаратах с зернами нешаровой формы. Из их рассмотрения трудно сделать какие-либо выводы, так как в них, за исключением работы (Drahos *et al.* 1982), как правило, не проводились сравнительные испытания разных по форме зерен в идентичных условиях. В работе (Drahos *et al.* 1982), в которой опыты также не были систематическими, в качестве насадки использовались кольца Рашига и цилиндрики одного размера, а скорость газового потока была постоянной и составляла  $W_0 = 0,8$  м/с.

Работы, посвященные исследованию влияния формы аппарата с НЗС на особенности газораспределения в нем, нам неизвестны.

Влияние способа загрузки на профиль скорости в НЗС рассматривается в работах (Price 1968; Волков и др. 1979, 1981, 1982б; Абаев и др. 1981б; Seko *et al.* 1982; Патент США ... 1977; Завелев 1981; Ziolkowska *et al.* 1976; Кленов, Матрос 1985а; Попов и др. 1985; Боресков, Риттер 1946). Из опытов (Price 1968) следует, что плотно уложенные шары ( $\varepsilon = 0,382$ ) дают малое отличие в профиле  $W/W_0 = f(V/d)$  по сравнению со свободно уложенными шарами ( $\varepsilon = 0,402$ ) того же размера. В работе (Ziolkowska *et al.* 1976), в которой использовался метод загрузки (Патент США ... 1977), расхождение в профилях скорости между свободной и специальной загрузкой несколько больше. Более плотная укладка зерен позволяет получить более равномерную структуру НЗС в центральной части аппарата при  $D/d > 100$ , что приводит к некоторому сглаживанию профиля скорости в этой части аппарата. Вместе с тем можно сделать вывод о том, что при плотной укладке зерен все характерные особенности профиля скорости сохраняются (Price 1968; Волков и др. 1979; Ziolkowska *et al.* 1976).

### **О влиянии скорости газового потока**

Работа Аэрова (1951) показала, что в области малых чисел Рейнольдса флуктуации скорости должны быть выражены более резко. Уменьшение неравномерности газораспределения в НЗС при увеличении скорости потока от-

мечается в работах (Чукин, Кузнецов 1966, 1967; Moscicka *et al.* 1976; Попов и др. 1976; Попов 1980; Аэров 1951; Аэров и др. 1979; Аэров, Тодес 1968; Lyczkowski 1982; Идельчик 1983; Волков и др. 1982а). Противоположное мнение высказывалось лишь в работе (Кукарин и др. 1965).

Опыты (Чукин, Кузнецов 1966, 1967) показали, что при  $W_0 > 1-2$  м/с неравномерность газораспределения не меняется, а при  $W_0 < 1$  м/с она резко возрастает. Автор работы (Price 1968), проводивший опыты при  $Re_d = 1470-4350$ , нашел, что скорость не влияет на газораспределение. Мошица и др. (Moscicka *et al.* 1976а) установили, что при увеличении  $W_0$  с 0,4 до 0,8 м/с профиль скорости становится более плоским, и пристенный всплеск уменьшается. Опыты (Попов 1980; Попов и др. 1976) также показали снижение неравномерности потока с ростом величины  $W_0$ . Основываясь на опытах работы (Попов и др. 1976), Идельчик объясняет этот факт возрастанием перетекания потока к стенкам аппарата с уменьшением числа Рейнольдса из-за уменьшения при этом отношения коэффициента сопротивления проходных каналов у стенки к коэффициенту сопротивления в остальной части слоя зерен (Идельчик 1983; Генкин 1972).

С результатами работы Попова и др. (1976) согласуются данные работ (Moscicka *et al.* 1976а; Чукин, Кузнецов 1967; Матрос 1982). Вместе с тем большинство перечисленных экспериментальных работ носит иллюстративный, фрагментарный характер и касается лишь зерен шаровой формы. Так, в работах Чукина, Кузнецова (1966, 1967), например, приводятся опытные данные лишь для высоты зерен  $H = (1\div 3)d$ , что не позволяет авторам делать какие-либо обобщения.

Расчетные зависимости, связывающие неравномерность газораспределения в поперечном сечении реактора со скоростью газового потока  $W_0$  в литературе отсутствуют. В литературе также нет сведений о распределении степени турбулентности в реакторах с НЗС. Между тем, как отмечается в работах (Lyczkowski 1982; Зданавичюс, Маргис 1981; Бурданов 1979а; Чернышев и др. 1976а), такая информация необходима для расчетов процесса теплообмена в химических и ядерных реакторах, а также представляет теоретический интерес, как и сведения об изменении вектора скорости в НЗС.

### **О протяженности участка гидродинамической стабилизации газового потока в зернистом слое**

Влияние входного участка на газораспределение в аппаратах с НЗС отмечается во многих работах. Однако в литературе нет данных, позволяющих произвести количественную оценку протяженности участка гидродинамической стабилизации потока в НЗС в зависимости от геометрических и входных параметров системы, так как систематических исследований с этой целью, если не считать работ (Пушнов и др. 1981а; Гельперин и др. 1983; Ziolkowska

*et al.* 1980), практически не было. Выводы отдельных авторов относительно величины участка стабилизации  $H_{ст.}$ , как это видно из рассмотрения отрывочных данных, сведенных нами в таблицу 4.2, противоречивы и получены в основном для узкого диапазона изменения отношения величины  $D/d$ .

**Таблица 4.2.** Протяженность участка гидродинамической и тепловой стабилизации потока в реакторах с НЗС по литературным данным

Протяженность участка стабилизации		Диапазон изученных $D/d$	Исследователь
гидродинамической	тепловой		
(2–3) $d$	–		Федоров (1941)
$9D$	–		Morales <i>et al.</i> (1951)
$1,5D$	–		Schwartz, Smith (1953)
$2D$	–		Табунщиков (1956)
(25–30) $d$	–		Чукин, Кузнецов (1967)
–	(9,6–27) $d$	2,4–6,666	Каган, Гельперин (1964)
(25–35,7) $d$	–	36–50	Курганов и др. (1981)
–	(4–9) $d$	1,6	Барышев, Аверкиев (1975)
(2–3) $d$	–		Калишевский и др. (1980)
–	(3–4) $d$	1,1–1,3	Зданавичюс, Маргис (1981)
–	$7d$	1,1–1,7	Бурданов (1979)
Несколько десятков диаметров зерна	–		Попов и др. (1976)
(7–10) $d$	–		Попов (1980)
$4D$	–		Newell, Standich (1973)
(0,7÷1,2) $D$	–	11–23	Ziolkowska <i>et al.</i> (1980)
–	(7,5–10,7) $d$	4.7–14	Ким, Мухин, Смирнова (1980)

Расхождение опытных данных о величине  $H_{ст.}$  потока в НЗС можно объяснить различиями в  $Re_э$ ,  $d$ ,  $D/d$ . Вопросы влияния  $D/d$  и  $W_0$  на  $H_{ст.}$  в литературе освещены недостаточно для получения расчетных зависимостей.

### **О влиянии неизотермичности зернистого слоя на газораспределение в нем**

Анализ литературных данных показывает, что неизотермичность НЗС также оказывает влияние на профиль скорости. В опытах (Schertz, Bischoff 1969) было показано, что при подаче в колонну с охлаждаемыми стенками горячего газа его скорость вблизи стенки увеличивается по сравнению с изотермической колонной. Противоположный эффект достигается при обогреве

стенок колонны, в которую подается холодный газ. Это объясняется тем, что вязкость газа с повышением температуры увеличивается. Закономерности, установленные в работе (Schertz, Bischoff 1969), позже были подтверждены в исследовании (Ziolkowska, Mieskowski 1982). Расчеты, приведенные в работе (Vortmeyer, Schuster 1983), показывают, что скорость вблизи стенки уменьшается с увеличением температуры из-за увеличения вязкости потока. Так, согласно (Vortmeyer, Schuster 1983) для воздуха при  $W_0 = 0,1$  м/с и  $d = 3$  мм увеличение температуры от 293 °К до 473 °К снизило  $W_{\max}/W_0$  на 15%. А при увеличении температуры от 239 °К до 1273 °К значение  $W_{\max}/W_0$  снизилось на 24%.

На важное значение данных по структуре НЗС и распределению потока газа для расчета массообменных процессов указывается в работах (Schuter, Vortmeyer 1981; Leroy, Froment 1977; Lyczkowski 1982; Абаев и др. 1980; Бекмурадов 1984; Брандес и др. 1976; Finlayson 1972; Пушнов и др. 1980а; Choudhary *et al.* 1976). В работе (Le Van, Vermeulen 1984) установлено влияние каналообразования и диаметра зерен на работу адсорбера. Каналообразование вблизи стенок адсорбера по мнению автора работы (Brauer 1985) является причиной неравномерного использования массы адсорбента, сокращения цикла адсорбции. По тем же причинам при проведении процессов в изотермических условиях (Schertz, Bischoff 1969) можно опасаться перегрева и окисления катализаторов, протекания побочных реакций, скопления пыли в зонах пониженных скоростей (Бесков, Абаев 1980; Seko *et al.* 1982; Finlayson 1972; Пушнов и др. 1980а; Боресков, Риттер 1946).

Данные работ (Аэродинамика ... 1981; Краснушкина 1981; Краснушкина и др. 1980) позволяют заключить, что неравномерность газораспределения в поперечном сечении реактора синтеза аммиака, например, приводит к потерям производительности от 3 до 5%. Причем эти потери возрастают для реакций, протекающих в узком диапазоне температур (Айзенбуд, Краснушкина 1977). В работе Сергеева (1985) показано, что из-за неравномерности потока при осуществлении некоторых неселективных каталитических процессов, в частности, конверсии окиси углерода и синтеза аммиака, снижение производительности колеблется от 1 до 25%. Для селективных процессов требования к однородности потока в слое катализатора возрастают (Сергеев 1985).

Однако на практике особенности структуры и газораспределения в аппаратах с НЗС учитываются не всегда и не полностью (Vortmeyer, Schuster 1983; Рамм 1976; Дробышевич 1986) из-за отсутствия надежных расчетных соотношений. Это приводит к снижению точности таких расчетов (Наумов и др. 1986).

Изучению гидравлического сопротивления в зернистом слое посвящено значительное число работ. Наиболее важные из них рассмотрены в обзорах

(Аэров, Тодес 1968; Гельперин, Каган 1978). Большинство этих исследований сводилось либо к нахождению значений констант в известном уравнении Козени-Кармана (Carman 1937), характеризующих вязкостную и инерционную составляющие  $\Delta P$  при расчете коэффициента гидравлического сопротивления зерен различной формы, либо к модификациям уравнения Эргуна (Ergun, Orning 1949). Показано (Аэров, Тодес 1968), что все эти уравнения имеют невысокую точность  $\pm 20\text{--}35\%$ .

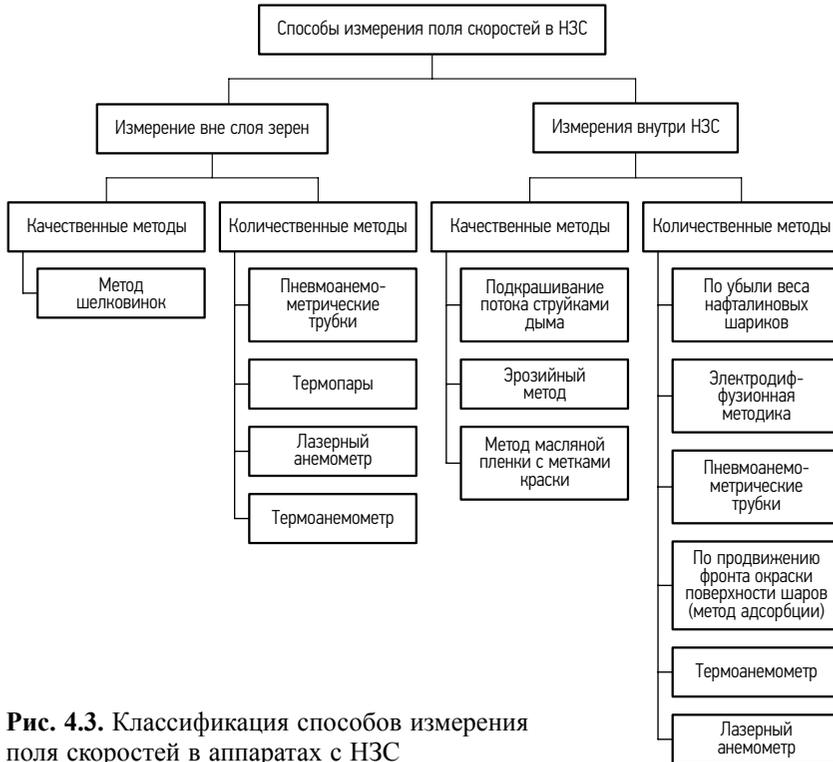
Характерно, что укладка зерен в аппарат, характер и степень извилистости межзерновых каналов сравнительно меньше сказываются на  $\Delta P$ , чем  $\varepsilon$  и  $S_3$ , которые являются определяющими. С учетом этого в работе (Гельперин и др. 1977) было предложено замеры значения  $\Delta P$  относить одновременно к единице длины слоя и к единице поверхности зерен. Тогда опытные данные по  $\Delta P$  для зерен различной формы и размера, полученные в разных работах для достаточно высоких слоев, оказывается возможным описать единой зависимостью (Гельперин и др. 1969).

В коротких слоях на входе в аппарат, где происходит стабилизация структуры укладки зерен (Аэров и др. 1979), следует ожидать и стабилизации  $\Delta P$ . Однако, несмотря на очевидное практическое значение для аппаратурного оформления ряда процессов химической технологии, расчетных зависимостей для определения  $\Delta P$  в коротких слоях нет.

В целом имеющиеся данные не позволяют точно прогнозировать гидравлические показатели зернистого слоя из вновь созданных катализаторов, адсорбентов и насадок. Точность гидравлических расчетов аппаратов с НЗС в значительной мере определяется надежностью данных о средней порозности слоя, которая является важнейшей его характеристикой. Между тем известные зависимости для расчета  $\varepsilon = f(D/d)$  дают расхождения в оценках величины  $\varepsilon$  до 50% (Завелев и др. 1976; Аэров и др. 1978; Гельперин, Каган 1978; Carman 1937, 1938; Leva 1957; Дурнов, Бабушкин 1974). Надежные зависимости для расчета  $\varepsilon$  при  $1,8 < D/d < 3$  в литературе отсутствуют (Богоявленский 1978; Carman 1937).

## **4.2. Анализ и классификация известных методов измерения поля скоростей в аппаратах с зернистым слоем**

Экспериментальных работ по изучению особенностей газораспределения в аппаратах с НЗС довольно много. Известные методы измерения  $W$  в аппаратах с НЗС можно условно разбить на две группы: измерения внутри НЗС и на выходе потока из него (см. рис. 4.3). Второй способ основан на известном в аэродинамике явлении «памяти» потока об обтекаемых им препятствиях.



**Рис. 4.3.** Классификация способов измерения поля скоростей в аппаратах с НЗС

Распределение скорости в зернистом слое может быть получено фиксацией продвижения фронта сорбции (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979). Другой способ Аэрова заключается в определении скорости газа по скорости испарения нафталиновых шариков, закладываемых в НЗС (Аэров 1951). Последний способ пригоден лишь в области больших значений критерия Рейнольдса. Методы (Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979) сложны в осуществлении, если форма зерна отличается от сферической. Аналогичный метод использовался в работах (Табунщиков 1956, 1971; Спэрроу 1983).

Оригинальная эрозионная методика в каналах с шаровыми твэлами использовалась в работах Бурданова (1979а, 1979б).

В работе (Барышев и др. 1974) визуально наблюдали движение газа в аппарате с шарами. Визуализацию потока осуществляли дымом.

Общим недостатком работ (Спэрроу 1983; Бурданов 1979а, 1979б; Барышев и др. 1974) является качественный характер получаемых результатов.

Кириллов с сотрудниками применили электродиффузионную методику (1979), которую, однако, нельзя использовать для газовых потоков.

Одна из первых попыток измерения локальных скоростей газового потока непосредственно внутри зернистого слоя была предпринята в работе Кукарина

и др. (1965). Для этой цели использовали предварительно отградуированную вольфрамовую нить  $\varnothing 3$  мкм и длиной 3 мм, которую помещали в свободное пространство между четырьмя скрепленными между собой сферическими зернами  $d = 9$  мм. Собранный таким образом датчик помещали в нужное место аппарата с НЗС. На соединительные провода нанизывали зерна, чтобы избежать искажений структуры НЗС. Однако точность измерения вызывает сомнения из-за несоответствия известным требованиям, предъявляемым к прецизионному термоанемометрическому оборудованию (Конт-Белло 1968; Ярин и др. 1983).

Интересные результаты были получены в работе Адинберга (1978), в которой измерения также осуществлялись непосредственно в слое зерен. Для этой цели был разработан малочувствительный к скосу потока пневмометрический датчик, который позволял производить отбор полного и статического давлений в области размером 0,2–0,5 мм. Выполнение этого условия, по мнению авторов работы (Крупник и др. 1980), в которой также использовали этот датчик, представляется достаточным в первом приближении для замера некоторой характерной скорости потока в поровом канале размером  $d_3 = 1-2$  мм.

В работе (Волков и др. 1982а) измерения осуществляли внутри слоя шаров лазерным анемометром. Сами авторы отмечают, однако, недостатки использованной ими оптической системы, связанные с тем, что измерительный объем относительно большой (3 мм) и касается поверхности шаров. Применение лазерной анемометрии ограничено требованием плоских стенок в аппарате и относительно большим диаметром используемых шаров ( $d \geq 18$ ) (Волков и др. 1982а).

Измерение скорости газового потока внутри зернистого слоя по мнению (Morales *et al.* 1951; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Moscicka *et al.* 1976б; Leroy, Froment 1977; Lyczkowski 1982; Бекмурадов 1984) представляет собой весьма сложную техническую задачу. Видимо, поэтому подавляющее большинство исследователей измеряли скорость потока на выходе из слоя зерен (Morales *et al.* 1951; Schuter, Vortmeyer 1981; Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Гольдштик и др. 1978; Drahos *et al.* 1982; Moscicka *et al.* 1976б; Ziolkowska *et al.* 1983а; Попов 1980; Schwartz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977; Calderbank, Pogorski 1957; Marivoet *et al.* 1974; Schertz, Bischoff 1969; Stroh *et al.* 1979; Чукин, Кузнецов 1966, 1967; Попов и др. 1976; Пушнов и др. 1981; Гельперин и др. 1983; Ziolkowska *et al.* 1980; Каган, Гельперин 1964; Волков и др. 1979, 1982б; Бесков, Абаев 1980; Волков и др. 1981; Абаев и др. 1980, 1981б; Ziolkowska, Mieskowski 1982; Чернышев и др. 1976а). Так, Курганов и др. (1981) в опытах скорость газа измеряли в надслоевом пространстве термодиффузионной ячейки.

В работах (Arthur *et al.* 1950; Price 1968) измерения осуществляли с помощью пневмометрических трубок. Другой особенностью этих работ было то, что непосредственно за слоем зерен плотно к нему устанавливали кольцевую решетку, а измерения производили так, что датчик скорости располагался непосредственно на выходе из каждой ячейки решетки. По мнению авторов это должно было исключить влияние эффекта эжекции на результаты измерения на выходе из НЗС. Аналогичный метод использовался в опытах (Чукин, Кузнецов 1966, 1967).

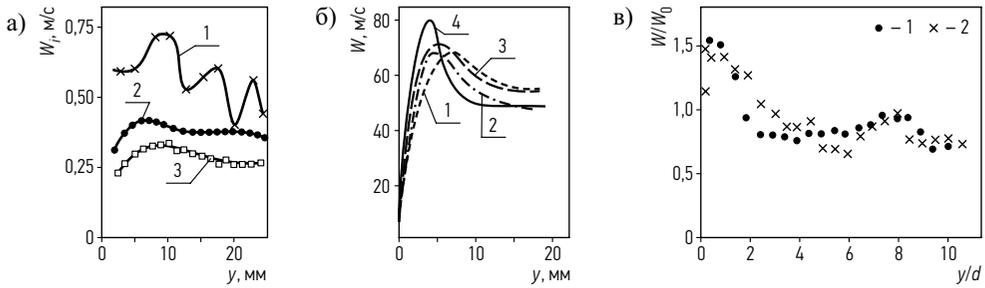
Поскольку позже в работах (Ziolkowska *et al.* 1980, 1983a, 1983b; Ziolkowska, Mieskowski 1982) было экспериментально показано, что на выходе газового потока из зернистого слоя радиальная составляющая скорости не превышает 10% и ею можно пренебречь, в последующих работах отказались от использования кольцевых разделительных решеток на выходе потока из НЗС.

Другой проблемой при осуществлении измерений на выходе потока из слоя зерен длительное время был поиск оптимального расстояния датчика скорости  $l$  от НЗС. Так, если в работе Куботы и др. (Kubota *et al.* 1966) расстояние датчика термоанемометра от слоя зерен составляло 80 мм, то в работах (Волков и др. 1979, 1981, 1982б), в которых применяли лазерный анемометр, это расстояние было всего 1–5 мм. В опытах (Schertz, Bischoff 1969) оно составляло 25 мм, в работах (Drahos *et al.* 1982; Moscicka *et al.* 1976б; Ziolkowska *et al.* 1980; Ziolkowska, Mieskowski 1982) – 15 мм, а в работах (Morales *et al.* 1951; Schwartz, Smith 1953; Calderbank, Pogorski 1957) – 50,8 мм.

Никто из авторов анализируемых работ не ставил выбор расстояния датчика скорости от слоя зерен в зависимость от диаметра зерна. Хотя в работе (Morales *et al.* 1951) показано, что наибольшие различия в результатах имеют место при  $l$ , соизмеримых с размером  $1d$  (см. рис. 4.4). Эти результаты согласуются с выводами Леру и Фромент (Lero, Froment 1977), которые использовали термоанемометр, и с данными (Schuter, Vortmeyer 1981), применявшими лазерный доплеровский анемометр (см. там же). При достижении определенного расстояния от НЗС величина  $W/W_0$  уже мало зависит от  $l$  (Ziolkowska *et al.* 1976), разумеется, в определенных пределах (см. рис. 4.4).

Таким образом, сопоставляя результаты опытов разных исследователей, необходимо принимать во внимание величину  $l$ , а при отсутствии такой информации, как, например, в работах (Stroh *et al.* 1979; Фадеев и др. 1982), относиться к результатам этих опытов критически.

Решить проблему выбора оптимального расстояния датчика скорости на выходе газового потока из НЗС удалось лишь в работах (Ziolkowski *et al.* 1976; А. С. 606112 ... 1978; Попов 1980). Так, в работе Попова (1980) на основе теории газовых струй, развитой Абрамовичем (1960), было показано, что в зависимости от диаметра шара расстояние датчика скорости до слоя зерен должно



**Рис. 4.4.** Влияние расстояния датчика скорости от слоя зерен на профиль скорости по данным работ (Morales *et al.* 1951; Schuter, Vortmeyer 1981; Ziolkowska *et al.* 1976): а)  $D = 51$  мм;  $d = 3,18$  мм;  $H = 0,89$  мм;  $Q = 623$  см<sup>3</sup>/с: 1 –  $l = 3,18$  мм; 2 –  $l = 152,4$  мм; 3 –  $l = 50,8$ ; б) канал прямоугольного сечения  $40 \times 140$  мм;  $d = 2$  мм;  $Re_d = 7,5$ : 1 –  $l = 20$  мм; 2 –  $l = 14$  мм; 3 –  $l = 10$  мм; 4 –  $l = 6$  мм; в)  $D = 94$  мм;  $d = 4,11$  мм;  $H = 1,05$  м;  $W_0 = 0,8$  м/с: 1 –  $l = 15$  мм; 2 –  $l = 35$  мм

изменяться. Правда, в работе Попова (1980) были приняты завышенные (на 10–40%) значения расстояния датчика скорости по сравнению с результатами расчета по теории газовых струй (Абрамович 1960).

В литературе нет определенного мнения относительно того, насколько близко скорости, измеренные на выходе из слоя, представляют скорости внутри слоя зерен (Lyczkowski 1982). Результаты опытов (Moscicka *et al.* 1976б; Попов 1980; Ziolkowska *et al.* 1976, 1980) дают определенные основания считать, что измеренные на выходе из зернистого слоя скорости отвечают газораспределению в НЗС. В пользу правомочности таких измерений говорят опыты Попова (1980) со скачкообразным изменением проницаемости НЗС, в которых было установлено, что профиль  $W$  на выходе потока из НЗС не успевает заметно перестроиться на расстояниях датчика скорости от слоя зерен, рассчитанных, исходя из теории газовых струй (Абрамович 1960). Более подробно опыты Попова (1980) анализируются в разделе 2.2. Правомочность таких измерений подтверждается и работами (Юдаев 1981; Шевич 1973).

Однако установлением оптимального расстояния датчика скорости от НЗС не заканчиваются методические сложности при осуществлении измерений на выходе потока из слоя зерен. Речь идет о выборе необходимого числа измерительных точек в поперечном сечении аппарата. Так, в работах (Волков и др. 1979, 1981, 1982б) таких направлений было всего два, зато шаг перемещения датчика был постоянным и составлял 1–5 мм. В работах (Morales *et al.* 1951; Schwartz, Smith 1953; Schertz, Bischoff 1969) измерения производили 5 кольцевыми датчиками термоанемометра, расположенными в центре равновеликих по площади колец, на которые условно разбивали все поперечное сечение аппарата.

Анализ известных методов измерения поля скоростей в аппаратах с НЗС показывает, что измерение на выходе из слоя зерен является предпочтительным. Вместе с тем очевидны значительные сложности методического и технического порядка при их осуществлении. Критическое рассмотрение различных методик позволяет также объяснить зачастую противоречивый характер полученных результатов.

Заключая краткий анализ литературных данных и методов измерения в зернистом слое, можно констатировать, что известные экспериментальные исследования аэродинамики аппаратов с зернистым слоем носят в основном фрагментарный характер. Отсутствуют надежные количественные описания течения газов в аппаратах с НЗС и прогнозирование профиля скоростей в промышленных аппаратах. Имеющиеся в литературе результаты недостаточны для их статистического обобщения.

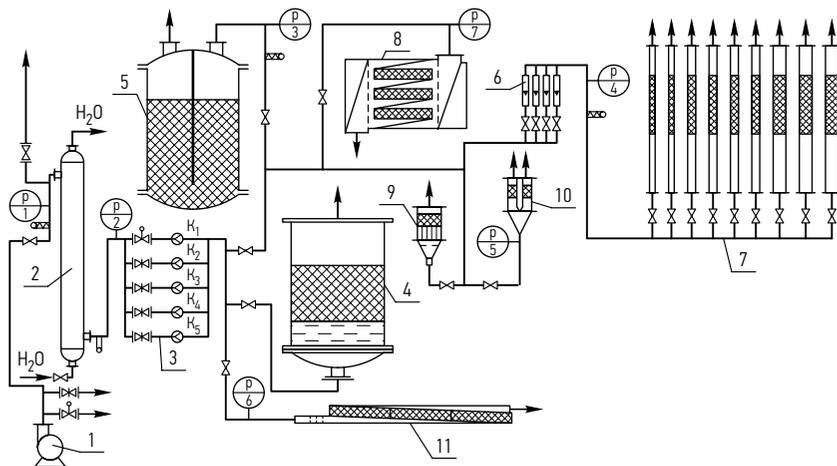
Для проведения исследования общих закономерностей газораспределения в зернистом слое в институте ГИАП был создан специальный аэродинамический стенд.

### 4.3. Описание аэродинамического стенда

Опыты по измерению аэродинамических характеристик аппаратов с зернистым слоем проводились на специально созданном аэродинамическом стенде. Стенд позволял исследовать как модели, так и промышленные образцы контактных и адсорбционных аппаратов в натуральную величину. В качестве рабочего газа использовали воздух.

В состав аэродинамического стенда входили следующие аппараты: теплообменник для стабилизации температуры подаваемого воздуха, гребенка диафрагм с вентилями, необходимая для регулирования и измерения расхода воздуха, гребенка ротаметров и исследуемые аппараты – кассетный и трехкассетный аппараты, цилиндрические аппараты диаметром 20, 40, 60, 94, 98, 190, 670, 1800 мм, модель адсорбера  $\varnothing 1800$  мм с вертикальной перегородкой, кольцевой аппарат  $\varnothing 190$  мм, аппарат  $\varnothing 94$  мм с кольцевыми выступами, аппарат  $\varnothing 190$  мм с переменной высотой НЗС, аппараты с секционированием зернистого слоя (см. рис. 4.5).

Воздух от газодувки 1 подавался в теплообменник 2, где охлаждался до температуры  $40^{\circ}\text{C}$  и затем поступал на гребенку 3. Избыток воздуха сбрасывался в байпасную линию. Затем воздух поступал в один из исследуемых аппаратов. Газодувка обеспечивала подачу до  $3200 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха с давлением до  $0,25 \text{ атм}$ . Мощность газодувки позволяла достигать скорости потока в аппарате  $\varnothing 1800 \text{ мм}$  от  $0,05$  до  $0,4 \text{ м/с}$ .



**Рис. 4.5.** Схема аэродинамического стенда: 1 – газодувка; 2 – теплообменник; 3 – гребенка диафрагм; 4 – аппарат  $\varnothing 1,8$  м; 5 – модель адсорбера с вертикальной перегородкой  $\varnothing 1,8$  м; 6 – ротаметры; 7 – цилиндрические аппараты; 8 – трехкассетный аппарат; 9 – цилиндрический аппарат  $\varnothing 0,67$  м; 10 – кольцевой аппарат; 11 – кассетный аппарат

В качестве зерен использовали шары металлические 4; 6; 9,5; 14 и 50 мм; дробь металлическую фракции 2,5 мм; силикагель кусковой фракции 3–5 мм; силикагель гранулированный КСМГ фракции 3–5 мм; уголь активированный марки СКТ-2 в виде цилиндров со средним размером 3,3 мм; таблетки неплатинового катализатора типа КН-К8 5,8×6,1 мм; металлические насадки – кольца Рашига, ГИАП-Н1, ГИАП-Н2, МИНИ-S размером 10×10×0,9 мм; блочный адсорбент; адсорбент в виде цилиндров  $\varnothing 2 \times 10$  мм и  $4 \times 10$  мм и в виде колец Рашига 10×10×2 мм.

Скорость газового потока в исследуемых аппаратах  $\varnothing 20$ –94 мм изменяли в пределах  $W_0 = 0,05 \div 4,5$  м/с. Основные характеристики исследованных зерен, цилиндрических аппаратов и режимов по газу приведены в табл. 4.3.

### Конструкции исследованных аппаратов

Модель адсорбера  $\varnothing 1,8$  м и высотой 3,5 м состояла из цилиндрической обечайки, к торцам которой приварены фланцы, днище и крышка эллиптической формы. На днище адсорбера имелся штуцер  $\varnothing 380$  мм для входа газа.

По периметру аппарата на различных уровнях имелись штуцеры для ввода датчиков скорости.

Цилиндрический аппарат  $\varnothing 0,67$  м – обечайка с коническим днищем. В нижней части аппарата установлены две решетки и хонейкомб для выравнивания потока газа, выше которых устанавливалась опорная решетка для размещения зернистого слоя.

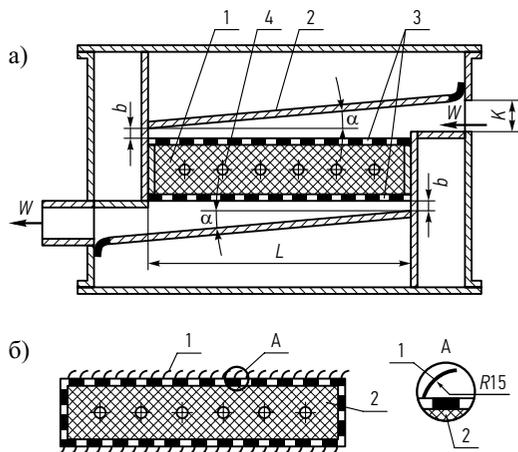
Таблица 4.3. Характеристики исследованных зерен и цилиндрических аппаратов

Диаметр аппарата $D$ , мм	Тип насадки и форма зерен	Средний диаметр $d_{\text{ср.}}$ , мм	Высота слоя зерен $H$ , мм	Средняя скорость в аппарате $W_0$ , м/с
1800	гранулированный силикагель КСМГ	фракция 3–5	500	0,05–0,2
670	гранулированный силикагель КСМГ	фракция 3–5	200	0,1–0,4
190	шары металлические	6,0	110	0,34; 0,5; 0,66
	уголь СКТ-2	3,3	210	0,08; 0,16; 0,26
94	дробь свинцовая	2,5	400	0,46; 0,82; 1,07; 1,24
	уголь СКТ-2	3,3	500	0,18; 0,25; 0,29; 0,36
	шары стальные	6,0	100; 200; 300	0,46; 1,2; 1,9; 2,4
			400	0,41; 0,87; 1,12; 1,78; 2,3
		9,5	9,5; 25; 50; 100; 200; 300; 400	2,2
			400	2,3
		14,0	14; 25; 50; 100; 200; 300; 400	2,3
400			0,61; 1,2; 1,44; 2,26; 2,7; 4,2	
60	дробь свинцовая	2,5	410	0,53; 0,89; 1,33
	уголь СКТ-2	3,3	500	0,18; 0,22; 0,29; 0,32
	шары стальные	6,0	410	0,58; 0,95; 1,42; 2,04
			1000	0,44; 0,75; 1,17; 1,74
		14,0	410	0,53; 0,9; 1,37; 1,96; 2,48; 4,2
40	дробь свинцовая	2,5	410	0,36; 0,67; 0,8
	уголь СКТ-2	3,3	500	
	шары стальные	6,0	410	0,36; 0,73; 0,9; 1,5; 1,98
		9,5	410	1,88
		14,0	410	0,67; 1,80; 2,99
20	дробь свинцовая	2,5	520	0,19; 0,36; 0,5; 0,62; 0,81; 0,97; 1,14
	уголь СКТ-2	3,3	520	0,03; 0,05; 0,13

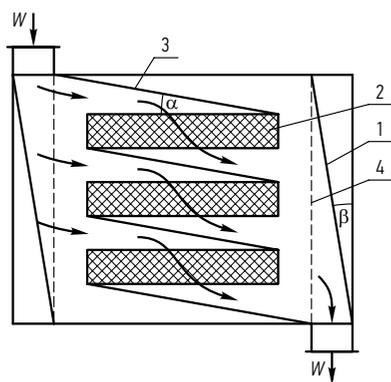
Однокассетный аппарат (рис. 4.6) представлял собой прямоугольный короб из оргстекла, в который вставлялась кассета 1. В кассету, изготовленную из металлической сетки 3, засыпался зернистый материал. Плоские пластины – перегородки 2, предназначенные для организации плоскопараллельного или сужающегося распределительного входного и выходного устройств, выполнены таким образом, что угол наклона к кассете  $\alpha$  мог меняться от  $0^\circ$  до  $11^\circ$ , а входной и выходной зазоры  $b$  – от 0 до 110 мм. На боковой стенке аппарата в плоскости, проходящей через центр кассеты, размещались отверстия для ввода датчиков скорости.

Трехкассетный аппарат представлял собой также плоский короб с горизонтально размещенными в нем кассетами с НЗС. Схема аппарата представлена на рис. 4.7.

Кассеты 2 располагались одна под другой параллельно друг другу. Между ними устанавливали наклонные пластины 3, которые выполняли функцию выравнивания статических давлений по длине каждой кассеты за счет изменения



**Рис. 4.6.** Схема однокассетного аппарата: а) аппарат с кассетой без поворотных лопаток: 1 – камера с НЗС, 2 – сплошные наклонные перегородки входного и выходного каналов ГРУ, 3 – сетка, 4 – каналы для перемещения датчика скорости внутри кассеты с НЗС; б) кассеты с поворотными лопатками: 1 – поворотные лопатки, 2 – НЗС



**Рис. 4.7.** Схема трехкассетного аппарата: 1 – сплошная перегородка; 2 – кассета с НЗС; 3 – наклонная пластина; 4 – решетка ( $F_{св.} = 48\%$ ); угол  $\alpha = 4^\circ$ ; угол  $\beta = 10^\circ$

сечения канала. Угол наклона этих пластин к кассетам был постоянным и составлял  $4^\circ$ . Конструкция аппарата позволяла изменять положение перегородок и решеток 12. Движение газа через аппарат в целом и через отдельные кассеты было Z-образным. Вход газа в аппарат осуществлялся сверху, а выход – снизу. Корпус аппарата и стенки кассет были также изготовлены из оргстекла, а днище и крышки из металлической сетки  $\delta = 1$  мм.

В набор цилиндрических аппаратов диаметром от 20 мм до 190 мм рабочий газ подавался снизу, до и после рабочей царги, загруженной НЗС, аппараты имели участки гидродинамической стабилизации. Поддерживающая НЗС в рабочей царге решетка во время опытов с шарами  $\varnothing 14$  мм была выполнена из таких же шаров, а в остальных случаях в виде колосниковой решетки, свободное сечение которой значительно превосходило порозность зернистого слоя и составляло 94%. В верхней части аппаратов над зернистым слоем устанавливалось поворотное кольцо, в которое устанавливался датчик скорости.

#### **4.4. Методика измерения распределения поля скоростей в поперечном сечении аппаратов с зернистым слоем**

Измерение профиля скорости газового потока внутри зернистого слоя связано со значительными трудностями приборного и методологического порядка. Для того, чтобы осуществить такие измерения, необходимо разместить в НЗС большое число датчиков скорости, а это неизбежно нарушит структуру укладки зерен в аппарате. Известно, что даже весьма небольшие изменения порозности влекут за собой существенные изменения скорости (Lyczkowski 1982; Martin 1978).

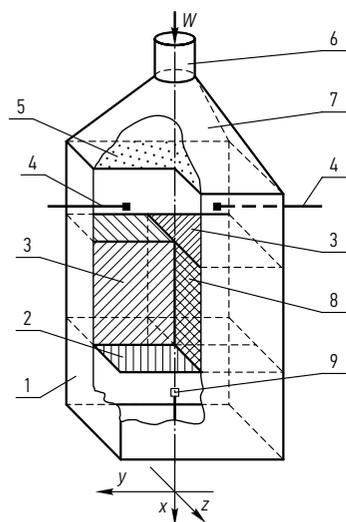
Наряду с этим известно, что поток, обтекающий на своем пути какое-либо препятствие, сохраняет информацию об этом препятствии на довольно значительном удалении от последнего. Учитывая такую особенность гидродинамики в каналах с местными сопротивлениями, в подавляющем большинстве работ измерения профиля скорости в аппаратах с зернистым слоем осуществляли на выходе газового потока из НЗС (Гольдштик и др. 1978, 1985; Попов 1980; Schwatz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977; Чукин, Кузнецов 1967; Попов и др. 1976, 1985; Lyczkowski 1982; Гельперин и др. 1983, 1984; Кириллов и др. 1979; Волков и др. 1979, 1984; Martin 1978; Чернышев и др. 1976а; Абаев и др. 1981в; Аэродинамика ... 1981; Гельперин, Каган 1984; Крейндель и др. 1984; Гольдштик 1984; Тихонова 1968; Филиппов 1981; Струминский, Павлюхина 1981; Кулиш 1984; Ziolkowska *et al.* 1983b; Абаев и др. 1981; Кленов, Матрос 1985а).

Возникает, однако, вопрос о том, насколько характерными для течения внутри НЗС являются измерения потока на выходе из НЗС. Вопрос этот является дискуссионным (Leroy, Froment 1977; Пушнов и др. 1974; Кленов, Матрос 1985а) и поэтому рассматривается здесь подробно.

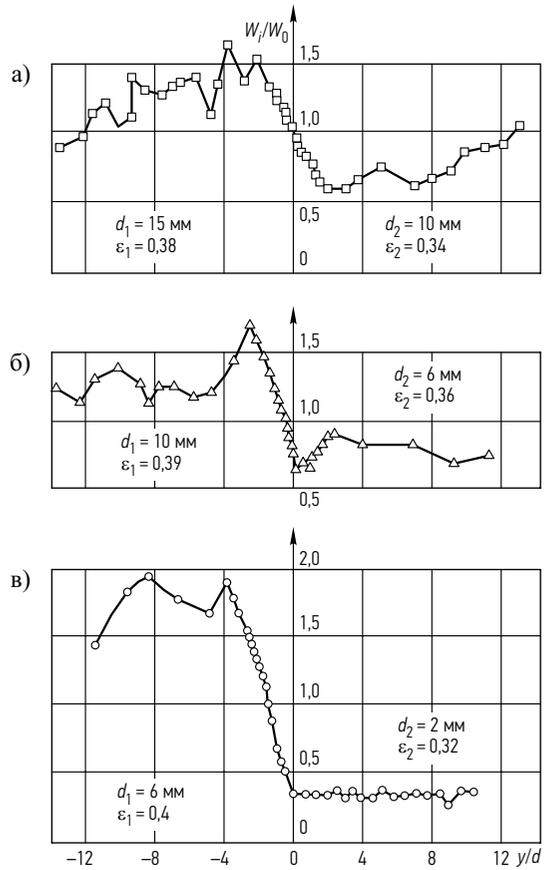
#### 4.4.1. Обоснование правомерности измерения профиля скорости на выходе газового потока из зернистого слоя

К выводу о том, что характерные особенности распределения газового потока внутри зернистого слоя вызваны, главным образом, особенностями структуры укладки НЗС, приходят многие авторы (Аэров и др. 1979; Попов 1980; Schwartz, Emith 1953; Leroy, Froment 1977; Идельчик 1983; Гельперин и др. 1983; Волков и др. 1979, 1984; Бесков, Абаев 1980; Martin 1978; Пушнов и др. 1974; Гельперин, Каган 1984; Гольдштик 1984; Филиппов 1981; Ziolkowska *et al.* 1983b; Абаев и др. 1981a). Следовательно, поток, сохранивший информацию о зернистом слое, должен отражать характерные особенности структуры НЗС. С этих позиций особый интерес представляет анализ следующих результатов. Опыты по измерению профиля скорости на выходе потока из НЗС с резко отличающейся проницаемостью, приведенные в (Попов 1980), показали, что измерения скоростей за слоем зерен на определенном расстоянии от НЗС ( $l \sim 10d$ ) позволяют точно установить границу двух зон зернистого слоя с разной порозностью. Различную проницаемость в работе Попова (1980) создавали за счет использования зерен с разной порозностью (рис. 4.8).

Как это видно из профилей скорости на рис. 4.9, на границе двух областей „1“ и „2“ имеют место характерные резкие всплески скорости газового потока. Можно также заключить, что с ростом величины отношения  $\varepsilon_1/\varepsilon_2$  (при условии, что  $\varepsilon_1 > \varepsilon_2$ ), растет и величина отношения  $W_{\max}/W_{\min}$  на границе этих двух областей с разной порозностью. Таким образом, измерения профиля скорости на выходе потока из НЗС вполне отражают характерные особенности последнего.



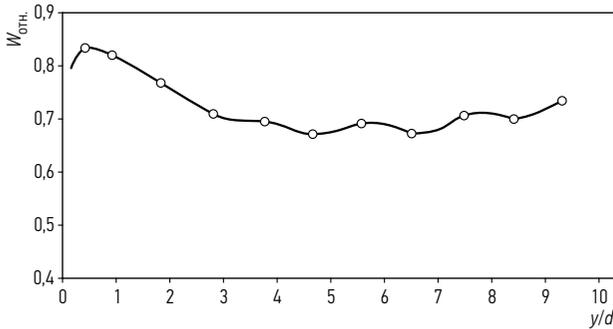
**Рис. 4.8.** Схема опытов Попова (1980) по измерению профиля скорости в зернистом слое с резко изменяющейся проницаемостью: 1 – канал 150×600 мм; 2 – мелкоячеистая сетка; 3а и 3б – НЗС из двух областей с разной проницаемостью; 4 – датчик статического давления; 5 – перфорированная решетка; 6 – вход газового потока; 7 – диффузор; 8 – крупноячеистая сетка; 9 – датчик термоанемометра



**Рис. 4.9.** Результаты опытов Попова (1980) в аппарате с резко изменяющейся проницаемостью. Граница областей с различной проницаемостью соответствует значению  $y/d = 0$ . Отношение  $\varepsilon_1/\varepsilon_2$  составляет: а) 1,12; б) 1,08; в) 1,25

На рис. 4.10 представлены результаты нашей обработки качественных опытов Аэрова, Тодеса (1968), в которых распределение относительных скоростей в слое зерен изучалось по продвижению фронта сорбции. При этом предварительно зерна покрывались таким веществом, которое окрашивалось при достижении определенной степени сорбции. В результате в работе (Аэров, Тодес 1968) получили картину распределения относительных скоростей, напоминающую географическую карту. Такой косвенный метод измерения локальной скорости внутри НЗС, к сожалению, носит лишь качественный характер. Характерно, однако, что представленные на рис. 4.10 результаты определенно указывают на возрастание скорости вблизи наружной стенки аппарата, где в соответствии с результатами опытов (Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Ridgway, Tarbuck 1967, 1968; Tringate 1973; Gupte 1971; Колескин и др. 1982; Sonntag 1960) имеется область с повышенной порозностью.

Результаты опытов (Decken *et al.* 1960) по испарению нафталиновых шаров и  $d = 30$  мм, заложенных в слой керамических шаров в трубе  $D = 600$  мм,

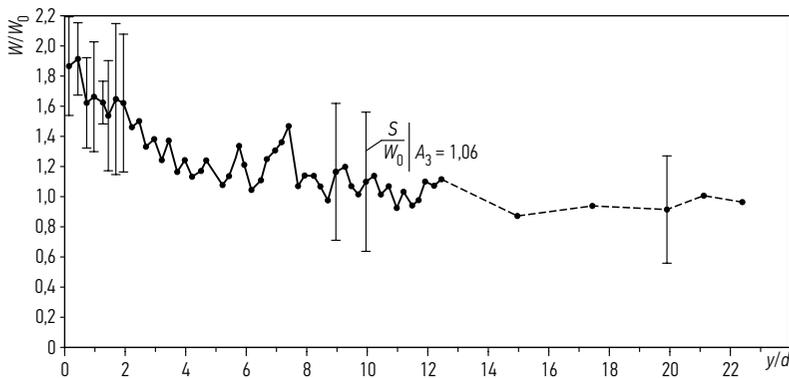


**Рис. 4.10.** Профиль относительной скорости внутри зернистого слоя по данным Аэрова, Тодеса (1968). Диаметр аппарата  $D = 185$  мм, шара  $d = 6$  мм

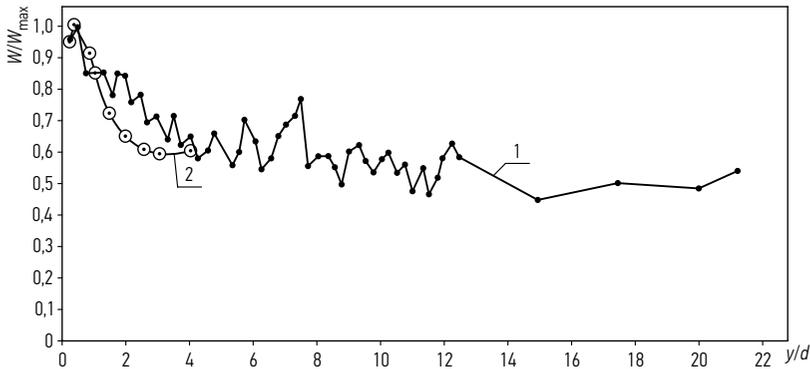
показали, что испарение шаров у стенки происходит быстрее, чем шаров, расположенных в центре слоя.

Чтобы оценить, насколько статистически различимы измерения вне и внутри зернистого слоя, нами были поставлены специальные опыты. Измеряли профиль скорости внутри НЗС в плоском кассетном аппарате. Датчик скорости перемещали внутри газопроницаемых каналов, расположенных внутри НЗС. Каналы эти имели цилиндрическую форму и были изготовлены из сетки с живым сечением, существенно большим, чем живое сечение НЗС. Диаметр этих каналов из сетки был выбран соизмеримым с диаметром зерна  $d$ , чтобы в наименьшей степени исказить естественную структуру укладки зерен в аппарате. Профиль скорости измеряли с помощью термоанемометра (Пушнов и др. 1980б). Результаты опытов представлены на рис. 4.11 в координатах  $W/W_0 = f(y/d)$ . Там же показана оценка разброса локальных значений скорости  $S/W_0$ .

Как видно по результатам опытов внутри НЗС, профиль скорости вблизи стенки аппарата имеет ярко выраженный максимум. Нормализация этого про-



**Рис. 4.11.** Профиль скорости в плоском кассетном аппарате:  $H = 100$  мм,  $Q = 250$  м<sup>3</sup>/ч. Показана также оценка вероятного разброса локальных значений скорости, произведенная нами по формуле Наумова (Гельперин и др. 1984)



**Рис. 4.12.** Сравнение результатов наших измерений профиля скорости внутри и вне зернистого слоя: кривая 1 – экспериментальный профиль, измеренный внутри НЗС в кассетном аппарате при расходе  $250 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; кривая 2 – расчетный профиль для той же высоты слоя, полученный по измерениям на выходе из НЗС

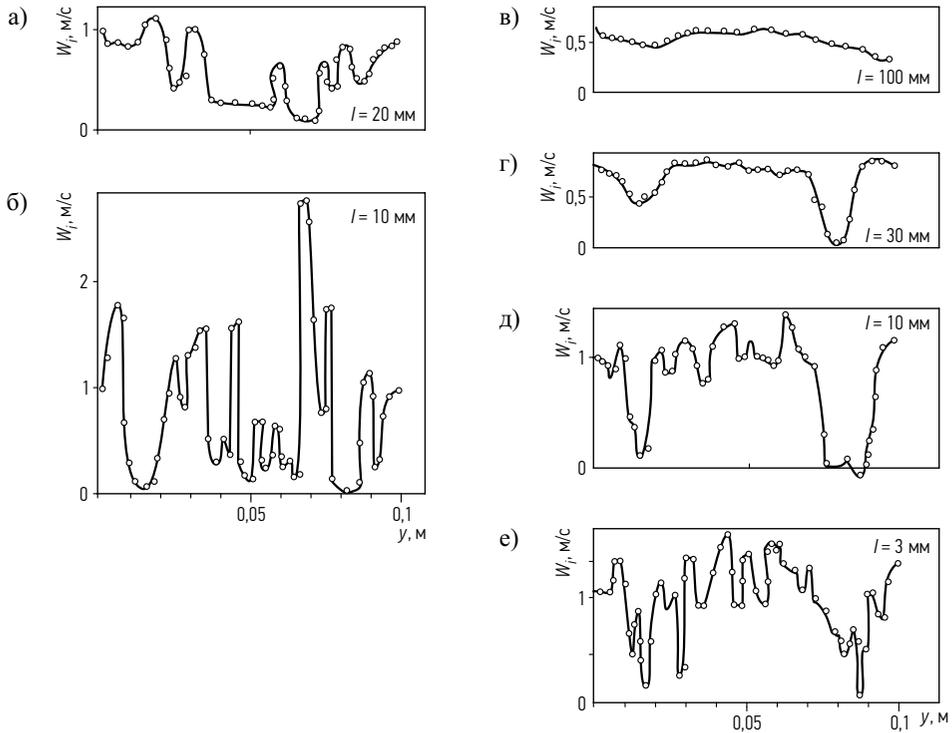
филья скорости внутри НЗС через максимальную скорость  $W_{\max}$  и сравнение его с расчетным профилем для идентичной высоты слоя по уравнениям работы (Гельперин и др. 1984), полученным по результатам наших измерений на выходе из НЗС, позволяют сделать принципиально важный вывод о том, что оба профиля скорости статистически неразличимы (см. рис. 4.12).

На основании проанализированных результатов можно сделать вывод о том, что измерения на выходе потока из НЗС в достаточной мере отражают реальную гидродинамическую обстановку внутри НЗС. Вместе с тем разработка методики измерения профиля скорости на выходе потока из НЗС потребовала решения еще двух вопросов: 1) выбора оптимального расстояния датчика от зернистого слоя и 2) выбора необходимого числа точек измерения.

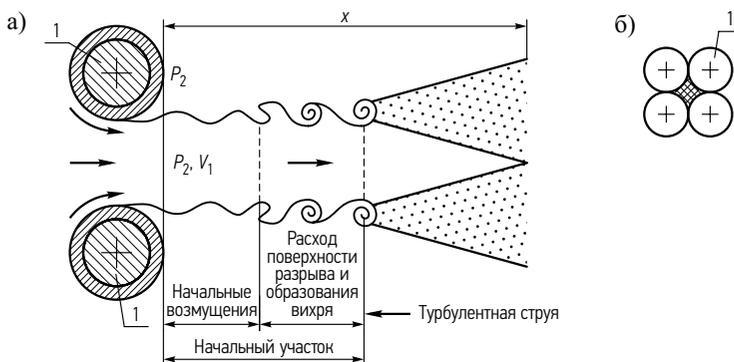
#### 4.4.2. Выбор оптимального расстояния датчика скорости от зернистого слоя

Непосредственно на выходе газового потока из НЗС имеется выраженный струйный режим течения. Это хорошо видно из результатов работы (Кулиш 1984), представленных на рис. 4.13. Затем после полного раскрытия отдельных струй происходит их слияние в сплошной поток. Качественно эта картина показана на рис. 4.14. С уменьшением  $d$  расстояние между соседними зернами, а следовательно, и струйками газа будет уменьшаться. В этом случае слияние отдельных струй будет происходить на более коротком участке.

Смыкание отдельных струй, истекающих из калиброванных отверстий, расположенных в несколько рядов, как показано в работе Лукашевича и др. (1985), происходит на расстоянии нескольких калибров исходной струи. Аналогичные результаты получены Юдаевым (1981).



**Рис. 4.13.** Распределение локальных скоростей газового потока на выходе из НЗС по данным работы Кулиша (1984): а, б) измерение трубками Пито-Прандтля; в, г, д, е) щелевой насадкой. Измерение при разных расстояниях датчика скорости от зернистого слоя. Зерна фракций  $2 \times 2 \times 4$  мм; аппарат –  $100 \times 50$  мм;  $H = 50$  мм



**Рис. 4.14.** Схема развития единичной газовой струи на выходе потока из НЗС: а) вид сбоку; б) вид в плане: 1 – зерно; двойной штриховкой показано пустое пространство между зернами, через которое истекает газовая струя

Для того, чтобы гарантировать воспроизводимость опытных данных, необходимо выбрать такое место расположения датчика от НЗС, при котором всплески и влияние отдельных струек были бы уже достаточно сглаженными.

Теория турбулентных газовых струй, развитая в работе Абрамовича (1960), позволяет теоретически приблизительно оценить величину участка раскрытия струи. Расстояние  $\hat{x}$  от выхода струи до сечения с заданным соотношением  $W_{\max}/W$  (где  $W_{\max}$ ,  $W$  – соответственно максимальная и средняя скорость струи) можно рассчитать по формуле:

$$\hat{x} = \bar{x} \cdot b, \quad (4.1)$$

где:  $\bar{x}$  – коэффициент дальнобойности струи,  $b_0$  – начальный радиус струи, а знак «^» означает оценку.

Ниже будет показано, что в зернистом слое в интересующем нас диапазоне чисел Рейнольдса имеет место соотношение:  $W_{\max}/W \leq 2$ . Тогда из данных работы (Абрамович 1960) находим:  $\bar{x} = 100$ ,  $b_0 = 0,5 d_{\text{струи}}$ .

В соответствии с опытами работы (Попов 1980) примем диаметр струи газа в ее начале равным  $d_{\text{струи}} = \varepsilon \cdot d$ .

Приняв для зерен шаровой формы  $\varepsilon = 0,36$  (Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Ridgway, Tarbuck 1968; Tringate 1973; Sonntag 1960), получаем  $d_{\text{струи}} = 0,36 d$ .

Окончательно в общем виде находим:  $\hat{x} = \bar{x} \cdot b = 100 \cdot 0,5 \cdot 0,36 d$ .

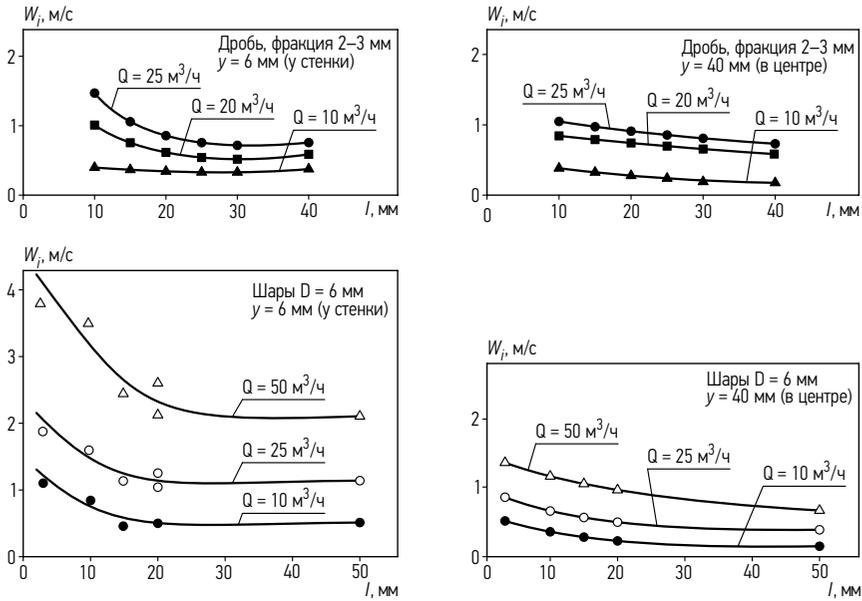
Для зерен диаметром  $d = 6$  мм, например, имеем:  $\bar{x} = 100 \cdot 0,5 \cdot 1,44 = 72$  мм.

Однако точное значение оптимального местоположения датчика скорости на выходе газового потока на НЗС можно определить только опытным путем. Это объясняется тем, что форма просветов между соседними зернами несколько отличается от правильных круглых отверстий, для которых была получена формула для оценки  $\bar{x}$  в работе (Абрамович 1960) (см. рис. 4.14, а). Поэтому величина  $b_0$  в условиях НЗС будет отличаться от таковой в обычной решетке.

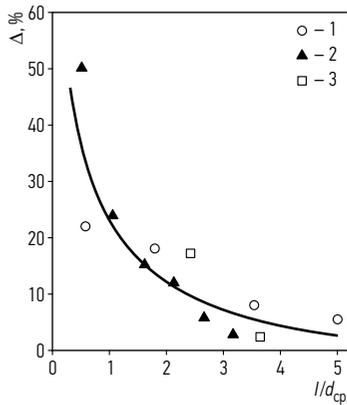
В качестве критериев при экспериментальном определении влияния расстояния датчика скорости от НЗС  $l$  использовали:

- 1) выход в зону автомодельности графиков зависимостей  $W_i = f(l)$  для двух характерных областей аппарата – пристенной и центральной;
- 2) величину небаланса расхода  $\Delta$ , вычисленную через измеренный профиль скорости и через показания диафрагмы.

Результаты этой серии наших опытов представлены на рис. 4.15 и 4.16. С увеличением  $l$  небаланс расхода  $\Delta$  уменьшался, однако при этом терялась и часть информации об НЗС. Найденные таким образом расстояния  $l$  были результатом компромисса и позволяли, с одной стороны, избежать влияния условий истечения потока газа из слоя зерен, а, с другой стороны, в достаточной мере сохранить информацию об особенностях гидродинамической обстановки внутри зернистого слоя.



**Рис. 4.15.** Влияние расстояния датчика от слоя зерен  $l$  на  $W_i$  в аппарате  $\varnothing 94$  мм с зернистым слоем по результатам наших опытов:  $y$  – расстояние датчика скорости от стенки аппарата, мм



**Рис. 4.16.** Влияние относительного расстояния датчика скорости  $l/d_{cp}$  на небаланс расхода  $\Delta$ : 1 – наши опыты в аппарате  $\varnothing 98$  мм с шарами 14 мм при расходе  $40$  м<sup>3</sup>/ч; 2 – опыты Леру и Фромена (Leroeu, Froment 1977) при расходе  $50$  м<sup>3</sup>/ч с цилиндриками  $\varnothing 9,5$  мм; 3 – опыты Зюлковской и др. (Ziolkowska *et al.* 1976) при расходе  $20$  м<sup>3</sup>/ч с шарами  $4,1$  мм

Найденные опытным путем по выходу в зону автомодельности зависимости  $W_i = f(l)$  оптимальные расстояния  $l$  датчика скорости от НЗС для зерен разного диаметра приведены в таблице 4.4.

**Таблица 4.4.** Расстояния контрольного сечения от НЗС при измерении профилей скорости

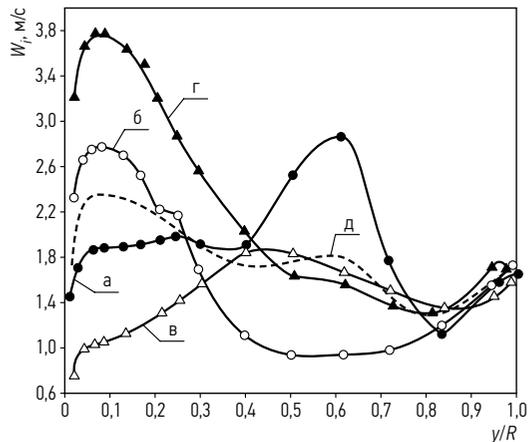
$d$	мм	2–3	6	9,5	14
$l$	мм	25	25	50	70

Для найденных значений  $l$  проводилась проверка баланса расхода газа по измерениям  $W_i$ :

$$W_0 = \frac{\sum_{i=1}^N W_i \cdot f_i}{N \sum_{i=1}^N f_i} = \frac{F \sum_{i=1}^N W_i}{N \cdot F} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N W_i \quad (4.2)$$

и через показания диафрагмы. Проверка показала, что небаланс не превышает 2,5%. В формуле (4.2)  $f_i$  – площадь  $i$ -го измерительного кольца на выходе газового потока из зернистого слоя.

**Рис. 4.17.** Сопоставление профилей локальных скоростей по различным направлениям перемещения датчика скорости и усредненного профиля в аппарате  $\varnothing 94$  мм с шарами 6 мм:  $H = 100$  м;  $l = 50$  мм;  $W_0 = 2$  м/с; а), б), в), г) локальные скорости  $W_i = f(y/R)$ ; д) профиль усредненной по кольцам скорости  $W = f(y/R)$



Выше уже отмечалось, что правильный выбор величины  $l$  еще не гарантирует представительность результатов. Измерения по одному направлению перемещения датчика скорости в известной мере являются случайными (см. рис. 4.17). В работах (Аэров 1951; Price 1968; Leroу, Froment 1977) было показано, что необходимо усреднение в масштабах нескольких зерен. В наших опытах мы увеличивали число направлений перемещения датчика (или число точек измерения на данном кольце)  $m$  до тех пор, пока результат не начинал воспроизводиться при дальнейшем увеличении  $m$ . Специальные опыты, в которых  $m = 4, 6, 8, 12$  и  $36$ , показали, что оптимальным является  $m = 8$ .

#### 4.4.3. Измеряемые параметры и методика обработки результатов опытов по изучению аэродинамики аппаратов с зернистым слоем

При исследовании газораспределения в наших опытах в аппаратах с зернистым слоем измеряли распределение удельных расходов потока в центрах равновеликих площадок, на которые условно разбивали все поперечное сечение аппарата. Удельные расходы измеряли с помощью прецизионного термоане-

мометрического оборудования системы DISA-55M. Измерения осуществляли на выходе газового потока из НЗС.

Перемещение термоанемометрического датчика скорости осуществляли от стенки аппарата к его центру автоматически с помощью траверсного механизма (см. рис. 4.18). Шаг перемещения датчика был переменным и выбирался, исходя из равенства площадей кольцевых площадок, на которые условно разбивалось поперечное сечение испытуемого аппарата для удобства последующих расчетов  $W$ , величины  $W_0$  и проверки баланса расхода с показаниями диафрагмы. В центре каждой из них осуществляли измерения локальных расходов газа в 8 равноудаленных друг от друга точках. Диаметр центров равновеликих колец рассчитывали по формуле:

$$D_x = D \sqrt{\frac{2x-1}{2n}}, \quad (4.3)$$

где  $x$  – номер текущего кольца. Соответствующее значение  $y$  определяется по формуле:

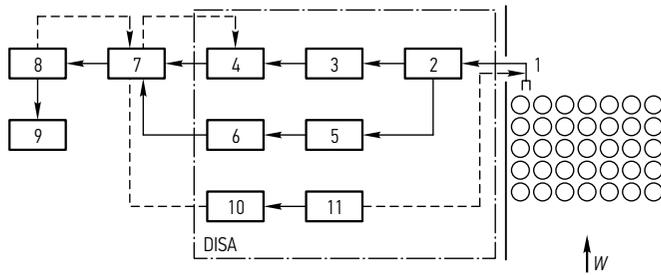
$$y = (D - D_x)/2.$$

Число измерительных колец изменялось в зависимости от  $D$  и составляло, например, в аппарате  $D = 94$  мм –  $n = 16$ , в аппарате  $D = 670$  мм –  $n = 53$ . Минимальный шаг перемещения датчика выбирали так, чтобы осуществить измерения в наиболее интересной пристенной области аппарата (Филиппов 1981; Струминский, Павлюхина 1981).

В опытах контролировали как постоянную, так и переменную составляющие скорости газового потока.

Измерительный комплекс, помимо термоанемометра постоянного тока, включал в себя транскриптер Ф5033 и электроуправляемую машину ЗУМ-23Д. Блок-схема измерительного комплекса представлена на рис. 4.18. При исследовании цилиндрических аппаратов датчик термоанемометра размещали в поворотном кольце на стационарном координатнике. Поворотное кольцо позволяло изменять исправление перемещения датчика внутри аппарата, а координатник – устанавливать датчик в контролируемом сечении аппарата с точностью  $\pm 0,1$  мм (по радиусу) и  $\pm 0,5$  мм (по расстоянию от верхнего слоя шаров в рабочей царге аппарата). Запись показаний приборов с выходом на цифropечать осуществлялась автоматически.

Во время всех опытов использовались датчики типа 55P01 с размером чувствительного элемента 5 мкм. Интервал времени интегрирования скорости выбирался по результатам предварительных опытов из тех соображений, чтобы осредненное значение не зависело от величины интервала. По результатам многочисленных опытов с зернами различной формы и размера время осреднения составляло 2 секунды.



**Рис. 4.18.** Блок-схема измерительной системы: 1 – чувствительный элемент – проволочный датчик типа 55P11; 2 – термоанемометр постоянной температуры 55MO1 со стандартным мостом 55MI0; 3 – линейризатор 55M25; 4, 6 – вольтметры постоянного тока 55D31; 5 – вольтметр переменного тока 55D35; 7 – блок стыковки параметров БСП-01; 8 – транскриптер Ф5033; 9 – электроуправляемая машина ЭУМ-23Д; 10 – приводное устройство 52B0I; 11 – траверсный механизм

Тарировка датчиков осуществлялась на калибровочном стенде фирмы DISA по стандартной методике (Пушнов и др. 1980б; New Anemometer ... 1972: 37–39). Калибровку производили до и после каждой серии опытов. Отклонения не превышали  $\pm 0,2\%$ .

Опыты на воспроизводимость полей скоростей  $W_i$  на выходе потока газа из НЗС показали, что результаты воспроизводятся с отклонением не более  $\pm 0,5\%$ .

Способ загрузки зерен в аппараты во всех опытах был идентичным – внавал небольшими порциями. Неподвижность зернистого слоя при продувках контролировали визуально.

Рабочий газ – воздух, расход которого контролировали диафрагмами или ротаметрами, в испытуемые аппараты подавался снизу, что позволило избежать трудностей, с которыми столкнулись исследователи в работах (Гольдштик и др. 1978, 1985; Гольдштик 1984; Попов 1980; Попов и др. 1976; Крейндел и др. 1984), в которых измерения осуществлялись внизу аппарата под решеткой. Последнее не могло не сказаться на результатах, поскольку в этом случае в отличие от «чистого НЗС» была совокупность – решетка + зернистый слой. Этот факт нельзя считать корректным даже для опытов по измерению потери напора в НЗС (Аэров, Тодес 1968) и тем более для измерения поля скоростей в зернистом слое.

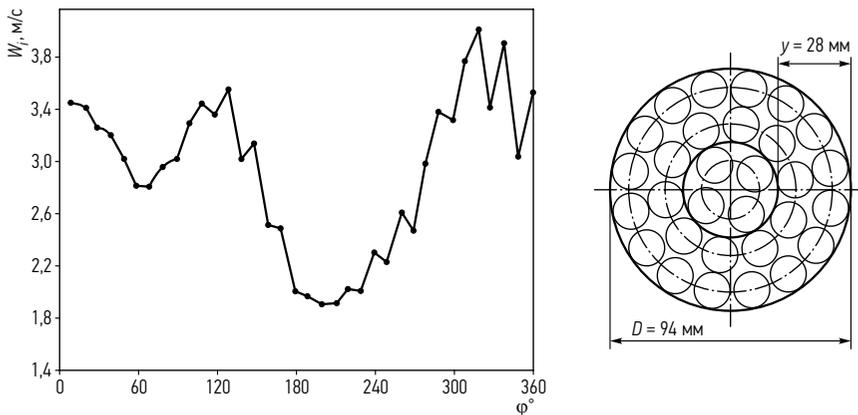
Кроме постоянной составляющей, измеряли переменную составляющую скорости газового потока в аппаратах с НЗС, а также преимущественное направление течения потока, необходимые для решения вопросов масштабного перехода (Масштабный ... 1980).

Результаты опытов по измерению профиля скорости в аппаратах с НЗС обрабатывались в виде зависимости локальной скорости  $W_i$ , усредненной по условно выделенным измерительным кольцам скорости  $W$  или безразмерной

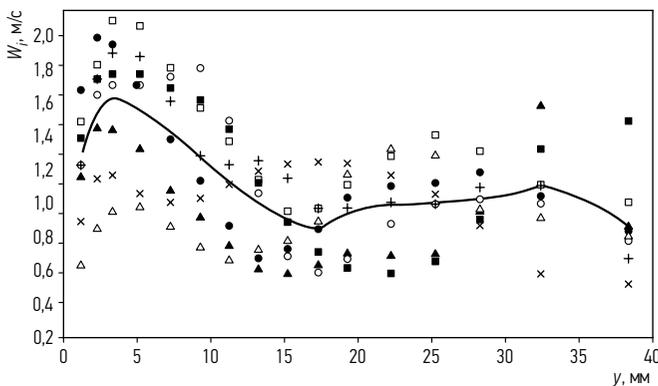
скорости  $W/W_0$  от безразмерной радиальной координаты  $y/d$ . В качестве геометрического масштаба при этом принимали средний размер зерна  $d$ .

Ниже приводится методика обработки опытных данных и оценки неравномерности газораспределения в аппаратах с зернистым слоем. На рис. 4.19 приведены опытные данные, из которых можно заключить о значительной величине флуктуации  $W_i$  в пределах одного измерительного кольца.

Типичное поле локальных скоростей и профиль скорости, полученный усреднением по кольцам  $W$ , показаны на рис. 4.20. Как видно из рисунка, рас-



**Рис. 4.19.** Типичная развертка по окружности локальных скоростей  $W_i$  при  $y = 28$  мм (const). Результаты одного из наших опытов в аппарате  $\varnothing 94$  мм с шарами  $\varnothing 14$  мм. Высота слоя шаров  $H = 300$  мм;  $W_0 = 2,0$  м/с



**Рис. 4.20.** Профиль скорости в аппарате  $\varnothing 94$  мм по данным наших опытов с шарами  $\varnothing 4$  мм;  $H = 14,5 d$ . Точками обозначены различные направления перемещения датчика скорости в аппарате. Сплошная линия – результат усреднения локальных значений скорости по кольцам

пределение  $W_i$  носит стохастический характер. Усредненные по окружности значения скорости уже не носят прежнего неопределенного характера, а отражают закономерности течения через НЗС (Филиппов 1981).

Среднее значение скорости на данном радиусе определяли из равенства:

$$W = \left( \sum_{i=1}^m W_i \right) / m. \quad (4.4)$$

Таким образом, наши опыты, как и данные работы (Кириллов и др. 1979), показывают, что гидродинамическая обстановка в аппаратах с НЗС носит сложный, стохастический характер с неоднородностями различного масштаба. Оценка неравномерности газораспределения в этих условиях связана с использованием статистических характеристик. Предложенные для этой цели критерии сведены в таблицу 4.5.

**Таблица 4.5.** Параметры для оценки неравномерности газораспределения в НЗС

№ п. п.	Критерий неравномерности	Источник
1	$\frac{W_{i \min}}{W_{i \max}}$	Кабаков 1976
2	$\frac{W_{i \max}}{W_0}$	Идельчик 1983; Остробородов и др. 1976; Тихонова 1968
3	$W_{\max} - W_{\min}$	Рудаков, Щепановская 1981
4	$\frac{W_{i \max} - W_{i \min}}{W_0}$	Collins 1968
5	$\frac{W_i - W_0}{W_0}$	Пэрри 1968; Скворцов и др. 1978
6	$\frac{\sum_{j=1}^k W - W_0}{k}$	*) Попов 1980; Чернышев и др. 1976а; Краснов и др. 1974
7	$\frac{\sum_{i=1}^N P_i \pm P_{\text{ср.}}}{N \cdot P_{\text{ср.}}}$	***) Чукин, Кузнецов 1967

\*)  $k$  – число контрольных участков;

\*\*\*)  $P_i$  – полный напор в отдельной точке, кг/м<sup>2</sup>;

$P_{\text{ср.}}$  – среднеарифметический полный напор по сечению, кг/м<sup>2</sup>.

К наиболее представительным, по-видимому, следует отнести параметры, приведенные в п. п. 6, 7 табл. 4.5. Однако и другие параметры, в частности, отношение  $W_{i \max}/W_0$  также важны, поскольку они используются, например, при расчете адсорберов (Остапенко, Слинько 1976; Остробородов и др. 1976). В настоящей работе для статистической оценки неравномерности газораспределения в поперечном сечении аппаратов с НЗС в основном использовали следующие статистические соотношения.

$$\text{ОТН1} = \frac{W_{i \max}}{W_{i \min}}; \quad (4.5)$$

$$\text{ОТН2} = \frac{W_{i \max} - W_{i \min}}{W_0}; \quad (4.6)$$

$$\text{ОТН3} = \frac{W_{i \max}}{W_0}, \quad (4.7)$$

где  $W_0 = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N W_i$ ; N – число опытных точек.

Для сравнения вариации в разных совокупностях пользовались относительными показателями, в частности, процентным отношением среднего линейного отклонения к средней арифметической:

$$\Psi = \frac{\sum_{i=1}^N |W_i - W_0|}{N \cdot W_0} \cdot 100\%. \quad (4.8)$$

Среднее квадратическое отклонение данной выборки оценивали по формуле:

$$\sigma = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^N \left( \frac{W_i - W_0}{W_0} \right)^2}}{N} \cdot 100\%. \quad (4.9)$$

Параметр  $\Psi$  характеризует средний разброс, а величина ОТН2 является мерой асимметрии потока.

Среднее отклонение  $\Psi$  обладает тем преимуществом, что оно менее чувствительно к изменению формы распределения, чем среднее квадратическое отклонение или размах (Джонсон, Лион 1980).

Величину стандартного среднего квадратического отклонения по радиусу аппарата с зернистым слоем вычисляли по формуле:

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^m W_i^2 - \frac{1}{m} \cdot \left( \sum_{i=1}^m W_i \right)^2}{1 - m}}. \quad (4.10)$$

Коэффициент вариации определяли по формуле:

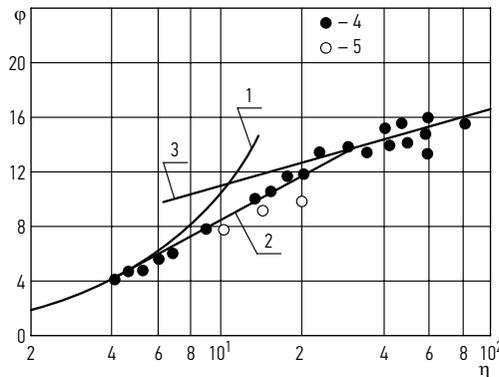
$$V = \frac{s}{W_0} \cdot 100\%. \quad (4.11)$$

Учитывая большой массив экспериментальных точек в каждом опыте (128–424 точки), статистическую обработку измеренных значений  $W_i$  производили с помощью ЭВМ типа IBM-370/148 по разработанной нами программе (Пушнов и др. 1980в) на языке APL.

## 4.5. Влияние основных параметров на газораспределение в цилиндрических аппаратах с зернистым слоем по результатам наших опытов

### Предварительные опыты

Для того, чтобы убедиться в надежности результатов, получаемых по исследованию аэродинамики аппаратов с зернистым слоем, была проведена серия предварительных опытов в пустой трубе  $\varnothing 94$  мм, снабженной участком гидродинамической стабилизации. Во время этих опытов измеряли поле скоростей вблизи стенки трубы. Как видно из данных, представленных на рис. 4.21, результаты наших опытов удовлетворительно коррелируются с классическим теоретическим профилем скорости в пустом канале в универсальных безразмерных полулогарифмических координатах  $\varphi = f(\eta)$ , а также с опытными дан-



**Рис. 4.21.** Профиль скорости в пустом аппарате в универсальных полулогарифмических координатах  $\varphi = f(\eta)$ : 1–3 – теоретический профиль скорости в пограничном слое, переходной области и турбулентном ядре потока соответственно; 4 – опытные точки МВТУ им. Н. Э. Баумана (Теория теплообмена 1969); 5 – результаты наших опытов в аппарате диаметром 94 мм

ными работы (Теория тепломассообмена 1969). На рис. 4.21 приняты следующие обозначения:

$$\varphi = \frac{W}{V^*}; \quad V^* - \text{динамическая скорость};$$

$$V^* = \sqrt{\frac{\Delta P \cdot R}{2 \cdot H \cdot \rho}}; \quad (4.12)$$

$$\eta = \frac{y \cdot V^*}{\nu}, \quad (4.13)$$

где  $\Delta P$  – потери напора,  $H$  – высота канала,  $R$  – радиус канала,  $\rho$  – плотность газа,  $\nu$  – кинематическая вязкость газа,  $y$  – расстояние от стенки канала.

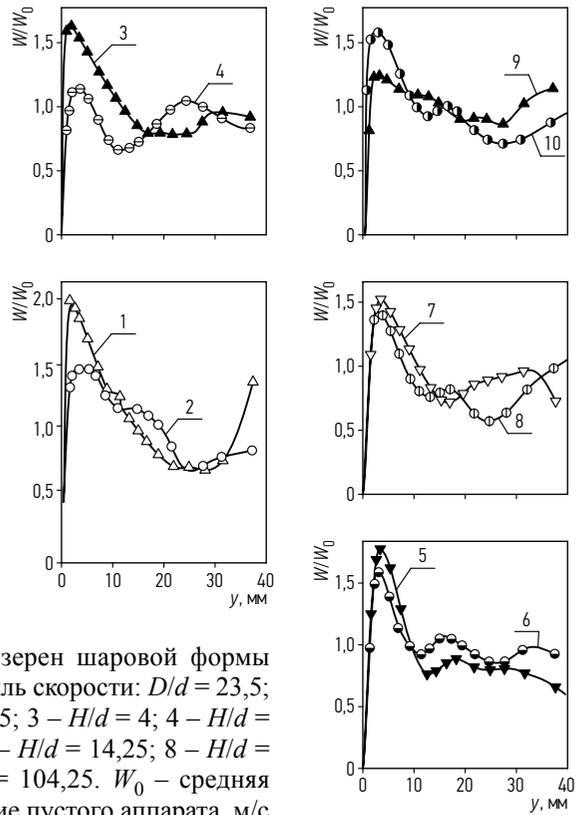
#### 4.5.1. Влияние высоты зернистого слоя на газораспределение

Для оценки влияния высоты слоя зерен  $H$  на профиль скорости была проведена серия опытов с металлическими шарами  $d = 4; 6; 9,5$  и  $14$  мм в аппарате  $D = 94$  мм. Режимы и характеристики слоев приведены в табл. 4.6. Результаты некоторых опытов с шарами  $\varnothing 4$  мм показаны на рис. 4.22.

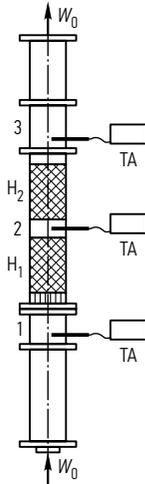
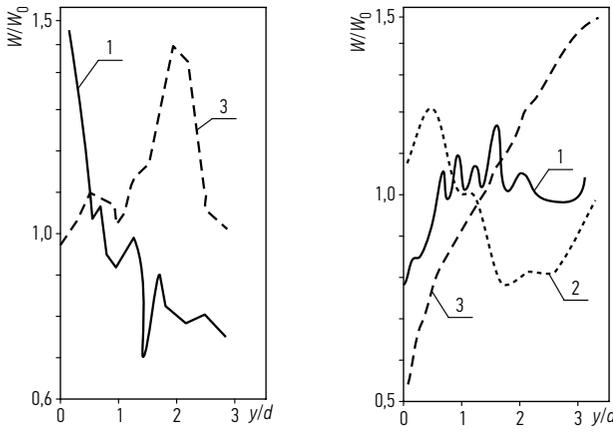
**Таблица 4.6.** Характеристика НЗС и гидродинамических режимов в опытах по исследованию участка гидродинамической стабилизации потока

$d$ , мм	$D/d$	$W_0$ , м/с	$H/d$
4,0	23,5	1,0	1; 2,5; 4,5; 6,25; 9,5; 14,3; 24,2; 54,3; 104
6,0	15,7	0,4; 1,0; 2,0; 2,0	17; 33,4; 50; 67; 2,7; 6,2; 9,5; 12,8; 16,2; 19,5; 27,8; 52,8
9,5	9,9	2,0	1; 3; 5; 10; 21; 30; 42
14	6,5	2,0	3,5; 7; 14; 21; 28,6
14	6,5	0,4; 0,8; 1,0; 1,6; 2,0	1; 2; 3; 4,0

Как свидетельствуют результаты экспериментов с шарами при разных  $H$  и  $d$ , с увеличением  $H$  наблюдается тенденция к снижению высоты пристенного всплеска скорости потока. Ширина пристенного всплеска скорости  $W$  при этом остается примерно постоянной. Вместе с тем, как это видно, например, из данных, приведенных на рис. 4.22, радиальное распределение осредненных по кольцам локальных скоростей перестраивается по высоте НЗС. Специальная серия опытов по синхронному измерению профиля  $W$  на входе потока в НЗС в разрыве между слоями и на выходе из НЗС показала, что перестроение потока начинается уже на входе в слой зерен ( $l \cong 1d$ ) и продолжается от слоя к слою (см. рис. 4.23). Причем перестроение это носит стохастический характер. Последующие опыты проводили при  $H \geq 400$  мм.



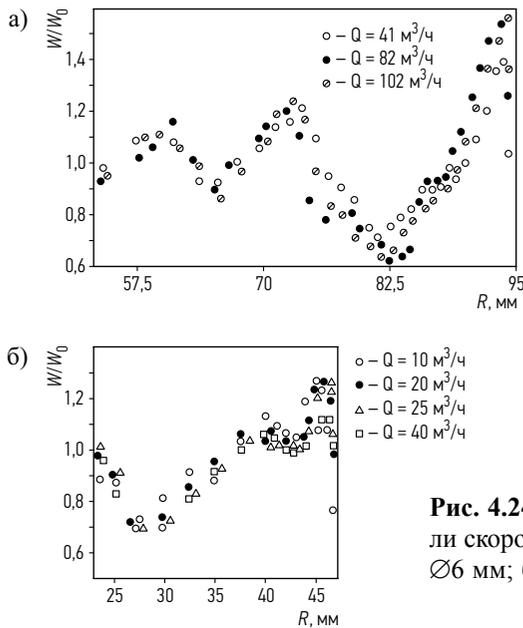
**Рис. 4.22.** Влияние высоты слоя зерен шаровой формы  $\varnothing 4$  мм в аппарате  $\varnothing 94$  мм на профиль скорости:  $D/d = 23,5$ ;  $W_0 = 1$  м/с; 1 –  $H/d = 1$ ; 2 –  $H/d = 2,5$ ; 3 –  $H/d = 4$ ; 4 –  $H/d = 5$ ; 5 –  $H/d = 6,25$ ; 6 –  $H/d = 9,25$ ; 7 –  $H/d = 14,25$ ; 8 –  $H/d = 24,25$ ; 9 –  $H/d = 54,25$ ; 10 –  $H/d = 104,25$ .  $W_0$  – средняя скорость в расчете на полное сечение пустого аппарата, м/с



**Рис. 4.23.** Синхронные измерения профиля скорости на входе в НЗС (сечение I) в разрыве (сечение 2) и на выходе потока газа из НЗС (сечение 3) в аппарате  $\varnothing 98$  мм с шарами  $\varnothing 14$  мм. Зазор в разрыве (сечение 2) составлял 17 мм;  $H_1 = 210$  мм ( $17d$ ),  $H_2 = 223$  мм ( $18d$ ); ТА – датчики скорости

### 4.5.2. Влияние скорости газового потока на газораспределение в зернистом слое

Результаты наших опытов с шарами  $\varnothing 6$  мм в цилиндрических аппаратах  $\varnothing 94$  мм и  $\varnothing 190$  мм представлены на рис. 4.24, на котором показаны типичные профили  $\frac{W}{W_0} = f(R)$  для различных расходов воздуха  $Q$ . В табл. 4.7 приведены значения  $W_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$  зависимости от средней скорости  $W_0$  по результатам опытов с шарами в аппарате  $\varnothing 94$  мм ( $H = 400$  мм).



**Рис. 4.24.** Влияние расхода воздуха  $Q$  на профили скорости  $W/W_0$ : а) аппарат  $\varnothing 190$  мм с шарами  $\varnothing 6$  мм; б) аппарат  $\varnothing 94$  мм с шарами  $\varnothing 6$  мм

**Таблица 4.7.** Значения отношения  $W_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$  в зависимости от скорости потока  $W_0$

№ п.п.	$W_0$ , м/с	$W_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$	
		$d = 14$ мм	$d = 6$ мм
1	0,61	1,05	–
2	0,87	–	1,28
3	1,16	1,03	1,26
4	1,44	1,03	–
5	1,78	–	1,15
6	2,3	1,03	1,13
7	2,7	1,02	–

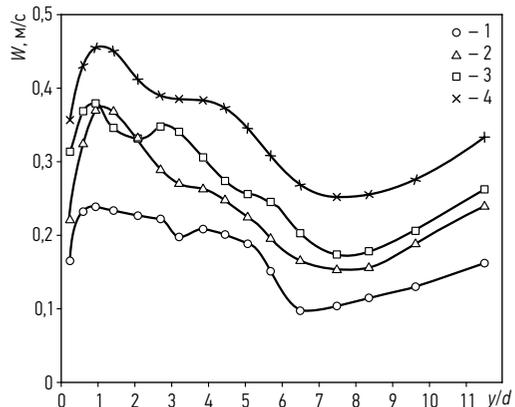
Из этих данных следует, что с ростом  $W_0$  наблюдается некоторое уменьшение отношения  $W_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$  и сглаживание профиля скорости, что можно объяснить значительным увеличением потери напора в пристенной области по сравнению с остальной частью аппарата. Из таблицы также видно, что с уменьшением размера зерна значение  $W_{\max}^{\text{пр.3}}$  в пристенной области увеличивается. Например, в аппарате  $\varnothing 94$  мм (см. рис. 4.25) с ростом  $W_0$  от 0,18 м/с до 0,36 м/с усредненная по кольцам скорость  $W$  вблизи стенки возрастает с 0,24 м/с до 0,46 м/с. Характерно, что профили становятся по существу симбатными, начиная с  $W_0 \geq 0,25$  м/с.

Эффективность работы контактных и адсорбционных аппаратов, в особенности для процессов тонкой адсорбционной очистки, существенно зависит от среднего и локального времени пребывания потока в зоне адсорбции, то есть от величины и распределения экстремальных скоростей газа в поперечном сечении аппарата.

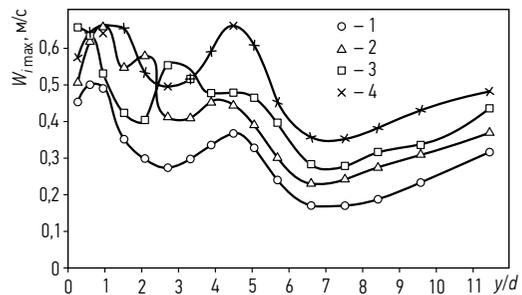
В связи с этим ниже рассмотрено установленное экспериментально влияние ряда факторов на величину и распределение экстремальных скоростей.

На рис. 4.26 и 4.27 приведены экстремальные значения  $W_{i \max}$  и  $W_{i \min}$  при различных расходах газа. Описывающие их кривые носят характер затухаю-

**Рис. 4.25.** Влияние средней скорости потока  $W_0$  на профиль усредненной по измерительным кольцам скорости в аппарате  $\varnothing 94$  мм, загруженном углем СКТ-2;  $H = 500$  мм. 1–4 – соответственно  $W_0 = 0,18; 0,25; 0,29; 0,36$  м/с

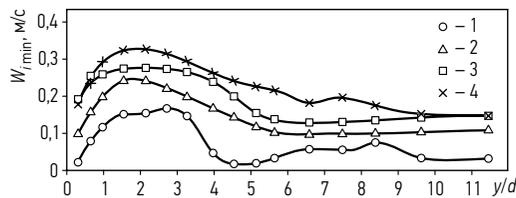


**Рис. 4.26.** Влияние средней скорости потока  $W_0$  на распределение максимальных локальных скоростей  $W_{i \max}$  в поперечном сечении аппарата  $\varnothing 94$  мм, загруженного углем СКТ-2: 1–4 – соответственно  $W_0 = 0,18; 0,25; 0,29; 0,36$  м/с

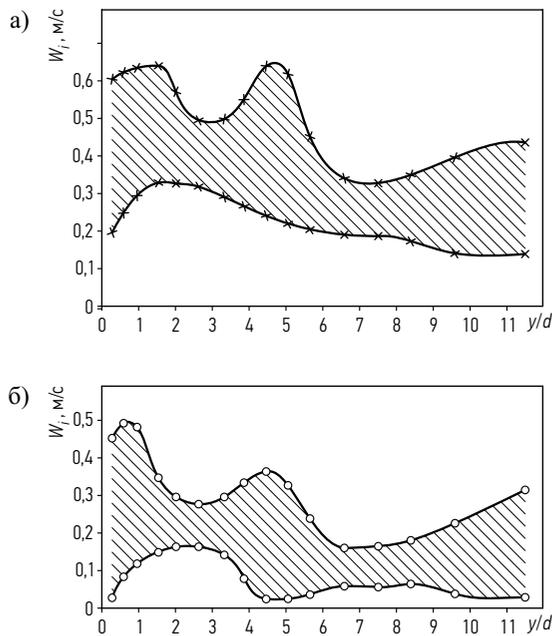


щих к центру аппарата синусоид. Сравнение результатов, полученных при  $W_0 = 0,36$  м/с и  $0,18$  м/с (см. рис. 4.28), показывает, что в пристенной области максимальный разброс возможных значений  $W_{i \max}/W_{i \min}$  в первом случае равен 1,85, во втором 22,5, а в центре аппарата соответственно 3,0 и 10,0. Это свидетельствует о том, что, во-первых, неравномерность увеличивается с уменьшением  $W_0$ , а во-вторых, локальные неоднородности в центральной части аппарата могут в отдельных случаях превосходить таковые в пристенной области. Этот вывод подтверждают и результаты опытов в аппарате  $\varnothing 0,67$  м, загруженном силикагелем КСМГ, приведенные на рис. 4.29.

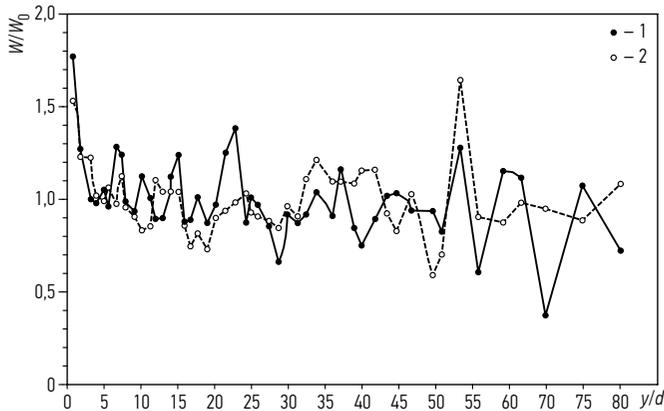
Вместе с тем возрастание локальной скорости потока  $W$  вблизи стенки отмечается практически во всех опытах. В то же время всплески вдали от стенки носят случайный характер и вызваны местными нарушениями структуры уклад-



**Рис. 4.27.** Влияние средней скорости потока  $W_0$  на распределение минимальных локальных скоростей газового потока в поперечном сечении аппарата  $\varnothing 94$  мм, загруженного углем СКТ-2: 1–4 – соответственно  $W_0 = 0,18; 0,25; 0,29; 0,36$  м/с



**Рис. 4.28.** Распределение экстремальных значений локальных скоростей газового потока  $W_i$  в аппарате  $\varnothing 94$  мм, загруженном углем СКТ-2, на высоту  $H = 0,5$  м при разных средних скоростях  $W_0$ : а)  $W_0 = 0,36$  м/с; б)  $W_0 = 0,18$  м/с



**Рис. 4.29.** Профили безразмерной скорости в аппарате  $\varnothing 670$  мм, загруженном гранулированным силикагелем (без сколотых кусков) марки КСМГ. Зерна фракции 3–5 мм, высота загрузки  $H = 200$  мм

ки зерен, образованием макросводов в этой части аппарата. На это, в частности, указывает совпадение координат максимального всплеска вдали от стенки ( $Y/d = 53,5$ ) в аппарате  $\varnothing 0,67$  м при разных расходах газа (см. рис. 4.29). Это подтверждают и результаты опытов в аппарате  $\varnothing 0,094$  м, где координата максимальной скорости  $W_i(Y/d = 4,5)$  также сохраняется при изменении  $W_0$  (см. рис. 4.28).

Следует отметить, что в целом обсуждаемые особенности газораспределения в НЗС, представленные на рис. 4.25–4.29, качественно согласуются с данными работы (Баснер и др. 1981), в которой показано, что наиболее рыхлая структура укладки зерен может быть как у стенки аппарата, так и вдали от нее.

Результаты опытов, проведенных в аппарате  $\varnothing 0,67$  м по оценке влияния скорости на влагораспределение, представлены в таблице 4.8, а результаты, полученные в аппарате  $\varnothing 1,8$  м, – в таблице 4.9.

Завершая раздел о влиянии режима течения на газораспределение в аппаратах с зернистым слоем, можно заключить, что с уменьшением числа Рейнольдса неравномерность газораспределения в аппаратах большого диаметра с углем и силикагелем возрастает. Это подтверждает анализ таблиц 4.8, 4.9 и 4.10 (см. ниже раздел 4.5.3).

**Таблица 4.8.** Результаты опытов в аппарате  $\varnothing 0,67$  м с газораспределительным устройством (ГРУ) на входе, загруженном силикагелем ( $d_3 = 0,00123$  м),  $H = 200$  мм

№ п. п.	$W_0$ , м/с	$Re_3$	$\Psi$ , %	$\sigma$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН.2	ОТН.3
1	0,183	17,2	50,2	3,2	0,67	3,6	3,65
2	0,249	23,4	40,6	2,6	0,69	2,73	2,77
3	0,329	31,0	32,1	2,2	1,29	3,89	3,9

**Таблица 4.9.** Результаты опытов в аппарате  $\varnothing 1,8$  м без ГРУ, загруженном силикагелем ( $d_3 = 0,00123$  м),  $H = 400$  мм

№ п. п.	$W_0$ , м/с	$Re_3$	$\Psi$ , %	$\sigma$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН.2	ОТН.3
1	0,14	1,4	177,6	23,6	0,48	33,2	33,3
2	0,012	1,1	164	21,5	0,39	32,6	32,7
3	0,022	2,1	141,7	13,2	0,37	16,6	16,6
4	0,038	3,6	105,6	7,8	0,36	9,5	9,5
5	0,082	7,7	78,2	4,8	0,47	5,7	5,7
6	0,106	10,0	36,4	3,3	0,975	9,2	9,2
7	0,138	13,0	33	2,7	0,7	5,1	5,1
8	0,164	15,4	27	1,8	0,52	3,2	3,2

Сопоставляя результаты опытов, приведенные на рис. 4.30, а также зависимости, представленные на рис. 4.31 и 4.32, можно сделать вывод о том, что при уменьшении числа Рейнольдса  $Re_3 \leq 30-40$  неравномерность газораспределения резко возрастает. Здесь число Рейнольдса  $Re_3$  отнесено к эквивалентному диаметру зерна  $d_3$ :

$$Re_3 = \frac{d_3 \cdot W_0}{\nu \cdot \varepsilon}; \quad (4.14)$$

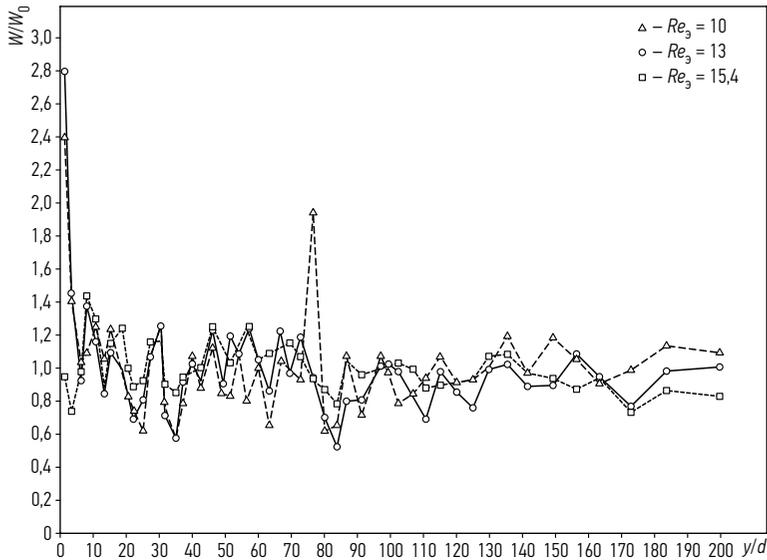
$$d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_3}, \quad (4.15)$$

где  $\varepsilon$  – порозность зернистого слоя,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $S_3$  – удельная поверхность зернистого слоя,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $W_0$  – средняя скорость газового потока, отнесенная к полному сечению пустого аппарата, м/с.

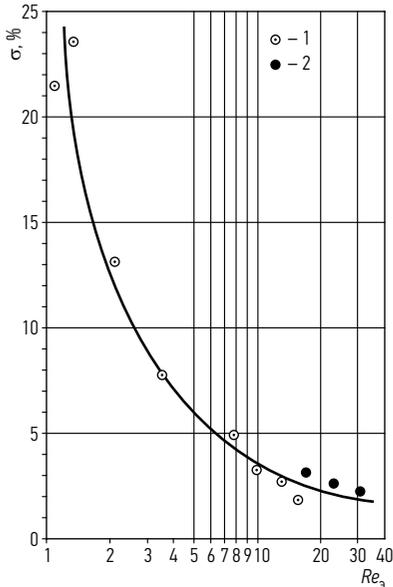
На рис. 4.31 и 4.32 приняты следующие обозначения:  $\psi$  – средний размер локальных значений  $W_i$  относительно величины средней скорости  $W_0$ ;  $\sigma$  – среднее квадратичное отклонение данной выборки.

Отмеченная тенденция возрастания неравномерности газораспределения с уменьшением числа Рейнольдса наблюдается и в аппаратах с металлическими шарами (рис. 4.33), а также в аппаратах с зёрнами в виде цилиндриков (см. рис. 4.34). Как видно из данных графической зависимости, приведенной на рис. 4.34, результаты наших опытов хорошо согласуются с данными работ (Чукин, Кузнецов 1966, 1967).

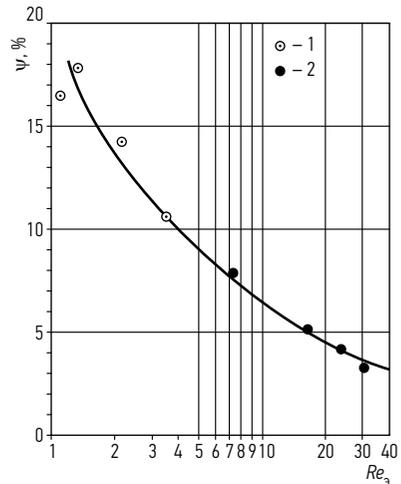
При уменьшении чисел Рейнольдса ниже  $Re_3 = 20-30$  наступает резкая деформация профиля скорости. Практически большая часть потока газа идет вблизи стенки аппарата.



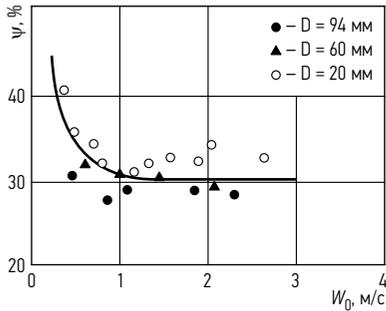
**Рис. 4.30.** Влияние числа Рейнольдса на профиль скорости в аппарате  $\varnothing 1,8$  м, загруженном силикагелем КСМГ:  $y$  – расстояние от стенки аппарата, мм;  $d$  – диаметр зерна, мм



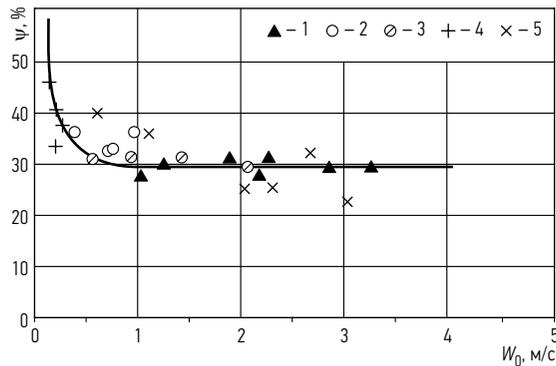
**Рис. 4.31.** Зависимость  $\sigma = f(Re_3)$  по результатам опытов в аппаратах  $\varnothing 1,8$  м (1) и  $\varnothing 0,67$  м (2), загруженных силикагелем КСМГ



**Рис. 4.32.** Зависимость  $\psi = f(Re_3)$  по результатам опытов в аппаратах  $\varnothing 1,8$  м (1) и  $\varnothing 0,67$  м (2), загруженных силикагелем КСМГ: 1 – опыты в аппарате  $\varnothing 1,8$  м; 2 – опыты в аппарате  $\varnothing 0,67$  м



**Рис. 4.33.** Влияние величины  $W_0$  на средний разброс локальных скоростей  $\psi$  в аппаратах разного диаметра, загруженных шарами  $\varnothing 6$  мм.  $D$  – диаметр аппарата, мм



**Рис. 4.34.** Влияние величины  $W_0$  на средний разброс локальных скоростей  $\psi$  для зерен разной формы при постоянной величине отношения  $D/d = 10$ . Наши опыты в сравнении с нашей обработкой опытных данных Чукина (Чукин, Кузнецов 1966, 1967): 1 – шары  $d = 9,5$  мм в аппарате  $D = 94$  мм; 2 – шары  $d = 6$  мм в аппарате  $D = 60$  мм; 3 – дробь фракции 2–3 мм в аппарате  $D = 40$  мм; 4 – цилиндрики угля СКТ-2  $d = 3,3$  мм в аппарате  $D = 40$  мм; 5 – опыты Чукина (Чукин, Кузнецов 1966, 1967)

При числах  $Re_3 \geq 30-40$ , наоборот, зависимости  $\sigma = f(Re_3)$   $\psi = f(Re_3)$  носят близкий к автомодельному характер как в слое шаров, так и в слое цилиндриков. Этот результат согласуется с расчетными данными теоретической работы (Vortmeyer, Schuster 1983).

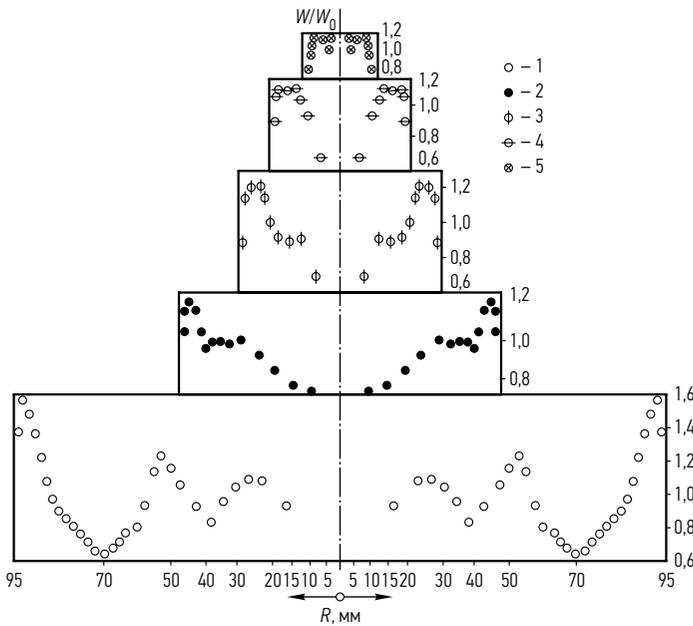
Установленная нами закономерность увеличения неравномерности потока и возрастания байпасирующей через узкую пристенную область части потока связана с изменением соотношения сопротивлений в центральной и пристенной областях НЗС при уменьшении числа Рейнольдса  $Re_3 < 40$ .

#### 4.5.3. Влияние геометрических размеров аппарата, зерен и формы частиц на газораспределение в зернистом слое

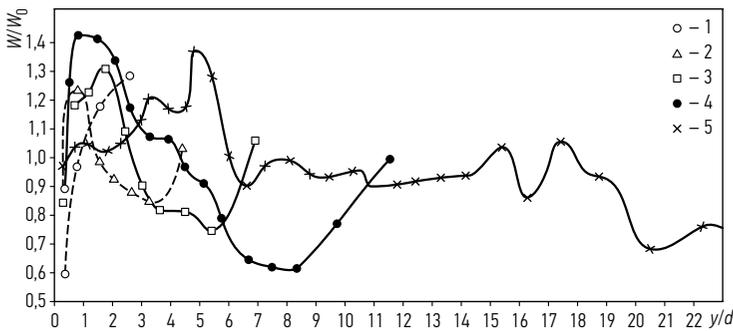
Динамика изменения профиля  $W/W_0 = f(R)$  в слое шаров при  $d = \text{const}$  и  $W = \text{const}$  по мере уменьшения  $D$  показана на рис. 4.35. Как это видно из рисунка, постепенно сближаются пристенные области с повышенной  $W$  и при  $D/d = 3,3$

формируется профиль с  $W_{\max}$  вблизи оси симметрии аппарата. При  $D/d > 10$ , наоборот, профиль скорости имеет характер постепенно затухающей к центру аппарата синусоиды.

На рис. 4.36 приведены типичные профили скорости  $W/W_0 = f(y/d)$ , измеренные в аппаратах с разным  $D$ . Они указывают на характерное увеличение скорости вблизи стенки аппарата во всем изученном диапазоне  $D/d = 6-58$ .



**Рис. 4.35.** Профили скорости в аппаратах разного диаметра с шарами  $\varnothing 6$  мм при  $W_0 = 1$  м/с: 1 –  $D = 190$  мм; 2 –  $D = 94$  мм; 3 –  $D = 60$  мм; 4 –  $D = 40$  мм; 5 –  $D = 20$  мм

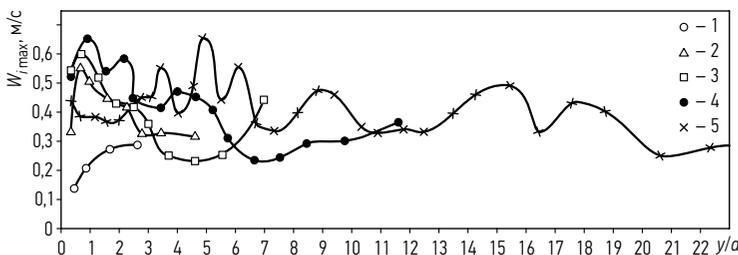


**Рис. 4.36.** Профили скорости в аппаратах разного диаметра, загруженных углем СКТ-2 на высоту  $H = 0,5$  м.  $W_0 = 0,2$  м/с (const). 1–5 – соответственно аппараты  $\varnothing 20, 40, 60, 94, 190$  мм

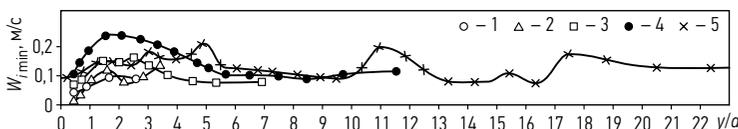
В пристенной области максимальная величина относительной скорости  $W/W_0 = 1,2-1,4$  при  $Re_3 \approx 20$ . Наряду с этим имеются всплески скорости вдали от стенки аппарата.

Причина этого явления обсуждалась выше. Сравнение рис. 4.36 с рис. 4.35 указывает на то, что у зерен нешаровой формы (цилиндрики СКТ-2) образование сводов, по-видимому, более вероятно. Подробно теория образования макросводов рассматривается в работе (Lyczkowski 1982). Видимо, в аппаратах большого  $D$ , в которых обеспечить равномерную загрузку в весь объем аппарата при существующих методах загрузки в навал, по общему мнению (Волков и др. 1979, 1984; Гольдштик 1984; Гольдштик и др. 1985; Seko *et al.* 1982), чрезвычайно трудно, вероятность образования таких макросводов или же макроуплотнений с резко отличающейся от остальной части НЗС порозностью возрастает. Это видно и из результатов наших опытов в аппарате  $\varnothing 670$  мм, приведенных на рис. 4.29.

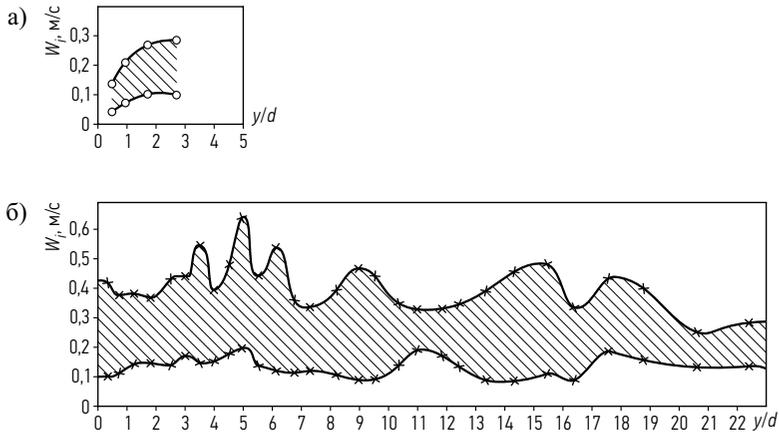
На рис. 4.37 и 4.38 показано влияние  $D$  на экстремальные значения локальных скоростей. Как это видно из результатов опытов при  $Re_3 \approx 20$  (см. рис. 4.39), максимальный разброс локальных скоростей  $W_{\max}/W_{\min}$  в пристенной области в аппарате  $D = 20$  мм составляет 3, в аппарате  $D = 190$  мм – 3,2, в центре аппаратов соответственно 3 и 3. Таким образом, увеличение диаметра аппарата  $D$  при  $W_0 \approx 0,2$  м/с в диапазоне  $D/d = 6-58$  незначительно сказывается на локальном разбросе экстремальных значений скорости. Это подтверждают и данные таблицы 4.10, в которой приведены результаты обработки наших опытов с углем СКТ-2.



**Рис. 4.37.** Влияние диаметра аппарата на распределение максимальных локальных скоростей: 1–5 – соответственно аппараты  $\varnothing 20, 40, 60, 94$  и  $190$  мм с углем СКТ-2



**Рис. 4.38.** Влияние диаметра аппарата на распределение минимальных локальных скоростей при  $W_0 = 0,2$  м/с. Обозначение точек такое же, как и на рис. 4.37



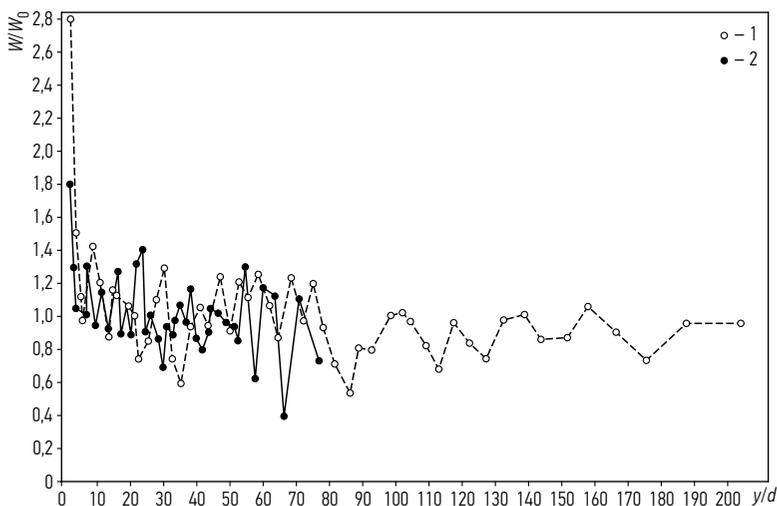
**Рис. 4.39.** Распределение экстремальных значений локальных скоростей газового потока  $W_i$  в аппаратах разного диаметра с углом СКТ-2 при  $W_0 = 0,2$  м/с: а) аппарат диаметром  $D = 20$  мм; б) аппарат диаметром  $D = 190$  мм

**Таблица 4.10.** Результаты наших опытов в цилиндрических аппаратах с углом СКТ-2 ( $d_3 = 0,00122$ )

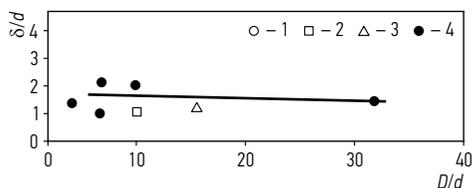
$D$ , мм	$D/d$	$W_0$ , м/с	$\Psi$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	$W_{i \min}$ , м/с	$Re_3$
20	6,36	0,026	82,7	0,09	0,01	2,4
		0,055	58,2	0,14	0,01	5,1
		0,13	32,0	0,28	0,04	12,1
40	12,7	0,14	46,2	0,4	0,01	13,0
		0,199	39,3	0,55	0,01	18,5
		0,233	34,2	0,55	0,01	21,7
		0,276	38,8	0,63	0,09	25,7
60	19	0,176	45,8	0,54	0,01	16,4
		0,221	36,4	0,6	0,07	20,6
		0,292	39,7	0,84	0,09	27,2
		0,325	32,9	0,9	0,08	30,3
94	30	0,181	38,5	0,51	0,01	16,9
		0,254	33,2	0,66	0,09	23,7
		0,29	28,8	0,67	0,12	27,0
		0,359	25,0	0,67	0,14	33,4
190	60	0,075	65,8	0,24	0,01	7,0
		0,157	52,4	0,5	0,01	14,6
		0,259	29,5	0,67	0,07	24,1

Для организации технологического процесса в аппаратах емкостного типа практически важно также оценить влияние значительного увеличения диаметра аппарата  $D$  на профиль скорости. Безразмерные профили скорости в виде зависимости  $W/W_0 = f(y/d)$  в аппаратах  $\varnothing 670$  мм и  $\varnothing 1800$  мм, заполненных гранулированным силикагелем типа КСМГ, приведены на рис. 4.40. Как видно из рисунка, безразмерные профили скорости в этих аппаратах при одинаковом способе загрузки и близких значениях чисел Рейнольдса мало отличаются друг от друга.

Что касается влияния диаметра зерна на газораспределение в аппаратах с неподвижным зернистым слоем, то доработка и анализ полученных результатов для слоя шаров при  $H = \text{const}$  в виде зависимостей  $\delta/d = f(d)$  и  $\delta/d = f(D/d)$  показали, что эта зависимость имеет автомодельный характер (см. рис. 4.41). Здесь отношение  $\delta/d$  является безразмерной величиной ширины пристенной области  $\delta$  с повышенным удельным расходом воздушного потока, выраженной в диаметрах зерна  $d$ , в данном случае – шаров. Причем  $\delta/d \cong 2$ . Указанные результаты получены нами в пределах  $W_0 = 0,5\text{--}2,0$  м/с и согласуются с опытами Струминского и Павлюхиной (1981) с зёрнами катализатора.



**Рис. 4.40.** Влияние диаметра аппарата с зернистым слоем  $D$  на профиль скорости: 1 –  $D = 1,8$  м;  $H = 0,4$  м;  $W_0 = 0,1$  м/с; 2 –  $D = 0,67$  м;  $H = 0,2$  м;  $W_0 = 0,18$  м/с



**Рис. 4.41.** Зависимость  $\delta/d = f(D/d)$  для шаров.  $D = 94$  мм (const): 1 –  $d = 14$  мм; 2 –  $d = 9,5$  мм; 3 –  $d = 6$  мм;  $D = \text{var}$ ; 4 –  $d = 6$  мм (const)

Значительный интерес представляет анализ влияния формы частиц на особенности газораспределения в зернистом слое.

Результаты наших опытов по исследованию газораспределения в цилиндрических аппаратах разного диаметра  $D$ , загруженных шарами и зернами СКТ-2 в виде цилиндров, а также гранулами силикагеля КСМГ, показывают, что форма зерен мало влияет на особенности профиля скорости в координатах  $W/W_0 = f(y/d)$  (см. рис. 4.35–4.38 и 4.42). Все характерные особенности газораспределения, установленные для частиц шаровой формы, можно распространить на частицы цилиндрической формы в идентичном диапазоне чисел Рейнольдса. Эту закономерность можно объяснить близкой структурой укладки зерен шаровой и цилиндрической формы.

Рассмотрим влияние переукладки верхнего слоя зерен на газораспределение в нем.

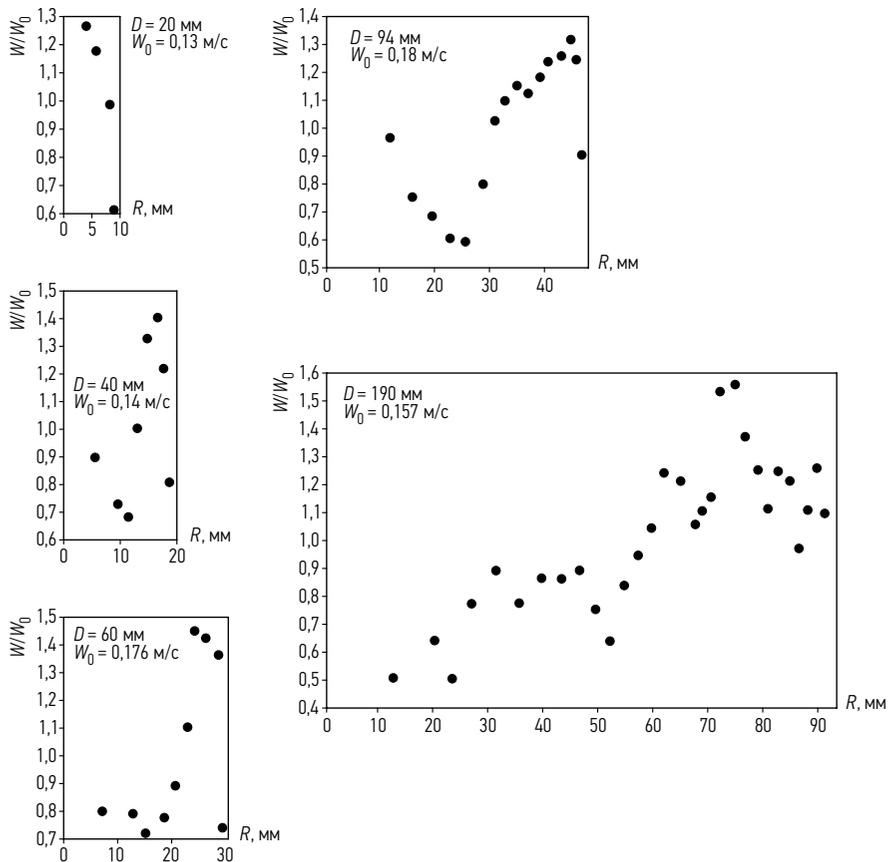
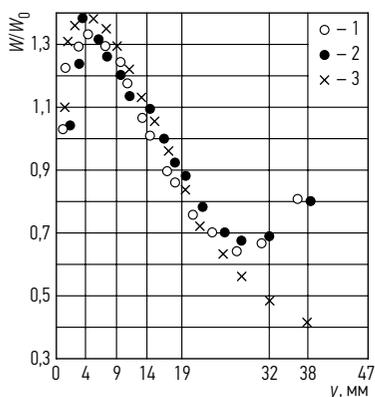


Рис. 4.42. Профили скорости в аппаратах разного диаметра, загруженных углем СКТ-2

В работах (Leroy, Froment 1977), а также (Кленов, Матрос 1985б) высказывалось мнение о значительном влиянии последнего по ходу движения газового потока ряда зерен на характерный профиль скорости. Для проверки этого нами был поставлен специальный опыт, во время которого измеряли профили  $W$  до и после переукладки верхнего слоя шаров  $d = 14$  мм в аппарате  $D = 94$  мм, а также после перегрузки всех шаров. Переукладка заключалась в дополнительном разравнивании верхнего слоя. Как видно из результатов опытов, представленных на рис. 4.43, полная перегрузка аппарата при сохранении постоянным общего количества загружаемых шаров и способа загрузки не оказала практического влияния ни на пристенный характерный всплеск скорости, ни на профиль в центральной части аппарата с НЗС. Этот результат согласуется с данными работы (Ziolkowska *et al.* 1983a).



**Рис. 4.43.** Влияние способа загрузки на профиль скорости при постоянном числе зерен ( $H = 200$  мм) и расходе газового потока  $50$  м<sup>3</sup>/час: 1 – обычная загрузка; 2 – повторная загрузка; 3 – после дополнительного разравнивания верхнего слоя шаров

На том же рисунке приведены результаты опытов, полученные после переукладки верхнего слоя шаров в аппарате. И в этом случае всплеск  $W$  вблизи стенки полностью сохранил свою величину. Это согласуется с данными опытов Струминского и Павлюхиной (1981). Вместе с тем переукладка верхнего слоя шаров вызвала заметные изменения профиля скорости в относительно небольшой центральной части зернистого слоя, на которую в данном случае приходится примерно 13% объема аппарата. Последнее объясняется нечетным числом шаров, укладываемых по диаметру аппарата. Заметим, что этот эффект имеет место лишь при  $D/d < 10$ .

Таким образом, возрастание скорости потока в пристенной области аппарата с зернистым слоем нельзя объяснить влиянием только одного верхнего слоя зерен, поскольку после выравнивания поверхностного слоя анизотропия продолжает оставаться в остальной части аппарата (Струминский, Павлюхина 1981). Причина появления неравномерности поля  $W$  в пристенной области заключается в особенностях структуры укладки зерен во всем объеме аппарата с зернистым слоем.

## 4.6. Общие гидродинамические характеристики газового потока в зернистом слое

### 4.6.1. Интенсивность турбулентности потока в аппаратах с зернистым слоем

При осуществлении процессов тепло- и массообмена в присутствии НЗС в химических реакторах, а также теплообмена в высокотемпературных газоохладяемых ядерных реакторах с шаровыми тепловыделяющими элементами в ядерной энергетике важное значение имеет не только пространственная, но и временная неоднородность потока, характеризующаяся пульсационной составляющей скорости (Матрос 1982; Зданавичюс, Маргис 1981; Каминский и др. 1982; Дидушинский 1972; Пушнов и др. 1980а; Субботин и др. 1975; Скворцов и др. 1978). Она представляет интерес также и при решении задач масштабного перехода (Масштабный ... 1980; Субботин и др. 1975).

В этой связи была проведена серия опытов по синхронному измерению распределения пульсационной и постоянной составляющих скорости в поперечном сечении аппаратов на выходе газового потока из НЗС.

Интенсивность турбулентности газового потока оценивали через соотношение (Пушнов и др. 1980а):

$$Tu = \frac{\sqrt{W_i'^2}}{W_i} \cdot 100\%, \quad (4.16)$$

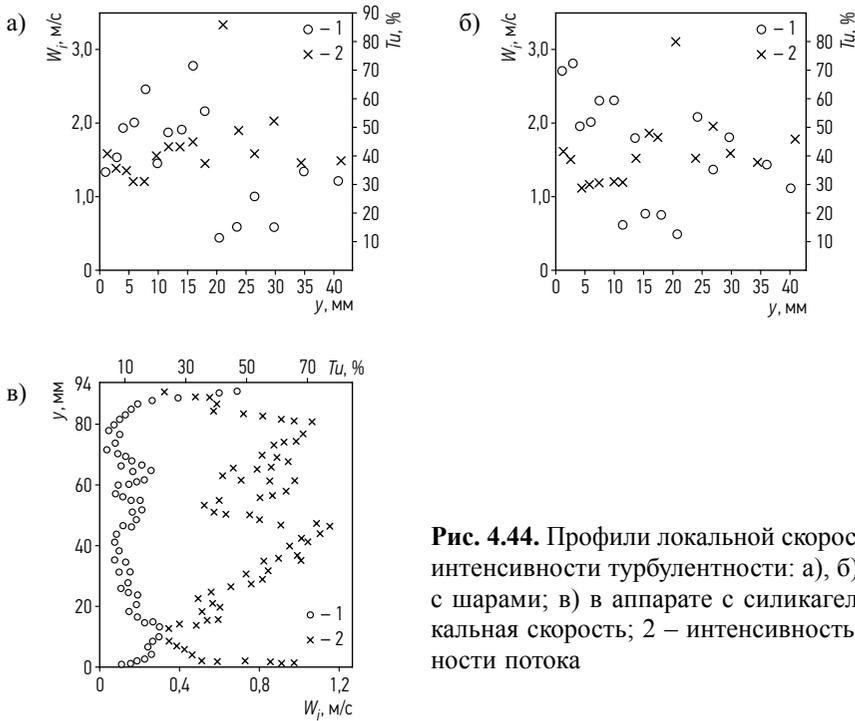
где  $W_i'^2$  – пульсационная составляющая скорости потока;  $W_i$  – средняя скорость потока в данной точке аппарата.

Результаты опытов с шарами  $\varnothing 14$  мм в аппарате  $\varnothing 98$  мм, а также опытов в аппарате  $\varnothing 94$  мм с кусковым силикагелем  $d_3 = 0,00186$  м;  $\varepsilon = 0,535$  при  $Re_d = 6800$  представлены на рис. 4.44.

Обработка результатов опытов с шарами  $\varnothing 14$  мм в аппарате  $\varnothing 98$  мм показала, что в диапазоне  $W_0 = 0,5-2,0$  м/с величина  $Tu$  составляет 30–50%, а в отдельных точках до 85%. По радиусу аппарата величины  $Tu$  и  $W_i$  изменяются обратно пропорционально друг другу.

Результаты наших опытов с шарами качественно согласуются с данными работ (Mickley *et al.* 1965; Van der Merwe, Gauvin 1971), в которых в слое шаров при числах Рейнольдса  $Re_D = 4780-7010$   $Tu$  составляла 50%, а также с данными Филиппова (1981).

Опыты с зёрнами иной формы (куски силикагеля) показали в целом более высокий, чем для шаров, средний уровень  $Tu = 40-60\%$ . Это объясняется увеличением числа точек контакта зёрен в единице объёма с уменьшением порозности, а также самой формой зёрен, способствующей дополнительной турбулизации потока.



**Рис. 4.44.** Профили локальной скорости потока и интенсивности турбулентности: а), б) в аппарате с шарами; в) в аппарате с силикагелем. 1 – локальная скорость; 2 – интенсивность турбулентности потока

Минимальные значения  $Ti$  в наших опытах с силикагелем и с шарами составляли 20–30% (см. табл. 4.11).

**Таблица 4.11.** Средние и экстремальные значения  $Ti$  в зернах разной формы

№ п. п.	Форма зерен	Экстремальные значения		Среднее значение
		$Ti_{\min}$ , %	$Ti_{\max}$ , %	$Ti_{\text{ср.}}$ , %
1	Шары $\varnothing 14$ мм	30	85	40
2	Силикагель кусковой	20	80	50

В центральной части аппарата с НЗС величина  $Ti$ , как правило, выше, чем вблизи стенки аппарата. Влияние формы зерен на величину  $Ti$  необходимо учитывать, в частности, при осуществлении процессов тепло- и массообмена.

#### 4.6.2. Вектор скорости газового потока в аппаратах с зернистым слоем

В литературе отсутствуют опытные данные по распределению вектора скорости в НЗС. В то же время изучение распределения осредненного течения потока в аппаратах с НЗС имеет большое значение, так как позволяет оценить

общую аэродинамическую обстановку внутри этих аппаратов, линии тока, наличие обратных течений и застойных зон, а также и потому, что резкое изменение вектора скорости должно быть связано с переходом к другому гидродинамическому режиму течения. Ниже приведены некоторые результаты нашего исследования вектора средней скорости в плоском аппарате с тонким НЗС в условиях Z-образного движения газа.

Методика измерения распределения преимущественного направления течения газового потока в условиях зернистого слоя была следующей.

Измерения осуществляли термоанемометром постоянного тока с датчиком, конструкция которого защищена авторским свидетельством на изобретение (А.С. 909640... 1982). Датчик представлял собой две параллельно расположенные спирали из вольфрамовой проволоки  $\varnothing 20$  мкм длиной 10 мм. Наружный диаметр спиралей 0,1 мм, расстояние между осями спиралей  $\sim 1,0$  мм. Спиралы включены в смежные плечи моста термоанемометра и разогреваются постоянным током до температуры  $250^\circ\text{C}$  ( $I = 60$  мА). Мост балансируется при скорости потока  $W_0 = 0$ . Датчик может вращаться вокруг оси, лежащей в плоскости спиралей.

Напряжение разбаланса на выходе имеет экстремальное значение, когда вектор скорости совпадает с плоскостью спиралей, причем знак напряжения зависит от направления вектора скорости. Величина разбаланса максимальна, если вектор скорости перпендикулярен оси спиралей, и слабо зависит от скорости потока воздуха в пределах от 0,2 до 1,0 м/с.

Разбаланс моста происходит вследствие сноса тепла с первой по ходу газа спирали на вторую. Спиральные датчики позволяют определять вектор с точностью  $\pm 2^\circ$  и оказались более чувствительными к изменению вектора скорости, чем обычные ниточные (Краснов и др. 1974).

Таким образом, при изменении вектора скорости газового потока чувствительный элемент датчика помещали в контролируемое место аппарата и поворачивали вокруг оси симметрии. О направлении преимущественного вектора скорости газового потока судили по максимальному сигналу вольтметра. Датчик был предварительно прокальброван в тарировочной трубе на максимальный сигнал при соответствующих рабочих скоростях потока в испытуемом аппарате.

В опытах с тонкослойными аппаратами использовали следующую методику визуализации потока.

В аэродинамике широко используются различные методы визуализации потока, которые, несмотря на свою относительную простоту, позволяют получать существенные результаты (Идельчик 1983; Краснов и др. 1974). При исследовании особенностей аэродинамической обстановки в тонкослойных аппаратах использовались два способа визуализации – с помощью генераторов дыма и

шелковинками (Каган и др. 1979). Подкрашивание потока газа струйками дыма использовали при  $W_0 < 1$  м/с. При больших значениях  $W_0$  наряду с дымами использовали метод шелковинок. Стенки аппарата выполнялись из оргстекла.

Проведенные опыты по визуализации потока позволили качественно оценить размер и форму зон обратных течений, линии тока. Последующие более детальные и прецизионные измерения, проведенные с помощью термоанемометра, подтвердили эти результаты и позволили количественно оценить особенности течения газа в аппаратах с тонким зернистым слоем.

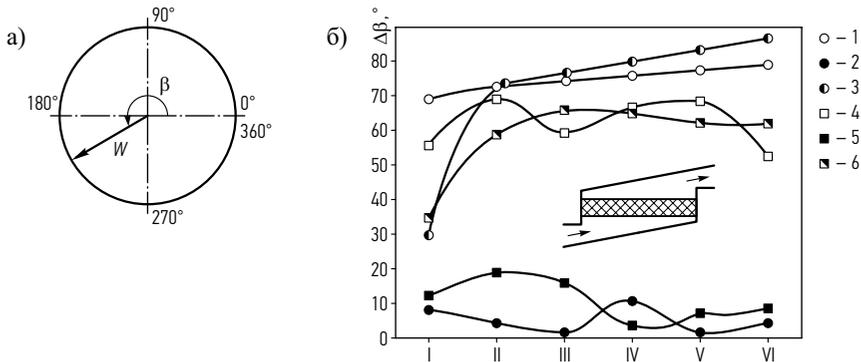
Характеристики опытного аппарата приведены в таблице 4.12. Испытания проводили при скоростях  $W_0 = 0,09–0,5$  м/с. Различные условия на входе газового потока в зернистый слой создавались изменением угла наклона поджигающей пластины в диапазоне  $\alpha$  от  $1,5^\circ$  до  $5^\circ$ , а также направляющими лопатками, которые устанавливались на входе потока в НЗС. В качестве зерен использовали таблетки  $\varnothing 4 \times 10$  мм.  $H = 95$  мм.

**Таблица 4.12.** Характеристики опытного аппарата

Серия опытов №	Угол наклона плоской поджигающей пластины по отношению к горизонтальной кассете с зернистым материалом, $\alpha$ , $^\circ$	Наличие криволинейных поворачивающих направляющих лопаток на входе в кассету с зернистым материалом
1	1,5	Без лопаток
2	1,5	10 лопаток
3	4,0	22 лопатки
4	5,0	Без лопаток

В аппарате было 6 контрольных сечений, расположенных по длине аппарата по ходу газа справа налево. Измерения проводились в 3 параллельных горизонтальных плоскостях: на входе газа с зернистым слоем, непосредственно в слое зерен, а также на выходе из НЗС. Схема отсчета углов направления главного вектора скорости газового потока представлена на рис. 4.45, а. Конструкция аппарата обуславливала преимущественное вертикальное направление газового потока при его течении через кассету с НЗС, что соответствовало углу  $\beta = 270^\circ$ .

Методика обработки результатов была следующей. В каждом из шести сечений по данным локальных измерений вектора скорости вычисляли среднее значение угла направления главного вектора скорости газового потока  $\beta_{cp,j}$ . Затем определяли отклонение угла  $\beta_{cp,j}$  от угла  $\beta = 270^\circ$ , то есть от вертикального направления потока:  $\Delta\beta = 270^\circ - \beta_{cp,j}$ , причем эта разность бралась по модулю.



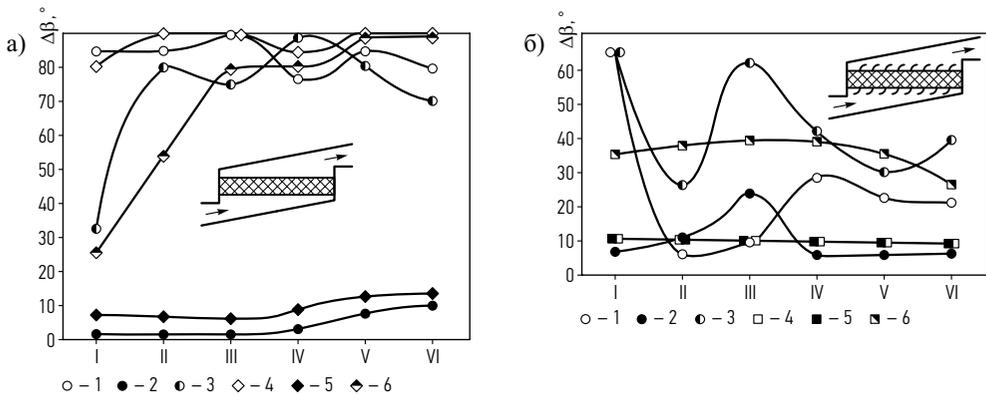
**Рис. 4.45.** Опыты по измерению вектора средней скорости: а) схема отсчета углов направления вектора средней скорости газового потока в кассетном аппарате с НЗС; б) распределение отклонения вектора скорости в аппарате с НЗС без поворотных лопаток при угле наклона поджимающих пластин  $\alpha = 1,5^\circ$  и средних скоростях потока  $W_0 = 0,09$  м/с и  $W_0 = 0,5$  м/с в сечениях I–IV аппарата. При скорости  $W_0 = 0,5$  м/с: 1 – на входе газа в кассету с НЗС; 2 – внутри кассеты с НЗС; 3 – под кассетой с НЗС. То же при скорости  $W_0 = 0,09$  м/с: соответственно 4, 5, 6

Результаты исследования вектора скорости газового потока в кассетном аппарате с развернутым зернистым слоем при  $W_0 = 0,09$  м/с и  $W_0 = 0,5$  м/с при угле наклона поджимающей пластины  $\alpha = 1,5^\circ$  представлены на рис. 4.45, б. Как видно из рисунка, отклонения потока от угла  $\beta = 270^\circ$ , имевшие место при входе в слой, уменьшаются внутри зернистого слоя за счет перераспределения потока в нем. Причем этот выравнивающий эффект несколько увеличивался с увеличением скорости газа. Отклонения от угла  $\beta = 270^\circ$  на выходе из НЗС соизмеримы с таковыми на входе в НЗС. Это объясняется поджимающим действием пластин ГРУ. Максимальное отклонение потока от вертикального направления имеет место в последнем сечении VI по ходу газа как на входе в НЗС, так и на выходе из него ( $\Delta\beta = 87^\circ$  при  $W_0 = 0,5$  м/с и  $\Delta\beta = 63^\circ$  при  $W_0 = 0,1$  м/с). Внутри же зернистого слоя это отклонение не превышало  $\Delta\beta = 20^\circ$  при  $W_0 = 0,1$  м/с и  $\Delta\beta = 11^\circ$  при  $W_0 = 0,5$  м/с, а максимум его приходится соответственно на II и IV сечения аппарата.

Результаты опытов при величине угла  $\alpha = 5^\circ$  без поворотных лопаток (см. рис. 4.46, а) качественно совпадают с описанными выше. Причем при  $W_0 = 0,5$  м/с максимум  $\Delta\beta$  внутри зернистого слоя оказался равным  $10^\circ$  и переместился в сечение IV. Таким образом, при  $H = 95$  мм влияние конструкции входного и выходного газораспределительного устройства (ГРУ) еще ощутимо.

Использование поворотных лопаток с каждой стороны кассеты с зернистым слоем НЗС позволило снизить отклонение потока от вертикального как на входе в слой НЗС, так и на выходе из него и тем самым улучшить усло-

вия работы верхнего входного участка слоя зерен в кассетном аппарате (см. рис. 4.46, б). В то же время влияние лопаток на изменение вектора скорости в центре НЗС оказалось незначительным, что в известной мере объясняется перераспределяющим действием самого зернистого слоя (Аэров, Тодес 1968), высота которого до плоскости измерения внутри кассеты с НЗС составляла  $6d$  (диаметров зерна).



**Рис. 4.46.** Распределение  $\Delta\beta$  по длине аппарата с НЗС: а) серия опытов № 4.  $W_0 = 0,5$  м/с: 1 – на входе в кассету, 2 – внутри кассеты с НЗС, 3 – на выходе под кассетой;  $W_0 = 0,4$  м/с: то же, соответственно, 4, 5, 6; б) серия опытов № 2.  $W_0 = 0,2$  м/с: 1 – на входе в кассету, 2 – внутри НЗС, 3 – на выходе под кассетой; серия опытов № 3.  $W_0 = 0,1$  м/с: то же, соответственно, 4, 5, 6

На рис. 3.45, а представлено распределение отклонения ( $\beta_{\text{ср.апп.}} - \beta_{\text{ср.}j}$ ) по длине аппарата без лопаток. Здесь оно определялось по формуле:

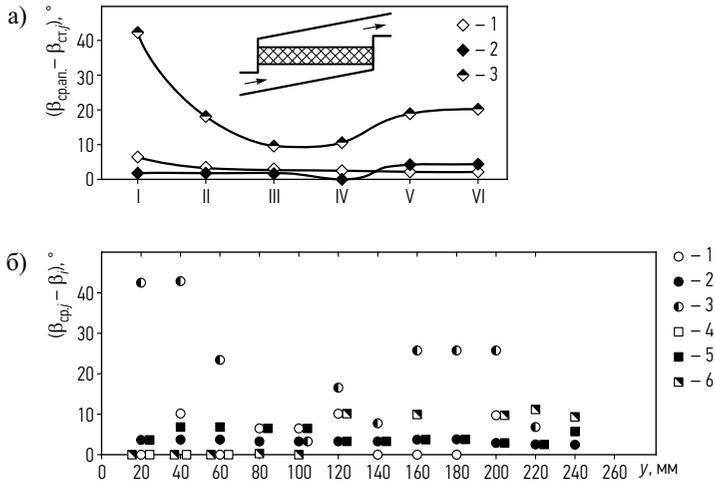
$$\beta_{\text{ср.апп.}} = \frac{1}{N} \cdot \sum_{j=1}^{j=N} \beta_{\text{ср.}j}, \quad (4.17)$$

где  $N$  – число контрольных сечений в аппарате ( $N = 6$ ).

Как видно из рис. 4.47, а, максимальное отклонение  $\beta_{\text{ср.}j}$  от  $\beta_{\text{ср.апп.}}$  имеет место на выходе газа из кассеты с НЗС и особенно велико в I, V и VI сечениях аппарата, достигая там  $13^\circ$ ,  $20^\circ$  и  $20^\circ$  соответственно.

На рис. 4.47, б, показано распределение выражения  $(\beta_{\text{ср.}j} - \beta_i)$ , характеризующего отклонение локального вектора скорости газового потока  $\beta_i$  от его среднего значения в данном сечении  $\beta_{\text{ср.}j}$  для серии опытов № 4 в сечениях I и III кассеты. Значения углов  $\beta_i$  внутри слоя НЗС в этой же серии для всех 6 сечений приведены в таблице 4.13.

Из данных рис. 4.47, б, а также из анализа данных табл. 4.13 следует, что внутри кассеты с НЗС вектор скорости остается сравнительно устойчивым



**Рис. 4.47.** Опыты по измерению вектора средней скорости: а) распределение величины отклонения  $(\beta_{ср.апп.} - \beta_{ср.г})$  по длине аппарата по результатам опытов серии № 4 в аппарате без поворотных лопаток при  $W_0 = 0,43$  м/с: 1 – на входе в кассету; 2 – внутри НЗС, 3 – на выходе потока из кассеты; б) распределение величины  $(\beta_{ср.г} - \beta_{г})$  по ширине кассеты  $Y$  в серии опытов № 4 в разных сечениях. Сечение I: 1 – на входе в кассету, 2 – внутри НЗС, 3 – на выходе; сечение III: 4 – на входе в кассету, 5 – внутри НЗС, 6 – на выходе

**Таблица 4.13.** Распределение угла  $\beta_{г}$  внутри НЗС по всем сечениям аппарата для серии опытов № 4

Расстояние от боковой стенки кассеты с НЗС $Y$ , мм	Номер сечения					
	I	II	III	IV	V	VI
20	265	265	260	260	260	275
40	260	265	270	265	265	260
60	260	265	270	265	260	270
80	260	270	270	250	260	260
100	260	250	270	250	260	260
120	260	255	260	260	255	255
140	265	260	260	260	255	250
160	260	270	260	265	255	250
180	265	265	260	260	255	250
200	265	265	260	265	240	250
220	265	260	260	260	260	250
240	265	260	270	265	260	260

(все значения углов  $\beta_j$  лежат в области, ограниченной углами  $180\text{--}270^\circ$ ), а его максимальное отклонение от среднего в данном сечении не превышает  $7^\circ$ .

У всех кассет с зернистым слоем (см. рис. 4.47, а и б) наибольшее отклонение наблюдается при выходе потока из слоя НЗС, что, видимо, объясняется неравноценными условиями ввода и вывода газа из аппарата, в частности, разной конфигурацией входного и выходного штуцеров. Интересно отметить, что имея максимум  $40^\circ$  в сечении I (см. рис. 4.47, а), величина  $(\beta_{\text{ср.апп.}} - \beta_{\text{ср.}j})$  уменьшается в последующих сечениях II–IV до  $10^\circ$ , а затем опять возрастает до  $20^\circ$  в V и VI сечениях аппарата. Это, видимо, вызвано тем, что скорость вблизи выходного штуцера падает, а давление возрастает вследствие расширения канала к выходу.

В табл. 4.14 представлена безразмерная обработка результатов опытов серии № 2 внутри НЗС. Параметр  $(\beta_{\text{ср.}j} / \beta_{\text{ср.апп.}} - 1)$ , взятый по модулю, характеризует отклонение среднего вектора скорости в данном сечении от средней его величины по всему аппарату. Как видно из данных табл. 4.14, максимальное отклонение от среднего направления течения газового потока в аппарате внутри НЗС имеет место в III сечении. Можно также отметить, что в IV, V и VI сечениях вектор  $\beta_{\text{ср.}j}$  меняет свой знак относительно реперного в принятой системе координат угла  $\beta = 270^\circ$  (см. рис. 4.45, а). Это объясняется поджигающим действием наклонной пластины ГРУ на входе, так как именно в этих сечениях расстояние от пластины до НЗС минимально.

**Таблица 4.14.** Безразмерная обработка опытов серии № 2,  $W_0 = 0,2$  м/с

Параметр	Сечение №					
	I	II	III	IV	V	VI
$\beta_{\text{ср.}j}$	262	260	246	276	277	278
$\beta_{\text{ср.}j} / \beta_{\text{ср.апп.}}$	0,98	0,97	0,92	1,03	1,03	1,04
$ \beta_{\text{ср.}j} / \beta_{\text{ср.апп.}} - 1 $	0,02	0,03	0,08	0,03	0,03	0,04

Полученные нами опытные данные по распределению преимущественного вектора средней скорости газового потока в кассетном аппарате с НЗС подтверждают принятую в модели реактора (Мясников, Котелкин 1976) качественную картину линий тока в плоском реакторе со слоем катализатора. В центральной части аппарата, как и принято в работе (Мясников, Котелкин 1976), наблюдается незначительное отклонение линий тока от вертикального направления.

Изложенные здесь результаты удовлетворительно согласуются с нашими опытами по визуализации линий тока в идентичном аппарате с зернистым слоем при помощи струек дыма и шелковинок (Каган и др. 1979).

Обобщение результатов измерений полей векторов средней скорости в НЗС производили в виде зависимости (Пушнов и др. 1981б):

$$\varphi = f(Re_3).$$

Здесь  $\varphi$  – относительное значение среднего отклонения локальных векторов скоростей от вертикального направления потока (то есть в нашей системе координат от угла  $\beta = 270^\circ$  по всему сечению аппарата):

$$\varphi = \frac{\sum_{i=1}^{m \cdot N} |\beta_i - 270^\circ|}{m \cdot N \cdot 270^\circ} \cdot 100\%, \tag{4.18}$$

где  $N = 6$  – число контрольных сечений в аппарате;  $m = 27$  – число контрольных точек в каждом сечении.

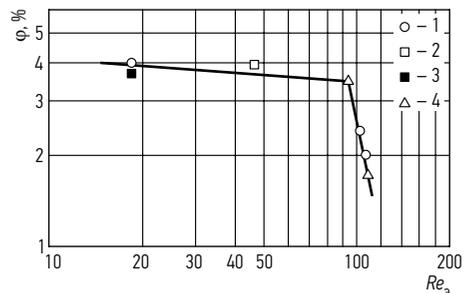
Результаты такой обработки представлены на рис. 4.48, где видны две области, соответствующие разным режимам течения, граница между которыми ( $Re_3 = 90 \div 100$ ) соответствует установленной ранее по результатам исследований потери напора и теплопереноса в НЗС (Гельперин, Каган 1978; Каган 1966). Зависимость  $\varphi = f(Re_3)$  описывается следующими соотношениями:

$$\varphi = 4,93 \cdot Re_3^{-0,078} \text{ для } Re_3 = 10 \div 100, \tag{4.19}$$

$$\varphi = 6 \cdot 10^9 \cdot Re_3^{-4,7} \text{ для } Re_3 = 100 \div 120. \tag{4.20}$$

Число Рейнольдса –  $Re_3$  см. формулы (4.14) и (4.15).

Как видно из рис. 4.48, с увеличением  $Re_3 > 100$  поток газа в НЗС характеризуется заметным уменьшением среднего отклонения локальных векторов средних скоростей от общего направления течения в слое зерен. Это, по-видимому, следует объяснить вырождением при этих числах Рейнольдса крупномасштабных вихрей (характерных для межзернового пространства при меньших скоростях газа) в мелкомасштабные вихри высокой интенсивности, что соответствует общим представлениям теории турбулентности (Конт-Белло 1968; Абрамович 1960; Юдаев 1981; Шлихтинг 1962, 1974).



**Рис. 4.48.** Зависимость  $\varphi = f(Re_3)$  по результатам измерений вектора средней скорости внутри кассеты с НЗС при разных конструкциях входного устройства: 1–4 – номера серий опытов (см. табл. 4.12)

Проведенные эксперименты позволяют рекомендовать надежную методику измерения вектора скорости газового потока в аппаратах с НЗС с помощью специально разработанной конструкции спиральных термоанемометрических датчиков (А. С. 909640 ... 1982).

В литературе практически отсутствуют опытные данные по радиальному распределению коэффициента извилистости НЗС, что можно объяснить большими трудностями технического порядка (Аэров, Годес 1968). Проведенные нами измерения вектора скорости преимущественного направления течения газового потока в зернистом слое позволили установить, что коэффициент извилистости  $\chi$  изменяется по радиусу аппарата. Опыты показали, что наибольшие значения коэффициента  $\chi$  имеет, в основном, в центральной изотропной части НЗС (см. рис. 3.45, б).

Распределение коэффициента извилистости (как и порозности) по радиусу аппарата дает основание полагать, что удельный расход газа в пристенной области должен быть больше, чем вдали от стенки аппарата в НЗС.

#### **4.7. Особенности газораспределения в высокопористых ячеистых материалах**

В химической, нефтегазовой и других отраслях промышленности при осуществлении процессов абсорбции, ректификации и очистки газов от вредных выбросов широкое распространение получили структурированные, а также структурные насадки ячеистой конфигурации (Дмитриева и др. 2005; Коморович и др. 2001). Оба этих типа относятся к регулярным пакетным насадкам, образующим объемную пространственную многоканальную структуру.

Структурированные насадки обычно выполняются в виде набора отдельных гофрированных листов, собранных в пакеты. Листы могут быть изготовлены из полимерных, керамических и других материалов. Образующиеся при этом каналы имеют сложную пространственную конфигурацию. Наиболее распространенной структурированной насадкой такого типа в промышленности являются насадки фирмы *Sulzer Chemtech* (Швейцария).

Для очистки воздуха от различных загрязнений также находят применение разработанные в Вильнюсском техническом университете имени Гедиминаса биологические установки, основным элементом которых является фильтр с биоагрозкой (Baltrėnas *et al.* 2004; Vaiškūnaitė 2004в). В качестве сорбента в биофильтрах используется дешевый и доступный материал – куски еловой коры различных фракций, например, 35, 25 и 12,5 мм (Vaiškūnaitė 2004в; Балтренас, Загорскис 2006). Эффективность и перспективность таких биофильтров для очистки воздуха от вредных примесей несомненна. Однако исполь-

зование в тонкослойных аппаратах кусков сорбента указанных линейных размеров и фракций затрудняет организацию оптимальной однородной структуры зернистого слоя во всем поперечном сечении аппарата, описанного в работе Вайшкунайте (Vaiškūnaitė 2004в). При этом время контакта микроорганизмов с загрязнениями в различных частях биофильтра, по-видимому, может существенно различаться.

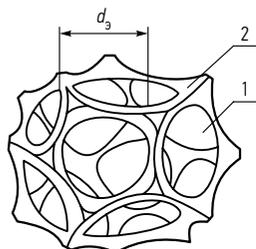
В отличие от насыпных нерегулярных насадок регулярные структурированные (Дмитриева и др. 2005), как и структурные насадки, обладают большей удельной поверхностью и одновременно существенно меньшим гидравлическим сопротивлением. Кроме того, структурированные листовые насадки позволяют избежать байпасирования контактирующих потоков из-за имманентно присущих насыпным нерегулярным слоям (например, кольцам Рашига и седлам Берля) явлений пристенной анизотропии (см. работы Пушнова (1987) и Красовицкого, Балтренаса и др. (Krasovickij *et al.* 2006)).

Однако известные листовые структурированные насадки не обладают свойствами изотропности. Они из-за особенностей своей конструкции организуют систему параллельных изолированных друг от друга каналов и поэтому не обеспечивают удовлетворительное поперечное перемешивание контактирующих потоков. Это обстоятельство отрицательно сказывается на эффективности осуществляемых в колонных контактных аппаратах химической технологии, а также и в теплоэнергетике (градирне) процессов.

Одним из возможных путей совершенствования класса структурированных насадок является создание объемной изотропной структуры на основе использования высокопористых ячеистых материалов (ВПЯМ) (см. работу Белова (1981)).

Действительно, геометрическая структура указанных ВПЯМ практически полностью соответствует определению изотропности и вполне может быть использована для изготовления нового поколения керамической насадки методом порошковой металлургии. Поскольку пористая структура основы ВПЯМ для изготовления насадки во многом определяет соответствующий уровень физико-химических свойств будущей насадки, при ее разработке рассматривались различные варианты. При этом предпочтение было отдано пористым полимерным материалам, а именно: широко используемому в промышленности пенополиуретану. Именно этот материал имеет полностью открытую, прозрачную, тонкую, изотропную, пространственную, объемную структуру практически без закрытых локальных дефектных макропор, могущих нарушить изотропность какого-либо фрагмента будущей насадки.

Другим важным преимуществом пенополиуретана как основы для изготовления новой насадки является легкость разрезания этого материала на отдельные куски любой заранее заданной произвольной формы.



**Рис. 4.49.** Структура пентагондodeкаэдрических ячеек материала насадки из ВПЯМ: 1 – поровый канал; 2 – стенка

Важно также отметить незначительную объемную долю пенополиуретана в общем объеме будущей насадки. По оценке Белова (1981) сам полимерный материал занимает не более 2,5%. Таким образом, исходная доля свободного объема (порозность) фрагмента основы насадки из этого полимера может составить 97,5%.

Что касается свойств полной изотропности элементов насадки, особенно важным является высокая исходная однородность структуры пенополиуретана, а также линейные геометрические размеры самих локальных микропор, образующих каркас будущей насадки. Существенно и отсутствие закрытых поровых каналов.

Геометрической моделью элементарной ячейки порового пространства новой насадки из ВПЯМ является пентагондodeкаэдр, структура которого показана на рис. 4.49 (Жельнис, Пушнов 1992).

В последнее время появился ряд публикаций, посвященных изучению возможностей использования ВПЯМ в качестве промышленных насадок для осуществления процессов тепло- и массообмена в химической промышленности.

Так, в работе (Padeste *et al.* 1989) указывается на перспективность использования пенoкeрaмичeских упаковок из кордиерита в качестве носителей для катализаторов. В своих опытах авторы названной работы основывались на известной методике определения распределения времени пребывания потока жидкости в слое насадки по вводу маркировочного вещества (метки). При этом для большей убедительности своих результатов Падест (Padeste *et al.* 1989) проводил опыты для двух случаев: насыпного слоя шаров диаметром 1, 2, 3 и 5 мм, а также пенoкeрaмичeских упаковок. Однако, как показали Левеншпиль и Турнер (Levenspiel, Turner 1970), при использовании принципа измерения распределения времени пребывания с помощью метки должна быть полная уверенность в наличии плоского профиля скорости потока. Вопреки утверждению Падеста (Padeste *et al.* 1989) со ссылкой на работу (Cairns, Prausnitz 1959) для насыпных слоев шаров это условие как раз и не выполняется. Наоборот, как следует из целой серии специальных исследований особенностей газораспределения в аппаратах с насыпными слоями шаров и зерен иной формы в широком диапазоне изменения чисел Рейнольдса, в слое шаров имеет место характерный профиль скорости с экстремальным всплеском вблизи стенок аппарата из-за большей рыхлости укладки шаров в этой области (Пушнов 1987; Пушнов, Сакалаускас 2008). Об этом же свидетельствуют и результаты работы (Cairns, Prausnitz 1959). Последнее обстоятельство в определенной мере по-

рождает сомнения и в других результатах (Padeste *et al.* 1989), касающихся пенокерамических упаковок.

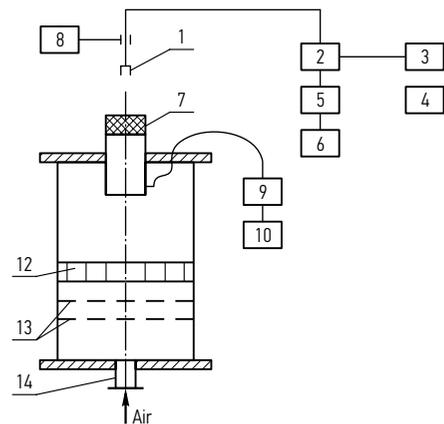
Таким образом, задача изучения аэродинамики таких насадок на основе керамических ВПЯМ остается актуальной.

Полевой и др. (1991) представили результаты опытов по изучению образцов пористых блоков из пенометаллов. Однако опытные данные по основным геометрическим характеристикам пористых насадок из керамических материалов, изготовленных по технологии ВПЯМ, в литературе практически отсутствуют. Гидродинамика керамических насадок из ВПЯМ также остается недостаточно изученной.

Нами были изучены аэродинамические и геометрические характеристики регулярных пористых насадок из керамических материалов, а именно: потеря напора и степень турбулентности потока в широком диапазоне нагрузок по газу. Исследование аэродинамики керамических образцов ВПЯМ выполняли на специально созданном стенде по испытанию одиночных элементов насадки с использованием прецизионного термоанемометрического оборудования системы *DISA 55M* (Пушнов, Сакалаускас 2008).

Использованная аппаратура и опытный участок стенда представлены на рис. 4.50.

Кроме указанной термоанемометрической аппаратуры, использовался магнитофон фирмы *Lipeks* и Фурье-анализатор фирмы *Gevlet-Pakkard*. Статическое давление измерялось датчиками и аналоговым прибором фирмы *Göttingen Baldwin Messtechnik*. Сама опытная установка представляла собой открытый аэродинамический контур. Так же, как и в первой серии опытов, опытный участок аппарата включал в себя выравнивающее газораспределительное устройство в виде перфорированных решеток и хонейкомба, что обеспечивало равномерность полей скоростей и интенсивности турбулентности в месте расположения изучаемого образца насадки.



**Рис. 4.50.** Опытный участок стенда и измерительная блок-схема: 1 – датчик скорости; 2 – анемометр; 3 – вольтметр; 4 – квадратичный вольтметр; 5 – магнитофон; 6 – Фурье-анализатор; 7 – блок насадки ВПЯМ; 8 – механизм перемещения датчика скорости в осях „X-Y“; 9 – датчик статического давления; 10 – вторичный прибор для измерения давления; 11 – опытный аппарат; 12 – хонейкомб; 13 – газораспределительные решетки; 14 – входной штуцер

Измерения профиля скоростей и степени турбулентности осуществляли непосредственно на выходе потока из исследуемого элемента насадки на расстоянии 10, 30 и 60 мм от среза сопла.

При этом диаметр испытуемого образца насадки составлял 50 мм, толщина – 20 мм, а размер пор в разных образцах варьировался в диапазоне от 0,4 до 1,8 мм. Помимо гидравлического сопротивления в этих экспериментах проводились специальные опыты по измерению степени турбулентности газового потока  $Tu$  от критерия Рейнольдса  $Re_D$  для образцов насадки с эквивалентным диаметром пор  $d_p = 0,4; 0,9$ .

В этой серии опытов числа Рейнольдса составляли:  $Re_D = 6800; 15600; 27700$ . Здесь  $Re_D$  – число Рейнольдса, отнесенное к диаметру колонны  $D$ .

$$Re_D = \frac{W_0 \cdot D}{\nu} \quad (4.21)$$

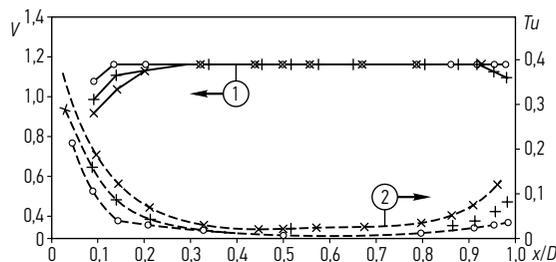
Степень турбулентности газового потока  $Tu$  оценивали по соотношению:

$$Tu = \sqrt{W_0'^2} / W_0, \% \quad (4.22)$$

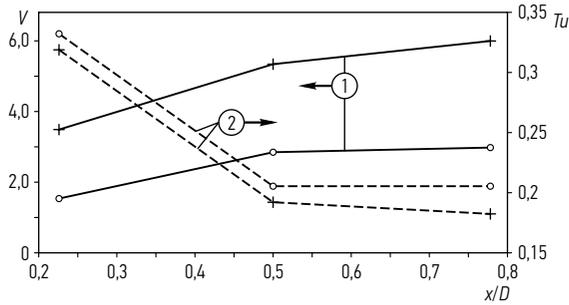
где:  $W_0'^2$  – среднее квадратичное отклонение от средней скорости потока, м/с.

Результаты выполненных нами (Пушнов, Сакалаускас 2008) аэродинамических опытов представлены в виде графических зависимостей профиля продольной составляющей скорости потока  $V$  и степени турбулентности  $Tu$  соответственно в пустом аппарате и в аппарате с насадкой ВПЯМ на рисунках 4.51 и 4.52.

Проводилось также сравнение данных по величине степени турбулентности насадок ВПЯМ и неподвижного зернистого слоя. Сравнение показало, что величина  $Tu$  у всех испытанных образцов насадки ВПЯМ также в 3–10



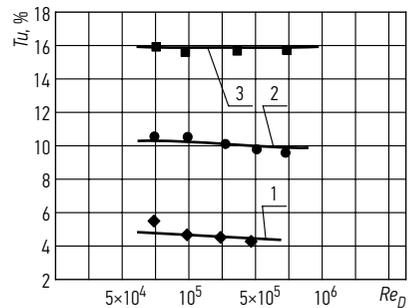
**Рис. 4.51.** Профиль продольной составляющей скорости потока ( $V$ ) и степени турбулентности ( $Tu$ ) в идентичных сечениях пустого опытного аппарата без насадки при расходе, соответствующем числу  $Re_D = 24\,400$ , при различных расстояниях от среза сопла (опыты Сакалаускаса (Пушнов, Сакалаускас 2008):  $\circ$  – расстояние от среза сопла  $h = 10$  мм;  $+$  – расстояние от среза сопла  $h = 30$  мм;  $\times$  – расстояние от среза сопла  $h = 60$  мм



**Рис. 4.52.** Продольная составляющая скорости потока ( $V$ ) и степени турбулентности потока в аэродинамическом следе за блоком насадки ВПЯМ при разных числах  $Re_D$  (опыты Сакалаускаса (Пушнов, Сакалаускас 2008):  $\circ - Re_D = 6800$ ;  $+$  —  $Re_D = 15\,600$ )

раз ниже, чем параметр  $Tu$  у слоя зерен, где он, по данным работы Пушнова (1987), достигает 30–50%. У насадки ВПЯМ испытанных образцов величина  $Tu$  находится в пределах от 4,6 до 16% во всем испытанном диапазоне чисел Рейнольдса (рис. 4.53).

Как видно из данных графика  $V = f(x/D)$ , представленных на рис. 4.53, профиль продольной составляющей скорости потока  $V$  в аэродинамическом следе за блоком насадки ВПЯМ при увеличении чисел Рейнольдса от 6800 до 15 600 в центральной части насадки остается практически плоским, так же, как и степень турбулентности потока. Данные по  $V$  и  $Tu$  при  $x/D < 0,25$  (у краев насадки) не являются характерными из-за дефектов пор в этом месте насадки.



**Рис. 4.53.** Зависимость степени турбулентности потока  $Tu$  от числа Рейнольдса  $Re_D$  для насадки из керамического ВПЯМ с разным размером эквивалентного диаметра пор: 1 —  $d_3 = 0,4$  мм; 2 —  $d_3 = 0,9$  мм; 3 —  $d_3 = 1,8$  мм

Проведенные нами испытания аэродинамики новых керамических насадок из высокопористых ячеистых материалов показали перспективность керамических материалов для изготовления насадок ВПЯМ для многочисленных процессов химической технологии, в том числе при аппаратурном оформлении абсорбционных методов очистки от вредных газовых примесей для защиты окружающей воздушной среды.

#### 4.8. Обобщение опытных данных по распределению газового потока в аппаратах с зернистым слоем

При анализе влияния величины отношения  $D/d$  на газораспределение представляет практический интерес оценка влияния величины отношения  $D/d$  на средний разброс локальных скоростей потока. Оценку этого разброса производили с помощью статистического параметра  $\Psi$  (Карасев 1979).

$$\Psi = \left\{ \left( \sum_{i=1}^n |W_i - W_0| \right) / n \cdot W_0 \right\} \cdot 100\%. \quad (4.23)$$

Здесь:  $W_0 = \sum W_i / n$ ;  $n$  – число контрольных точек в аппарате. Значения величины  $\Psi$  рассчитывали в помощью ЭВМ типа IBM-370/148.

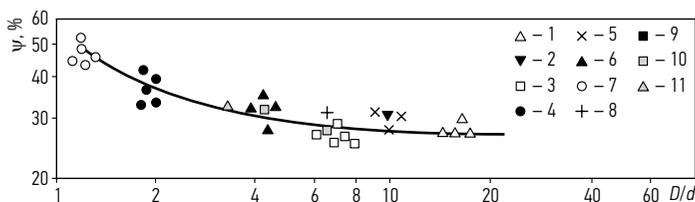
Результаты обработки опытных данных с шарами при  $W_0 \geq 0,5$  м/с приведены на рис. 4.54. Как и следовало ожидать, зависимость  $\Psi = f(D/d)$  для зерен шаровой формы носит близкий к автомоделльному характер в области  $D/d = 8-20$  при  $W = 0,5 \div 1,0$  м/с и может быть описана формулой (Пушнов 1987):

$$\Psi = 30,2 \cdot (D/d)^{-1} + 26. \quad (4.24)$$

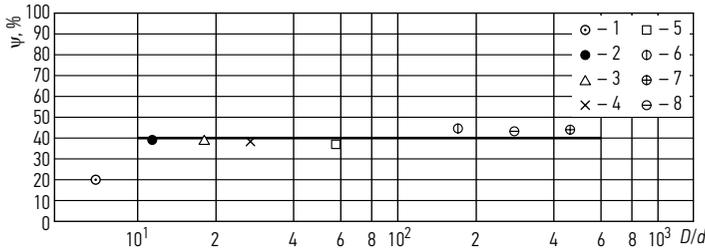
Полученный нами результат для зерен шаровой формы согласуется с выводами работы (Табунщиков 1956), а также с опытными данными работы (Бремер, Вендландт 1981).

Рассмотрим характер зависимости  $\Psi = f(W_0)$  для зерен, форма которых отличается от шаровой при различных отношениях  $D/d$ . Такие данные приведены на рис. 4.55 в виде зависимости  $\Psi = f(D/d)$  для зерен нешаровой формы при  $W_0 = 0,2$  м/с, которая представляет практический интерес, например, при осуществлении процесса адсорбции.

Полученные нами зависимости  $\Psi = f(D/d)$  свидетельствуют о том, что с ростом величины отношения  $D/d$  при постоянном числе Рейнольдса неравно-



**Рис. 4.54.** Влияние  $D/d$  на средний разброс локальных скоростей потока для слоя шаров при  $W_0 \geq 0,5$  м/с по результатам наших опытов: аппарат  $D = 94$  мм: 1 –  $d = 6$  мм; 2 –  $d = 9,5$  мм; 3 –  $d = 14$  мм; 4 –  $d = 50$  мм; аппарат  $D = 60$  мм: 5 –  $d = 6$  мм; 6 –  $d = 14$  мм; 7 –  $d = 50$  мм; аппарат  $D = 40$  мм: 8 –  $d = 2,5$  мм; 9 –  $d = 6$  мм; 10 –  $d = 9,5$  мм; аппарат  $D = 20$  мм:  $d = 6$  мм



**Рис. 4.55.** Зависимость параметра  $\psi$ , % от величины отношения  $D/d$  при  $W_0 \approx 0,2$  м/с для  $D/d \geq 10$  с зернами нешаровой формы. Наши опыты с углем СКТ-2  $d = 3,3$  мм; 1 –  $D = 20$  мм; 2 –  $D = 20$  мм; 3 –  $D = 60$  мм; 4 –  $D = 94$  мм; 5 –  $D = 190$  мм. Наши опыты с силикагелем КСМГ (фракция 3–5 мм): 6 –  $D = 670$  мм; 7 –  $D = 1800$  мм (экстраполяция по кривой  $\psi = f(W_0)$ ). Опыты Попова (1980) при  $W_0 = 1$  м/с с таблетками  $5 \times 5$  мм; 8 –  $D = 1400$  мм

мерность газораспределения, начиная с  $D/d \geq 10$ , остается приблизительно одинаковой.

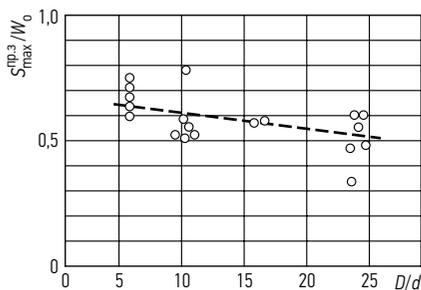
Несколько бóльшие значения величин  $\psi$  с ростом отношения  $D/d \geq 100$  объясняются, по-видимому, увеличением при этом вероятности появления рыхлых макроструктур укладки в больших аппаратах, где без специальных мер труднее обеспечить равномерную укладку зерен во всем объеме аппарата.

Проводилась статистическая обработка полученных нами результатов измерения полей скоростей газового потока в аппаратах с зернистым слоем. Величину среднего квадратического отклонения  $S$  рассчитывали, пользуясь соотношением:

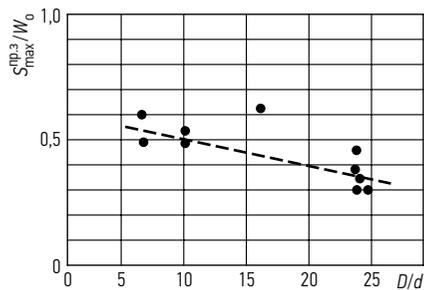
$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n W_i^2 - \frac{1}{n} \cdot \left(\sum_{i=1}^n W_i\right)^2}{(n-1)}}. \tag{4.25}$$

Здесь:  $W_i$  – локальная скорость газового потока, измеренная в  $i$ -й точке текущего измерительного кольца;  $n$  – число контрольных точек в пределах данного измерительного кольца;  $S_{\max}^{\text{пр.3}}$  – максимальное значение величины  $S$  в пределах пристенной области с повышенным локальным удельным расходом газового потока.

Обработка полей скоростей газового потока, измеренных идентичным методом в поперечном сечении аппаратов с шарами в диапазоне отношений  $D/d = 6,5 \div 23,5$  при переменной высоте слоя зерен показала, что величина  $\theta = S_{\max}^{\text{пр.3}} / W_0$  на входном участке НЗС достигает бóльших значений, чем на участках с уже установившимся профилем скорости ( $H > H_{\text{ст}}$ ). Результаты такой обработки представлены на рис. 4.56 и 4.57.



**Рис. 4.56.** Данные по  $S_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$  для разных  $D/d$  на входном участке НЗС ( $H < H_{\text{ст.}}$ ). Каждой точке соответствует разная высота слоя зерен



**Рис. 4.57.** Данные по  $S_{\max}^{\text{пр.3}}/W_0$  для разных  $D/d$  при установившемся профиле скорости в НЗС ( $H > H_{\text{ст.}}$ ). Точки соответствуют разным высотам

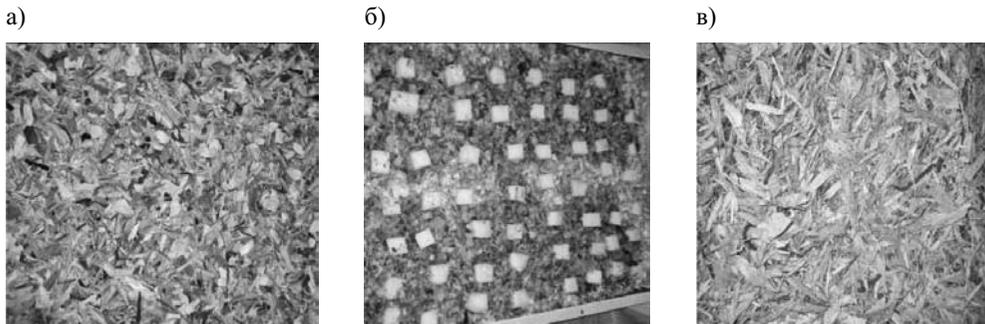
При этом оценка протяженности входного участка гидродинамической стабилизации потока осуществлялась по формуле (Пушнов 1987), вывод которой приведен в 5-й части настоящей монографии. Как видно из приведенных на рис. 4.56 и 4.57 данных, с увеличением в указанных пределах отношения  $D/d$  величина  $\theta$  несколько снижается. Характерно, что наибольшие значения  $S$  приходятся на пристенную область аппаратов с зернистым слоем во всем испытанном диапазоне  $D/d$ .

#### 4.9. Исследование эффективности очистки биофильтрами с зернистой загрузкой органического и неорганического происхождения

В результате работы над проектом Европейского Союза «Прикладное исследование и технологическое развитие создания прототипа биофильтра» были созданы, спроектированы и изготовлены пять биофильтров разных конструкций для очистки воздуха. Исследования проводились с целью выяснить, какое влияние на эффективность очистки воздуха биофильтром оказывают конструкционные решения устройств. Для увеличения долговечности загрузки и эффективности очистки исследования проводились с использованием не только биофильтров разных конструкций, но и загрузки разного происхождения, составленной из смеси древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролон.

#### 4.9.1. Методика исследования эффективности очистки биофильтрами разных конструкций

Исследования начались с одного созданного прототипа биофильтра. Для равномерного распределения потока воздуха и влаги по всему слою загрузки и для уменьшения аэродинамического сопротивления загрузки в фильтре устроены пять кассет, отделенных одна от другой металлическими ситами. С целью добиться наибольшей эффективности очистки фильтр загружался гранулами цеолита, поролоновыми кубиками, древесными щепками и корой (Рис. 4.58). Нижняя кассета биофильтра загружалась древесными щепками и корой, смешанными с гранулами природного цеолита размером 10–15 мм. Чтобы обеспечить однородность загрузки, соотношение щепок, коры и гранул по объему было одинаковым (1:1:1), высота слоя достигала 100 мм. Вторая снизу кассета биофильтра загружалась древесными щепками размером 1–15 мм и корой, смешанными с кубиками поролона размером 20×20×20 мм. Соотношение щепок, коры и кубиков по объему также было одинаковым. Третья, четвертая и пятая кассеты биофильтра загружались древесными щепками и корой размером 10–15 мм. Высота слоя загрузки во всех четырех кассетах составляла 150 мм.



**Рис. 4.58.** Загрузки биофильтра: а) смесь из природного цеолита, древесных щепок и коры, б) смесь из кубиков поролона, древесных щепок и коры, в) смесь из древесных щепок и коры

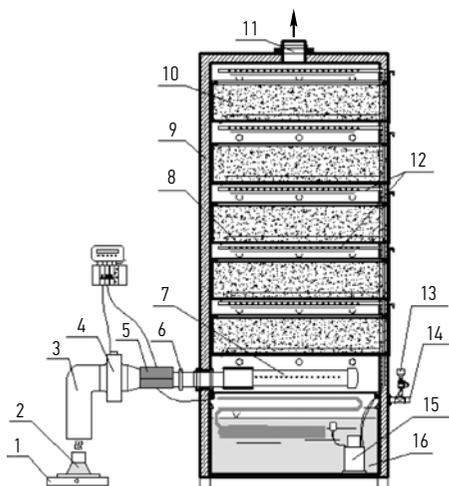
#### Лабораторное оборудование и измерительные приборы, применявшиеся при исследованиях

Стеклянные бюксы ( $\varnothing 50$  мм,  $h = 30$  мм), измеритель температуры и потока воздуха *Testo 400* (границы измерения температуры – 20–70 °С, погрешность –  $\pm 0,2$  °С, границы измерения скорости – 0–10 м/с, погрешность –  $\pm 0,02$  м/с), сушильный шкаф (границы измерения температуры – 0–150 °С, погрешность –  $\pm 2$  °С), аналитические весы (границы измерения – 0–320 г, точность измерения –  $\pm 0,00005$  г), эксикатор. Ацетон (99,9%-й чистоты), бутанол (99,9%-й

чистоты), толуол (99,9%-й чистоты), *Nutrient Agar* (страна происхождения – Италия), градуированная, жаропрочная емкость (1000 см<sup>3</sup>), пипетки (300 мл), шприц (400 мл), газовый хроматограф SRI 8610 № 942 (температура детектора – 200±5°C), электроплита (Рис. 4.59).

Каждый слой загрузки, кроме смеси древесных щепок, коры и цеолита, был 0,85 м в длину, 0,65 м в ширину и 0,15 м в высоту. После заполнения кассет загрузка активировалась в биофилт্রে при температуре 30°C, pH = 7 и определенной концентрации биогенных элементов. Для улучшения самопроизвольной адаптации микроорганизмов в биосреде в устройство подавался воздух с парами ацетона. Так микроорганизмы получали необходимые им элементы кислорода и углерода.

Перед запуском биофилтра загрузка увлажнялась через распылители, оборудованные над каждым слоем. В распылители вода, обогащенная биогенными элементами, подавалась насосом из резервуара с избыточной водой. Работа водяного насоса регулировалась с помощью реле времени, устроенным в щите управления биофилтра. Реле времени каждый час на 8 секунд включало водяной насос. Во время исследований время работы насоса было отрегулировано таким образом, чтобы в загрузке поддерживалась 75%-я влажность. Оборудованная в биофилтре система увлажнения позволяла регулировать количество воды, выливаемое на каждый слой загрузки. За сутки для поддержания влажности всего объема загрузки (0,387 м<sup>3</sup>) в загрузку впрыскивалось около 7 л воды. Для поддержания равномерности потока воздуха и сброса излишков воды в резервуар с водой, оборудованный в нижней части филтра, слои биосреды были отделены друг от друга металлическими сетками. Влажность загрузки контролировалась весовым методом. Перед взятием проб бюксы вместе с крышками просушивались в течение одного часа при температуре 105°C в



**Рис. 4.59.** Стенд биофилтра: 1 – электроплита, 2 – колба с загрязняющим веществом, 3 – воздуховод для подачи воздуха, 4 – вентилятор, 5 – каналный нагреватель подаваемого воздуха, 6 – задвижка для регулирования потока воздуха, 7 – коллектор, 8 – сито, 9 – стенка биофилтра, 10 – загрузка, 11 – воздуховод для отвода воздуха, 12 – распылители воды, 13 – трубка для подачи биогенных элементов, 14 – трубка для подачи воды, 15 – водяной насос, 16 – резервуар с водой

сушильном шкафу, после чего охлаждались в эксикаторе. Высушенные бюксы с крышками взвешивались на аналитических весах. Пробы весом в 1–2 г брались пинцетом и помещались в бюксы, которые закрывались пробками. Рабочая проба равномерно размещалась на дне бюкса ( $0,2 \text{ г/см}^2$ ). Взвешенный бюкс с пробой помещался в сушильный шкаф и в течение 3 часов высушивался при температуре  $105 \pm 2^\circ\text{C}$ . Высушенная проба взвешивалась, рассчитывалась ее влажность.

Для того, чтобы сохранить механическую стабильность загрузки и равномерно распределить влагу по всей площади загрузки, над каждым слоем было оборудовано сито с отверстиями размером  $3 \times 3 \text{ мм}$ .

Для обеспечения роста и энергии микроорганизмов был необходим раствор минеральных солей, из которого микроорганизмы получают жизненно необходимые им биогенные элементы. Солевой раствор состоял из 1 г  $\text{K}_2\text{HPO}_4$ ; 0,5 г  $\text{KCl}$ ; 0,5 г  $\text{MgSO}_4 \times 7\text{H}_2\text{O}$ ; 0,1 г  $\text{FeSO}_4 \times 7\text{H}_2\text{O}$ ; 0,90 г  $\text{NaNO}_3$ ; 1000 г воды. Раствор выливался в резервуар с водой и распылялся над каждым слоем загрузки. Для обеспечения метаболизма микроорганизмов в биосреде поддерживалась влажность ( $\text{pH} = 7,0$ ) (Baltrėnas, Vaiškūnaitė 2003). С этой целью использовались буферные растворы, состоящие из гидрофосфатов натрия и калия. Кислотность биосреды измерялась рН-метром.

Для поддержания необходимой температуры биосреды в воздуховоде для подачи воздуха был оборудован канальный нагреватель воздуха, который согревал подаваемый в биофильтр воздух до постоянной температуры в  $30^\circ\text{C}$ .

Постоянная температура в биофильтре поддерживалась счетчиком температуры. Температура поддерживалась не только канальным нагревателем, но и проведенным под каждым слоем загрузки обогревательным кабелем. В случае остановки вентилятора обогревательный кабель поддерживал в биофильтре постоянную температуру в  $30^\circ\text{C}$ .

Для поддержания энергии микроорганизмов через загрузку пропускались пары ацетонов разных концентраций. Разные концентрации загрязняющих веществ получаются в результате их разбавления водой и нагреванием на электроплите. Загрузка активируется благодаря пропусканию через нее потока воздуха с парами ацетона. Концентрация паров загрязнителя, пропускаемого через загрузку, достигает  $20 \text{ мг/м}^3$ . Пары загрязнителя подавались в устройство четыре раза в сутки по 15 минут. Позже каждые двое суток, уменьшая степень разбавления загрязнителя, увеличивали концентрацию органического вещества по  $20 \text{ мг/м}^3$  и удлиняли продолжительность подачи ацетона до одного часа. Активация загрузки длилась в течение трех недель. Для равномерного распределения потока воздуха и концентрации загрязнителей по всей площади загрузки в нижней части фильтра был оборудован коллектор распределения потока воздуха. После активации загрузки в устройство подавался воздух, на-

сыщенный парами ацетона. Концентрация паров ацетона перед пятью слоями загрузки составляла  $103 \text{ мг/м}^3$ . При постоянной скорости подаваемого потока воздуха ( $0,1 \text{ м/с}$ ) для определения концентрации загрязнителя брались пробы воздуха. Пробы забирались через отверстия с завинчивающимися крышками, проделанные перед и за каждой кассетой для определения скорости потока воздуха и температуры. Методика взятия проб воздуха, загрязненного летучими органическими соединениями, и применявшееся оборудование описаны в 3 главе.

После взятия проб поток подаваемого в устройство воздуха увеличивался до  $0,2 \text{ м/с}$ , и исследования повторялись. Поток регулировался задвижкой. Затем исследования повторялись при увеличении скорости подаваемого потока воздуха до  $0,3$ ;  $0,4$  и  $0,5 \text{ м/с}$ .

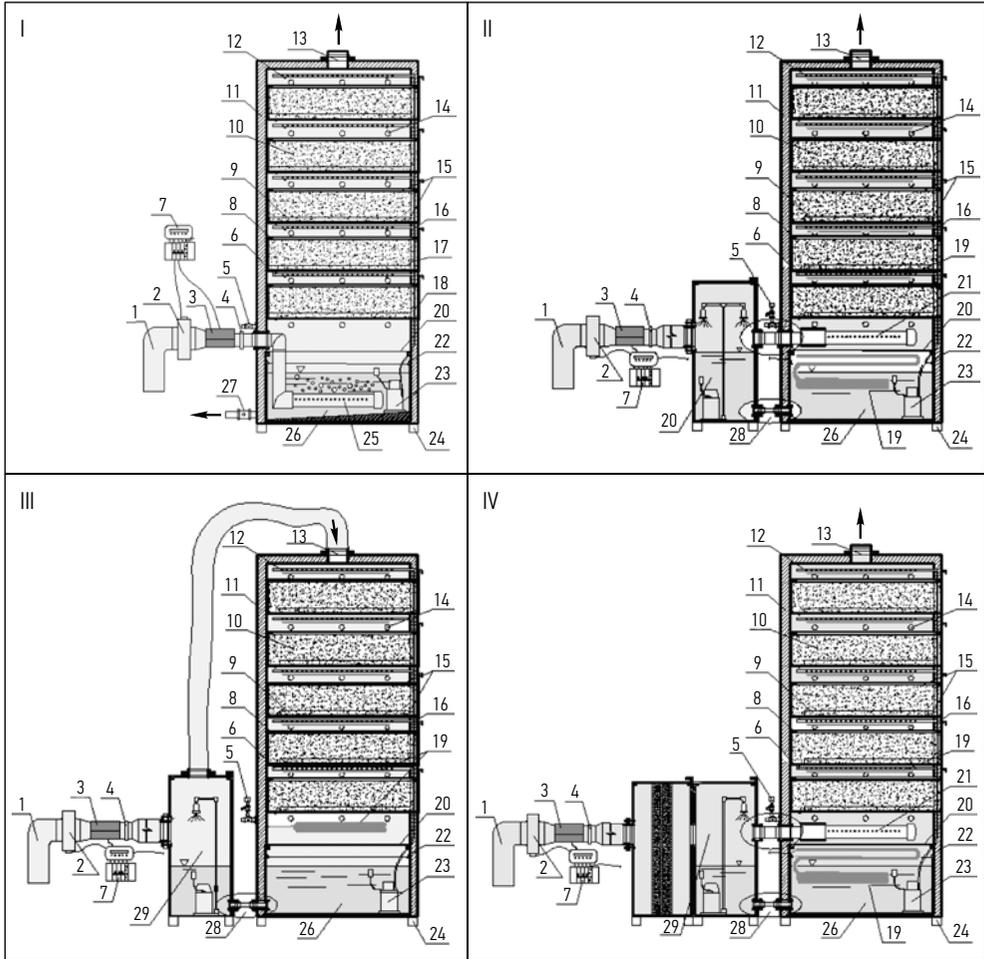
Скорость потока воздуха, пропускаемого через загрузку, и температура измерялись прибором *Testo 400* немецкой фирмы. Измерения осуществлялись через штуцер в боку устройства.

Для определения зависимости эффективности устройства по биологической очистке воздуха от концентрации загрязняющего вещества концентрация подаваемого в устройство ацетона увеличивалась до  $205 \text{ мг/м}^3$ . Концентрация загрязнителя увеличивалась уменьшением раствора с водой и увеличением температуры нагрева плиты. Затем исследования повторялись при увеличении начальной концентрации паров ацетона до  $305 \text{ мг/м}^3$ . После окончания экспериментальных исследований с ацетоном в устройство в течение трех часов подавался незагрязненный, чистый воздух. Таким образом ускорялась десорбция паров ацетона. После этого исследования повторялись с другими загрязнителями – бутанолом и толуолом.

Чтобы установить зависимость эффективности очистки загрузки от высоты слоя загрузки, концентрации загрязнителей измерялись перед каждой установленной в биофилтре кассетой и за каждой из них. Для определения концентрации загрязнителей пробы забирались в отведенных для этой цели местах, каждое измерение повторялось по пять раз (Vakrina 2007; Žilinskas 2003).

После окончания исследований на одном устройстве такие же исследования проводились на каждом из оставшихся четырех биофильтров других конструкций (Рис. 4.60). Целью исследований было установить зависимость эффективности очистки воздуха биофильтрами от их конструкции и вида загрузки.

Фильтры, применявшиеся для экспериментальных исследований, различаются системами увлажнения, нагревания биосреды, подачи и отвода воздуха (Рис. 4.60). Основным элемент фильтров – фильтровочная активированная загрузка, состоящая из древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролон. Для равномерного распределения потока воздуха и влаги по всему слою



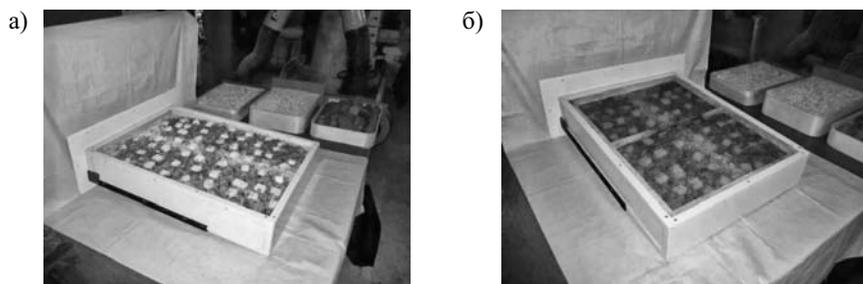
**Рис. 4.60.** Стенды биофильтров: I – прототип биофильтра с аэрационной камерой; II – прототип биофильтра с камерой увлажнения и коллектором распределения воздуха; III – прототип биофильтра с камерой увлажнения, воздух направляется сверху вниз; IV – прототип биофильтра с трехступенчатой системой очистки

загрузки и уменьшению аэродинамического сопротивления загрузки в фильтрах имеется пять кассет, отделенных одна от другой металлическими ситами.

Воздух с летучими органическими соединениями подается в каждый биофильтр с помощью вентилятора 2, устроенного в трубе подачи воздуха 1. Для поддержания активности микроорганизмов во всех биофильтрах подаваемый загрязненный воздух подогревается каналными нагревателями 3, которые регулируют температуру подаваемого в устройство воздуха. Для регулирования скорости потока воздуха устроены задвижки 4. Необходимая влажность за-

грузки поддерживается с помощью трубки с клапаном 5 для подачи воды, насыщенной биогенными элементами. Над каждым слоем загрузки 10 отведены и держателями 12 прикреплены предназначенные для увлажнения загрузки перфорированные трубки 6. Из резервуара с водой 26 вода с биогенными элементами насосом 23 и резиновым шлангом 16 подается в перфорированные трубки 6. От загрязнения резервуар с водой защищен ситом 20 и желобами 22. В биофилт্রে устроены пульта управления 7, позволяющие установить необходимую температуру и интенсивность увлажнения загрузки. Для равномерного распределения потока воздуха по всему слою загрузки в кассетах имеются сита 15 с рамочкой 8 и коллекторы 21, 25. Кассеты 17 биофилтра поддерживаются уголками 9, прикрепленными к стенкам 11. Очищенный воздух удаляется через воздухопроводы 13. Физические параметры измеряются и пробы воздуха забираются через штуцеры 14 в боках филтра. В биофилтрах под кассетами имеются кабели нагревания 19, подогревающие загрузку даже в случае останковки вентилятора 2. Для сбора шлаков в I-м биофилтре имеется трубка с задвижкой 27. В I-м, II-м и III-м биофилтрах устроены камеры увлажнения потока воздуха 29, соединенные с биофилтром связками 28. В IV-м биофилтре устроена кассета 30, заполненная адсорбирующим слоем цеолита ZeoVit. Конструкции биофилтров установлены на ножки 24.

Для исследований в каждый биофилтр помещалась разная загрузка. Загрузка первого биофилтра состояла из древесных щепок с фракцией 10–15 мм и коры, второго – из смеси древесных щепок, коры и гранул природного цеолита величиной в 10–15 мм. Третий биофилтр был загружен смесью древесных щепок, коры и кубиков поролонa размером 20×20×20 мм, а четвертый – смесью древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролонa. Соотношение всех материалов в смесях для сохранения гомогенности было одинаковым, а высота каждого слоя загрузки составляла 150 мм. Размеры каждого слоя загрузки в биофилтрах, кроме биофилтра с аэрационной камерой № 1, чья длина и ширина на 0,15 м больше, были 0,85 м в длину, 0,65 м в ширину и 0,15 м в высоту (Рис. 4.61).



**Рис. 4.61.** Кассета биофилтра: а) без сита, б) с ситом

После заполнения кассет загрузка активировалась при поддержании в биофилт্রে температуры в 30°C, кислотности биосреды  $pH = 7$  и определенного количества биогенных элементов. С целью улучшить адаптацию микроорганизмов в биосреде в установку подавался воздух, загрязненный летучими органическими соединениями. Таким образом микроорганизмы получают необходимое количество кислорода и углерода.

Перед запуском биофилтров в работу загрузка увлажнялась через распылители, устроенные над каждым слоем. Вода, обогащенная биогенными элементами, из резервуара с избыточной водой подавалась в распылители насосом. Работу водяного насоса регулирует установленное на щитке биофилтра реле времени, которое каждый час на 8 секунд включает водяной насос. Во время опытов время действия насоса было отрегулировано таким образом, чтобы в загрузке поддерживалась 75%-я влажность.

Для поддержания механической стабильности загрузки и равномерного распределения влаги по всей площади загрузки над каждым слоем было помещено сито с размером отверстий  $3 \times 3$  мм. После активирования загрузки в установку подавался воздух с парами ацетона. Концентрация паров ацетона перед прохождением пяти слоев загрузки составляла  $305 \pm 15$  мг/м<sup>3</sup>. Поддерживалась постоянная (0,3 м/с) скорость подаваемого потока воздуха. Для определения концентрации загрязнителя забирались пробы воздуха. После того, как были взяты пробы, с помощью задвижки, регулирующей поток воздуха, увеличивалась скорость подаваемого потока воздуха до 0,5 м/с. Затем исследования еще раз повторялись после того, как скорость потока воздуха была увеличена до 0,7 м/с.

В биофилт্রে перед каждой кассетой и за ней для определения скорости потока воздуха и его температуры были встроены штуцеры с завинчивающимися крышками для взятия проб. Скорость и температура потока воздуха, пропускаемого через загрузку, измерялись прибором *Testo 400* немецкой фирмы.

Для определения зависимости эффективности установки по биологической очистке воздуха от концентрации подаваемого загрязнителя начальная концентрация паров ацетона увеличивалась до 515 мг/м<sup>3</sup>. Концентрация загрязнителя меняется в зависимости от его нагревания на электроплите. Затем исследования повторялись после увеличения концентрации паров ацетона до 712 мг/м<sup>3</sup>.

После окончания экспериментальных исследований с ацетоном в установку в течение трех часов подавался незагрязненный воздух. Таким образом ускорялась десорбция паров ацетона. После этого исследования повторялись с другими загрязнителями – бутанолом и толуолом. С целью установить зависимость эффективности очистки загрузкой от высоты слоя загрузки концентрация загрязнителя измерялась перед и за каждой кассетой. Для определения концентрации пробы воздуха забирались в предназначенных для этого местах. Каждое измерение повторялось 3 раза.

#### 4.9.2. Результаты и анализ исследования эффективности очистки биофильтрами с нагрузками органического и неорганического происхождения

В результате экспериментальных исследований получены зависимости эффективности очистки биофильтрами от природы подаваемого в установку загрязнителя. Из рис. 4.62 видно, что лучше других микроорганизмы расщепляли ацетон. Ацетон хорошо соединяется с водой, растворим в ней, поэтому пары ацетона лучше абсорбируются на образующейся на поверхности загрузки био-пленке.

Хуже всего биофильтр очищал воздух, загрязненный толуолом. Толуол – гидрофобное соединение, его растворимость составляет 0,53 г/л, поэтому он хуже абсорбируется на био-пленке. Наибольшее снижение концентрации загрязнителя отмечалось после прохождения первого снизу слоя загрузки, составленного из смеси древесных щепок, коры и гранул цеолита. Концентрация ацетона после прохождения этого слоя снизилась от 103 мг/м<sup>3</sup> до 58 мг/м<sup>3</sup>.

После определения концентраций загрязнителей перед каждой касетой и после каждой из них была получена эффективность биофильтра с нагрузками разного происхождения. Наибольшая эффективность очистки получена при очистке воздуха от ацетона (Рис. 4.62). Эффективность очистной установки больше всего увеличивается после прохождения потоком воздуха первой касеты, загруженной активированным цеолитом и древесными щепками. Благодаря пористости структуры и большой площади очищаемой поверхности цеолита часть его адсорбируется на поверхности загрузки (ZeoVit 2006). Эффективность фильтра после прохождения воздухом первого слоя достигает 45%, а после прохождения всех фильтровочных слоев – 96%.

Наименьшая эффективность очистки биофильтром (87%) зафиксирована при подаче в него воздуха, загрязненного толуолом. Высокой (95%) эффек-

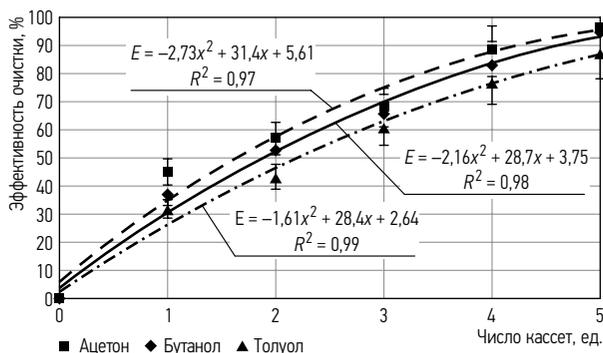


Рис. 4.62. Зависимость эффективности очистки биофильтром от числа слоев при скорости подаваемого потока воздуха 0,1 м/с

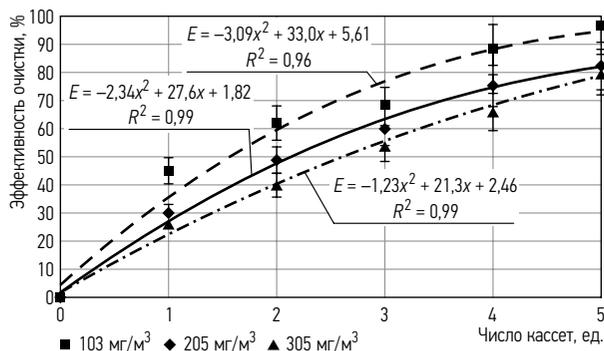
тивность установки была при очистке воздуха от бутанола. Можно предположить, что этот результат получен благодаря гидрофильным свойствам загрязнителя. Исследованиями установлена растворимость бутанола в воде, составляющая 3–5 г/100 мл воды. Кроме того, установлено, что микроорганизмы лучше размножаются в субстратах, в которых больше растворенных биогенных элементов. Последние три слоя загрузки, составленные из древесных щепок и коры, довольно равномерно фильтровали загрязнители разного происхождения. Концентрации загрязнителей намного снижаются во втором слое загрузки, составленном из смеси древесных щепок, коры и поролон. После прохождения этого слоя концентрация паров ацетона снижается от 58 мг/м<sup>3</sup> до 46 мг/м<sup>3</sup>. Большое влияние на снижение концентрации загрязнителя оказывала большая влажность загрузки, составлявшая 85%, и растворенные в воде питательные вещества, которые усваиваются микроорганизмами в процессе обмена веществ – метаболизма.

Во время экспериментов была получена также зависимость эффективности очистки биофильтрами от разной концентрации паров подаваемого загрязнителя. Эти исследования проводились, когда в установку со скоростью 0,1 м/с подавался воздух, загрязненный летучими органическими соединениями. При большой концентрации субстрата – паров ацетона – фермент сатурируется, т. е. субстрат или молекулы продукта всегда занимают его активный центр. При таких условиях дальнейшее увеличение концентрации субстрата не оказывает воздействия на скорость реакции ферментации, так как все активные центры фермента оказываются уже занятыми. Поэтому с увеличением концентрации загрязнителя эффективность очистной установки снижается.

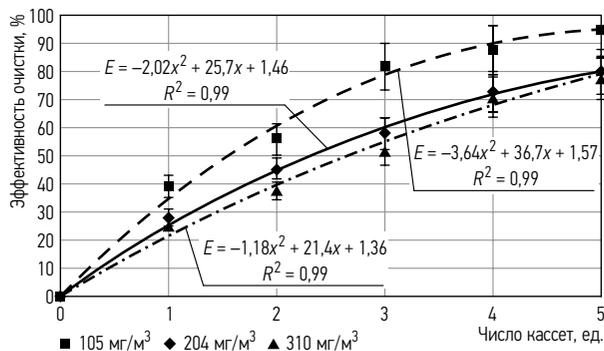
Лучше всего ацетон разлагается при небольшой начальной концентрации паров загрязнителя. При начальной концентрации паров ацетона в 103 мг/м<sup>3</sup> эффективность установки достигает 96%. С увеличением начальной концентрации до 305 мг/м<sup>3</sup> эффективность очистки биофильтром снижается до 80% (Рис. 4.63).

Чтобы увеличить эффективность биофильтра, когда концентрации загрязнителя высокие (от 500 мг/м<sup>3</sup>), необходимо увеличить число касет в установке или уменьшить скорость подаваемого в установку потока воздуха. Таким образом будет увеличено время происходящих в фильтре биохимических реакций.

При начальной концентрации бутанола в подаваемом в установку воздухе в 104 мг/м<sup>3</sup> эффективность очистки после прохождения 5 слоев загрузки составляла 95%, т. е. концентрация загрязнителя уменьшилась от 104 мг/м<sup>3</sup> до 10 мг/м<sup>3</sup>. С увеличением концентрации загрязнителя до 310 мг/м<sup>3</sup> эффективность фильтра снижается до 78%, а концентрация загрязнителя – до 68 мг/м<sup>3</sup> (Рис. 4.64). Меньшая эффективность очистки бутанола объясняется меньшей растворимостью этого загрязнителя в воде.



**Рис. 4.63.** Зависимость эффективности очистки биофильтром от числа кассет при разной начальной концентрации паров ацетона



**Рис. 4.64.** Зависимость эффективности очистки биофильтром от числа кассет при разной начальной концентрации бутанола

Наибольшее снижение концентрации зафиксировано после прохождения воздухом первой кассеты биофильтра, заполненной активированными древесными щепками, корой и природным цеолитом. После прохождения этого слоя загрузки концентрация паров бутанола при начальной концентрации в  $105 \text{ мг/м}^3$  снизилась до  $63 \text{ мг/м}^3$ . Значит, хуже растворимый в воде углеводород лучше сорбируется загрузкой, состоящей из древесных щепок, коры и гранул цеолита. Бутанол связывается в гранулах цеолита, поэтому дольше сохраняется в активированной загрузке. Таким образом увеличивается время биохимических реакций, что способствует синтезу бутанола, а тем самым и увеличению эффективности очистной установки.

Наименьшей эффективностью очистной установки была при очистке воздуха от паров толуола (Рис. 4.65). При начальной концентрации загрязнителя в  $104 \text{ мг/м}^3$  эффективность очистной установки составляла 87%. С увеличением концентрации паров толуола до  $307 \text{ мг/м}^3$  эффективность снижается до 75%.

С увеличением концентрации паров подаваемого загрязнителя эффективность очистки биофильтром снижается, так как микроорганизмы не успевают полностью разложить летучие органические соединения.

Лучше всего загрязнители расщеплялись в первом слое загрузки, который состоял из смеси древесных щепок, коры и цеолита. Второй слой загрузки, состоявший из смеси древесных щепок, коры и кубиков поролона, лучше всего сорбировал и расщеплял ацетон и бутанол. В связи с тем, что толуол является менее растворимым органическим соединением, его концентрация после этого слоя загрузки изменилась меньше, чем ацетона.

Из результатов, представленных на рис. 4.66, видно, что эффективность очистки биофильтром зависит от времени фильтрации – связывания загрязнителя с загрузкой. Чем больше время фильтрации, тем выше эффективность очистки. Время фильтрации загрязненного воздуха зависит от скорости пропускаемого через биофильтр потока воздуха. Наибольшая эффективность

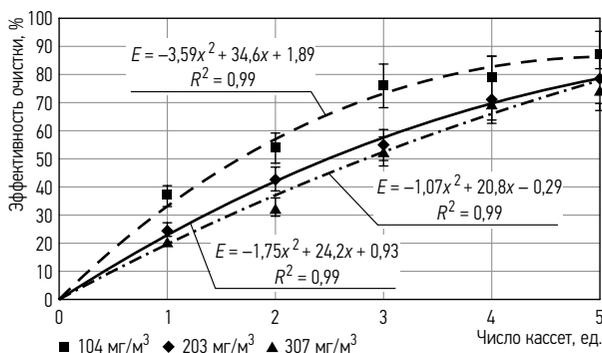


Рис. 4.65. Зависимость эффективности очистки биофильтром от числа касет при разной начальной концентрации толуола

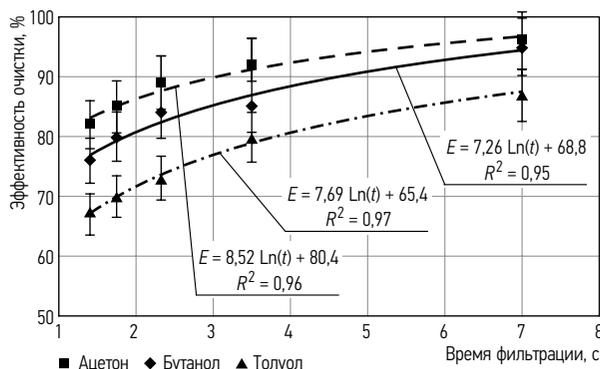


Рис. 4.66. Зависимость эффективности очистки биофильтром от времени фильтрации при концентрации загрязнителя, равной 104±5 мг/м³

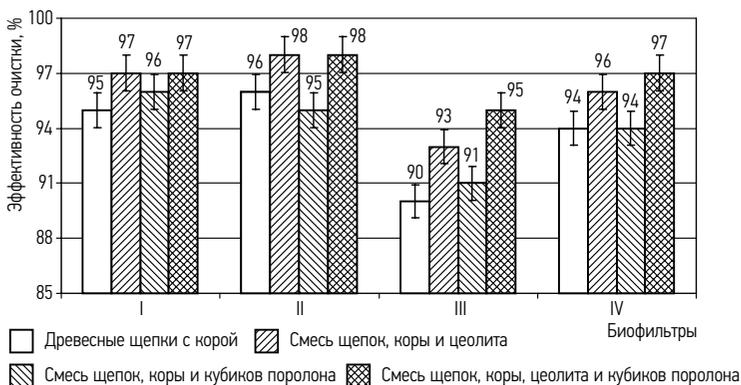
установки зафиксирована, когда через нее пропускался воздух со скоростью 0,1 м/с. При такой скорости потока воздуха время фильтрации загрязнителей составляло 7 с, в течение которого концентрация паров ацетона снизилась на 96%, бутанола – на 95%, а толуола – на 79%. Наименьшей (67%) эффективность установки была при фильтрации через загрузку воздуха, загрязненного толуолом, когда время фильтрации составляло 1,4 с. Можно утверждать, что с удлинением времени фильтрации эффективность очистной установки увеличивается.

Наилучшими сорбционными качествами отличается загрузка, составленная из смеси древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролона. При использовании этой загрузки получен наибольший эффект – 98%-я эффективность биофильтра с абсорбционной камерой (Рис. 4.67).

Эффективность очистки установлена в результате измерения концентрации паров загрязнителей перед каждой кассетой и после ее прохождения. Благодаря пористости структуры цеолита и большой площади очищаемой поверхности частично загрязнитель адсорбируется на поверхности загрузки. Эффективность фильтра после прохождения воздухом первого слоя достигает 45%, а после всех фильтровочных слоев – 98%.

Лучшему разложению органических соединений способствуют улучшившиеся сорбционные качества влаги в результате добавления в загрузку кубиков поролона.

Наименьшая эффективность очистки (90%) зафиксирована в биологической установке, в которой поток воздуха поступает сверху вниз, а наибольшая (97%) – в биофильтре с трехступенчатой очисткой. В нем загрязненный воздух вначале очищается в сорбционных кассетах, загруженных цеолитом. Частично пары ацетона (около 20%) абсорбируются в камере увлажнения. Можно



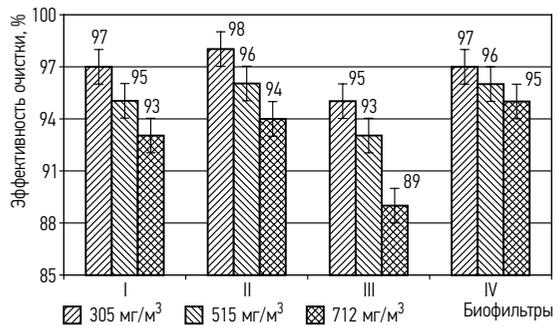
**Рис. 4.67.** Зависимости эффективности биофильтров разных конструкций от вида загрузки

предположить, что лучшему очищению воздуха от ацетона способствует лучшая растворимость этого загрязнителя в воде. Первоначально очищенный и увлажненный поток воздуха направлялся в загрузку, в которой концентрация загрязнителя снижалась до  $18 \text{ мг/м}^3$ . Большой уровень снижения концентрации загрязнителей зафиксирован во всех биофильтрах, чьи кассеты были заполнены активированной загрузкой, составленной из смеси древесных щепок, коры, гранул цеолита и поролон. После прохождения этих слоев концентрация паров ацетона снижалась от 95% до 98%. Большое влияние на снижение концентрации загрязнителя оказала большая влажность загрузки (95%), а также количество растворенных в воде питательных веществ, усваиваемых микроорганизмами в процессе обмена веществ.

Во время исследований была установлена зависимость эффективности очистки от разной концентрации подаваемых паров загрязнителя. Исследования проводились при подаче в установку воздуха с летучими органическими соединениями со скоростью  $0,3 \text{ м/с}$ . При большой концентрации субстрата – паров ацетона – фермент сатурировался, т. е. субстрат или молекулы продукта занимали его активный центр. При таких условиях увеличение концентрации субстрата не оказывает влияния на скорость реакции ферментации в связи с тем, что все активные центры ферментации оказываются уже занятыми. Поэтому с увеличением концентрации загрязнителя эффективность установки снижается.

Лучше всего ацетон расщепляется при небольшой начальной концентрации загрязнителя. При начальной концентрации ацетона в  $305 \text{ мг/м}^3$  эффективность очистной установки достигает 98%. С увеличением начальной концентрации до  $712 \text{ мг/м}^3$  эффективность биофильтров снижается до 89% (Рис. 4.68).

В результате исследований установлено, что с увеличением концентрации паров подаваемого загрязнителя эффективность очистки биофильтром снижается. При очистке воздуха, загрязненного ацетоном, концентрация которого составляет  $305 \text{ мг/м}^3$ , эффективность очистной установки достигает 98%. С увеличением концентрации до  $712 \text{ мг/м}^3$  эффективность очистки снижается до



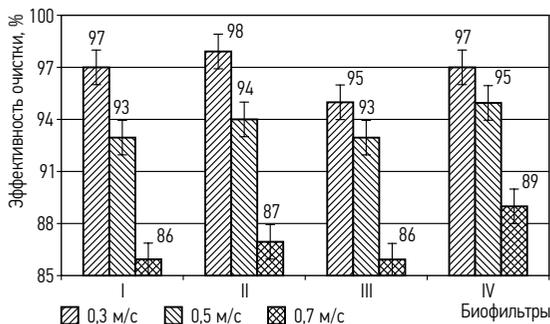
**Рис. 4.68.** Зависимость эффективности биофильтра от концентрации подаваемых в установку паров ацетона

94%. Наименьшая эффективность установки (89%) зафиксирована при очистке воздуха, загрязненного толуолом, в биофилт্রে, в котором поток воздуха поступает сверху вниз.

Чтобы увеличить эффективность очистной установки, необходимо уменьшить концентрацию паров подаваемого в установку загрязнителя, а также использовать загрузки, отличающиеся хорошими сорбционными качествами. Исследования показали, что сочетанием биологического и адсорбционного методов очистки можно добиться высокой эффективности очистной установки (до 98%). Использование природного цеолита удлиняет срок службы загрузки, а его использование в смеси с древесными щепками и корой улучшает ее микробиологическую активность.

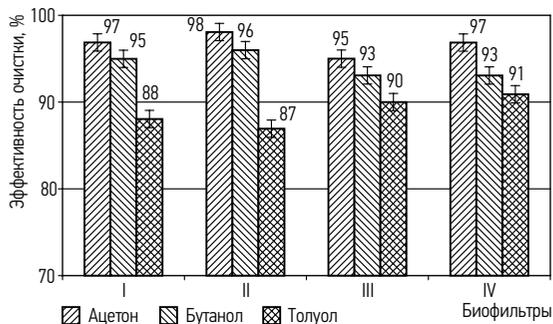
Чтобы улучшить эффективность очистки биофилтром при высоких концентрациях загрязнителя ( $500 \text{ мг/м}^3$ ), необходимо увеличить число кассет в установке или уменьшить скорость подаваемого в установку потока воздуха до  $0,1 \text{ м/с}$ . Таким образом будет увеличено время происходящих в филтре биохимических реакций до 7 с. Высокая эффективность очистки получена в биофилтре с адсорбционным слоем цеолита, в котором задерживается до 30% загрязнителей.

Из представленных на рис. 4.69 результатов видно, что эффективность очистки биофилтром зависит от времени фильтрации – контакта загрязнителя с загрузкой. Чем больше время фильтрации, тем выше эффективность очистной установки. Время фильтрации загрязненного воздуха зависит от скорости пропускаемого через биофилтр потока воздуха. Наилучшая эффективность очистной установки зафиксирована при скорости пропускаемого через нее воздуха в  $0,3 \text{ м/с}$ . При такой скорости подаваемого потока воздуха время фильтрации составляет 2,5 с, концентрация паров ацетона после биофилтра уменьшается от  $305 \text{ мг/м}^3$  до  $6,10 \text{ мг/м}^3$ . Наименьшая эффективность очистной установки зафиксирована при пропускании через загрузку воздуха, загрязненного ацетоном, со скоростью  $0,7 \text{ м/с}$ . С уменьшением скорости подаваемого в установку потока воздуха до  $0,3 \text{ м/с}$  увеличивается эффективность очистки



**Рис. 4.69.** Зависимость эффективности очистки биофилтром от скорости пропускаемого через него потока воздуха

даже таких плохо растворимых и расщепляемых загрязнителей, как толуол. Кроме того, толуол относится к группе ароматических углеводородов, молекулы которого представляют собой шестичленное бензоловое кольцо. Углеводород с большим числом членов бензолового кольца более сложен, поэтому хуже расщепляется микроорганизмами (Рис. 4.70).

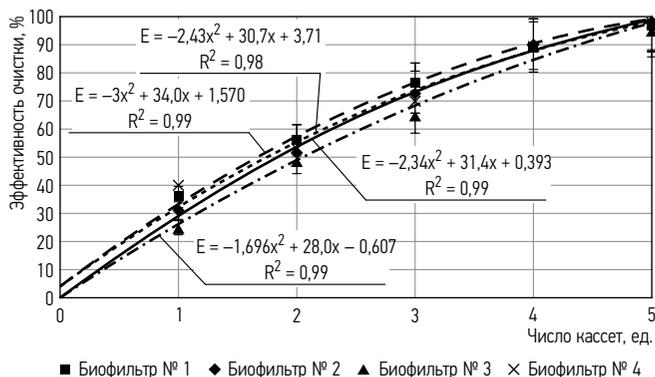


**Рис. 4.70.** Зависимость эффективности очистки биофильтром от вида пропускаемого через него загрязнителя

Эффективность установки при очистке воздуха от бутанола при его начальной концентрации в  $307 \text{ мг/м}^3$  и прохождении воздухом 5 слоев загрузки составляла 96%, т. е. концентрация загрязнителя уменьшалась от  $307 \text{ мг/м}^3$  до  $12,28 \text{ мг/м}^3$ . С увеличением концентрации паров загрязнителя до  $712 \text{ мг/м}^3$  эффективность фильтра снижается до 89%, а концентрация паров загрязнителя после выхода из установки – до  $78,3 \text{ мг/м}^3$ . Необходимо отметить, что большую часть загрязнителя адсорбировал цеолит благодаря пористости его структуры и большой площади сорбирующей поверхности. Значит, хуже растворимые в воде углеводороды лучше сорбирует загрузка из древесных щепок, коры и гранул цеолита. Ацетон связывается в гранулах цеолита, поэтому дольше сохраняется в активированной загрузке. Таким образом продлевается время биохимических реакций, что способствует синтезу бутанола и увеличению эффективности очистной установки.

Наименьшая эффективность очистной установки зафиксирована при очистке воздуха, загрязненного толуолом. При начальной концентрации загрязнителя в  $310 \text{ мг/м}^3$  и скорости пропускаемого потока воздуха  $0,3 \text{ м/с}$  эффективность биофильтра с адсорбирующим слоем цеолита (№ 4) составляет 95%.

С увеличением концентрации подаваемого в установку загрязнителя эффективность биофильтра снижается в связи с тем, что микроорганизмы не успевают полностью расщепить летучие органические соединения. Из представленных на рис. 4.71 данных видно, что наибольшая нагрузка от загрязнителя приходится на первый слой загрузки, который составляет активированная загрузка из древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролон.



**Рис. 4.71.** Зависимость эффективности очистки биофильтром от числа кассет, когда концентрация подаваемого загрязнителя составляет  $305 \pm 5$  мг/м<sup>3</sup>

Хуже всего зарекомендовал себя биофильтр, в котором поток воздуха подается сверху вниз.

Лучшие сорбционные качества присущи биофильтру с камерой увлажнения воздуха и коллектором распределения потока воздуха. Лучше всего загрязнители расщеплялись в первом слое (до 40%).

Возможности уменьшения концентраций ацетона в биофильтрах разных конструкций приблизительно одинаковы, так как во всех установках имеются камеры увлажнения, а в биофильтре № 4 оборудованы три ступени очистки. Таким образом, до 30% паров ацетона адсорбируется и абсорбируется в камерах до поступления в биофильтр. Наибольшая эффективность (98%) достигнута в биофильтре с камерой увлажнения воздуха. Большая эффективность очистки достигнута при дроблении таких гидрофильных органических веществ, как ацетон и бутанол. Для очистки воздуха от ароматических углеводородов рекомендуется использовать биофильтр с адсорбирующим слоем цеолита.

#### 4.10. Исследование долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения

Одним из актуальнейших требований, предъявляемых к зернистым загрузкам, является ее долговечность. Долговечность загрузки обуславливают ее физические свойства, от которых зависит аэродинамическое сопротивление биофильтра, а значит, эффективность очистки воздуха. В настоящее время в мире проведено немного исследований долговечности загрузки. Поэтому необходимы исследования зернистой загрузки с целью оценить изменения физических свойств загрузки с течением времени. Одним из основных требований, предъявляемых к биологическим установкам по очистке воздуха, является

небольшое аэродинамическое сопротивление загрузки. В настоящее время предпринимаются попытки найти возможности улучшить аэродинамические процессы, происходящие в загрузке, без ущерба для эффективности очистки. Аэродинамическое сопротивление зависит от многих факторов: пористости, формы, фракции, влажности загрузки (Taylor *et al.* 1999).

#### 4.10.1. Методика исследования долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения

Ученые Миннесотского университета установили зависимость аэродинамического сопротивления загрузки  $\Delta p$  от ее нагрузки  $A_{\text{загр.}}$  и высоты слоя  $H_{\text{загр.}}$ . Эта зависимость выражена формулой (Deshusses, Johnson 2000):

$$\Delta p = A_{\text{загр.}} \cdot H_{\text{загр.}}, \text{ Па}, \quad (4.26)$$

где  $A_{\text{загр.}}$  – нагрузка загрузки,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ;  $H_{\text{загр.}}$  – высота слоя загрузки, м.

Зависимость нагрузки загрузки  $A_{\text{загр.}}$  от влажности загрузки  $D_{\text{загр.}}$  выражается формулой:

$$A_{\text{загр.}} = 8,82 \cdot 10^{11} \cdot D_{\text{загр.}} \cdot A_{\text{устан.}}, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}, \quad (4.27)$$

где  $D_{\text{загр.}}$  – влажность загрузки.

Зная реальную площадь сечения загрузки биофильтра, пористость и скорость подаваемого потока воздуха, можно получить следующее выражение аэродинамического сопротивления биофильтра (Baltrėnas *et al.* 2004; Vaiškūnaitė 2008):

$$\Delta p = K \mu \frac{S^2}{\varepsilon^3} H_{\text{загр.}}, \text{ Па}, \quad (4.28)$$

где  $K$  – константа Козена и Кармана;  $\mu$  – коэффициент вязкости подаваемого потока воздуха,  $\text{Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$ ;  $S$  – реальная площадь сечения,  $\text{м}^2$ ;  $\varepsilon$  – пористость загрузки.

От аэродинамического сопротивления загрузки зависит также эффективность очистки биофильтром (Mohammad *et al.* 2007). Меньшее аэродинамическое сопротивление обуславливает лучшее распределение в загрузке кислорода, участвующего в процессах обмена питательных веществ (Malhautier *et al.* 2005).

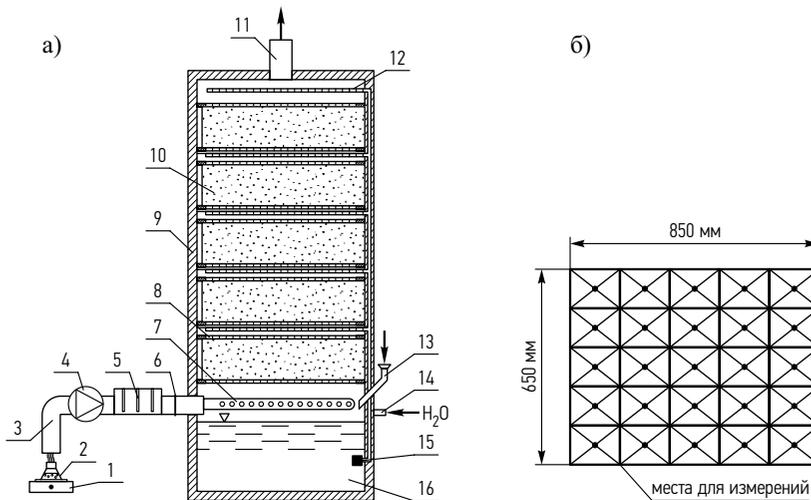
Экспериментальные исследования проводились на биологической установке по очистке воздуха – биофильтре (Рис. 4.72). Основной элемент фильтра составляет фильтровочная активированная загрузка из гранул цеолита, кубиков поролон и древесных стружек. С целью обеспечить равномерное распределение потока воздуха и влажности по всему слою загрузки и уменьшить аэродинамическое сопротивление загрузки в фильтре были установлены пять кассет, от-

деленных одна от другой металлическими ситами. Нижняя кассета биофильтра была загружена древесными стружками, смешанными с гранулами природного цеолита, фракция которых составляла 10–15 мм. Соотношение стружки и гранул по объему составляло 50:50%, а высота слоя – 100 мм. Вторая снизу кассета была заполнена древесной стружкой размером в 20 мм, смешанной с кубиками поролонита размером 30×30×20 мм. Соотношение стружки и кубиков по объему составляло 50:50%, а высота слоя – 150 мм. Третья, четвертая и пятая кассеты биофильтра заполнялись древесной стружкой величиной в 20–30 мм.

Каждый слой древесной стружки имел 0,85 м в длину, 0,65 м в ширину и 0,15 м в высоту (Рис. 4.72).

Перед запуском биофильтра загрузка увлажнялась через распылители воды, установленные над каждым слоем. Для равномерного распределения потока воздуха и удаления избыточной воды в резервуар с избыточной водой, оборудованный в нижней части фильтра, слои загрузки отделялись друг от друга металлическими сетками. Влажность загрузки контролировалась весовым методом (Baltrėnas, Zagorskis 2007).

Равномерное распределение потока воздуха по всей площади сечения загрузки обеспечивается коллектором распределения потока воздуха. В биофильтре перед и за каждой кассетой для взятия проб в трубах были устроены



**Рис. 4.72.** Стенд биофильтра (а): 1 – электроплита, 2 – колба с загрязнителем, 3 – воздуховод для подачи воздуха, 4 – вентилятор, 5 – канальный нагреватель подаваемого воздуха, 6 – задвижка для регулирования потока воздуха, 7 – коллектор, 8 – сито, 9 – стенка биофильтра, 10 – загрузка, 11 – воздуховод для удаления воздуха, 12 – распылители воды, 13 – труба для подачи биогенных элементов, 14 – труба для подачи воды, 15 – водяной насос, 16 – резервуар с водой; места исследования потока воздуха (б)

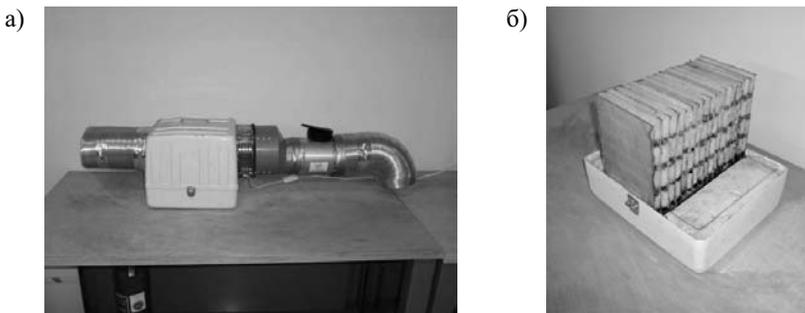
штуцеры с завинчивающимися крышками для определения скорости потока воздуха и аэродинамического сопротивления.

Поперечник воздуховода прямоугольной формы условно был поделен линиями, параллельными его стенкам, на равные прямоугольники (Рис. 4.72, б). Точки для измерений располагались по центру каждого прямоугольника (Zagorskis 2009). Для измерений было намечено 25 точек в поперечнике воздуховода прямоугольной формы, чья площадь составляет  $0,55 \text{ м}^2$ .

Скорость потока воздуха, подаваемого в устройство, регулировалась ручной задвижкой, пористость цеолита устанавливалась по истинной и насыпной его плотности.

Скорости потоков воздуха измерялись анемометром *Testo 400* немецкой фирмы, давление в центре поперечника фильтра и в каждой подобранной точке измерялось одновременно, используя динамический измеритель давления *DSM-1*.

Исследовалась также долговечность пластинчатого биофильтра (рис 4.73). Основным элементом биофильтра являются пластиковые пластины, на внешние стороны которых приклеиваются гранулы древесных щепок, коры и поролона.



**Рис. 4.73.** Пластинчатый биофильтр и его загрузка: а – биофильтр; б – загрузка

Нижняя часть пластин залита водой. Через нее по капиллярам пластин влага распространяется по всей пластине, проникает в весь объем загрузки. Размер одной пластины –  $0,15 \times 0,10 \times 0,003 \text{ м}$ . Общий объем пластин составляет  $0,15 \times 0,10 \times 0,10 \text{ м}$ . В резервуар с водой в нижней части биофильтра добавлялись биогенные элементы, которые повышают активность загрузки. После включения встроенного в биофильтр вентилятора определялись аэродинамическое сопротивление кассеты, концентрация подаваемого в устройство загрязнителя и эффективность биофильтра.

#### 4.10.2. Результаты и анализ исследования долговечности биофильтра с зернистой загрузкой разного происхождения

Проведенные экспериментальные исследования биофильтров с загрузкой разного происхождения показали, что наибольшее аэродинамическое сопротивление приходится на первый слой загрузки (Рис. 4.74). При скорости потока воздуха в 0,1 м/с аэродинамическое сопротивление первой кассеты фильтра составляет 314 Па. С увеличением скорости потока воздуха до 0,5 м/с аэродинамическое сопротивление загрузки увеличивается до 710 Па. Чтобы избежать больших концентраций подаваемых в установку загрязнителей (от 500 мг/м<sup>3</sup>), первый слой загрузки заполнялся смесью древесных стружек и гранул цеолита.

С увеличением числа кассет, заполненных древесными стружками и поролоном, аэродинамическое сопротивление биофильтра увеличивается медленнее. После пяти слоев загрузки биофильтра аэродинамическое сопротивление при скорости потока воздуха в 0,1 м/с составляет 950 Па.

Для определения проходимости воздуха через разного рода загрузку исследования проводились при подаче в биофильтр воздуха с разными скоростями (Рис. 4.75). Наибольшее сопротивление зафиксировано при подаче воздуха через загрузку из древесных стружек и гранул цеолита. Загрузка толщиной в 150 мм вызвала сопротивление в 314 Па, а загрузка из древесных щепок при скорости подаваемого потока воздуха в 0,1 м/с – сопротивление в 142 Па. Бóльшее сопротивление древесных щепок и цеолита обусловила бóльшая плотность цеолита и меньшая его пористость. Однако цеолит благодаря своим физическим свойствам является хорошим адсорбентом. Кроме того, сочетание биологического метода очистки воздуха с адсорбционным позволяет добиться лучшей степени очистки от летучих органических соединений, а микроорганизмам – расщепления выделяемых из цеолита в процессе регенерации

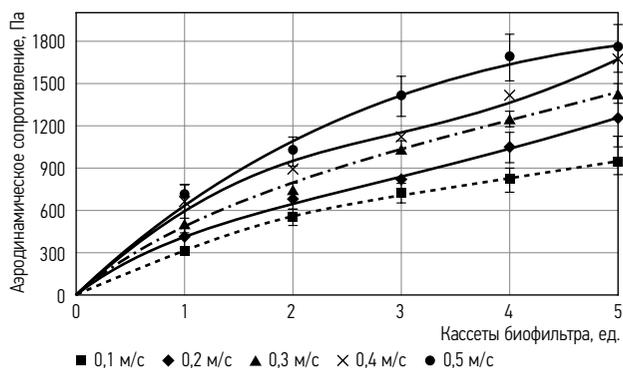


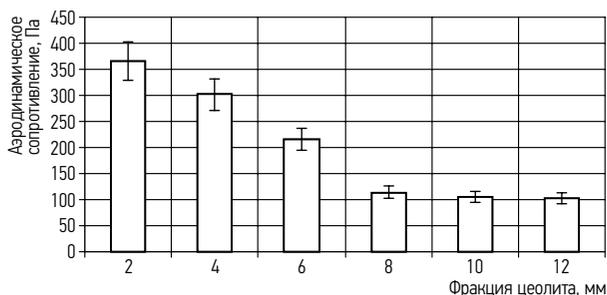
Рис. 4.74. Зависимость аэродинамического сопротивления биофильтра, заполненного разной загрузкой, от числа кассет с загрузкой

органических веществ. С увеличением скорости потока воздуха до 0,5 м/с аэродинамическое сопротивление загрузки увеличивается. Аэродинамическое сопротивление гранул цеолита и древесных щепок составило 710 Па, древесных щепок и кубиков поролона – 334 Па, а древесных щепок – 302 Па.

Зависимость аэродинамического сопротивления от величины фракции гранул цеолита можно установить, пропуская через слой гранул цеолита толщиной в 100 мм поток воздуха со скоростью в 0,1 м/с (Рис. 4.76). Исследованиями установлено, что наименьшим аэродинамическое сопротивление загрузки бывает, когда фракция цеолита равна 10 мм и больше. С увеличением фракции от 2 до 10 мм сопротивление цеолита уменьшается от 365 Па до 105 Па. Такое уменьшение аэродинамического сопротивления обусловлено меньшей насыпной плотностью загрузки, которая увеличивает пористость загрузки при большей фракции загрузки.



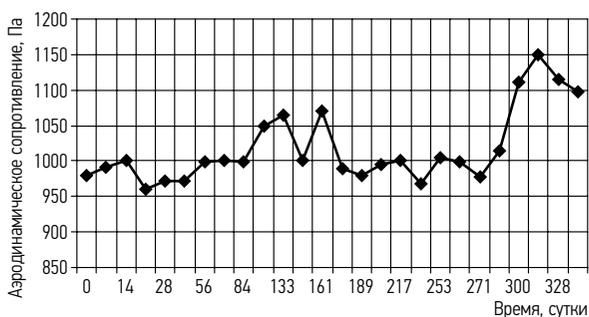
**Рис. 4.75.** Зависимость аэродинамического сопротивления биофильтра, заполненного разной загрузкой, от скорости потока подаваемого воздуха



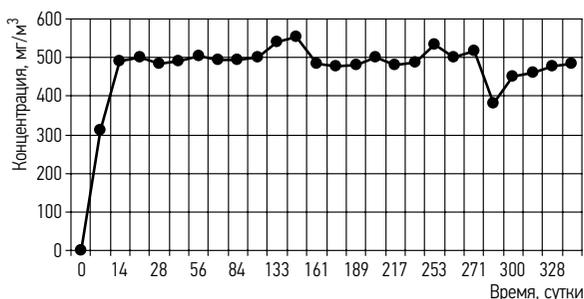
**Рис. 4.76.** Зависимость аэродинамического сопротивления от величины фракций цеолита

После проведения экспериментальных исследований получены зависимости аэродинамического сопротивления биофильтра от продолжительности работы установки (Рис. 4.77). Из представленных на рис. 4.77 данных видно, что наименьшим аэродинамическое сопротивление биофильтра было в начале его эксплуатации. Меньшее аэродинамическое сопротивление зернистой загрузки обусловлено меньшей влажностью загрузки. С увеличением продолжительности эксплуатации установки аэродинамическое сопротивление загрузки из древесных щепок, гранул цеолита и кубиков поролона увеличивается незначительно.

Из данных, представленных на рис. 4.78, видно, что за все время эксплуатации установки концентрация задерживаемых загрязнителей изменялась незначительно и составляла около  $500 \text{ мг/м}^3$ . С увеличением аэродинамического сопротивления загрузки количество задерживаемых биофильтром загрязнителей увеличивается. Спустя 300 суток аэродинамическое сопротивление увеличивается от  $1000 \text{ Па}$  до  $1150 \text{ Па}$ . Это увеличение обусловлено возможными физическими свойствами загрузки: уменьшением пористости, разрушением загрузки, меньшей механической сопротивляемостью загрузки.



**Рис. 4.77.** Зависимость аэродинамического сопротивления биофильтра с загрузкой разного происхождения от продолжительности работы установки

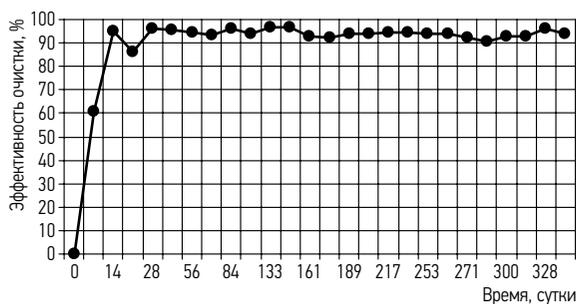


**Рис. 4.78.** Зависимость концентрации задерживаемых биофильтром с разной загрузкой загрязнителей от продолжительности работы установки

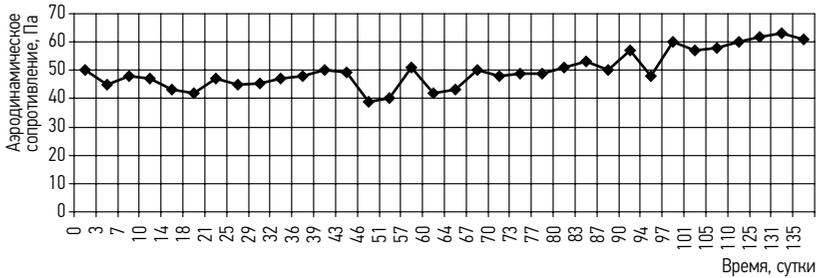
Из данных, представленных на рис. 4.79, видно, что эффективность очистки биофильтром за все время работы установки (328 дней) колебалась в пределах 90–97%. С увеличением аэродинамического сопротивления загрузки отмечалось увеличение эффективности биофильтра по очистке воздуха. Лучшая эффективность очистки биофильтром обеспечивается увеличением влажности загрузки. При большей влажности загрузки образуется более толстый слой биопленки, способствующий увеличению количества микроорганизмов в загрузке, а значит, и эффективности очистной установки. Из представленных на рис. 4.79 данных видно, что эффективность очистки биофильтром непостоянна. Это объясняется неравномерными скачками температуры биосреды, возникающими во время увлажнения загрузки из-за того, что температура применяемой для увлажнения загрузки воды меньше поддерживаемой в биофильтре температуры воздуха. Поэтому микроорганизмы не успевают быстро приспособиться к оптимальной для них температуре (30 °С). Большое влияние на эффективность биофильтра оказывают гранулы цеолита, имеющиеся в загрузке. Они хорошо адсорбируют пропускаемые через установку загрязнители.

С целью уменьшить аэродинамическое сопротивление биофильтра были проведены экспериментальные исследования кассетного биофильтра (Рис. 4.80). Результаты экспериментов засвидетельствовали небольшие потери давления в кассете. Аэродинамическое сопротивление кассеты, применявшейся для биологической очистки воздуха и эксплуатировавшейся в течение 90 дней, составляло около 50 Па. Позже аэродинамическое сопротивление кассеты начинает меняться. Спустя 135 дней эксплуатации биофильтра аэродинамическое сопротивление кассеты увеличивается до 60 Па. Это объясняется изменившимися из-за засорения капилляров и влияния влаги физическими свойствами кассеты.

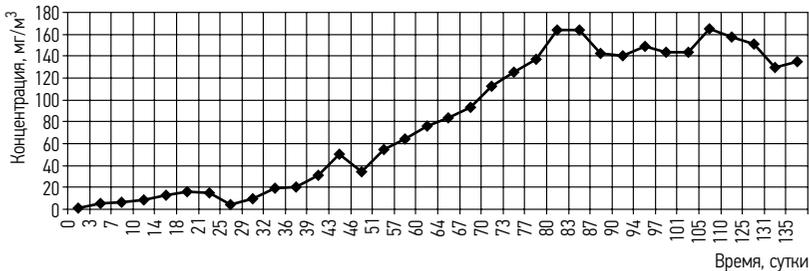
Для того, чтобы обеспечить увеличение эффективности очистки биофильтром, загрузка активируется водой, насыщенной биогенными элементами. Из



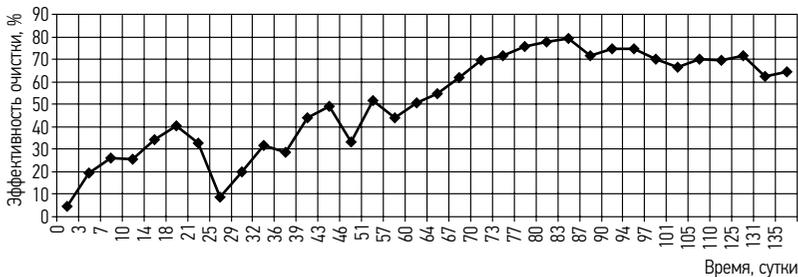
**Рис. 4.79.** Зависимость эффективности очистки биофильтром с загрузкой разного происхождения от продолжительности работы установки



**Рис. 4.80.** Зависимость аэродинамического сопротивления кассетного биофильтра с системой капиллярного увлажнения от продолжительности работы установки



**Рис. 4.81.** Зависимость удерживаемой кассетным биофильтром с капиллярной системой увлажнения концентрации загрязнителей от продолжительности работы установки



**Рис. 4.82.** Зависимость эффективности очистки кассетным биофильтром с капиллярной системой увлажнения от продолжительности работы установки

представленных на рис. 4.81 данных видно, что спустя 29 суток эффективность биофильтра начинает увеличиваться. В результате пропускания через кассету небольших доз паров ацетона спустя 80 суток эффективность очистки биофильтром была высокой и составила 80%. Такая эффективность достигнута при начальной концентрации загрязнителей в  $210 \text{ мг/м}^3$ .

Из представленных на рис. 4.82 данных видно, что при использовании для биологической очистки воздуха загрузок из зернистых материалов можно добиться большой эффективности очистки воздуха биофильтром. В начале эксплуатации биофильтра (до 57 суток) эффективность очистной установки колеблется в довольно больших пределах. Это зависит от колебаний концентрации пропускаемых через установку паров ацетона. При небольшом количестве микроорганизмов в начальный период эксплуатации эффективность очистки биофильтром в значительной степени зависит от начальной концентрации пропускаемых паров ацетона. После достижения микроорганизмами постоянной активности эффективность очистки биофильтром устанавливается и достигает 60–80%. Наибольшая эффективность очистки биофильтром, составляющая 87%, достигнута спустя 83 суток эксплуатации установки. После этого эффективность очистки кассетным биофильтром снижается.

## Часть 5

# АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АППАРАТОВ С НЕПОДВИЖНЫМ ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ

### 5.1. Проблема масштабирования промышленных аппаратов с зернистым слоем

До последнего времени изучение и разработка нового технологического процесса обычно начиналось в лабораторных аппаратах уменьшенного масштаба, в которых гидродинамические условия, влияющие на кинетику процесса, почти всегда отличаются от реальных особенностей гидродинамики в аппаратах промышленного масштаба. Следовательно, возникала проблема переноса опытных данных, полученных на стадии лабораторных исследований, на промышленные аппараты. По этой причине ранее исследователи были вынуждены проводить работы в несколько последовательных стадий, включающих технологические испытания на:

- лабораторной установке;
- пилотной установке;
- опытно-промышленной установке;
- промышленной установке.

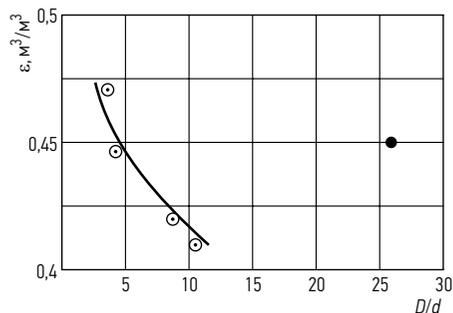
Описанный тривиальный путь решения проблемы масштабного перехода был связан с большими затратами времени и материальных средств.

Иной путь решения проблемы масштабирования аппаратов с зернистым слоем позволяет ограничиться исследованием лишь аэродинамики аппаратов различного размера. Основой нового альтернативного подхода являются теоретические положения, разработанные Розеном, Струминским и др. (Розен и др. 1980; Струминский и др. 1977) об определяющем влиянии аэродинамических особенностей аппаратов с зернистым слоем на основные технологические параметры процессов, осуществляемых в указанных аппаратах. Важное место при этом принадлежит изучению структуры зернистого слоя, которая собственно и определяет отмеченные особенности газораспределения в поперечном сечении этих аппаратов.

Следует отметить, что структуры укладки зернистых слоев из полидисперсных и монодисперсных материалов существенно различаются друг от друга.

Так, характер зависимости  $\varepsilon = f(D/d)$  для моно- и полидисперсных зернистых слоев, представленной на рис. 5.1, позволяет, в частности, заключить, что

**Рис. 5.1.** Зависимость  $\varepsilon = f(D/d)$  для монодисперсных и полидисперсных зернистых слоев:  $\odot$  – монодисперсный слой шариков;  $\bullet$  – полидисперсный слой шариков



полидисперсный слой является существенно менее прогнозируемым объектом для исследования.

По этой причине исследование особенностей структуры и газораспределения в зернистых слоях в настоящей работе, как правило, проводилось нами на монодисперсных слоях. Исключение составляли биофильтры, в которых использовались куски неправильной формы из древесной коры, а также высокопористые ячеистые материалы (ВПЯМ), имеющие регулярную структуру.

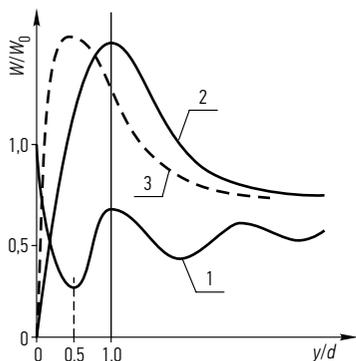
## 5.2. Структурная модель контактных и адсорбционных аппаратов с зернистым слоем

### 5.2.1. Анализ известных гидродинамических моделей зернистого слоя

Рассмотрим вкратце известные гидродинамические модели аппаратов с зернистым слоем.

В работах (Lyczkowski 1982; Martin 1978; Ziolkowska 1979, 1980) затрагивается вопрос о взаимосвязи распределения порозности и скорости в реакторе с зернистым слоем. Так, в работе (Martin 1978) приводится схема, из которой видно, что максимум скорости соответствует второму максимуму порозности у стенки (см. рис. 5.2). Модель (Martin 1978), однако, не дает совпадения с экспериментами (Price 1968; Leroy, Froment 1977; Marivoet *et al.* 1974), в которых максимум скорости находится приблизительно на расстоянии  $0,5d$  от стенки, то есть соответствует минимуму порозности.

В работе (Moscicka *et al.* 1976б) было показано, что профиль скорости представляет собой аналогично профилю  $\varepsilon_d$  затухающую гармоническую функцию  $R$  с периодом, приблизительно равным  $d$ , однако сдвинутую по фазе по сравнению с профилем порозности на  $0,5d$ . В работах (Ziolkowska 1979, 1980) найдено, что зависимость между радиальным распределением скорости и  $\varepsilon_d$  более сложная, чем прямая или обратная пропорция.



**Рис. 5.2.** Схематическое изображение разных моделей течения газа в реакторе с зернистым слоем: 1 – профиль порозности; 2 – профиль скорости по Мартину (Martin 1978); 3 – профиль скорости в соответствии с работами (Leroy, Froment 1977; Marivoet *et al.* 1974; Price 1968; Moscicka *et al.* 19766)

Противоречивость данных связана, на наш взгляд, с неадекватной статистической представительностью профилей порозности и профилей скорости, полученных к тому же в разных аппаратах при различающейся геометрии НЗС.

Лишь в нескольких работах сделана попытка получить общее аналитическое выражение для профилей скорости в НЗС, ограниченном стенкой. В работе (Vortmeyer, Schuster 1983) приводится выражение, полученное Тьеном на основе распределения порозности вблизи стенки для профиля в полубесконечном НЗС, ограниченном с одной стороны жесткой стенкой. Однако коэффициенты в уравнении Тьена не могут быть найдены теоретически.

В работах (Martin 1978; Михайлов и др. 1982) предлагается использовать уравнение Эргунa для расчета потери напора применительно к двум характерным областям НЗС с разной средней порозностью. К сожалению, эти авторы не имели возможности четко определить границу между пристенной и центральной областями НЗС в аппарате.

Для расчета профиля скорости в аппаратах с НЗС можно использовать уравнения Сергеева (Сергеев 1985; Сергеев, Дильман 1986). Однако для этого необходима информация о реальном радиальном распределении порозности в аппарате с НЗС.

В работе (Ziolkowska *et al.* 1983a) сформулирована стохастическая модель изотермического течения газового потока через колонну с НЗС. Однако для практических расчетов по этой модели также необходима информация о профиле порозности в данном аппарате.

В работе (Мясников, Котелкин 1976) предложена гидродинамическая модель реактора с НЗС, основанная на использовании закона фильтрации Дарси. Приведенный там теоретический анализ показывает, что неоднородности в зернистом слое имеют гидродинамическое происхождение и могут достигать значительной величины. Для учета влияния стенки в этой работе, как и в других, используется информация о профиле порозности в НЗС. Результаты (Мясников, Котелкин 1976) носят приближенный, качественный характер.

Точное теоретическое описание поля скоростей газового потока в аппарате с НЗС невозможно, так как среда там не является непрерывной, и вследствие этого уравнения механики непрерывных сред не могут быть использованы для описания поля скоростей в пространстве, ограниченном стенками аппарата. Уравнения механики непрерывных сред могут быть использованы лишь в пространстве межзерновых пор, в котором, однако, они не могут быть проинтегрированы из-за невозможности уточнения граничных условий (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979). Отсюда следует необходимость поиска упрощенных форм описания результатов или упрощенных математических моделей гидродинамики зернистого слоя.

Ниже вкратце рассматриваются работы, в которых предложены эмпирические уравнения, описывающие профиль скорости газового потока в цилиндрических аппаратах с зернистым слоем.

В работе (Боресков, Ритгер 1946) приводится соотношение, позволяющее оценить относительное уменьшение скорости в центральной части НЗС в результате влияния стенок аппарата, полученное в предположении, что  $\delta_{гд} = 1d$ . Кроме того, авторы принимали, что отношение  $W_{max}/W_{ц}$  не должно зависеть от  $d/D$ , что противоречит данным работ (Ziolkowska *et al.* 1983a; Collins 1968; Bundy 1966; Попов 1980).

В работе (Аэров и др. 1979) предложено оценивать распределение скоростей расчетным путем, пользуясь соотношением между  $\epsilon_{ц}$  и  $\epsilon_{ст}$ . Вместе с тем авторы отмечают оценочный характер таких расчетов из-за особенностей структуры укладки НЗС вблизи стенок труб и отсутствия надежной информации о границах пристенной области.

В работе (Табунщиков 1956) предложено эмпирическое уравнение для расчета скоростей в шахтных известковых печах. Однако измерения скорости газового потока в этой работе проводили всего в 3 кольцах, а координата  $W_{ст}$  выбиралась случайно и, очевидно, не соответствовала максимуму скорости вблизи стенки, установленному в работах (Price 1968; Попов 1980) и др.

В работе (Fahien, Stankovic 1979) обобщением данных (Schwarz, Smith 1953) предложено эмпирическое уравнение, описывающее профиль скорости в НЗС. Однако максимальные отклонения вычисленных значений скорости  $W$  от измеренных в (Schwarz, Smith 1953) составляют 52,3%, а  $W_{max}$  всегда превышает опытные значения. Видимо, поэтому в (Fahien, Stankovic 1979) авторы рекомендуют свои зависимости лишь для качественной оценки влияния отношения  $D/d$  на профиль скорости в НЗС. Кроме того, опытные данные работы (Schwarz, Smith 1953) в большинстве своем недостаточно точны из-за ограниченного числа контрольных колец, в которых осуществлялись измерения скорости. В результате некоторые максимумы скорости вблизи стенки, особенно в больших аппаратах при малых значениях  $d/D$  могли оказаться неизмеренными.

В работе (Drahoš *et al.* 1982), в которой изучалось газораспределение в НЗС при  $D/d$  от 8,2 до 22,9, на основе статистического анализа локальных скоростей газа в НЗС предложены эмпирические зависимости для двух характерных точек слоя – центра  $W_{\text{ц}}$  и точки с максимальной скоростью вблизи стенки  $W_{\text{max}}$ .

Авторы полагают, что предложенные ими уравнения позволяют прогнозировать упрощенный профиль скорости в НЗС для интервала значений  $D/d$  от 5 до 75, хотя исследованный ими диапазон значений  $D/d$  примерно в 3 раза меньше. Кроме того, число контрольных точек по радиусу аппарата в этой работе не всегда было достаточным для точной оценки  $W_{\text{max}}$ . Методическим недостатком этих опытов является также принятое постоянство расстояния датчика скорости над слоем независимо от  $d$ .

К общим недостаткам всех рассмотренных работ можно отнести, как правило, недостаточную статистическую представительность и случайный характер единичных профилей скорости, полученных для какой-то одной высоты слоя. Практически ни одно из предложенных уравнений в силу отмеченных причин не позволяет достоверно прогнозировать реальный профиль скорости в НЗС. Между тем, флуктуации локальных скоростей в поперечном сечении и по высоте слоя, в частности, приводят к значительному (до 2 раз) разбросу значений времени пребывания газа, проходящего через разные зоны зернистого слоя (Moscicka *et al.* 1976a).

### 5.2.2. Концепция структурной модели

В свете теории масштабирования аппаратов с зернистым слоем (Розен и др. 1980), в основу которой положено представление о гидродинамической природе масштабного фактора, представляет интерес проверка гипотезы об определяющем влиянии распределения локальной порозности на поле скоростей газового потока в зернистом слое.

Рассмотрим течение газового потока в аппарате, заполненном зернистым слоем с заведомо различной порозностью. Пусть одна половина аппарата заполнена зернами с порозностью  $\epsilon_1$ , а другая половина – зернами с порозностью  $\epsilon_2$ . В этом случае исходя из гипотезы о неразрывности потока для выделенных двух частей аппарата и с учетом результатов работы (Пушнов и др. 2007) можно записать следующее соотношение, связывающее локальные удельные расходы потока в указанных зонах  $W_1$  и  $W_2$  со значениями потери напора  $\Delta P_1$  и  $\Delta P_2$  в соответствующих зонах аппарата, имеющих различную порозность  $\epsilon_1$  и  $\epsilon_2$ :

$$\frac{W_1}{W_2} = \sqrt{\frac{\Delta P_2}{\Delta P_1}}. \quad (5.1)$$

Наиболее распространенное уравнение Эргуна для определения перепада давления в зернистом слое имеет вид (Аэров и др. 1979):

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu \cdot W}{d^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho \cdot g \cdot W^2}{d}. \quad (5.2)$$

Из уравнения (5.2) следует явная функциональная зависимость вида:

$$\Delta P = f(W, \varepsilon). \quad (5.3)$$

Следовательно, есть основание полагать, что существует следующая взаимосвязь:

$$\varepsilon_i = f(R) \rightarrow \Delta P_i = f(R) \rightarrow W_i = f(R). \quad (5.4)$$

Здесь:  $R$  – радиус аппарата,  $\varepsilon_i$  – локальная порозность,  $\Delta P_i$  – локальная потеря напора,  $W_i$  – локальный удельный расход газового потока.

Таким образом оказывается возможным построить такую модель аппарата с зернистым слоем, в основе которой лежит жесткая структура зернистого слоя, а именно: структурную модель аппарата с зернистым слоем. Концептуально предлагаемую структурную модель аппарата с зернистым слоем можно представить в виде схемы, показанной на рис. 5.3.

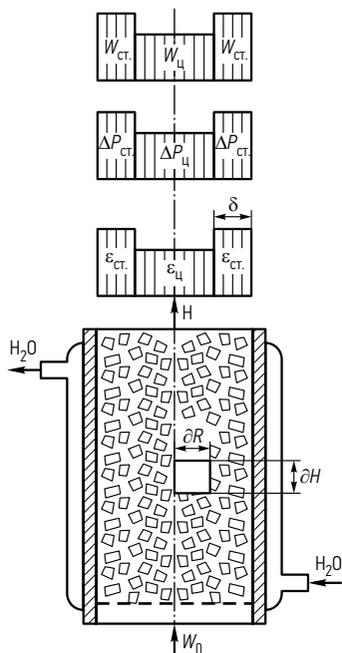


Рис. 5.3. Схематическое представление структурной модели контактного аппарата с зернистым слоем

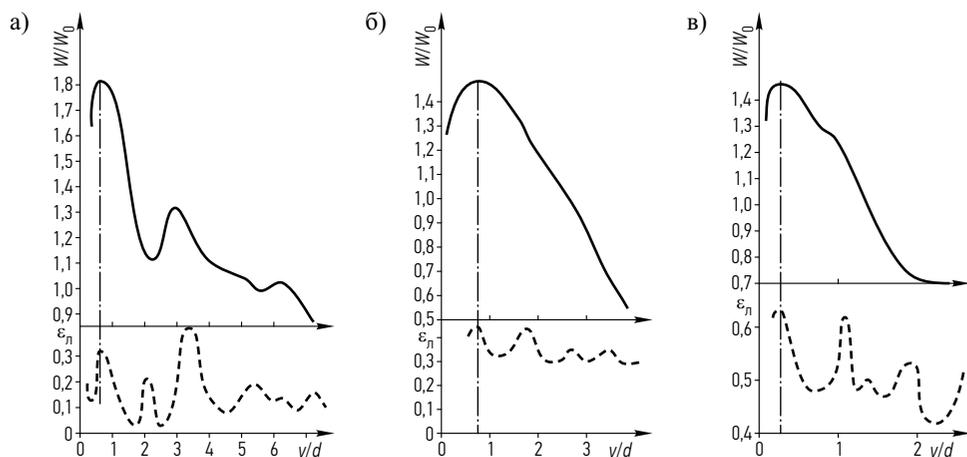
### 5.2.3. Физические предпосылки модели. Взаимосвязь радиального распределения порозности и удельного расхода газового потока в аппаратах с зернистым слоем

Изложенный выше анализ известных гидродинамических моделей аппаратов с зернистым слоем показал, что результаты расчета по ним существенно различаются между собой. Эти различия объясняются тем, что до последнего времени не удавалось установить однозначное соответствие между распределением скорости газового потока и структурой укладки зерен в поперечном сечении аппарата с зернистым слоем (Lyczkowski 1982; Puschnow 1973; Achenbach 1982). Последнее, по нашему мнению, вызвано следующими причинами. Во-первых, опыты по измерению распределения  $\varepsilon_d$  (Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Puschnow 1973; Sonntag 1960) и  $W$  (Morales *et al.* 1951; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Бурданов 1979а; Попов 1980; Schwarz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977; Ziolkowska *et al.* 1980) осуществляли в аппаратах, различающихся величинами  $D$ ,  $H$ ,  $d$  и структурой укладки зерен. Таким образом, статистическая представительность известных опытных данных по распределению  $\varepsilon_d$  и  $W$  различна. Во-вторых, имеющиеся расхождения также объясняются значительными трудностями экспериментального порядка (Lyczkowski 1982; Пушнов и др. 1974).

Учитывая отсутствие указанных данных нами были проведены специальные синхронные опыты по установлению связи между структурой НЗС и газораспределением в нем. При этом наибольший интерес представляет пристенная область аппарата с НЗС с аномальным характером укладки зерен и распределением потока (Morales *et al.* 1951; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Гольдштик и др. 1978; Drahos *et al.* 1982; Moscicka *et al.* 19766; Ziolkowska *et al.* 1983а; Попов 1980; Schwartz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977; Аэров, Умник 1950; Идельчик 1983; Генкин 1972; Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Ridgway, Tarbuck 1968; Puschnow 1973; Govindaro, Froment 1986). Для решения этой задачи нами был использован метод синхронного измерения распределения  $\varepsilon_d$  и  $W$  в аппарате с постоянной структурой укладки зерен.

Типичная рентгенограмма слоя шаров была приведена ранее на рис. 3.5. Обработка результатов наших опытов по исследованию структуры слоя шаров представлена на рис. 5.4. Там же приведены опытные данные по распределению удельных расходов в том же аппарате с тем же зернистым слоем. Методика обработки наших опытных данных по распределению порозности и удельного расхода в аппаратах с НЗС была идентичной – усреднение результатов измерения по площади равновеликих колец.

Анализ полученных данных показывает, что максимальный удельный расход газа во всех случаях находится в области наибольшей порозности и лока-



**Рис. 5.4.** Наши опытные данные по распределению порозности (пунктир) и скорости в слое шаров в аппарате  $\varnothing 94$  мм,  $W_0 = 2$  м/с: а) шары диаметром  $d = 6$  мм, высота слоя  $H/d = 2$ ; б) шары диаметром  $d = 9,5$  мм, высота слоя  $H/d = 3$ ; в) шары диаметром  $d = 14,5$  мм, высота слоя  $H/d = 2$

лизуется вблизи стенки аппарата с НЗС, причем профиль  $W/W_0$  существенно более сглажен по сравнению с профилем  $\epsilon_n$ , что можно объяснить неразрывностью потока в НЗС и эффектом эжекции (Мясников, Котелкин 1976).

Сравнение характера распределения  $W$  и  $\epsilon_n$  указывает на тесную связь между ними.

Одной из характерных точек профиля скорости потока газа в аппарате с НЗС, как уже упоминалось, является координата максимальной скорости (КМС). Мнения разных исследователей о местоположении КМС в НЗС расходятся. Так, в работах (Staneck, Szekely 1972, 1973) развивается подход к описанию профиля скорости в НЗС, основанный на известном уравнении Эргуна (Аэров и др. 1979), в результате которого получается профиль с максимумом скорости на стенке аппарата, где  $\epsilon_n = 1$ . Это противоречит реальной физической картине (Гельперин и др. 1984).

В работе (Leroу, Froment 1977) вводится допущение о том, что профиль скорости в зернистом слое обратно пропорционален профилю порозности.

Этот искусственный прием позволяет получить нулевую скорость на стенке аппарата. Однако КМС при этом оказывается в том месте аппарата, где порозность минимальна, что вызывает сомнения. Логичней, на наш взгляд, предположить, что наибольший удельный расход газа, а, следовательно, и скорость приходятся на область наибольших значений порозности, в которой местное сопротивление потоку минимально.

В работе (Martin 1978) принимается, что координата максимальной скорости (КМС) находится на расстоянии  $Y = 1d$  от стенки аппарата с НЗС, что со-

ответствует третьей экстремальной точке затухающей синусоиды зависимости  $\varepsilon_{\text{д}} = f(Y)$ , экспериментально полученной в (Benenati, Brosilow 1962). Однако обоснование этого КМС в обсуждаемой работе отсутствовало.

Анализ результатов наших опытов (см. рис. 5.4) указывает на то, что наибольшему удельному расходу однозначно соответствует область с повышенной порозностью.

На основе полученных нами результатов был вычислен коэффициент корреляции между  $W$  и  $\varepsilon_{\text{д}}$  в слое шаров  $\varnothing 14$  мм в аппарате  $\varnothing 94$  мм при  $H/d = 2$ , исходя из гипотезы о линейном характере зависимости  $W = f(\varepsilon_{\text{д}})$  во всем поперечном сечении аппарата с НЗС. Расчет показал, что коэффициент корреляции в этом случае равен  $R_{W\varepsilon} = 0,65$ . Это подтверждает гипотезу об определяющем влиянии  $\varepsilon_{\text{д}}$  на  $W$ . Вместе с тем линейную зависимость  $W$  от  $\varepsilon_{\text{д}}$  следует искать лишь в центральной изотропной части НЗС, а пристенная область НЗС является особой зоной. Действительно, вблизи стенки аппарата при  $Y < 0,3d$ :  $W \rightarrow 0$ , а  $\varepsilon_{\text{д}} \rightarrow 1$ . Таким образом, в этой части аппарата нельзя ожидать линейной зависимости  $W = f(\varepsilon_{\text{д}})$ .

Чтобы установить протяженность центральной части аппарата с НЗС, на которой зависимость  $W = f(\varepsilon_{\text{д}})$  является линейной, результаты этих опытов были обработаны в координатах  $W/W_0 \cdot \varepsilon_{\text{д}} = f(Y/d)$  (см. рис. 5.5, а).

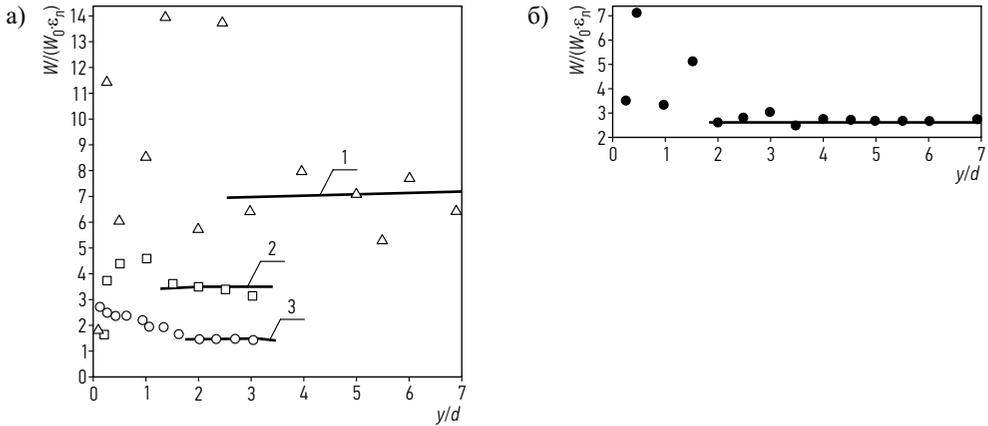
Представление результатов в таком виде позволяет одновременно оценить границу пристенной области повышенных скоростей газового потока.

Следует ожидать, что  $\delta_{\text{гд}}$  будет несколько выше геометрической пристенной зоны с повышенной порозностью из-за неразрывности потока в НЗС и явления эжекции струйками с высокой скоростью части потока из центральной части аппарата, где скорость меньше, в пристенную область (Мясников, Котелкин 1976).

Как видно из рис. 5.5, а, линейный характер данной зависимости сохраняется практически во всех опытах в пределах центральной части аппарата, начиная со значений  $Y/d \geq 2$ . Характерно, что, чем меньше была  $H$ , тем больше разброс значений  $W/W_0 \cdot \varepsilon_{\text{д}}$ . Наибольший разброс имеет место при  $H/d \leq 2$ . В этой связи представляет интерес анализ данных, полученных для существенно больших высот слоя зерен  $H/d > 20$ .

На рис. 5.5, б, представлены обработанные нами аналогичным образом результаты опытов работы (Benenati, Brosilow 1962) по измерению порозности, а также наши данные по измерению профиля скорости. Такая обработка оказалась возможной из-за одинаковой статистической представительности результатов. Результаты этих опытов также указывают на линейный характер анализируемой зависимости при  $Y/d > 2$ .

Таким образом, изложенное выше подтверждает гипотезу об определяющем влиянии структуры укладки зернистого слоя на распределение газового потока на НЗС. За границу пристенной области можно принять  $Y/d = 2$ .



**Рис. 5.5.** Зависимость  $W/W_0 \cdot \epsilon_n = f(Y/d)$ : а) наши опыты в аппарате  $\varnothing 94$  мм с шарами: 1 –  $d = 6$  мм;  $H = 2d$ ; 2 –  $d = 9,5$  мм;  $H = 3d$ ; 3 –  $d = 14,5$  мм;  $H = 3d$ ; б) наша обработка результатов опытов по порозности работы (Benenati, Brosilow 1962) и нашего профиля скорости в аппарате  $\varnothing 94$  мм с шарами  $\varnothing 6$  мм для  $H/d > 20$

С целью уточнения численного значения  $\delta_{ст.}$  была также произведена обработка результатов наших и литературных данных в виде зависимости  $\epsilon_{ст.}/\epsilon = f(\delta_{ст.}/d)$ . Величину порозности геометрической пристенной области шириной  $\delta_{ст.}$  определяли графическим интегрированием зависимости  $\epsilon_n = f(Y/d)$ . При этом величину  $\delta_{ст.}$  варьировали в пределах от  $0,3$  до  $4,5d$ , то есть в области собственных колебаний зависимости  $\epsilon_n = f(Y/d)$ .

Величину средней порозности в аппарате с зернистым слоем, равную:

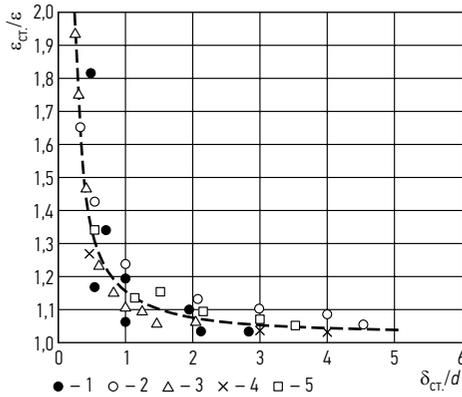
$$\epsilon = \frac{\int_0^H \int_0^{2\pi} \epsilon \cdot d \cdot \theta \cdot dz}{2 \cdot \pi \cdot H}, \quad (5.5)$$

где  $\theta$  – угловая координата, а  $z$  – осевая координата, определяли для наших опытных данных также графическим интегрированием. При обработке литературных опытных данных значения  $\epsilon$  вычисляли по эмпирической формуле (Аэров, Тодес 1968):

$$\epsilon = 0,39 + \frac{0,068}{D/d} + \frac{0,542}{(D/d)^2}. \quad (5.6)$$

Результаты такой обработки показаны на рис. 5.6. Видно, что наибольшие отклонения  $\epsilon_{ст.}$  от  $\epsilon$  в аппаратах с шарами при  $D/d$  от  $5,6$  до  $21,8$  приходится на область шириной  $(1-1,5)d$ .

Выше было показано, что ширина гидродинамической пристенной области с повышенным удельным расходом  $\delta_{гд.} = (2-3)d$ .



**Рис. 5.6.** Зависимость  $\varepsilon_{ст.}/\varepsilon = f(\delta_{ст.}/d)$  для слоя шаров: 1 – результаты наших опытов; 2 – по результатам усреднения опытов работы (Benenati, Brosilow 1962) в диапазоне  $D/d = 5,6–20,3$ ; 3 – опыты работы (Sonntag 1960); 4 – опытные данные (Thadani, Peebles 1966); 5 – по опытным данным (Roblee *et al.* 1958)

Установленная нами близость величин геометрической и гидродинамической пристенных областей в аппаратах с НЗС представляется закономерной. Несколько большая оценка для  $\delta_{гд.}$  по сравнению с  $\delta_{ст.}$  объясняется эффектом эжекции, неразрывностью потока в НЗС и, как следствие, размытием границы гидродинамической пристенной зоны.

Другой вывод из анализа данных по структуре зернистого слоя заключается в том, что координата максимума скорости КМС ( $Y = 0,33d$ ) расположена в той части аппарата, где порозность выше, чем в центральной его части.

Из результатов наших опытов по изучению структуры НЗС методом рентгенографии, представленных ранее на рис. 3.5, отчетливо видно, что структура межзернового пространства напоминает систему из ряда коаксиальных поровых квазиканалов-щелей. Этот новый экспериментально установленный факт является важным аргументом в пользу развития модели зернистого слоя в виде системы коаксиальных цилиндров. Поликанальная модель рассматривалась ранее в работах (Kondelik, Boyarinov 1969; Ziolkowski, Tobis 1983; Краснушкина 1981; Краснушкина и др. 1980; Ягнятинский 1985). Близкая ей по смыслу двухзонная модель без конкретизации границ отдельных зон была предложена в работах (Puschnow 1973; Михайлов и др. 1982; Пушнов и др. 1974). Однако обоснование этих моделей было недостаточно строгим и убедительным. Важным преимуществом, например, поликанальной модели в расчетном отношении является ее дискретность по радиусу и непрерывность по высоте аппарата с НЗС. Обладая рядом достоинств, такая модель структуры НЗС, вместе с тем, остается достаточно сложной.

Желая ее упростить, сделаем на основании полученных выше результатов близкое к действительности допущение о том, что при  $Y > 2d$  профиль скорости в аппаратах с НЗС плоский. Тогда канальная модель может быть сведена к следующей 3-слойной модели, которая позволяет достаточно верно описать структуру течения в аппаратах с НЗС:

первый слой – пристенная область шириной  $0 < Y/d \leq 0,3$  – байпасный канал у квазишероховатой стенки аппарата, границей которого является координата максимума скорости в зернистом слое в соответствии с установленным ранее статистически представительным профилем скорости (Гельперин и др. 1984);

второй слой – промежуточная зона  $0,3 < Y/d \leq 2$  – зона, в которой имеет место эффект эжекции и происходит постепенное перестроение потока;

третий слой – центральная часть аппарата с НЗС при  $Y/d > 2$  – полностью изотропная квазигомогенная среда.

Такая модель зернистого слоя позволяет чётко определить и физически обосновать размеры центральной части зернистого слоя, в пределах которой зерна произвольно ориентированы в пространстве, а их различные положения равновероятны. В этой области НЗС обладает макроскопическим свойством изотропности в том смысле, что его характеристики (порозность, проницаемость, извилистость и др.) не зависят от направления осей координат, и поэтому может рассматриваться как изотропная система. Профиль скорости в пределах этой области зернистого слоя плоский.

Вся оставшаяся часть НЗС, расположенная в пристенной области аппарата и испытывающая организующее воздействие стенок аппарата на структуру укладки, а, следовательно, и на газораспределение, с полным основанием может быть отнесена к неизотропной части зернистого слоя.

Таким образом, в расчетном отношении применительно к контактными и адсорбционным аппаратам изложенную выше 3-слойную модель можно еще более упростить. Выделим в зернистом слое две характерные области (см. рис. 5.7):

1-я область – пристенная часть НЗС шириной  $2d$ ;

2-я область – центральная часть НЗС шириной  $4d$ .

Будем называть эту двухзонную модель структурной. Схема структурной модели контактных и адсорбционных аппаратов представлена на рис. 5.7.

Предлагаемая структурная модель базируется на реальной структуре зернистого слоя и на усредненном профиле скорости в НЗС. Вместе с тем она абстрагируется от них, поскольку основывается на дифференциальном отношении к характеристикам зернистого слоя и основным параметрам технологического процесса в аппарате по двум условно выделенным областям –  $\varepsilon_{ст.}, W_{ст.}, Re_{\text{э}}^{ст.}, \lambda_{\text{эф.}}^{ст.}, C_{к.}^{ст.}$  и  $\varepsilon_{ц.}, W_{ц.}, Re_{\text{э}}^{ц.}, \lambda_{\text{эф.}}^{ц.}, C_{к.}^{ц.}$ . Причем каждый из этих параметров является интегральным в пределах соответствующей области.

Обозначим  $Y/d = z$ . Доля зернистого слоя, приходящаяся на пристенную область, очевидно, составляет:

$$f_{ст.} = 1 - \left( 1 - 2 \cdot \frac{d}{D} \cdot z \right)^2. \quad (5.7)$$

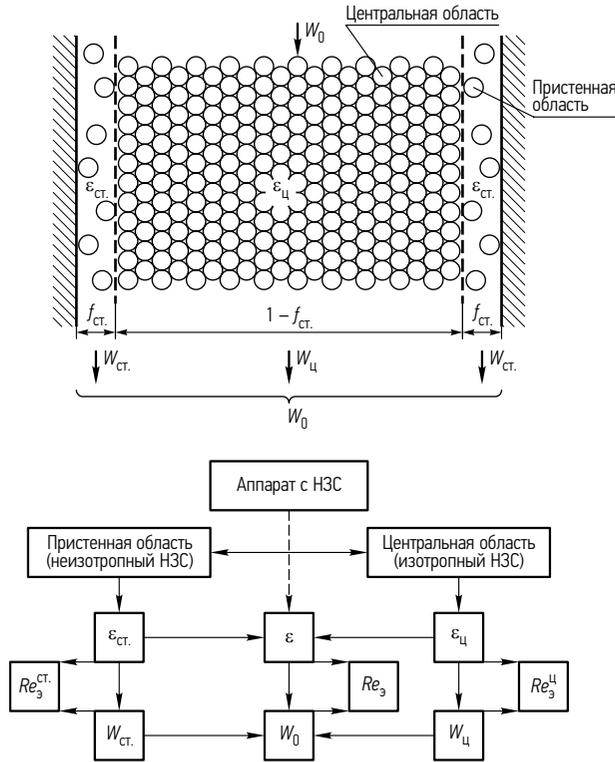


Рис. 5.7. Структурная 2-зонная модель

Поскольку выше нами было показано, что границы пристенной зоны  $z = 2$ , имеем:

$$f_{ст.} = 1 - \left(1 - \frac{4}{D/d}\right)^2. \tag{5.8}$$

Из геометрических соображений:  $f_{ц.} = 1 - f_{ст.}$ . Зависимость  $f_{ст.} = f(D/d)$  в логарифмических координатах приведена на рис. 5.8.

Как видно из характера зависимости  $f_{ст.} = f(D/d)$ , при фиксированном значении ширины пристенной зоны  $z = 2$  в логарифмических координатах в диапазоне величины  $D/d$  от 100 до 1000 эта зависимость имеет линейный характер.

Поскольку доля пристенной области в общем объеме НЗС уменьшается с ростом отношения  $D/d$ , следует ожидать снижения влияния пристенной области на показатели массообменных процессов, осуществляемых в аппаратах с зернистым слоем.

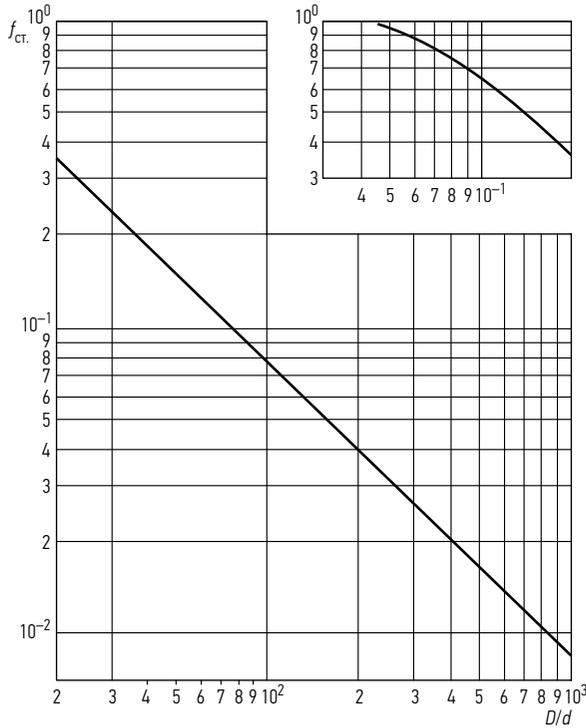


Рис. 5.8. Зависимость доли пристенной области  $f_{ст.}$  от величины отношения  $D/d$  при фиксированном  $z = 2$

**5.2.4. Вывод соотношений для расчета удельного расхода газового потока в пристенной и центральной областях аппаратов с зернистым слоем (Рис. 5.9)**

Уравнения для расчета удельного расхода в пределах каждой из выделенных двух характерных областей зернистого слоя можно получить, используя известное уравнение Гельперина и др. (1977) для гидравлического сопротивления зернистого слоя:

$$Eu_m = \frac{100}{Re_3} + 0,9, \tag{5.9}$$

Здесь  $Eu_m = \frac{\Delta P}{H} \cdot \frac{\varepsilon^2}{\rho \cdot W_0^2 \cdot S_{ср.}}$ ;  $Re_3 = \frac{W_0 \cdot d_3}{\nu \cdot S_{ср.}}$ ;  $d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_{ср.}}$ ;  $S_{ср.} = \varphi(1 - \varepsilon)$ ;  $\varphi = \frac{S_{13}}{V_{13}}$ .

После подстановки и преобразований:

$$\frac{\Delta P}{H} = 100 \cdot \frac{\rho \cdot \nu \cdot W \cdot S_{ср.}^2}{4 \cdot \varepsilon} + 0,9 \cdot \frac{\rho \cdot W^2 \cdot S_{ср.}}{\varepsilon^2}. \tag{5.10}$$

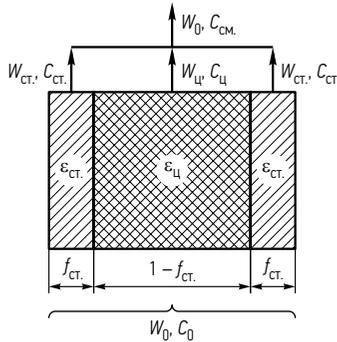


Рис. 5.9. Структурная модель

Окончательно:

$$\frac{\Delta P}{H} = 100 \cdot \frac{\rho \cdot v \cdot (1-\varepsilon)^2 \cdot \rho^2}{4 \cdot \varepsilon^2} \cdot W \cdot \left[ 1 + 0,36 \cdot \frac{W}{v \cdot \phi \cdot (1-\varepsilon)} \right]. \quad (5.11)$$

Для сферы:

$$\varphi = \frac{4 \cdot \pi \cdot r^2}{\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3} = \frac{3}{r} = \frac{6}{d}. \quad (5.12)$$

Поскольку  $\frac{\partial P}{\partial z} \gg \frac{\partial P}{\partial r}$ , принимаем, что для обеих выделенных зон – пристенной и центральной в аппарате с НЗС:

$$\Delta P_{ст.} = \Delta P_{ц} = \Delta P. \quad (5.13)$$

Тогда

$$\frac{W_{ст.}}{W_{ц}} = \left[ \frac{(1-\varepsilon_{ц}) \cdot \varepsilon_{ст.}}{(1-\varepsilon_{ст.}) \cdot \varepsilon_{ц}} \right]^2 \cdot \frac{1 + 0,006 \cdot \frac{W_{ц} \cdot d}{v \cdot (1-\varepsilon_{ц})}}{1 + 0,006 \cdot \frac{W_{ст.} \cdot d}{v \cdot (1-\varepsilon_{ст.})}}. \quad (5.14)$$

С учетом  $Re_0 = \frac{(W_0 \cdot d)}{v}$  имеем:

$$\frac{W_{ст.}}{W_{ц}} = \left[ \frac{(1-\varepsilon_{ц}) \cdot \varepsilon_{ст.}}{(1-\varepsilon_{ст.}) \cdot \varepsilon_{ц}} \right]^2 \cdot \frac{1 + 0,006 \cdot Re_0 \cdot \frac{1}{1-\varepsilon_{ц}} \cdot \frac{W_{ц}}{W_0}}{1 + 0,006 \cdot Re_0 \cdot \frac{1}{1-\varepsilon_{ст.}} \cdot \frac{W_{ст.}}{W_0}}. \quad (5.15)$$

Из баланса расхода в рамках рассматриваемой 2-зонной модели:

$$\frac{W_{ц}}{W_0} = \frac{1 - (W_{ст.}/W_0) \cdot f_{ст.}}{1 - f_{ст.}}. \quad (5.16)$$

$$W_{\text{ц}} = \frac{W_0 - W_{\text{ст.}} \cdot f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}, \quad (5.17)$$

$$\frac{W_{\text{ц}}}{W_{\text{ст.}}} = \frac{(W_0 / W_{\text{ст.}}) - f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}. \quad (5.18)$$

или

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_{\text{ц}}} = \frac{1 - f_{\text{ст.}}}{(W_0 / W_{\text{ст.}}) - f_{\text{ст.}}} = \frac{(W_{\text{ст.}} / W_0) \cdot (1 - f_{\text{ст.}})}{1 - f_{\text{ст.}} \cdot (W_{\text{ст.}} / W_0)}. \quad (5.19)$$

Так как  $f_{\text{ст.}} < 1$ , то из выражения (3.21) следует, что

$$f_{\text{ст.}} \cdot \left( \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \right) < 1 \quad \text{или} \quad \left( \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \right) < \left( \frac{1}{f_{\text{ст.}}} \right). \quad (5.20)$$

В рамках рассматриваемой модели можно записать:

$$\varepsilon_{\text{ц}} = \frac{\varepsilon_0 - \varepsilon_{\text{ст.}} \cdot f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}, \quad (5.21)$$

$$1 - \varepsilon_{\text{ц}} = 1 - \frac{\varepsilon_0 - \varepsilon_{\text{ст.}} \cdot f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}} = \frac{(1 - \varepsilon_0) - (1 - \varepsilon_{\text{ст.}}) \cdot f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}, \quad (5.22)$$

$$E = \left[ \frac{1 - \varepsilon_0 - (1 - \varepsilon_{\text{ст.}}) \cdot f_{\text{ст.}}}{\varepsilon - \varepsilon_{\text{ст.}} \cdot f_{\text{ст.}}} \cdot \frac{\varepsilon_{\text{ст.}}}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} \right]^2 = \left[ \frac{1 - \varepsilon_0 - f_{\text{ст.}}}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} \right]^2 \cdot \left[ \frac{\varepsilon_0 - f_{\text{ст.}}}{\varepsilon_{\text{ст.}}} \right]^2. \quad (5.23)$$

После алгебраических преобразований выражения (5.15) с учетом (5.23) получаем:

$$\frac{(W_{\text{ст.}} / W_0) \cdot (1 - f_{\text{ст.}})}{1 - (W_{\text{ст.}} / W_0) \cdot f_{\text{ст.}}} = E \cdot \frac{1 + \frac{0,006 \cdot Re_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} \cdot \frac{1 - (W_{\text{ст.}} / W_0) \cdot f_{\text{ст.}}}{\left[ \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_{\text{ст.}})} \right] - f_{\text{ст.}}}}{1 + \frac{0,006 \cdot Re_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} \cdot \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}}. \quad (5.24)$$

Обозначим  $\frac{0,006 \cdot Re_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} = C$ .

Получаем

$$\frac{W_{\text{ст.}} \cdot (1 - f_{\text{ст.}})}{W_0} = E \cdot \frac{\left\{ 1 + \frac{C}{\left[ \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_{\text{ст.}})} \right] - f_{\text{ст.}}} \right\} \cdot \left\{ \frac{C \cdot f_{\text{ст.}}}{\left[ \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_{\text{ст.}})} \right] - f_{\text{ст.}}} \right\} \cdot \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}}{1 + C \cdot \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}}. \quad (5.25)$$

После преобразования последнего равенства получаем уравнение:

$$A \cdot \left( \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \right)^2 - B \cdot \left( \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \right) + Q = 0, \quad (5.26)$$

где

$$A = C \cdot \left[ \frac{E \cdot f_{\text{ст.}}^2}{1 - \varepsilon_0} - (1 - f_{\text{ст.}}) \right], \quad (5.27)$$

$$B = E \cdot f_{\text{ст.}} \cdot \left( 1 + \frac{C}{\frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} - f_{\text{ст.}}} \right) + C \cdot \frac{E \cdot f_{\text{ст.}}}{\frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} - f_{\text{ст.}}} + (1 - f_{\text{ст.}}), \quad (5.28)$$

$$Q = E \cdot \left( 1 + \frac{C}{\frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} - f_{\text{ст.}}} \right). \quad (5.29)$$

Физический смысл имеет следующее решение уравнения (5.26):

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} = \frac{B - \sqrt{B^2 - 4 \cdot A \cdot Q}}{2 \cdot A}. \quad (5.30)$$

Анализ уравнения (3.26) для двух предельных случаев дает:

– для случая  $Re_0 \rightarrow 0$ :

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} = \frac{E}{E \cdot f_{\text{ст.}} + (1 - f_{\text{ст.}})}, \quad (5.31)$$

– для случая  $Re_0 \rightarrow \infty$ :

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} = \frac{(1 + E \cdot f_{\text{ст.}}) - \hat{E}}{2}, \quad (5.32)$$

где

$$\hat{E} = \sqrt{(1 + f_{\text{ст.}})^2 - 4 \cdot \left[ E \cdot f_{\text{ст.}}^2 - (1 - f_{\text{ст.}}) \cdot \left( \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{\text{ст.}}} - f_{\text{ст.}} \right) \right]}. \quad (5.33)$$

Выражение для расчета величины  $W_{\text{ц}}/W_0$  можно получить из баланса расхода:

$$\frac{W_{\text{ц}}}{W_0} = \frac{1 - (W_{\text{ст.}}/W_0) \cdot f_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}. \quad (5.34)$$

Выражения (5.30) и (5.34), по-видимому, точнее отражают физику процесса, чем предложенные в работе (Михайлов и др. 1982), поскольку первые получены на основе эмпирического соотношения (Гельперин и др. 1977), расчеты по которому, в свою очередь, хорошо соответствуют результатам расчета  $\Delta P$  для шаров по теоретическому уравнению Сергеева, Дильмана (1986).

### 5.2.5. Соотношения для расчета величины порозности в пристенной и центральной областях аппаратов с зернистым слоем

Искомое соотношение для определения  $\varepsilon_{ст.}$  найдем из совместного решения полученного нами уравнения

$$\varepsilon = \frac{A}{(D/d)^n} + B \quad (5.35)$$

и уравнения (Аэров, Годес 1968; Жаворонков и др. 1949):

$$\varepsilon = \varepsilon_{ц} + (\varepsilon_{ст.} - \varepsilon_{ц}) \cdot \left[ 1 - \left( \frac{D/d - m}{D/d} \right)^2 \right]. \quad (5.36)$$

Уравнение (5.35) описывает зависимость  $\varepsilon = f(D/d)$  для кусков цилиндров, шаров и колец. Значения констант  $A$  и  $n$  указаны ниже. С учетом того, что константа  $B$  в этом уравнении имеет физический смысл  $\varepsilon$  слоя зерен, не ограниченного стенками, примем  $B = \varepsilon_{ц.}$  Приравнивая правые части равенств (5.35) и (5.36) и решая полученное выражение относительно  $\varepsilon_{ст.}$ , находим

$$\varepsilon_{ст.} = \varepsilon_{ц} + \frac{A}{(D/d)^n \cdot \left[ 1 - \left( \frac{D/d - m}{D/d} \right)^2 \right]}. \quad (5.37)$$

В этом уравнении в рамках структурной модели  $m = 2$ . Остальные постоянные коэффициенты зависят от формы зерен. Усреднение литературных (Cairns, Prausnitz 1959; Зданавичюс, Маргис 1981; Голубев, Морозов 1963; Макарявичюс и др. 1982; Жаворонков 1944; Saunders, Ford 1940; Roblee *et al.* 1958; Забродский 1963; Жаворонков и др. 1949; Завелев и др. 1978; Sonntag 1960; Thadani, Peebles 1966; Богоявленский 1978; Зданавичюс, Сурвила 1980; Leva 1950; Carman 1937; Каган 1966; Брандес и др. 1976; Каган и др. 1972; Наринский и др. 1979; Аэров и др. 1968; Quinton, Storrov 1956; Завелев 1981; Краснушкина 1981; Дурнов, Бабушкин 1974; Ролофф и др. 1983; Гельперин и др. 1977; Вилемас и др. 1984; Ziolkowska *et al.* 1984; Сеницын 1982; Ефименко и др. 1984; Пхаладзе и др. 1982; Specchia, Baldi 1977; Бахуров, Боресков

1947; Pruschek 1963; Yagi *et al.* 1964; Glaser, Thodes 1958; Sen Gupta, Thodos 1962; Satterfield, Resnick 1954; Meek 1961; Lidarsen 1950; Galloway *et al.* 1957; Furnas 1930; Eluhin, Starosvitskii 1964; Barker 1965; Baumeister, Bennett 1958; De Acetis, Thodos 1960; Gamson *et al.* 1943; Bradshaw, Meyers 1963; Голубев 1960; Гельперин, Каган 1984; Läf, Hawley 1948; Solntsen *et al.* 1963; Glaser 1955; Ziolkowski, Pomaranski 1981; Coppage, London 1956; Lim, Mathur 1976; Королев, Сыромятников 1970) и наших собственных опытных данных по порозности дает следующие значения этих коэффициентов: куски –  $A = 1,5$ ;  $\varepsilon_{ц} = 0,35$ ;  $n = 1$ ; цилиндрики –  $A = 0,92$ ;  $\varepsilon_{ц} = 0,34$ ;  $n = 2$ ; кольца Рашига –  $A = 0,35$ ;  $\varepsilon_{ц} = 0,53$ ;  $n = 1$ ; шары –  $A = 1,0$ ;  $\varepsilon_{ц} = 0,375$ ;  $n = 2$ . Значения  $\varepsilon_{ц}$  здесь соответствуют для цилиндриков и гранул шаровой формы величинам порозности для  $D/d > 7$ , для колец Рашига  $D/d > 10$ , для кусков  $D/d > 40$ .

Для зерен в форме кусков и колец Рашига при  $n = 1$  равенство (5.37) имеет вид:

$$\varepsilon_{ст.} = \varepsilon_{ц} + \frac{A \cdot D/d}{m \cdot (2 \cdot D/d - m)}. \quad (5.38)$$

Для зерен цилиндрической и шаровой формы при  $n = 2$  формула (5.37) принимает вид:

$$\varepsilon_{ст.} = \varepsilon_{ц} + \frac{A}{m \cdot (2 \cdot D/d - m)}. \quad (5.39)$$

Полученные уравнения (5.37)–(5.39) позволяют в указанных пределах рассчитать необходимые геометрические параметры НЗС для зерен шаровой, кусковой, цилиндрической и кольцевой формы в рамках структурной модели.

Уравнение (5.35) позволяет рассчитать величину средней порозности в аппарате с НЗС в зависимости от отношения  $D/d$  для зерен наиболее распространенной формы – шаров, кусков, цилиндриков и колец при  $D/d > 3$ . Расчет значения  $\varepsilon$  по этому уравнению дает более надежные результаты по сравнению с известными соотношениями из-за большей статистической представительности массива обработанных нами литературных и собственных данных.

Совокупность уравнений (5.24), (5.26)–(5.30), (5.34), (5.37)–(5.39) представляет собой математическое описание структурной модели аппарата с зернистым слоем.

### 5.2.6. Проверка адекватности структурной модели

*Проверка выражения для величины порозности* в характерных областях аппарата с НЗС. Порозность в пристенной области НЗС для зерен шаровой формы можно определить из выражения (Наумов и др. 1986):

$$\varepsilon_{\text{ст.}} = \frac{4 \frac{d}{D}}{1 - \left(1 - 4 \frac{d}{D}\right)^2} \cdot \left\{ 0,5 \frac{d}{D} \cdot \left(\frac{D}{d} - 0,5\right) \cdot \left[ 1 - \frac{2}{3} \cdot \frac{\frac{D}{d} - 5}{\frac{D}{d} - 0,5} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{min}}) \right] + \right. \\ \left. \left( 1,5 - 4,036 \cdot \frac{d}{D} \right) \cdot \varepsilon_{\infty} + 0,286 \cdot \frac{d}{D} \cdot \varepsilon_{\text{min}} \right\}, \quad (5.40)$$

полученного интегрированием в пределах ширины пристенной области  $y = 2d$  функции экспериментального распределения порозности по радиусу аппарата, предложенной в работе (Martin 1978) по результатам опытов Бененати (Benenati, Brosilow 1962). В этом уравнении  $\varepsilon_{\infty} = 0,39$ ;  $\varepsilon_{\text{min}} = 0,23$  по данным работ (Benenati, Brosilow 1962; Sonntag 1960; Achenbach 1982).

Сопоставление результатов расчета значений  $\varepsilon_{\text{ст.}}$  по формулам (5.39) и (5.40) показывает, что они дают расхождение, не превышающее 6%, что следует считать удовлетворительным.

Значение порозности в центральной части аппарата с зернистым слоем можно получить из уравнения баланса порозности в аппарате:

$$\varepsilon_{\text{ц}} = \frac{\varepsilon - f_{\text{ст.}} \cdot \varepsilon_{\text{ст.}}}{1 - f_{\text{ст.}}}. \quad (5.41)$$

С учетом полученного ранее выражения для  $f_{\text{ст.}}$  (5.8) формула (5.41) имеет вид:

$$\varepsilon_{\text{ц}} = \frac{\varepsilon - \varepsilon_{\text{ст.}} \cdot \left[ 1 - \left(1 - \frac{4}{D/d}\right)^2 \right]}{\left(1 - \frac{4}{D/d}\right)^2}. \quad (5.42)$$

Расчет величины  $\varepsilon_{\text{ц}}$  по формулам (5.42), (5.40) и (5.37), например, для зерен шаровой формы при  $D/d = 10$  дает расхождение в результатах, не превышающее 5%.

*Проверка выражения для величины удельного расхода* в пристенной области. Площадь под кривой зависимости  $W/W_0 = f(z)$  при изменении  $z$  от 0 до 2 представляет собой в рамках принятой нами модели безразмерный удельный расход в пристенной области  $W_{\text{ст.}}/W_0$ .

Площадь аппарата, приходящаяся на пристенную и центральную часть аппарата соответственно составляет:

$$S_{\text{ст.}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \left[ 1 - 2 \cdot \frac{d}{D} \cdot z^2 \right]; \quad (5.43)$$

$$S_{\text{ц}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \left(1 - 2 \frac{d}{D} \cdot z\right)^2. \quad (5.44)$$

При  $z = 2$  имеем:

$$S_{\text{ст.}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \left[1 - \left(1 - 4 \cdot \frac{d}{D}\right)^2\right]; \quad (5.45)$$

$$S_{\text{ц}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \left(1 - 4 \frac{d}{D}\right)^2. \quad (5.46)$$

Из геометрических соображений

$$S_0 = S_{\text{ц}} + S_{\text{ст.}} \quad (5.47)$$

Разделив обе части этого равенства на  $S_0$ , имеем

$$1 = \frac{S_{\text{ст.}}}{S_0} + \frac{S_{\text{ц}}}{S_0}. \quad (5.48)$$

В относительных величинах:

$$\begin{aligned} \frac{S_{\text{ст.}}}{S_0} &= \left(1 - 4 \cdot \frac{d}{D}\right)^2; \\ \frac{S_{\text{ст.}}}{S_0} &= 1 - \frac{S_{\text{ц}}}{S_0} = 1 - \left(1 - 4 \cdot \frac{d}{D}\right)^2. \end{aligned} \quad (5.49)$$

Уравнение баланса расхода для рассматриваемой модели имеет вид:

$$W_{\text{ст.}} \cdot S_{\text{ст.}} + W_{\text{ц}} \cdot S_{\text{ц}} = W_0 \cdot S_0. \quad (5.50)$$

Разделив обе части этого уравнения на правую часть, получаем:

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \cdot \frac{S_{\text{ст.}}}{S_0} + \frac{W_{\text{ц}}}{W_0} \cdot \frac{S_{\text{ц}}}{S_0} = 1. \quad (5.51)$$

Таким образом, зная величину  $\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}$ , можно определить  $\frac{W_{\text{ц}}}{W_0}$ :

$$\frac{W_{\text{ц}}}{W_0} = \frac{1 - \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \cdot \left(\frac{S_{\text{ст.}}}{S_0}\right)}{\frac{S_{\text{ц}}}{S_0}}. \quad (5.52)$$

Равенство (5.52) можно переписать с учетом (5.49):

$$\frac{W_{\Pi}}{W_0} = \frac{1 - \frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} \cdot \left[ 1 - \left( 1 - \frac{4}{D/d} \right)^2 \right]}{\left( 1 - \frac{4}{D/d} \right)^2}. \quad (5.53)$$

Поскольку вид функции  $W_{\text{ст.}}/W_0 = f(z)$  для области  $z$  от 0 до 2 нам известен из статистически представительного профиля скорости (см. ниже раздел 5.5), можем записать:

$$W_{\text{ст.}} = \frac{1}{S_{\text{ст.}}} \int W(z) \cdot dS_{\text{ст.}}. \quad (5.54)$$

Будем искать численное выражение для  $\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}$ .

Выше при анализе основных закономерностей газораспределения в НЗС и при выводе статистически представительного профиля скорости были получены уравнения функций:

$$\frac{W_{\text{max}}}{W_0} = \varphi\left(\frac{d}{D}\right); \quad \frac{W(z)}{W_{\text{max}}} = f(z).$$

Таким образом,

$$W(z) = f(z) \cdot W_{\text{max}} = f(z) \cdot \varphi(d/D) \cdot W_0.$$

Имеем:

$$\int f(z) \cdot \varphi(d/D) \cdot W_0 \cdot dz \approx \frac{\varphi(d/D) \cdot W_0}{S_{\text{ст.}}} \cdot \int_0^z f(z) \cdot \left[ 1 - \frac{2}{D/d} \cdot z \right] \cdot dz = W_{\text{ст.}}. \quad (5.55)$$

В общем виде:

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} = \frac{4\varphi(d/D)}{D/d \cdot \left[ 1 - \left( 1 - \frac{2z}{D/d} \right)^2 \right]} \cdot \int_0^z f(z) \cdot \left[ 1 - \frac{2z}{D/d} \right] \cdot dz. \quad (5.56)$$

После соответствующих преобразований и интегрирования при  $z = 2$  получаем следующее выражение для  $\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0}$ :

$$\frac{W_{\text{ст.}}}{W_0} = \frac{\varphi(d/D) \cdot 4 \cdot d/D}{D \cdot \left[ 1 - \left( 1 - \frac{4}{D/d} \right)^2 \right]} \cdot \left[ 1,6428 - \frac{3,0989}{D/d} \right]. \quad (5.57)$$

Здесь

$$\varphi(d/D) = \frac{d/D}{0,00419 + 0,391 \cdot (d/D) + 2,067 \cdot (d/D)^2}. \quad (5.58)$$

Сопоставление результатов расчета величины отношения  $\frac{W_{ст.}}{W_0}$  по теоретически полученному соотношению (5.24) и по эмпирической формуле (5.57) показало, что расхождения не превышают  $\pm 15\%$ .

Таким образом, получено вполне удовлетворительное соответствие структурной модели реальным характерным особенностям газораспределения в аппаратах с зернистым слоем.

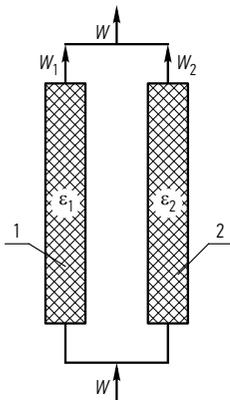
### 5.3. Влияние неоднородности порозности зернистого слоя на газораспределение в многотрубных аппаратах

Разработанная структурная модель и предложенные новые подходы к анализу особенностей аэродинамической обстановки в аппаратах с зернистым слоем могут быть использованы при анализе газораспределения в промышленных многотрубных аппаратах.

Удовлетворительная работа многотрубных аппаратов (МТА), в которых трубное пространство заполнено неподвижным зернистым слоем, например, катализатором, в известной мере определяется равенством расходов газа через каждую из труб. Расход газа является функцией средней порозности  $\epsilon$ ,

высоты слоя зерен  $H$  и потери напора в слое  $\Delta p$ . Эта зависимость особенно проявляется, если процесс осуществляется в неизотермических условиях.

Порозность зернистого слоя в отдельных трубах различна. В зависимости от способа и других особенностей загрузки различия значений  $\epsilon$  могут достигать 20–25%. В связи с этим является актуальной задача численной оценки влияния неоднородности порозности НЗС в отдельных трубах МТА на газораспределение в них. Расчетная схема МТА показана на рис. 5.10.



**Рис. 5.10.** Расчетная схема многотрубного аппарата: 1 – труба с порозностью  $\epsilon_1$ ; 2 – труба с порозностью  $\epsilon_2$

Рассмотрим процесс газораспределения в двух трубах МТА, имеющих одинаковые диаметр и высоту зернистого слоя, но различную порозность (соответственно  $\epsilon_1$  и  $\epsilon_2$ ), т. е.  $\epsilon_1 \neq \epsilon_2$ .

Допустим, что среднерасходная скорость газа  $w$  в расчете на полное сечение пустого аппарата постоянна, в обеих рассматриваемых трубах находятся зерна одинаковой формы (шаровой) и диаметра  $d$  и расход газа через каждую трубу одинаков. Для расчета потери напора воспользуемся уравнением вида:

$$Eu = \frac{100}{Re_3} + 0,9, \quad (5.59)$$

где  $Eu_M = \frac{\Delta p}{H} \cdot \frac{\varepsilon^2}{\rho \cdot w^2 \cdot S_{cp}}$  – модифицированный критерий Эйлера;  $Re_3 = \frac{w \cdot d_3}{\nu \cdot \varepsilon}$  – критерий Рейнольдса, соответствующий эквивалентному диаметру зерна  $d_3 = 4\varepsilon/S_{cp}$ ;  $\rho$  – плотность газа, кг  $c^2/m^4$ ;  $S_{cp} = \varphi \cdot (1 - \varepsilon)$  – удельная поверхность зерен,  $m^2/m^3$ ;  $\varphi = 6/d$  (для зерен шаровой формы),  $\nu$  – кинематическая вязкость газа,  $m^2/c$ .

После преобразований выражение (5.59) принимает вид:

$$\frac{\Delta p}{H} = 900 \cdot \frac{\nu \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2 \cdot d^2} \cdot w \cdot \left[ 1 + 0,006 \cdot \frac{w \cdot d}{\nu \cdot (1 - \varepsilon)} \right]. \quad (5.60)$$

Для параллельно работающих труб с НЗС:

$$\Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p, \quad (5.61)$$

где  $\Delta p_1, \Delta p_2$  – потери напора в первой и второй трубах.

Запишем уравнение (5.60) для каждой из двух рассматриваемых труб с НЗС с учетом равенства (5.61):

$$\begin{cases} \frac{\Delta p}{H} = 900 \cdot \frac{\nu \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon_1)^2}{\varepsilon_1^2 \cdot d^2} \cdot w_1 \cdot \left[ 1 + 0,006 \cdot \frac{w_1 \cdot d}{\nu \cdot (1 - \varepsilon_1)} \right] \\ \frac{\Delta p}{H} = 900 \cdot \frac{\nu \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon_2)^2}{\varepsilon_2^2 \cdot d^2} \cdot w_2 \cdot \left[ 1 + 0,006 \cdot \frac{w_2 \cdot d}{\nu \cdot (1 - \varepsilon_2)} \right] \end{cases} \quad (5.62)$$

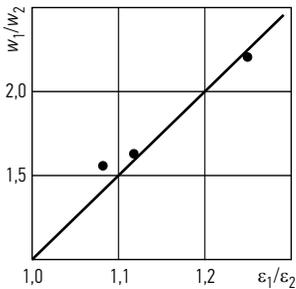
Так как  $Re = \frac{w \cdot d}{\nu}$ , то после преобразований уравнений (5.62) получим

$$\frac{w_1}{w_2} = \left[ \frac{(1 - \varepsilon_2) \cdot \varepsilon_1}{(1 - \varepsilon_1) \cdot \varepsilon_2} \right]^2 \cdot \frac{\left[ 1 + 0,006 \cdot Re \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_2)} \cdot \frac{w_2}{w_0} \right]}{\left[ 1 + 0,006 \cdot Re \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_1)} \cdot \frac{w_1}{w_0} \right]}. \quad (5.63)$$

Пренебрегая при  $Re \rightarrow 0$  вторым членом правой части выражения (5.63), находим

$$\frac{w_1}{w_2} = \left( \frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_2} \right)^2 \cdot \left( \frac{1 - \varepsilon_2}{1 - \varepsilon_1} \right)^2. \quad (5.64)$$

Задаваясь порозностью зернистого слоя  $\varepsilon_1 = 0,5$  и изменяя значения  $\varepsilon_2$  в пределах  $\varepsilon_2 \geq 0,4$  (где  $\varepsilon_2 = 0,4$  соответствует наиболее вероятному значению  $\varepsilon$ , т. е. соблюдая условия о максимально возможном различии средней порозности при разной загрузке), вычисляем по формуле (5.64) соответствующие значения отношения  $\frac{w_1}{w_2} = f\left(\frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_2}\right)$ . Результаты расчета приведены на рис. 5.11, из которого видно, что зависимость имеет линейный характер. На рис. 5.11 для сравнения приведены результаты обработки опытных данных по измерению профиля скоростей в аппарате с резко различающейся проницаемостью зернистого слоя (Попов 1980).



**Рис. 5.11.** Зависимость газораспределения  $w_1/w_2$  от неоднородности порозности  $\varepsilon_1/\varepsilon_2$  неподвижного зернистого слоя

Сравнение результатов расчета отношения  $w_1/w_2$  с данными работы (Попов 1980) показывает их вполне удовлетворительное совпадение. Максимальное отклонение значений  $w_1/w_2$ , рассчитанных по формуле (5.64), от измеренных опытным путем не превышает 11%.

Таким образом, с учетом принятых при выводе соотношений (5.63) и (5.64) допущений полученные уравнения могут быть использованы для прогнозирования неоднородности распределения удельных расходов в отдельных трубах МТА с НЗС при неоднородной их загрузке.

Как видно из рис. 5.11, неоднородность порозности НЗС существенно влияет на газораспределение в МТА. Так, изменение отношения  $\varepsilon_1/\varepsilon_2$  на 5% приводит к изменению отношения  $w_1/w_2$  на 25%. Поэтому в промышленных условиях необходимо обеспечивать однородность загрузки в каждой трубе многотрубных аппаратов, что может быть достигнуто с помощью специальных загрузочных устройств.

#### 5.4. Оценка протяженности участка гидродинамической стабилизации потока в аппаратах с зернистым слоем на основе структурной модели

В зависимости от того, какая стадия процесса является определяющей, в промышленности используют либо высокие слои зернистого слоя НЗС (лимитирует скорость превращения), либо тонкие слои (лимитирует внешняя диффузия). В азотной промышленности в тонком слое (высотой  $H < 20\text{--}30d$ ) осуществляют окисление аммиака на неплатиновом катализаторе, а также каталитическое разложение окислов азота. Во многих случаях высокий слой ( $H/d \gg 100$ ) конструктивно оформляют в виде многослойных полочных аппаратов, то есть тактически сводят его к короткому слою. Этот прием позволяет разрешить ряд проблем. Так, параллельное распределение потока по полкам обеспечивает низкую потерю напора в аппарате. Последовательное прохождение потока через все полки с байпасной подпиткой дает возможность регулировать температурный режим без размещения в НЗС теплообменных поверхностей. В то же время наши опыты показали, что наибольшей неравномерности газораспределения следует ожидать именно в тонком слое зернистого материала на участке  $H < H_{\text{ст}}$ . Как уже отмечалось выше, литературные данные о гидродинамической и тепловой стабилизации потока в зернистом слое малочисленны, противоречивы и в большинстве своем ограничиваются лишь качественной оценкой. Вместе с тем величина  $H_{\text{ст}}$  необходима и для обоснованного выбора высоты в опытах по измерению коэффициента Козени (извилистости) через измерение потери напора  $\Delta P$  слоя, которое производят, как показано в работах (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979), в вязкостном режиме течения на участке слоя  $H < H_{\text{ст}}$ .

Ниже представлены результаты наших экспериментов по оценке влияния высоты НЗС на неравномерность газораспределения в нем и формированию устойчивого профиля скоростей.

Как известно, в полых каналах постоянного сечения поток стабилизируется на участках определенной длины, когда исчезают возмущения в потоке, вызванные условиями входа. При этом величина участка формирования и стабилизации профиля скорости в пустом канале, в соответствии с данными работы (Идельчик 1975) для турбулентного режима течения (число Рейнольдса  $Re_{\text{dk}} = 1 \cdot 10^4 - 1 \cdot 10^7$ ), составляет  $H_{\text{ст}}/d = 30\text{--}50$ , где  $d_{\text{k}}$  – диаметр канала.

Для предварительной оценки  $H_{\text{ст}}$  в зернистом слое рассмотрим упрощенную модель зернистого слоя с учетом в дальнейшем влияния других факторов на величину  $H_{\text{ст}}$ . Простейшая модель НЗС, в основе которой лежит внутренняя задача, – система параллельных цилиндрических каналов постоянного

сечения, совокупная площадь поперечного сечения которых равна площади свободного сечения зернистого слоя.

Установим соотношение  $d_k/d$  для зернистого слоя с  $D/d > 10$ , наиболее часто встречающимся на практике ( $D$  – диаметр аппарата). Отношение площади поперечного сечения НЗС, занятой зернами, к площади поперечного сечения НЗС, занятой каналами,

$$\frac{F_3}{F_{св.}} = \frac{F_0 \cdot (1 - \varepsilon)}{F_0 \cdot \varepsilon} = \frac{1 - 0,34}{0,34} = 1,94, \quad (5.65)$$

где  $\varepsilon = 0,34$  – величина средней порозности для слоя шаров при  $D/d > 10$  (Гельперин, Каган 1978).

Принимая число каналов в сечении НЗС ( $n_1$ ) равным числу зерен в том же сечении ( $n_2$ ), получим:

$$\frac{F_3}{F_{св.}} = \frac{d^2 \cdot \pi \cdot 4 \cdot n_1}{d_k^2 \cdot \pi \cdot 4 \cdot n_2} = 1,94, \quad (5.66)$$

откуда  $d_k = 0,718d$  и для участка стабилизации в идеальной модели НЗС:

$$H_{ст.}/d = 22 - 36. \quad (5.67)$$

Особенности, присущие стохастическому перемежающемуся течению газового потока в зернистом слое, неизбежно вызывают повышенную турбулизацию потока уже при значениях  $Re_3 = 40-100$ , а устойчивый турбулентный режим достигается  $Re_3 > 1000-1200$  (Идельчик 1975). Это должно привести к уменьшению  $H_{ст.}/d$  по сравнению с полученным выше соотношением (5.67). Исходя из имеющихся представлений о связи характера профиля скорости и структуры НЗС (Пушнов и др. 1986а), можно утверждать, что в случае стабилизации структуры слоя в пределах указанного выше отношения  $H_{ст.}/d = 22-36$ . Последнее можно рассматривать как верхний предел участка гидродинамической стабилизации.

Для проверки высказанных выше положений нами были выполнены исследования по определению участка стабилизации профиля скорости в НЗС. Их проводили в аппарате  $D = 94$  мм, в котором до и после царги, загруженной зернистым материалом, имелись участки гидродинамической стабилизации. В качестве зерен использовали металлические шары, неподвижность которых во время продувки газа контролировали визуально. Характеристика исследованных НЗС и гидродинамических режимов этой серии опытов приведена в табл. 5.1.

Во время опытов измеряли поля скоростей,  $\varepsilon$  и  $\Delta P$ . Динамика изменения среднего относительного стандартного отклонения  $\bar{S}/W_0$  по радиусу с ростом  $H$  показана в табл. 5.2. На рис. 5.12 представлена зависимость  $\psi = f(H/d)$  при

**Таблица 5.1.** Характеристика НЗС, испытанных в аппарате  $D = 94$  мм

Диаметр зерен $d$ , мм	$D/d$	Средняя скорость воздуха в расчете на сечение пустого аппарата $W_0$ , м/с	$H/d$
4,0	23,5	1,0	1; 2,5; 4,5; 6,25; 9,5; 14,3; 24,2; 54,3; 104
6,0	15,7	0,4; 1,0; 2,0; 2,0	17; 33,4; 50; 67 2,7; 6,2; 9,5; 12,8; 16,2; 19,5; 27,8; 52,8
9,5	9,9	2,0	1; 3; 5; 10; 21; 30; 42
14,5	6,5	2,0 0,4; 0,8; 1,0; 1,6; 2,0	3,5; 7; 14; 21; 28,6 1; 2; 3; 4

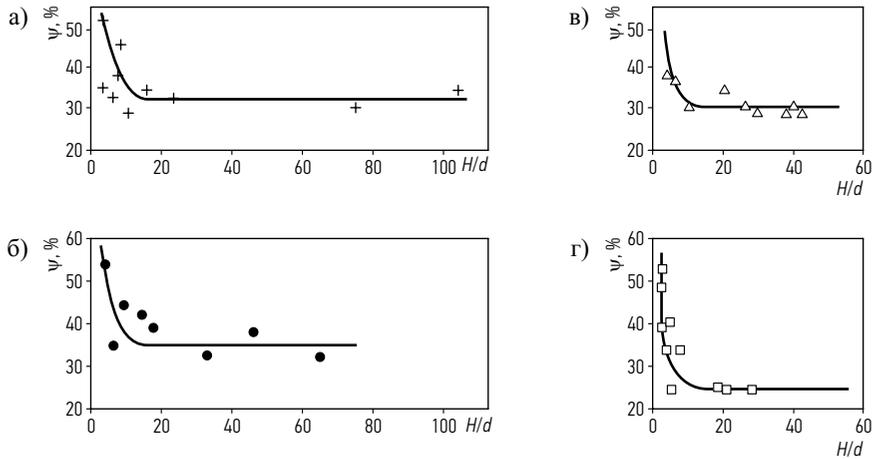
**Таблица 5.2.** Изменение усредненного по поперечному сечению аппарата с НЗС стандартного отклонения  $\bar{S}$  с ростом высоты слоя шаров

$d = 4$ мм		$d = 6$ мм		$d = 9,54$ мм		$d = 14,5$ мм	
$H/d$	$\bar{S}/W_0$	$H/d$	$\bar{S}/W_0$	$H/d$	$\bar{S}/W_0$	$H/d$	$\bar{S}/W_0$
1,0	0,6108	2,67	0,5422	1,0	0,4548	1,0	0,5884
2,5	0,4444	6,17	0,4634	2,63	0,5568	1,8	0,4838
4,0	0,3598	9,5	0,6388	5,26	0,4957	3,6	0,5270
5,0	0,3902	12,83	0,5681	10,53	0,3248	7,14	0,4562
6,25	0,3948	16,17	0,5565	21,05	0,3636	14,29	0,4789
9,25	0,2946	19,5	0,5533	31,58	0,3688	14,29	0,4926
14,25	0,3369	27,83	0,4909	42,1	0,3679	1,29	0,4324
24,25	0,2531	52,83	0,5061			20,69	0,2618
54,25	0,3756					20,69	0,3754
104,25	0,3944					28,57	0,4089

$W_0 = \text{const.}$  Анализ этих результатов показывает, что относительная высота участка гидродинамической стабилизации потока в НЗС  $H_{\text{ст}}/d$  зависит от величины  $D/d$ .

$H_{\text{ст}}/d$  монотонно убывает (см. рис. 5.13) с ростом  $D/d$ , и зависимость становится автомодельной при  $D/d \geq 20$ , чему соответствует  $H_{\text{ст}}/d = 9$ . В диапазоне изученных значений  $D/d = 6,5-23,5$  кривая на рис. 5.13 описывается соотношением:

$$H_{\text{ст}}/d = 70 \cdot (D/d)^{-0,64}. \tag{5.68}$$



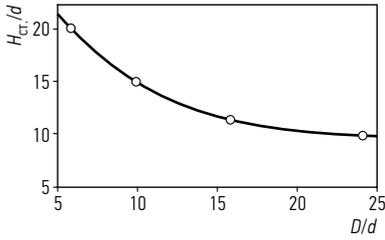
**Рис. 5.12.** Влияние высоты слоя на средний разброс локальных скоростей потока. Шары,  $W_0 = \text{constant}$ . а)  $d = 4$  мм;  $D/d = 23,5$ ; б)  $d = 6$  мм;  $D/d = 15,7$ ; в)  $d = 9,5$  мм;  $D/d = 9,9$ ; г)  $d = 14,5$  мм;  $D/d = 6,6$

Значения  $H_{\text{ст.}}/d = 9-20$  для изученного диапазона величины отношения диаметра аппарата к диаметру зерна  $D/d$  соответствуют результатам предварительного анализа (см. формулу (6.57)), хорошо согласуются с результатами исследования стабилизации процесса теплообмена в НЗС (Каган, Гельперин 1964) и с данными специального эксперимента по изучению стабилизации структуры НЗС в аппарате  $D = 94$  мм, загруженном шарами  $d = 14,2$  мм. Из установленной Ролоффом и др. (1983) экспериментально зависимости  $\varepsilon/\varepsilon_{\text{ст.}} = f(H/d)$  (рис. 5.14) видно, что при  $D/d = 6,6$  стабилизация структуры зерен достигается при  $H/d = 20$ . При том же значении  $H_{\text{ст.}}/d$  (см. рис. 5.13) достигается гидродинамическая стабилизация в этом слое. Следовательно, участок гидродинамической стабилизации в данном случае совпадает по величине с участком стабилизации структуры НЗС. Об этом же свидетельствуют данные, приведенные в табл. 5.2 и на рис. 5.15.

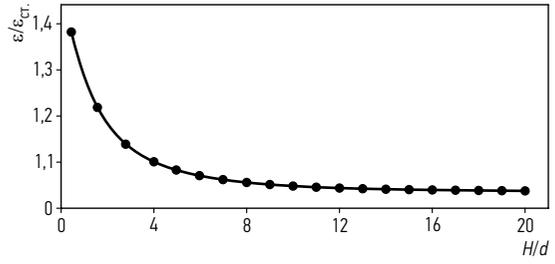
Высота  $H_{\text{ст.}}$ , установленная по результатам измерения  $W_i$  и  $\varepsilon$ , вполне удовлетворительно согласуется с результатами измерения  $\Delta P$  в слое шаров различной  $H$  (см. рис. 5.16).

Из сопоставления кривых рис. 5.12 видно, что при  $H/d > 9$  для НЗС с  $D/d > 9,9$  зависимость  $\psi = f(H/d)$  описывается прямой линией и носит автомодельный характер.

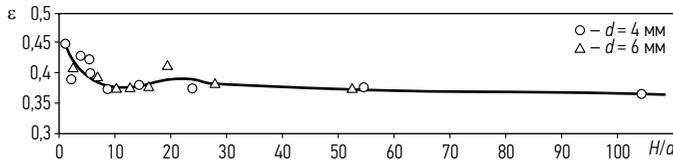
Что касается влияния  $W_0$  в аппарате с НЗС на величину  $H_{\text{ст.}}$ , то результаты проведенных нами экспериментов показывают, что в исследованном диапазоне скоростей потока оно незначительно. Отсутствие влияния  $W_0$  свидетельствует о том, что  $H_{\text{ст.}}$  в основном определяется высотой участка формирования структуры укладки зерен в слое.



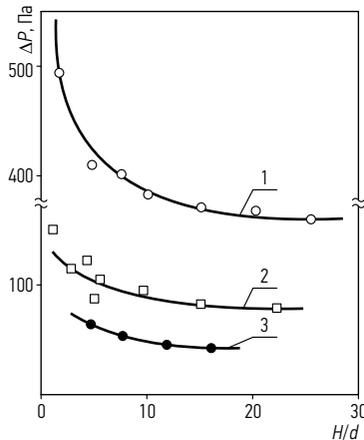
**Рис. 5.13.** Протяженность участка гидродинамической стабилизации потока в аппаратах с НЗС при  $W_0 = 1$  м/с:  $H_{ст.}$  – высота участка стабилизации газового потока в аппарате с зернистым слоем;  $D$  – диаметр аппарата;  $d$  – диаметр зерна



**Рис. 5.14.** Зависимость  $\epsilon/\epsilon_{ст.} = a(H/d)$  (шары,  $d = 14,2$  мм,  $D/d = 6,6$ ):  $\epsilon$  – средняя порозность в аппарате с зернистым слоем;  $\epsilon_{ст.}$  – порозность в пристенной области аппарата с зернистым слоем



**Рис. 5.15.** Зависимость средней порозности от относительной высоты слоя зерен  $H/d$  в аппарате  $\varnothing 94$  мм



**Рис. 5.16.** Зависимость  $\Delta P = f(H/d)$  для шаров различного размера. Кривые 1 и 2 – опыты Кагана, Ролоффа и др. (1985) со стальными шарами в аппарате  $\varnothing 94$  мм: 1 –  $d = 6$  мм;  $W_0 = 2,7$  м/с; 2 –  $d = 4$  мм;  $W_0 = 1$  м/с. Кривая 3 – опыты Боришанского (1958) с фарфоровыми шарами,  $d = 15,6$  мм;  $W_0 = 1,6$  м/с

Проведенные исследования подтверждают выводы анализа условий стабилизации профиля скорости на входе газового потока в НЗС на основе упрощенной модели зернистого слоя с учетом особенностей структуры зернистого слоя.

Полученные нами опытные данные дают основание для важных выводов о том, что в аппаратах с зернистым слоем:

- 1) участки стабилизации профиля скорости,  $\Delta P$  и структуры слоя практически совпадают;
- 2)  $W_0$  незначительно влияет на величину  $H_{ст.}$ ;
- 3) высота участка гидродинамической стабилизации в основном определяется высотой участка формирования структуры укладки зерен.

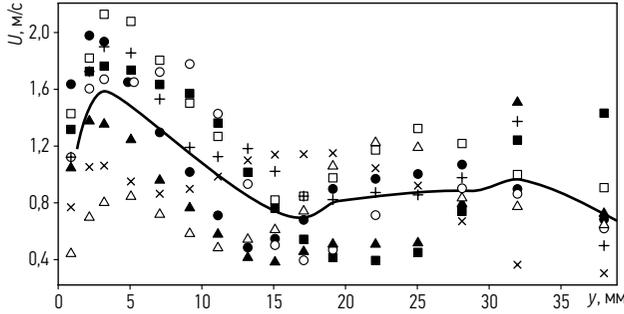
Установленную нами трансформацию потока на участке его гидродинамической стабилизации, особенности которой здесь изложены, необходимо учитывать при проектировании аппаратов с тонким слоем НЗС.

Изложенные результаты были использованы в институте ГИАП при разработке аппаратов для очистки отходящих газов от окислов азота в агрегате АК-72М. Кроме того, расчетные зависимости по высоте участка гидродинамической стабилизации в шаровых засыпках могут быть использованы, например, при осуществлении гидродинамических и тепловых расчетов высокотемпературных ядерных реакторов с шаровыми твэлами, а также при аппаратном оформлении короткослоевых контактных аппаратов систем очистки газовых выбросов от вредных компонентов.

## **5.5. Прогнозирование статистически представительного профиля скорости газового потока в трубчатых аппаратах с зернистым слоем**

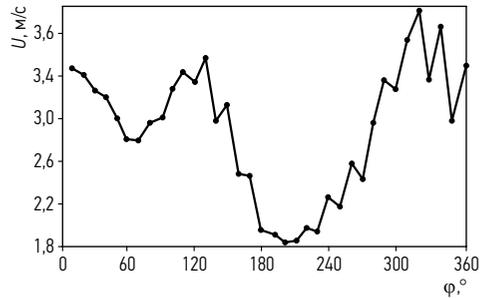
Результаты исследования каталитических и адсорбционных процессов с использованием неподвижного зернистого слоя (НЗС) в лабораторных условиях недостаточны для воспроизведения их в промышленности из-за отсутствия достоверной информации о гидродинамике процесса. Произвольный выбор профиля скорости газа безотносительно к действительному может быть одной из причин того, что на практике не достигается расчетная производительность промышленных аппаратов. В связи с этим возможность прогнозирования профиля с учетом характеристик зернистого слоя является актуальной задачей.

Проведенные нами многократные измерения профиля скорости газового потока по радиусу аппарата показали значительные флуктуации скорости от точки к точке (рис. 5.17, 5.18), обусловленные сложной структурой НЗС, что существенно затрудняет точное математическое решение задачи распределения скоростей в аппаратах с зернистым слоем. Появившиеся в последнее вре-



**Рис. 5.17.** Типичное распределение локальных скоростей газа  $U$  по радиусу аппарата в наших опытах (диаметр аппарата  $D = 94$  мм, диаметр зерна катализатора  $d = 4$  мм, отношение высоты НЗС к  $d$   $H/d = 14,2$ , средняя скорость потока  $V_s = 1$  м/с)

**Рис. 5.18.** Развертка по окружности локальных скоростей по 36 точкам при  $y = 28$  мм = constant ( $D = 94$  мм,  $d = 14,5$  мм,  $H = 300$  мм,  $V_s = 2$  м/с)



мя эмпирические уравнения, описывающие профили скорости в НЗС, базируются на экспериментальных данных по радиальному распределению скорости или порозности (доли свободного объема). Так, в работе (Drahos *et al.* 1982), в которой изучалось газораспределение в НЗС в диапазоне отношений  $D/d = 8,2-22,9$ , на основе статистического анализа локальных скоростей газа в НЗС высотой  $H = 1500$  мм предложены эмпирические зависимости для определения скоростей в двух характерных точках слоя – центре ( $\bar{U}_ц$ ) и точке с максимальной скоростью вблизи стенки ( $\bar{U}_{max}$ ):

$$\bar{U}_ц = 0,0022D/d + 0,83; \tag{5.69}$$

$$\bar{U}_{max} = 0,018 \cdot D/d + 1,2. \tag{5.70}$$

Авторы работы (Morales *et al.* 1951) полагают, что предложенные ими уравнения позволяют прогнозировать упрощенный профиль скорости в НЗС для интервала значений  $D/d = 5-75$ , хотя исследованный ими диапазон примерно в 3 раза меньше. Кроме того, число контрольных точек по радиусу аппарата не всегда было достаточным для точной фиксации  $\bar{U}_{max}$ . Методическим недостатком опытов (Drahos *et al.* 1982) является также принятое постоянство

расстояния датчика скорости над слоем независимо от  $d$ . Между тем в работе Попова (1980) в соответствии с теорией газовых струй (Абрамович 1960) показано, что расстояние датчика от слоя зерен зависит от их размера.

В работе (Fahien, Smith 1955) в результате обобщенных данных (Schwartz, Smith 1953) предложено эмпирическое уравнение, описывающее профиль скорости. Причем максимальные отклонения вычисленных значений скорости от измеренных в работе (Schwartz, Smith 1953) превышают 50%, а максимум скорости выше опытных значений. Видимо, поэтому авторы работы (Fahien, Smith 1955) рекомендуют это уравнение лишь для качественной оценки влияния отношения  $D/d$  на профиль скорости в НЗС. Отметим также, что опытные данные одной из наиболее ранних основательных работ (Schwartz, Smith 1953) в большинстве своем недостаточно точны из-за ограниченного числа контрольных колец (пять), в которых измерялись скорости. В результате некоторые максимальные скорости вблизи стенки, особенно в больших аппаратах при малых значениях  $d/D$ , могли оказаться неизмеренными.

В работах (Табунщиков 1956, 1971) предложено эмпирическое уравнение для расчета относительных скоростей в шахтных известковых печах. Однако измерения скорости газового потока в этой работе проводили всего в трех кольцах. Так, в одном из аппаратов  $D = 400$  мм средние значения скорости рассчитывали для концентрических окружностей диаметрами 100, 200 и 300 мм. Следовательно, координата для измерения выбиралась случайно и, очевидно, не соответствовала максимуму скорости вблизи стенки.

В работе (Михайлов и др. 1982), основываясь на двухслойной модели зернистого слоя, в предположении, что ширина пристенной зоны с повышенной порозностью равна  $d$ , и используя уравнение Эргуна (Аэров и др. 1979) для расчета гидравлического сопротивления НЗС, получено уравнение для определения скоростей потока в центральной и пристенной зонах в зависимости от средней скорости потока  $V_s$  в пустом аппарате. Указанное уравнение связывает скорости газового потока и порозности  $\epsilon$  в центре НЗС ( $\epsilon_{ц}$ ) и у стенки ( $\epsilon_{ст}$ ). Отметим, что в этой работе недостаточно обоснованно приняты постоянство соотношения  $\epsilon_{ст} = 1,5 \epsilon_{ц}$  независимо от отношения  $D/d$  и ширина пристенной области с повышенной порозностью, равная  $d$ .

Для широко используемого на практике отношения  $D/d \leq 6-10$  в работе (Аэров и др. 1979) предложено рассчитывать распределение скоростей, пользуясь соотношением  $\epsilon_{ц}$  и  $\epsilon_{ст}$ . Вместе с тем авторы отмечают сугубо качественный характер таких расчетов из-за особенностей структуры НЗС вблизи стенок труб.

К общим недостаткам рассмотренных здесь работ (Drahos *et al.* 1982; Попов 1980; Абрамович 1960; Fahien, Smith 1955; Schwartz, Smith 1953; Табунщиков 1956, 1971; Михайлов и др. 1982) относятся, как правило, недостаточная

статистическая представительность и случайный характер единичных профилей скорости, полученных для одной высоты слоя. Практически ни одно из предложенных уравнений в силу отмеченных причин не позволяет достоверно прогнозировать реальный профиль скорости НЗС. Между тем флуктуации локальных скоростей в поперечном сечении и по высоте слоя приводят к определенному разбросу значений времени пребывания газа, проходящего через НЗС, что существенно для многих технологических процессов.

Как показали результаты проведенных нами систематических крупномасштабных исследований в широком диапазоне изменений характеристик слоя зерен, в НЗС имеют место постоянные флуктуации локальных скоростей газа по высоте и поперечному сечению НЗС. Причем флуктуации локальных скоростей по высоте слоя обуславливают перестроение по высоте и профилю усредненной по кольцам скорости газового потока  $\bar{U}$ . Поскольку разброс локальных скоростей для некоторого расстояния от стенки  $y$  на данной высоте НЗС носит статистический характер, для оценки этого разброса, по нашему мнению, наиболее оправданным является не точечная, а доверительная интервальная оценка, в пределах которой следует ожидать с определенной вероятностью распределение локальных значений скорости для текущего значения  $y$  при данном расходе газа. Границы этого доверительного интервала (естественно, более узкие, чем разброс действительных локальных скоростей) будем называть «шумом» зернистого слоя, величину которого можно рассчитать с помощью стандартного отклонения. Этот подход, предложенный в работе Наумова (Гельперин и др. 1984), оказался весьма полезным.

Перестроение профиля скорости по высоте НЗС, в частности, может быть одной из причин противоречивых результатов измерения профилей скоростей, полученных разными исследователями для одной высоты слоя зерен, так как объем экспериментальных данных был недостаточен для их статистического обобщения.

Изложенные положения служат исходными для математического описания профилей скорости в зернистом слое. Для этого необходимо набрать статистические данные о профилях скорости по высоте НЗС и на их основании получить статистически представительный профиль для данной величины отношения  $D/d$ .

Накладывая на статистически представительный профиль скорости «шум», характерный для слоя зерен конкретной высоты, получим доверительный интервал скоростей в поперечном сечении трубы с НЗС данной высоты, который можно использовать при расчете на ЭВМ процессов, осуществляемых в промышленности.

Были измерены поля скоростей на выходе газового потока из ряда труб диаметром до 100 мм, применяемых в промышленных трубчатых аппаратах.

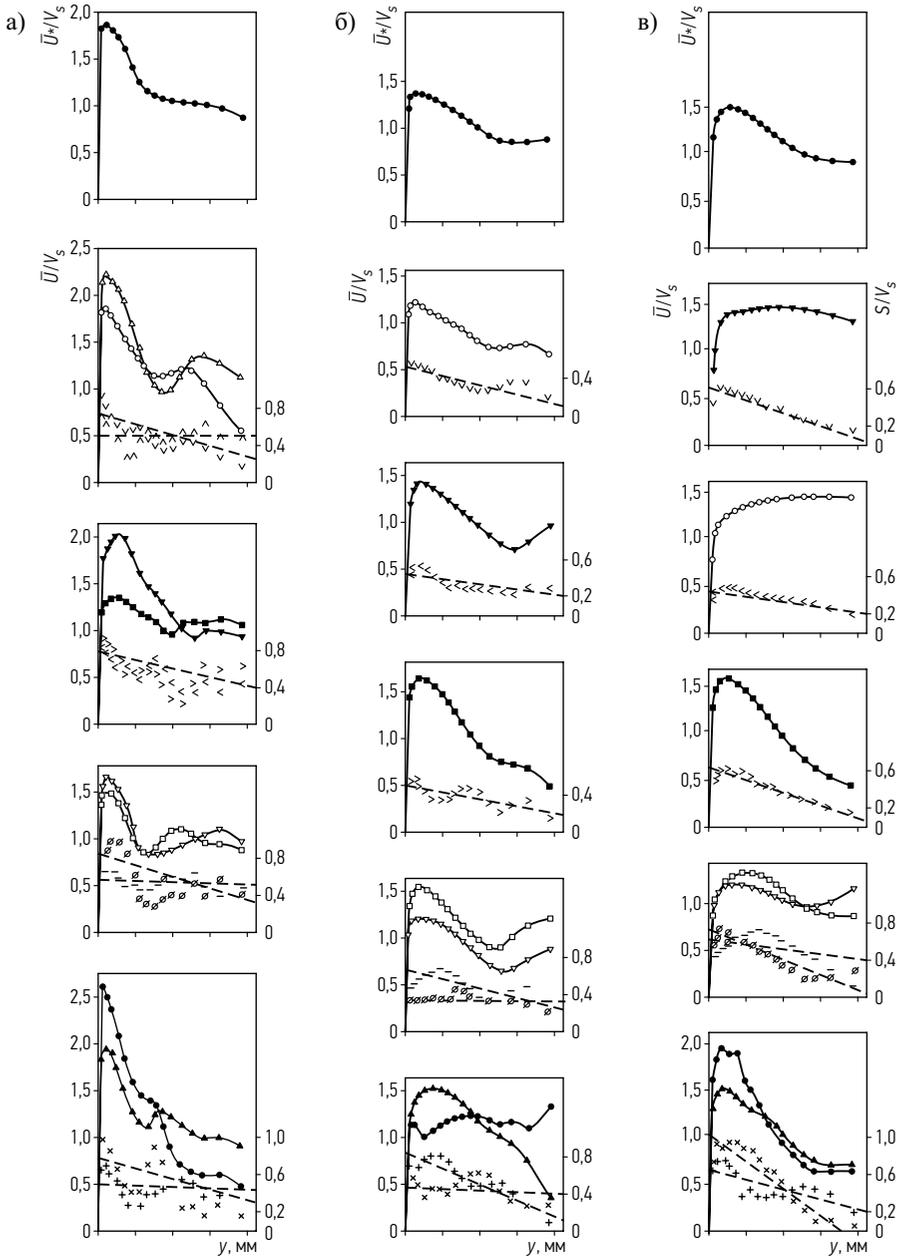
Ниже приводятся результаты, полученные в трубе диаметром 94 мм с зернами размерами 6,0; 9,5 и 14,5 мм. Чтобы уменьшить случайности структуры укладки зернистого слоя, вызванные условиями загрузки, все опыты проводили с металлическими шарами. Укладка зерен в аппарат была нерегулярной, а способ загрузки идентичным. Опыты осуществляли, последовательно наращивая высоту слоя зерен от  $d$  до  $\sim 100 d$ . Методика проведения опытов была описана нами в разделе 4.3.

Учитывая случайный характер распределения локальных скоростей в аппаратах с зернистым слоем, нами производились измерения в ряде точек по окружности. Усредненные по окружности значения скорости уже не носят прежнего неопределенного характера, а отражают закономерности течения газа в НЗС. Предварительно поставленными экспериментами (см. раздел 4.3) было установлено число направлений перемещения датчика скорости, обеспечивающее необходимую представительность результатов. Опыты показали, что увеличение числа направлений перемещения датчика более оптимального практически не влияет на результаты измерения, что подтверждают результаты работы (Leroy, Froment 1977). Профили скоростей для каждой высоты слоя получали усреднением опытных данных в пределах каждого из измерительных колец равновеликой площади, на которые условно разделяли поперечное сечение аппарата с зернистым слоем. Некоторые профили представлены на рис. 5.19. Как и следовало ожидать, с увеличением высоты слоя зерен происходит значительная трансформация профилей скорости. На этом же рисунке показано изменение безразмерного стандартного отклонения  $S/V_s$  по радиусу аппарата с НЗС при различных высотах слоя. Величину  $S$  рассчитывали по выражению (Шторм 1970):

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n U^2 - \frac{1}{n} \cdot \left( \sum_{i=1}^n U \right)^2}{n-1}}, \quad (5.71)$$

где  $U$  – локальная скорость газового потока, измеренная в  $i$ -й точке текущего кольца;  $n$  – число контрольных точек в пределах данного кольца.

Из рис. 5.19 также видно, что повышенная скорость газа вблизи стенки, как правило, сохраняется при изменении высоты слоя зерен. Там же находится и область максимальной величины  $S/V_s$ . Чтобы получить статистически представительные профили скорости для каждого размера зерна, проводили усреднение всех измеренных локальных скоростей газа  $U$  при  $y = \text{const}$  для всех изученных высот НЗС. Общее число обработанных нами таким образом точек для каждого размера зерна составляло 1280. Как показал анализ, представительные профили в изученном диапазоне  $D/d$ , приведенные на этом рисунке, могут быть сведены к одному в координатах  $\bar{U}^*/\bar{U}_{\max} = f(y/d)$ ,



**Рис. 5.19.** Профили скорости  $\overline{U}/V_s$  в аппарате  $D = 94$  мм с шарами  $d = 6; 9,5$  и  $14,5$  мм на различных высотах слоя (сплошные кривые), а также соответствующие им распределения безразмерного стандартного отклонения  $S/V_s$  (пунктиром показаны вычисленные по уравнению (5.75) зависимости  $S/V_s = f(y/d, H/d)$  и статистически предствительные профили скорости  $\overline{U}^*/V_s$ ) (Табл. 5.3)

где  $\bar{U}_*$  – усредненная по высоте средняя скорость газового потока в данном измерительном кольце,  $\bar{U}_{\max}$  – усредненная по кольцу и по высоте слоя зерен максимальная скорость вблизи стенки трубы. Такое перестроение оказалось возможным, благодаря тому, что радиальная координата  $y/d$  для  $\bar{U}_{\max}$  не зависит в исследованных пределах от величин  $D/d$  и  $V_s$  при  $V_s \geq 0,5$  м/с.

**Таблица 5.3.** Зависимости  $S/V_s = f(y/d, H/d)$  и статистически представительные профили скорости  $\bar{U}_*/V_s$

$H/d$	Точка (функция $\bar{U}/V_s$ )	Точка (функция $S/V_s$ )
а) $D = 94$ мм; $d = 6$ мм, $D/d = 15,7$		
2,67	●	×
6,17	▲	+
9,50	□	–
12,83	▽	∅
16,17	■	>
19,50	▼	<
27,80	○	∨
52,80	△	∧
б) $D = 94$ мм; $d = 9,5$ мм, $D/d = 9,89$		
1,00	●	×
2,63	▲	+
5,26	□	–
10,53	▽	∅
21,10	■	>
31,60	▼	<
42,10	○	∨
в) $D = 94$ мм; $d = 14,5$ мм, $D/d = 6,5$		
1,00	●	×
1,79	▲	+
3,57	□	–
7,10	▽	∅
14,30	■	>
20,70	▼	<
28,60	○	∨

В результате нормировки через  $\bar{U}_{\max}$  получен единый обобщенный статистически представительный профиль скорости для трубчатых аппаратов с зернистым слоем при  $D/d$  от 7 до 20. На рис. 5.20 приведен обобщенный представительный профиль скорости, который может быть описан уравнением следующего вида:

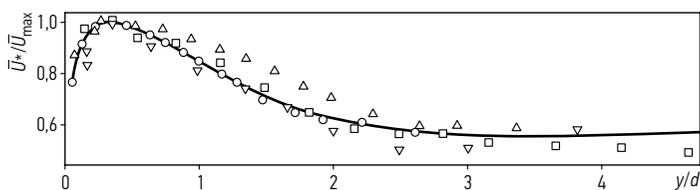
$$\frac{\bar{U}_*}{\bar{U}_{\max}} = \frac{y/d}{A + B \cdot \frac{y}{d} + C \left(\frac{y}{d}\right)^2 + N \left(\frac{y}{d}\right)^3 + E \left(\frac{y}{d}\right)^4 + F \left(\frac{y}{d}\right)^5}, \quad (5.72)$$

где  $A = 3,74 \cdot 10^{-2}$ ;  $B = 8,15 \cdot 10^{-1}$ ;  $C = 1,2 \cdot 10^{-1}$ ;  $N = 3,06 \cdot 10^{-1}$ ;  $E = -1,16 \cdot 10^{-1}$  и  $F = 1,14 \cdot 10^{-2}$  определены из экспериментальных данных. При  $y/d \geq 5$  в указанных пределах  $D/d$  уравнение (5.72) имеет вид:

$$\bar{U}_*/\bar{U}_{\max} = 0,65. \quad (5.73)$$

Как видно из рассмотрения полученного обобщенного статистически представительного профиля скорости, в трубчатых аппаратах с НЗС четко подтверждается существование двух областей – пристенной и центральной, характерных для двухслойной модели. В связи с этим представляет практический интерес уточнение границ пристенной области с повышенными скоростями газового потока.

Анализ полученных нами результатов показывает, что для труб с  $D/d = 7-20$  пристенная область имеет ширину, приблизительно равную (2,5–3) диаметра зерна  $d$ , а максимум скорости находится на расстоянии приблизительно  $0,3d$  от стенки. В центральной области аппарата относительная скорость  $\bar{U}_*/\bar{U}_{\max} = \text{const}$  и составляет 65% от максимальной ее величины. Интересно отметить, что установленная нами ширина пристенной области с повышенной скоростью газового потока оказалась приблизительно равной пристенной области с повышенной долей свободного объема, определенной в работах (Аэров и др. 1979; Roblee *et al.* 1958; Benenati, Brosilow 1962; Ridgway, Tarbuck 1967, 1968; Pillai 1977; Puschnow 1973; Королев, Сыромятников 1970).



**Рис. 5.20.** Обобщенный статистически представительный профиль скорости  $\bar{U}_*/\bar{U}_{\max} = f(y/d)$  для значений  $D/d$  от 7 до 20:  $D = 94$  мм,  $\circ - d = 14,5$  мм,  $\Delta - d = 95$  мм,  $\square - d = 6$  мм;  $D = 60$  мм,  $\nabla - d = 6$  мм ( $H = 1000$  мм)

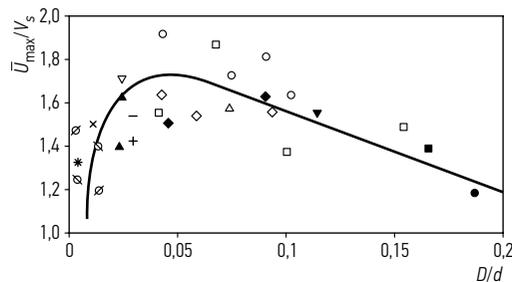
Для расчета профиля скорости по уравнению (5.73) необходимо определить значение  $\bar{U}_{\max}$  для аппарата с данной геометрией зернистого слоя ( $d/D = \text{const}$ ). Анализ полученных результатов показал, что безразмерный максимум скорости  $\bar{U}_{\max} / V_s$  зависит от отношения  $d/D$  (см. рис. 5.21). Указанная зависимость аппроксимируется кривой, описываемой уравнением:

$$\frac{\bar{U}_{\max}}{V_s} = \frac{d/D}{a + b(d/D) + c(d/D)^2}, \quad (5.74)$$

где  $a = 0,00419$ ;  $b = 0,391$ ;  $c = 2,067$ .

Как видно из рис. 5.21, полученное уравнение удовлетворительно описывает как наши, так и литературные опытные данные со средним отклонением от расчетной кривой  $\pm 7,5\%$ .

Таким образом, уравнения (5.72) и (5.74) позволяют находить статистически представительный профиль скорости в зернистом слое для любого отношения  $D/d$  в диапазоне от 7 до 20. При послойном расчете по высоте зернистого слоя на каждом участке слоя может быть определен соответствующий



**Рис. 5.21.** Зависимость  $\bar{U}_{\max} / V_s = f(d / D)$ : — результаты опытов авторов в аппарате  $D = 94$  мм с шарами  $d = 4$ ; 6; 9,5 и 14,5 мм (опытные точки, полученные из экспериментальных профилей для соответствующих  $D/d$ ); литературные данные:  $\triangle$  —  $D = 98$  мм,  $d = 7,4$  мм,  $V_s = 0,8$  м/с (Calderbank, Pogorski 1957).  $\circ$  —  $D = 400$  мм,  $d = 5,6$  мм (Абаев и др. 1981а).  $\bullet$  —  $D = 400$  мм,  $d = 5,6$  мм,  $V_s = 1$  м/с,  $H = 200$  мм;  $\emptyset$  —  $D = 1400$  мм,  $5 \times 5$  мм (Абаев и др. 1981а).  $\diamond$  —  $D = 94$  мм,  $d = 8,7$ ; 5,57 и 4,11 мм,  $V_s = 0,8$  м/с,  $H = 1050$  мм (Ziolkowska *et al.* 1976);  $\blacklozenge$  —  $D = 94$  мм,  $d = 8,7$  и 4,11 мм,  $V_s = 0,8$  м/с,  $H = 1050$  мм (Ziolkowska 1980);  $*$  —  $D = 94$  мм,  $d = 8,7$ ; 7,15; 4,11 и 9,79 мм,  $V_s = 0,8$  м/с,  $H = 1500$  мм (Drahos *et al.* 1982).  $\bullet$  —  $D = 50,8$  мм,  $d = 9,53$  мм,  $H = 532$  мм (Schwartz, Smith 1953);  $\cdot$  —  $D = 200$  мм,  $d_{\text{cp}} = 0,4$  мм (песок),  $V_s = 0,3$  м/с,  $H = 300$  мм (Струминский, Павлюхина 1981);  $-$  —  $D = 290$  мм,  $d = 6$  мм,  $V_s = 1$  м/с,  $H = 400$  мм (Филиппов 1981);  $\blacktriangledown$  —  $D = 99$  мм,  $9,5 \times 9,5$  мм,  $V_s = 1,1$  м/с,  $H = 1000$  мм (Leroy, Froment 1977);  $+$  —  $D = 200$  мм,  $d = 6$  мм,  $V_s = 1,4$  м/с,  $H = 500$  мм (Попов и др. 1976);  $\nabla$  —  $D = 120$  мм,  $d_3 = 3$  мм,  $V_s = 1,4$  м/с (Попов и др. 1976);  $\blacktriangle$  —  $D = 200$  мм,  $d = 5$  мм,  $H = 600$  мм (Попов 1980);  $\times$  —  $D = 400$  мм,  $d = 5$  мм,  $V_s = 0,95$  м/с,  $H = 600$  мм (Попов 1980);  $\blacksquare$  —  $D = 52$  мм,  $d = 8,7$  мм,  $V_s = 3,6$  м/с (Струминский и др. 1978);  $\bullet$  —  $D = 1400$  мм,  $5 \times 5$  мм,  $V_s = 1,1$  м/с,  $H = 750$  мм (Попов 1980)

доверительный интервал скоростей, т. е. прогнозируемый профиль. При этом может быть использована известная процедура генерирования случайных чисел (Гельперин и др. 1984) в границах изменения «шума» по радиусу и высоте слоя зерен. Для перехода к НЗС конкретной высоты доверительные оценки «шума» зернистого слоя, полученные с помощью величины  $S$ , каждый раз накладываются на статистически представительный профиль, рассчитанный по уравнениям (5.72) и (5.74) для соответствующего значения величины отношения диаметра аппарата к диаметру зерна  $D/d$ .

Обобщение полученных опытных данных позволило установить, что изменение стандартного отклонения  $S$  по радиусу аппарата в зависимости от высоты НЗС описывается линейным относительно  $y/d$  уравнением,

$$\frac{S}{V_s} = 0,467 - 0,0488 \cdot y/d + \frac{0,147 + 0,043 \cdot y/d}{H/d}, \quad (5.75)$$

которое может быть использовано в указанном выше диапазоне скоростей при  $D/d$  от 7 до 20 и  $H/d \geq 1$ .

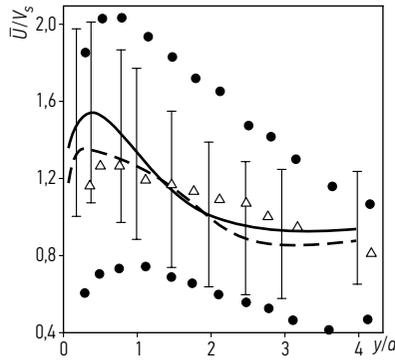
Анализ изменения радиального распределения  $S$  для аппаратов с указанным  $D/d$  показал, что величина  $S$  практически перестает изменяться по высоте НЗС при  $H/d$ , превышающем участок гидродинамической стабилизации потока в НЗС (Пушнов 1987).

Как следует из работы (Тихонова 1968), распределение локальных скоростей газового потока при прохождении через НЗС подчиняется закону нормального распределения, что делает возможным оценку предельных отклонений от представительного профиля скорости с вероятностью 99,73% по формуле (Шторм 1970):

$$K_{в.н.} = a \pm A_3 \cdot \sigma, \quad (5.76)$$

где  $a = \bar{U}^*/V_s$ ;  $\sigma = S/V_s$ ;  $A_3$  берут из таблиц работы (Шторм 1970).

Рассчитанный по этой формуле «шум» зернистого слоя для конкретного аппарата иллюстрируется рис. 5.22. Проверка адекватности полученной экспериментально-статистической математической модели (уравнения (5.72)–(5.76)) исследованному гидродинамическому процессу при различных значениях входных и геометрических параметров показала вполне удовлетворительную точность модели (см. рис. 5.22). При расчетах скоростей в слоях НЗС разных  $H/d$  и  $D/d$  (в изученных пределах) значения  $\bar{U}^*/V_s$  отличались от опытных значений не более, чем на 12%, а «шум» для данной высоты слоя зерен лежал в пределах разброса экстремальных скоростей. Измеренные профили скорости  $\bar{U}^*/V_s$  для любой высоты слоя во всех случаях лежали в пределах значений «шума» зернистого слоя, что говорит о корректности предложенной математической модели.



**Рис. 5.22.** Зависимость  $\bar{U}/V_s = f(y, d)$  для  $D = 94$  мм,  $d = 9,5$  мм,  $H/d = 42,1$  и  $V_s = 2$  м/с: сплошная линия – рассчитанный представительный профиль скорости; пунктирная линия – экспериментальный представительный профиль скорости, полученный усреднением по нескольким высотам НЗС: ● – измеренные экстремальные значения локальных скоростей в текущем контрольном кольце; △ – результат усреднения локальных скоростей по кольцам при данной высоте слоя зерен; вертикальные прямые – границы доверительного интервала локальных скоростей для данной высоты НЗС, рассчитанные по уравнению (5.76) при  $A_3 = 1,06$

Таким образом, предлагаемая нами статистическая модель позволяет по заданным геометрическим ( $D$ ,  $d$ ,  $H$ ) и входным параметрам (расход газа) достоверно оценивать прогнозируемый профиль скорости в НЗС и с необходимой для практики точностью рассчитывать трубчатые аппараты, в частности, путем условного деления размещаемого в них зернистого слоя на ряд коаксиальных цилиндров (Пушнов 1987), а также обоснованно выбирать их высоту.

## 5.6. Математическое моделирование аэродинамического сопротивления биофильтра с зернистой загрузкой

Моделирование – это объект познания, основанный на методах научного исследования и прогнозирования. Моделирование широко применяется во многих областях науки и инженерного дела, в том числе и в области охраны окружающей среды (Vaitiekūnas 2007).

Модель (лат. *modus* – мера, положение, предел) – это отображение оригинала, равнозначное его уровню структуры или выбранным функциям: образец, по которому что-либо изготавливается, создается, исследуется; искусственное воплощение предмета, похожее на макет; математическая структура, соответствующая моделируемому реальному объекту или процессу; тип или вид изделия (Using bioreactors ... 2003; Vaitiekūnas 2007).

Моделирование процессов окружающей среды – это исследование процессов, исследование которых в естественных условиях не совсем удобно, с применением их моделей, перенесение свойств одного явления в другое, исследование свойств другого явления.

В мире известно немало программ, предназначенных для моделирования процессов окружающей среды. Моделирование технологического процесса установки для биологической очистки воздуха состоит из следующих частей (Baltrėnas *et al.* 2001):

- моделирования аэродинамических процессов;
- моделирования биофильтрационных процессов.

*Программа PHOENICS* описывает процессы, охватывающие потоки тепла или материалов, с членами, распределенными в пространстве или времени. Приводятся сообщения об импульсе, теплоте, концентрации и другие количественные сообщения. Они отражают описание цифровых значений, таких, как температура, скорость и др., в виде упорядоченного массива по узлам или точкам сетки (Baltrėnas *et al.* 2004).

Цифровое моделирование осуществляется с применением дифференциальных уравнений процессов переноса в абсорбенте потоков газа известной плотности. На основании проведенного эксперимента можно подобрать реальные крайние условия: скорость входящего потока воздуха, начальную температуру, начальную и конечную концентрацию загрязнителей, ввести временную продолжительность процесса.

Программа использует язык программирования *FORTAN*. Программа *PHOENICS* состоит из множества блоков, которые подбираются для конкретной задачи и подбор которых в большой степени зависит от опыта программиста, так как лишь правильный подбор блоков, ответственных за решение соответствующих уравнений, может обеспечить реальное решение.

*Программа Biofilter*. С помощью этой программы создается математическая модель, характеризующая множество процессов, происходящих во время биологической очистки воздуха. С ее помощью можно выполнить биокинетические функции. Концентрация активной биокинетической массы в данном случае определяется функцией времени, координат  $x$ ,  $y$ ,  $z$ , вводится глубина биозагрузки (Baltrėnas, Paliulis 2002).

Программа позволяет осуществить следующие действия:

- определить соответствующие характеристики подаваемого в биофильтр потока воздуха;
- оценить, являются ли подобранные условия оптимальными для поступающего потока воздуха;
- установить, подойдут ли подобранные условия, если увеличится концентрация загрязнителей или величина потока;

- улучшить эффективность биофильтра, благодаря оптимизации важнейших компонентов окружающей среды (температуры, состава воды) (Baltrėnas, Paliulis 2002).

Создаваемая с помощью программы *Biofilter* математическая модель воссоздает процессы, происходящие в анализируемом биофильтре, предназначенном для очистки воздуха от летучих органических соединений и одорантов. Она судит о характере воздушного или жидкостного потока в биофильтре, оценивает процессы массообмена, происходящие в газах, жидкости или биомассе, и, главное, определяет рост активной биомассы, гниение и биологические реакции в ней (Baltrėnas, Paliulis 2002).

Аэродинамическое сопротивление загрузки является одним из основных факторов, от которого зависит производительность и эффективность очистной установки.

Для создания модели аэродинамических процессов, происходящих в биофильтре, применен программный пакет *Phoenix 3.5*. Эта программа позволяет оценить коэффициент пористости, имеющий решающее значение для сопротивления загрузки. Коэффициент пористости загрузки зависит от применяемой для фильтрации загрязнителей геометрии, формы, фракции, высоты слоя загрузки и других параметров (Ardjmand *et al.* 2005).

Одним из важнейших требований, предъявляемых к загрузке, является большая площадь ее поверхности, зависящая от величины внешних и внутренних капилляров загрузки. Капилляры в загрузке неправильной структуры бывают разной формы: пористой, прямоугольной, цилиндрической и др. Форма и параметры внутренних капилляров загрузки, такие, как величина, длина, периметр, высота, оказывают влияние на площадь поверхности загрузки, а скорость течения воздуха по капиллярам оказывает влияние на аэродинамическое сопротивление. Скорость течения воздуха по капиллярам разных форм также неодинакова.

При моделировании биодеструкционных процессов загрязнителей, происходящих в биофильтрах малой производительности, применяются различные дифференциальные уравнения, оценивающие процессы переноса масс загрязнителей, реакции, происходящие в биопленке, адсорбцию, абсорбцию загрязнителей, самобытную площадь поверхности и множество других факторов. Таким образом, математические модели являются единым целым, описывающим процессы биофильтрации, происходящие в биофильтре (Amanullah *et al.* 1999; Liu *et al.* 2006).

Для определения скорости реакции ферментации микроорганизмов, происходящей во время процессов биофильтрации, применяется **модель кинетики Монода** (Liu *et al.* 2004). Она описывает зависимость скорости роста микроорганизмов от концентрации загрязнителя. Вначале предполагалось, что

экспонентный рост микроорганизмов возможен лишь в том случае, если в субстрате имеется большое количество питательных веществ. Однако позже было доказано, что число микроорганизмов растет пропорционально увеличению питательных веществ в субстрате. Благодаря введению в основное уравнение Монода поправочного коэффициента  $K_p$ , было получено уравнение, описывающее скорость роста биомассы (Wu 2003):

$$\mu = \mu_m \frac{c}{K_s + c + c^2/K_p}, \text{ h}^{-1}, \quad (5.77)$$

где  $\mu$  – скорость роста биомассы,  $\text{h}^{-1}$ ;  $K_s$  – константа Монода, мг/л;  $c$  – концентрация загрязнителя, мг/л;  $K_p$  – поправочный коэффициент, мг/л.

Представленная формула (5.77) широко применяется для определения скорости роста биомассы (Wu 2003).

Для описания переноса загрязнителей в биопленке применяется **модель баланса массы**. Перенос молекул органического вещества из газовой фазы в жидкую может быть выражен коэффициентом диффузии загрязнителя  $D$ . Молекулярная масса газов, выводимых из биосреды, выражается уравнением:

$$M_{\text{вых.}} = M_{\text{вход.}} - \frac{dc \cdot v}{dt} - r_{v,c} dx, \quad (5.78)$$

где  $M_{\text{вых.}}$  – молекулярная масса газов, вытекающих из биопленки,  $\text{г/м}^3$  сутки;  $M_{\text{вход.}}$  – молекулярная масса газов, попадающих в биопленку,  $\text{г/м}^3$  сутки;  $dc/dt$  – изменение концентрации субстрата с течением времени;  $r_{v,c}$  – нагрузка на субстрат,  $\text{г/м}^3$  сутки;  $x$  – расстояние, на которое переносится загрязнитель, м.

Уравнение переноса загрязнителя выражается формулой:

$$r_{v,c} = D \frac{d^2c}{dx^2}, \text{ г/м}^3. \quad (5.79)$$

Нагрузка на субстрат прямо пропорциональна неравномерности его распределения в биопленке (Wu 2003). Итальянские ученые, применяя уравнения баланса массы, моделировали перенос фенола в биопленке, в которой культивировались микроорганизмы культуры *Pseudomonas putida* (Converti *et al.* 1997). Перенос массы в биопленке может быть описан законом Фико (Wu 2003).

**Модель кинетики первой и нулевой степени.** Известно, что с увеличением концентрации загрязнителя скорость реакции ферментации также увеличивается. Когда концентрация субстрата намного меньше константы Михаэлиса-Ментен, реакция бывает первой степени. Этот процесс может быть описан уравнением кинетики первой степени (Chan, Peng 2008):

$$\ln(c/c_0) = -\mu t, \quad (5.80)$$

где  $c_0$  – концентрация выводимого загрязнителя,  $\text{г/м}^3$ ;  $t$  – время переноса загрязнителя, с.

Когда концентрация субстрата намного больше константы Михаэлиса-Ментен, скорость реакции ферментации оказывается нулевой степени и описывается уравнением (Chan, Chang 2006):

$$c_0 - c = k_0 t, \quad (5.81)$$

где  $k_0$  – коэффициент реакции нулевой степени.

Вписав в уравнение коэффициент переноса загрязнителя, получаем:

$$c = c_0(1 - t(ak_0 D_e / 2mc_0 \delta)^{1/2})^2, \quad (5.82)$$

где  $a$  – площадь поверхности контакта газов с загрузкой, см<sup>2</sup>;  $D_e$  – коэффициент переноса загрязнителя, см<sup>2</sup>/с;  $m$  – коэффициент, оценивающий распределение загрязнителя в биосреде;  $\delta$  – толщина слоя биопленки, м.

Метод позволяет оценить зависимость изменений величины концентрации загрязнителя от времени биофильтрации ( $t$ ) (Chan, Chang 2006).

Применяя версии 3.2 и 3.5 программного пакета *PHOENICS*, можно оценить аэродинамические процессы, происходящие в фильтре: скорость пропускаемого потока воздуха и аэродинамическое сопротивление. При моделировании следует опираться на математические уравнения, соответствующие физическим законам (Taylor *et al.* 1999; Vaitiekūnas 2007). Английские ученые программу *PHOENICS* применяли для оценки возможности цеолита усваивать загрязнитель (Vaitiekūnas 2007).

Обобщенная форма всей системы дифференциальных уравнений, дискретизированная версия которой решается программой *PHOENICS*, такова (Baltrėnas *et al.* 2001; Zigmontienė, Baltrėnas 2004):

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_i \rho_i \Phi_i) + \text{div}(r_i \vec{v}_i \Phi_i - r_i \Gamma_i \text{grad } \Phi_i) = r_i S_{\Phi_i}, \quad (5.83)$$

где  $t$  – время;  $r_i$  – объемная часть фазы  $i$ ;  $\rho_i$  – плотность фазы  $i$ ;  $\Phi_i$  – зависимая переменная фазы  $i$  (концентрация, энтальпия, момент для единицы массы, часть массы химического реагента и др.);  $\vec{v}_i$  – вектор скорости фазы  $i$ ;  $\Gamma_{\Phi_i}$  – коэффициент обмена переменной  $\Phi_i$ ;  $S_{\Phi_i}$  – член потока для переменной  $\Phi_i$ .

После оценки физических, химических и биологических процессов, происходящих во время исследований, с применением программ *MAPLE 7* и *DATAFIT 6.1.10* моделируются происходящие в фильтре процессы биофильтрации.

На основании экспериментальных данных при моделировании биофильтрации можно получить аналитические выражения констант способности загрязнителей и их смесей к абсорбции  $\beta$  и биодеградации  $\alpha$ , а также установить их зависимости от природы загрязнителей и технических параметров фильтра (высоты загрузки, потока пропускаемого воздуха и др.) (Vaitiekūnas 2007).

Движение жидкостей или газов математически описывается уравнениями Навье и Стокса, выражающими законы динамики Ньютона, включая силы, появляющиеся из-за градиента давления и вязкости среды. Уравнения решаются методом конечных объемов.

Для моделирования аэродинамических и сорбционных процессов, происходящих в биофилт্রে, применяется программа *FLUENT*. Принцип действия этой программы аналогичен принципу действия программных пакетов *PHOENICS*. Затем подбираются дифференциальные уравнения, начальные и крайние условия, определяются окончательные параметры, и выводятся результаты (Chan, Chang 2006).

Распределение загрязнителей в газовой и жидкой среде можно моделировать, применяя также программный пакет *MATHCAD*. В этом случае распределение загрязнителей описывается сложными дифференциальными уравнениями с частичными или полными производными. Решение уравнений довольно сложно, поэтому применяются упрощенные модели. Наиболее важными являются три процесса: диффузия (распространение), перенос (поток воздуха вызывает потоки), оседание (загрязнители оседают на поверхности биосреды) (Wu 2003).

Программный пакет *STATISTIKA* позволяет подбирать и обрабатывать данные. Часто используются диаграммы распределения, помогающие определить связь между двумя переменными. Диаграмма распределения загрязнителей позволяет вывести зависимость распределения загрязнителей от технических данных биофилтра, типа загрузки и др. (Converti *et al.* 1997).

**Методика математического моделирования.** Скорость прохождения потока воздуха через поры разной формы определить трудно, поэтому она рассчитывается по математическим формулам. Скорость по капиллярам древесных щепок, коры, цеолита и поролонa круглой формы можно рассчитать по формуле (Puschnow *et al.* 2008):

$$u = 2w_0 \left[ 1 - \left( \frac{R}{R_0} \right)^2 \right], \quad (5.84)$$

где  $u$  – скорость потока воздуха в точке поперечного сечения капилляров правильной формы, м/с;  $w_0$  – средняя скорость потока воздуха, м/с;  $R$  – поперечник течения потока воздуха в порах, м;  $R_0$  – капилляр в поперечном сечении, м,

$$R_0 = \frac{d_e}{2}, \quad (5.85)$$

где  $d_e$  – эквивалентное поперечное сечение капилляра, м.

Скорость потока воздуха по капиллярам прямоугольной формы рассчитывается по формуле:

$$u = \frac{3}{2\delta} w_0 \left[ 1 - \left( \frac{2y}{\delta} \right)^2 \right], \quad (5.86)$$

где  $y$  – расстояние течения потока воздуха до стенки капилляра, м;  $\delta$  – ширина капилляра (канала) прямоугольной формы, м.

Скорость потока воздуха по капиллярам треугольной формы рассчитывается по формуле:

$$u = 45w_0 \left\{ \left( \frac{x}{h} - 1 \right) \left[ \left( \frac{y}{h} \right)^2 - \frac{1}{3} \left( \frac{x}{h} \right)^2 \right] \right\}, \quad (5.87)$$

где  $h$  – высота треугольной изоклетки, м;  $x$  и  $y$  – координаты точки, в которой скорость  $u$  является установившейся величиной.

Естественно, что в капиллярах загрузки треугольной формы, имеющих острые углы, течение потока воздуха не является равномерным. Число Рейнольдса в каналах такой формы в несколько раз больше, чем в капиллярах круглой формы. Разница между максимальной  $w$  и средней  $w_0$  скоростями воздуха в капиллярах круглой и прямоугольной формы выражается следующими формулами:

$$w_0 = 0,5 w_{\max}, \quad (5.88)$$

$$w_0 = (2/3) w_{\max}. \quad (5.89)$$

Средний диаметр капилляра можно выразить по формуле:

$$d_e = 4F/P, \quad (5.90)$$

где  $F$  – площадь диаметра капилляра, мм<sup>2</sup>;  $P$  – периметр капилляра, мм.

Зная средний диаметр капилляра, специфическая площадь загрузки рассчитывается по формуле:

$$S_{\text{ср.}} = 4\varepsilon/d_e, \quad (5.91)$$

где  $\varepsilon$  – пористость загрузки, %.

Форма каналов воздуха в загрузке, состоящей из древесных щепок, коры, цеолита и кубиков поролонa, разная. Градиент аэродинамического сопротивления загрузки может быть рассчитан по формуле:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho w_0^2}{2} \frac{L}{d_e}, \quad (5.92)$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления;  $\rho$  – плотность потока

газов, кг/м<sup>3</sup>;  $L$  – длина капилляров, по которым течет поток воздуха, м;  $d_e$  – средний диаметр капилляров, по которым течет поток воздуха, м.

Для установившегося течения потока воздуха по капиллярам загрузки разной формы коэффициент гидравлического сопротивления рассчитывается по формуле:

$$\xi = B/Re, \tag{5.93}$$

где  $Re$  – число Рейнольдса;  $B$  – коэффициент, зависящий от формы канала капилляра (для капилляров круглой формы  $B = 64$ , прямоугольной формы  $B = 56,9$ , треугольной формы  $B = 53$ ).

Число Рейнольдса выражается формулой:

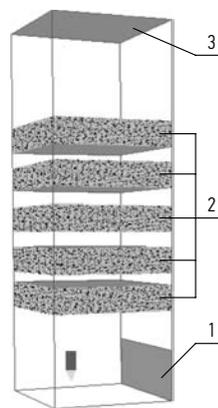
$$Re = \frac{w_0 d_e}{\nu}, \tag{5.94}$$

где  $\nu$  – кинематическая вязкость газов, м<sup>2</sup>/с.

Зная, что сопротивление загрузки непосредственно зависит от пористости загрузки, программа позволяет оценить его. Для капилляров разных форм  $Re = 389$ , если  $u = 5$  м/с,  $d_e = 5$  мм, а  $\nu = 6,42 \cdot 10^{-5}$  м<sup>2</sup>/с, значит,  $\xi = 0,146, 0,165$  и  $0,136$  – для капилляров соответственно прямоугольной, круглой и треугольной формы.

При среднем диаметре капилляров, равном 4,5 мм, его площадь в поперечнике  $F = 20,25$  мм<sup>2</sup>,  $P = 18,0$  мм,  $d_e = 0,0045$  м,  $S_{cp.} = 889$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> (Puschnow *et al.* 2008).

При моделировании фильтра применена 105 задача из программного пакета *Phoenix 3.5*, описывающая аэродинамические процессы. Смоделирован биофильтр с пятью слоями загрузки. Загрузка составлена из смеси древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролона. С учетом пористости загрузки биофильтра (55%) и числа слоев (от одного до пяти, толщина каждого слоя равна 150 мм) моделируются происходящие в биофильтре аэродинамические процессы. Пористость загрузки устанавливается во время проведения эксперимента. При определении пористости учитывалось влияние влажности на аэродинамическое сопротивление, поэтому при моделировании влажность загрузки дополнительно не оценивалась. Модель созданного биофильтра представлена на рис. 5.23.



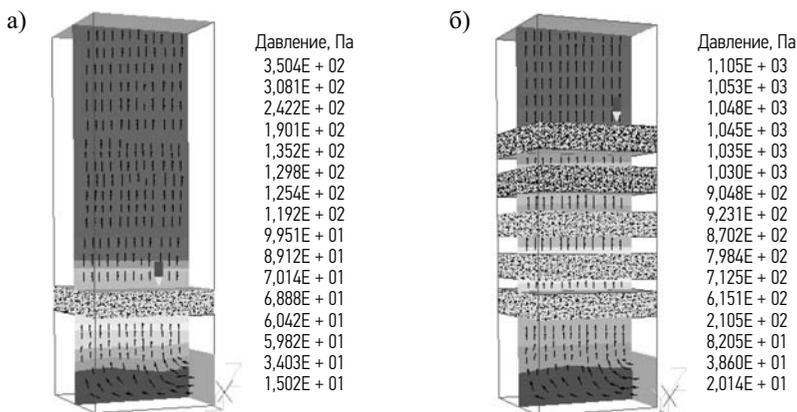
**Рис. 5.23.** Схема смоделированного биофильтра: 1 – отверстие для поступления потока воздуха; 2 – пять слоев загрузки; 3 – отверстие для удаления потока воздуха

С целью установить влияние каждого слоя биосреды на происходящие в биофилт্রে процессы процесс аэродинамического сопротивления загрузки, составленной из смеси материалов разного происхождения, моделировался с первым и всеми пятью слоями загрузки.

Выбирается средняя (0,3 м/с) скорость поступления в биофилтр потока воздуха и температура потока воздуха (30°C). В связи с тем, что поток поступающего воздуха увлажняется в камере увлажнения до 100%, плотность воздуха повышается до 1,5 кг/м<sup>3</sup>. Поток воздуха направляется в установку через отверстие в низу филтра. После прохождения пяти слоев загрузки поток воздуха удаляется из филтра через специальное отверстие. После введения данных запускается программа. Рассчитанные данные моделирования представляются графически (Рис. 5.24).

**Результаты математического моделирования.** Результаты исследований моделировались, когда скорость подаваемого в установку потока воздуха составляла 0,3 м/с. Аэродинамическое сопротивление бывает наибольшим перед первым слоем загрузки и составляет 350 Па. Это обусловлено большой плотностью гранул цеолита – 2370 кг/м<sup>3</sup>. После прохождения потоком воздуха этого слоя аэродинамическое сопротивление постепенно снижается до 15 Па. Это объясняется возникающими силами трения между потоком воздуха и стенкой биофилтра.

После моделирования с пятью слоями загрузки получено аэродинамическое сопротивление установки, равное 1105 Па. Из результатов моделирования видно, что наибольшая нагрузка приходится на первый слой загрузки. После первого слоя аэродинамическое сопротивление уменьшается до 1030 Па, после



**Рис. 5.24.** Аэродинамическое сопротивление биофилтра: а) сопротивление одного слоя, б) после заполнения биофилтра загрузкой

второго слоя оно уменьшается равномерно и составляет 870 Па. Третий слой загрузки, составленный из древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролона, увеличивает сопротивление еще на 255 Па. После прохождения потоком воздуха всех пяти слоев загрузки разного происхождения сопротивление снижается до 20 Па.

Гранулы цеолита из-за большой плотности увеличивают аэродинамическое сопротивление загрузки. Сравнение экспериментальных данных и результатов математического моделирования показало их небольшую разницу (Рис. 5.25). Аэродинамическое сопротивление, выявленное экспериментальным путем, больше полученного при моделировании и составляет 455 Па. В процессе экспериментальных исследований после первого слоя замечена большая динамика аэродинамического сопротивления, чем при моделировании.



Рис. 5.25. Сравнение результатов эксперимента и полученных моделированием

Полученное при моделировании аэродинамическое сопротивление в среднем на 15% меньше, чем при измерении манометром. Однако при небольшой скорости подаваемого в установку потока воздуха и небольшом аэродинамическом сопротивлении такие погрешности не являются большими, поэтому большой разницы между экспериментальными и моделируемыми результатами нет. После пяти слоев загрузки аэродинамическое сопротивление, рассчитанное путем моделирования, меньше результатов экспериментов, однако разница в них невелика и составляет 10%.

## Часть 6

# АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПРОМЫШЛЕННЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

## 6.1. Аэродинамическое сопротивление адсорбентов и катализаторов

### 6.1.1. Потери напора в зернистом слое с установившейся структурой

В наших опытах по изучению аэродинамики зернистого слоя эксперименты по измерению  $\Delta P$  проводили во всех испытанных аппаратах одновременно с изучением их аэродинамики. Кроме того, были поставлены специальные опыты по углубленному изучению  $\Delta P$  зернистого слоя в более широких пределах по скоростям газа в аппарате  $D = 52$  мм. Были исследованы все использованные в аэродинамических экспериментах виды зерен. Опыты показали хорошую сходимость результатов во всех аппаратах.

Измерения  $\Delta P$  осуществляли на лабораторной установке в вертикальной цилиндрической трубе. Высота НЗС (кроме специальных опытов) в соответствии с рекомендациями (Аэров и др. 1979; Абаев и др. 1981; Гельперин, Каган 1978) намного превышала диаметр аппарата и составляла  $H = 1000$  мм. Чтобы снизить стеночные эффекты, диаметр аппарата в соответствии с (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Гельперин, Каган 1978; Гельперин и др. 1977) выбирался, исходя из соотношения  $D/d > 10$ , и составлял  $D = 52$  мм.

Загрузку зерен в аппарат осуществляли мелкими порциями. Поскольку решающее значение для точности измерений имеет степень уплотнения НЗС, испытуемый НЗС после загрузки каждой порции уплотняли постукиванием.

Для предотвращения разрыхления НЗС при высоких скоростях течения газа поток направляли сверху вниз. В отличие от работы (Елизарьев и др. 1980), в которой сопротивлением опорной решетки пренебрегали, в наших опытах это сопротивление учитывалось, что повышало точность измерения. Опытные данные обрабатывались в виде графической зависимости  $\Delta P = f(W_0)$ .

Характеристика зернистых материалов приведена в табл. 6.1. Полученные зависимости  $\Delta P = f(W_0)$  свидетельствует о влиянии на  $\Delta P$  размера частиц, а также более низком сопротивлении колец Рашига как тел, имеющих внутреннюю полость. При определении  $\varepsilon$  и  $S_3$  использовали расчетно-массовый метод,

Таблица 6.1. Характеристика испытанных зерен и насадок

Название и форма зерен и насадок	Средние размеры зерен, мм	Насыпная масса, $\gamma_{\text{нас.}}$ , кг/м <sup>3</sup>	Плотность материала зерен $\gamma_m$ , кг/м <sup>3</sup>	Порозность $\varepsilon = 1 - \frac{\gamma_{\text{нас.}}}{\gamma_m}$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Удельная поверхность, $S_3$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Эквивалентный диаметр, $d_3$ , м
Силикагель кусковой импортный, куски неправильной формы	фракция 3÷5	723	–	0,535	1148	0,00186
Силикагель гранулированный (без осколков) типа КСМГ, гранулы	фракция 3÷5	743	1550	0,52	1140	0,0018
Неплатиновый катализатор типа КН-К8, таблетки	Ø6,1×5,85	1808	2771	0,348	590	0,0023
Активный уголь типа СКТ-2, цилиндрики	Ø1,5×5,13	499	814	0,386	1268	0,0012
Адсорбент, цилиндрики	Ø4×10	870	1469	0,41	750	0,0022
Адсорбент, цилиндрики	Ø2×10	882	1469	0,40	1040	0,0015
Адсорбент, кольца Рашига	10×10×2	588	1469	0,60	320	0,0073
Адсорбент в блоках с отверстиями Ø4,5 мм	–	–	1469	0,50	–	–

поскольку только в этом случае можно оценить истинные значения  $\varepsilon$  и  $S_3$ , соответствующие данной конкретной загрузке зерен в аппарат.

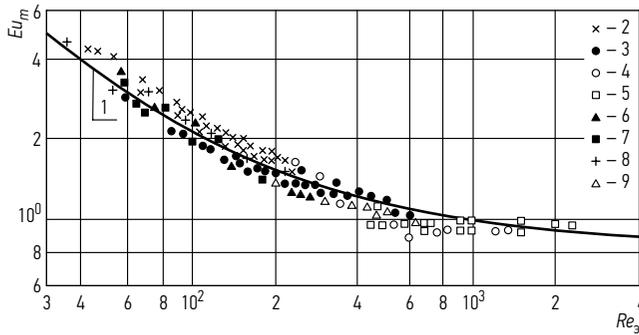
Среднеквадратичная ошибка определения  $\varepsilon$  составляла в наших опытах 0,011, а величины  $\gamma_{\text{нас.}}$  – 0,007.

Опытные данные коррелировали в виде критериальной зависимости  $Eu = f(Re_s)$ . Результаты корреляции представлены на рис. 6.1.

Обобщающая кривая для частиц цилиндрической и кольцевой формы (ранее не изученных) со средним отклонением, не превышающем  $\pm 4\%$ , описывается уравнением:

$$Eu_m = \frac{100}{Re_s} + 0,9, \quad (6.1)$$

которое совпадает с предложенным ранее Гельпериним и др. (1977) выражением для частиц другой формы.



**Рис. 6.1.** Зависимость  $Eu = f(Re_3)$  по результатам наших опытов, а также опытов Голубева, Морозова (1963): 1 – обобщающая кривая; 2–8 – результаты наших опытов; 9 – наша обработка результатов опытов Голубева, Морозова (1963); 2 – уголь СКТ-2 размером  $1,5 \times 5,13$  мм; 3 – катализатор КН-К8 размером  $6,1 \times 5,85$  мм; 4 – кольца Рашига  $10 \times 10 \times 2$  мм; 5 – кольца Рашига  $10 \times 10 \times 0,9$  мм; 6 – адсорбент  $\varnothing 4 \times 10$  мм; 7 – адсорбент  $\varnothing 2 \times 10$  мм; 8 – силикагель КСМГ фр. 3–5 мм; 9 – таблетки  $5 \times 10$  мм по данным работы (Голубев, Морозов 1963)

На основе проведенных экспериментов по измерению  $\Delta P$  и результатов обработки полученных данных можно сделать следующий вывод. Подтверждено высказанное ранее (Гельперин и др. 1977) предположение о том, что отнесение измеренного  $\Delta P$  в модернизированном критерии Эйлера  $Eu_m$  не только к единице длины слоя, но и к единице поверхности должно привести к корреляции единой зависимостью в виде  $Eu = f(Re_3)$  данных по гидравлическому сопротивлению зерен разной формы. Указанный подход обусловлен тем, что  $\Delta P$  в неподвижном зернистом слое определяется, главным образом, структурой слоя и трением потока о поверхности зерен. Действительно, уравнение (6.1) вполне удовлетворительно описывает опытные данные по  $\Delta P$  не только для гладких и шероховатых шаров, но и для кусков неправильной формы, гранул цилиндрической формы и колец Рашига (см. рис. 6.1).

### 6.1.2. Потери напора в зернистом слое на входном участке гидродинамической стабилизации потока

Высота входного участка гидродинамической стабилизации  $H_{ст.}$  в значительной мере зависит от соотношения  $D/d$  и убывает с его увеличением. Так, для слоя с  $D/d = 3 H_{ст.} = 20d$ , а для слоев  $D/d \gg 20 H_{ст.} = 10d$ . Такая зависимость представляется закономерной, поскольку с ростом отношения  $D/d$  убывает влияние стенки аппарата на структуру укладки зерен.

Таким образом, зная  $H$  тонкого слоя и  $H_{ст.}$  в нем, при соответствующем отношении  $D/d$  можно судить о возможном влиянии гидродинамической обстановки на участке стабилизации на весь короткий слой. В случае соизмери-

мости  $H$  и  $H_{ст.}$  такое влияние может быть заметным, а для  $H \gg H_{ст.}$  должно быть пренебрежимо малым.

Указанное выше влияние участка гидродинамической стабилизации в первую очередь должно сказаться на характере профиля скорости, а также на величине  $\Delta P$ . Известно, что в полых каналах на входе в них из-за деформации потока, вызванной условиями входа, всегда наблюдается повышенное локальное  $\Delta P$ . Однако между процессом гидродинамической стабилизации в зернистом слое и в полых каналах имеется принципиальное отличие. В полых каналах поток стабилизируется в канале с постоянными геометрическими характеристиками  $D = const$ , а в НЗС стабилизация протекает на участке слоя с изменяющимися характеристиками  $\varepsilon$  и удельной поверхности слоя  $S_3$ . Причем на участке стабилизации имеет место снижение  $\varepsilon$  и увеличение  $S_3$ . Более низким значениям  $\varepsilon$  и более высоким значениям  $S_3$  в НЗС обычно соответствуют более высокие  $\Delta P$ .

Однако на участке стабилизации в любых каналах наблюдается постепенное падение локальных значений  $\Delta P$ . В НЗС в силу сказанного выше следует ожидать менее резких отличий в локальных  $\Delta P$ , но более растянутого по длине участка стабилизации по сравнению с идеализированным слоем, в котором на участке стабилизации потока структура укладки зерен, а следовательно,  $\varepsilon$  и  $S_3$ , не подвергались бы трансформации.

Несмотря на очевидную практическую важность, надежных уравнений для расчета  $\Delta P$  слоев с  $H < H_{ст.}$  нет, хотя для расчета слоев со стабилизированной структурой предложено довольно много зависимостей (Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Гельперин, Каган 1978).

Применение зернистых материалов требует знания количественных локальных характеристик процесса гидродинамики при течении газа в них.

В этой серии опытов нами были использованы современные методы измерения, которые позволили установить некоторые количественные закономерности течения газа в аппаратах с шаровым зернистым материалом.

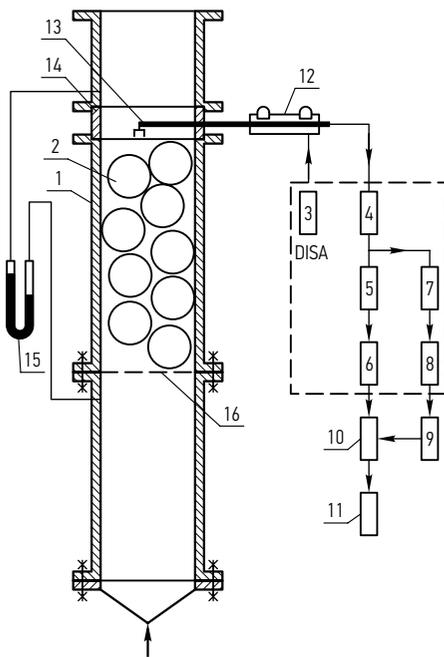
Испытания проводились при беспорядочной укладке шаров ( $D/d_{ш} > 1,867$ ) (см. таблицу 6.2).

В отличие от известных работ в наших опытах контролировались потеря напора  $\Delta p$  и поле скоростей в поперечном сечении аппарата на выходе газового потока из слоя шаров. Опыты проводились при скоростях, соответствующих числам Рейнольдса в расчете на пустой аппарат  $Re_D = 600 \div 14\ 300$ , а в некоторых опытах до  $Re_D = 28\ 700$ .

Опытные аппараты располагались вертикально. Каждый из них имел участок гидродинамической стабилизации потока до и после рабочей секции, загруженной шарами. Газ (воздух) в аппарат подавался снизу. Поддерживающая слой шаров решетка имела свободное сечение, равное 94% (рис. 6.2). Расход газа контролировали ротаметрами или диафрагмой. Среднеквадратичная погрешность определения  $\Delta p \pm 2,5\%$ .

**Таблица 6.2.** Характеристики исследованных аппаратов и шаров

$D$ , мм	$d_{ш}$ , мм	$D/d_{ш}$	$H/d_{ш}$	Порозность $\varepsilon$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	$W_0$ , м/с
91	50	1,88	9	0,55	0,5; 0,89; 1,7; 2,7; 3,9; 5,6
60	50	1,2	8	0,65	0,9; 1,5; 2,3; 3,15; 3,99
	14	4,29	28,6	0,42	0,53; 0,9; 1,37; 1,96; 2,48; 4,2
40	14	2,86	29,3	0,47	0,67; 1,8; 3,0; 0,33; 0,46; 0,62;
	9,5	4,2	43,2	0,43	0,75; 1,05; 1,3; 1,57
20	6	3,3	86,7	0,44	0,3; 0,46; 0,6; 0,75; 1,05; 1,3; 1,6;
					1,84; 2,1; 2,6



**Рис. 6.2.** Схема установки: 1 – цилиндрический канал; 2 – шары; 3 – траверсный механизм 55E40; 4 – термоанемометр постоянной температуры 55M10; 5 – линейризатор 55M25; 6 – цифровой вольтметр 55D31; 7 – формирователь сигналов 55D26; 8 – вольтметр 55D35; 9 – вольтметр В7-16; 10 – транскриптор Ф5033; 11 – ЭУМ-23Д; 12 – двигатель траверсного механизма 55CO1; 13 – датчик скорости; 14 – поворотное кольцо приборного отсека; 15 – измерение  $\Delta p$ ; 16 – решетка

По нашему мнению, для расчета  $\Delta P$  слоев с  $H < H_{ст}$  возможны два подхода (Ролофф и др. 1983; Каган и др. 1985): получение специальной зависимости или использование для этой цели зависимости для слоев со стабилизированной структурой, в которой в то же время должны фигурировать значения  $\varepsilon$  и  $S_3$ , полученные для короткого слоя. Однако, как уже отмечалось, в слоях с  $H < H_{ст}$  значения  $\varepsilon$  и  $S_3$  трансформируются по высоте слоя. Видимо, для практических целей удобнее оперировать поддающимися более легкой оценке значениями  $\varepsilon$  и  $S_3$  слоев с установившейся структурой. Однако расчетная зависимость в этом случае должна быть дополнена еще одним параметром, характеризующим слой с неустановившейся структурой.

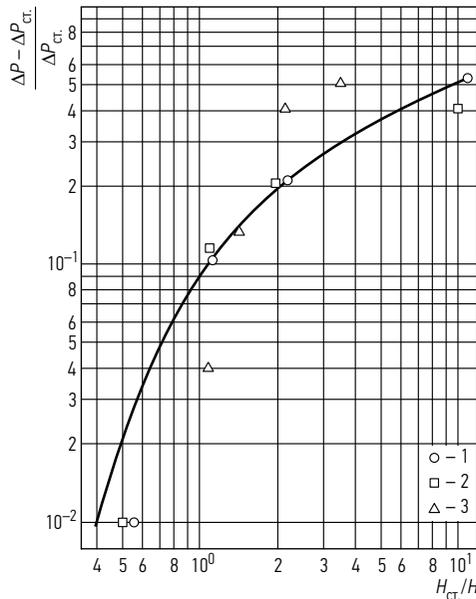
Поправка к уравнению (6.1) должна увеличивать  $\Delta P$ , рассчитанное до величины, соответствующей слою  $H < H_{ст.}$ , то есть должна иметь вид:  $(\Delta P / \Delta P_{ст.} - 1)$ . В работе (Ролофф и др. 1983) было показано, что  $\left(\frac{\Delta P}{\Delta P_{ст.}} - 1\right) = f\left(\frac{H_{ст.}}{H}\right)$ . Параметром, характеризующим слой с неустановившейся структурой, может быть отношение  $H_{ст.}/H$ . Отсюда вид поправки к уравнению (6.1):  $1 + f(H_{ст.}/H)$ .

Для установления явного вида зависимости  $\left(\frac{\Delta P}{\Delta P_{ст.}} - 1\right) = f\left(\frac{H_{ст.}}{H}\right)$  нами были обработаны результаты опытов работы (Боришанский 1958), приведенные на рис. 6.3. Обобщающая кривая этих опытов описывается уравнением Ролоффа, Кагана и др. (1983) вида:

$$y = A + Bx + Cx^2, \tag{6.2}$$

где  $y = \left(\frac{\Delta P}{\Delta P_{ст.}} - 1\right)$ ;  $x = \left(\frac{H_{ст.}}{H}\right)$ ;  $A = -0,562$ ;  $B = 0,662$ ;  $C = -0,1$ .

Выражение (6.2) удовлетворительно обобщает и другие опытные данные (см. рис. 6.3). При  $H \gg H_{ст.}$  поправка к уравнению (6.1) пренебрежимо мала. Полученная зависимость позволяет осуществлять инженерные расчеты  $\Delta P$  аппаратов с тонким слоем зерен при  $H < H_{ст.}$



**Рис. 6.3.** Зависимость  $\frac{\Delta P - \Delta P_{ст.}}{\Delta P_{ст.}} = f(H_{ст.}/H)$ : 1 – стальные шары  $d = 6$  мм,  $W_0 = 2,7$  м/с; 2 –  $d = 4$  мм,  $W_0 = 1$  м/с; 3 – фарфоровые шары  $d = 15,6$  мм,  $W_0 = 1,6$  м/с, данные работы (Боришанский 1958)

## 6.2. Аэродинамическое сопротивление неподвижных слоев зерен цилиндрической формы

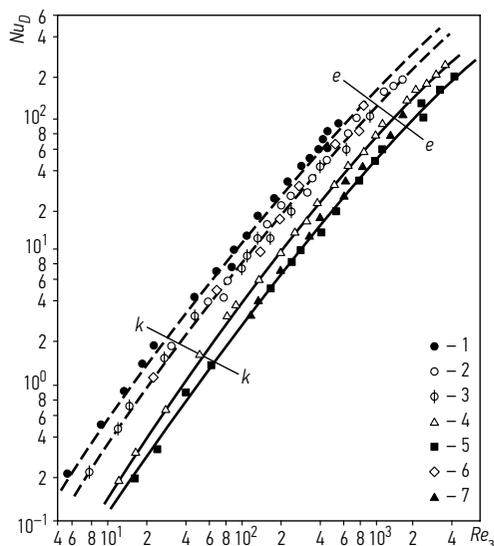
В ряде отраслей промышленности применяют изготовленные из порошка зерна цилиндрической формы, например, используют в качестве адсорбента активный уголь марки СКТ-2 в виде цилиндрических зерен. В азотной промышленности в последнее время наметилась тенденция замены дорогостоящего платинового катализатора на существенно более дешевый неплатиновый катализатор типа КН-К8 такой же формы зерен.

Однако гидродинамика указанных зернистых материалов мало изучена, особенно в диапазоне скоростей газа, соответствующем переходному режиму течения из ламинарного в турбулентный ( $Re_\gamma = 40-1200$ ), представляющем наибольший интерес при осуществлении адсорбционных и каталитических процессов. Причем данные о границе перехода режимов течения расходятся (Пушнов 1987). При вязком режиме течения газового потока в неподвижном зернистом слое (НЗС) потери напора  $\Delta P$  целиком определяются трением о поверхность зерен. В случае инерционного режима течения величина  $\Delta P$  обусловлена не только трением о поверхность, но и турбулентными вихрями. Понятно, что надежно определить активную (или смоченную) удельную поверхность зернистого материала  $S_3$  можно лишь в условиях вязкостного режима течения. Таким образом, для достоверной оценки важной характеристики НЗС  $S_3$  по результатам измерения  $\Delta P$  необходимы зависимости для расчета границы перехода режимов течения.

Учитывая особенности структуры НЗС (Пушнов 1987), в частности, неравноценность всех межзерновых каналов, можно полагать, что этот переход режимов течения осуществляется не резко, а плавно (Гельперин, Каган 1984), что затрудняет определение границы режимов. Ниже представлены результаты экспериментального определения границ режимов течения в зернистом слое, а также уточнения обобщающей зависимости по гидравлическому сопротивлению зерен СКТ-2 и КН-К8 цилиндрической формы, необходимой для инженерных расчетов.

Границы режимов течения газового потока в НЗС оценивали по данным изучения теплоотдачи в зернистом слое, поскольку при этом оказалось возможным более точно зафиксировать эти границы. В качестве зерен использовали свинцовые шары диаметром  $d$ , равным 1,83; 2,51; 4,15 и 5,15 мм, стальные шары  $d = 2,55$  и 5,05 мм, а также силикагель  $d = 2,50$  мм. Число Рейнольдса  $Re_\gamma$  изменяли в пределах от 5,7 до 4000. Отношение диаметра зерна  $d$  к диаметру аппарата  $D$  варьировали в пределах  $d/D = 0,153-0,429$ . Опытная установка и методика экспериментов подробно описаны в работе (Каган 1966).

Опытные данные обрабатывали в виде критериальной зависимости  $Nu_D = f(Re_\gamma)$ . Экспериментальные точки, как это видно из рис. 6.4, удовлетворительно



**Рис. 6.4.** Зависимость  $Nu_D = f(Re_3)$  по результатам опытов по теплоотдаче в зернистом слое с шарами различных размеров и материала:

Точка	Материал	Размер $d$ , мм	Рабочий газ
1	свинцовые шары	1,83	воздух
2	то же	2,51	то же
3	то же	2,51	водород
4	то же	4,15	воздух
5	то же	5,15	то же
6	стальные шары	2,55	то же
7	то же	5,05	то же

(отклонение не превышает  $\pm 17\%$ ) укладываются на семейство параллельных ломаных линий, образующих три характерные области, отделяемые друг от друга прямыми  $k-k$  и  $l-l$ . Из рисунка следует, что переходу от одной области режима движения газа в НЗС к другой соответствует не одно определенное значение  $Re_3$ , а ряд значений  $(Re_3)_k$ , соответствующих наибольшему и наименьшему размерам зерен.

Уравнение для верхней границы вязкого режима течения (см. рис. 6.4, прямая  $k-k$ ) имеет вид:

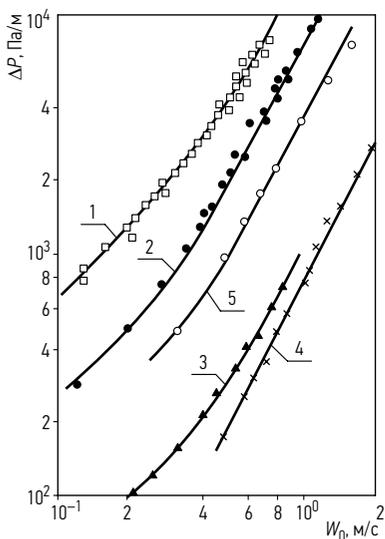
$$(Re_3)_k = 1,175 \cdot 10^2 \cdot (D/d)^{-0,76}, \tag{6.3}$$

где  $Nu_D = \alpha \cdot D / \lambda$  – число Нуссельта, отнесенное к диаметру аппарата;  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°C})$ ;  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности газа,

ккал/(м·ч·°С),  $D$  – диаметр аппарата, м;  $Re_3 = W_0 \cdot d_3 / (\varepsilon \cdot \nu)$  – число Рейнольдса,  $W_0$  – фиктивная скорость газа в расчете на полное сечение пустого аппарата, м/с;  $d_3 = 4\varepsilon/S_3$  – эквивалентный диаметр зерна, м;  $\varepsilon$  – порозность (доля свободного объема) зернистого слоя, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $\nu$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с;  $S_3$  – удельная поверхность зерен в единице объема зернистого слоя, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Установленную Каганом (Каган 1966; Гельперин, Каган 1984) закономерность для оценки границ вязкого режима течения проверяли последующими независимыми опытами по изучению потери напора  $\Delta P$  в аппарате диаметром  $D = 52$  мм. Величину  $\Delta P$  измеряли при высоте зернистого слоя в аппарате, равной 1 м, с точностью  $\pm 1,5\%$ . Схема опытной установки и методика измерения  $\Delta P$  были описаны выше (см. рис. 6.2). Исследовали зерна следующих размеров: уголь СКТ-2 в виде цилиндров со средним диаметром 1,5 мм и высотой 5,13 мм; неплатиновый катализатор КН-К8 в виде таблеток со средним диаметром 6,1 мм и высотой 5,85 мм. Для сравнения испытывали также керамические и металлические кольца Рашига размером соответственно  $10 \times 10 \times 2$  мм и  $10 \times 10 \times 1$  мм (диаметр  $\times$  высота  $\times$  ширина кольца). В качестве рабочего газа использовали воздух. Опыты проводили при абсолютном давлении воздуха  $P = 1003$  мбар и температуре 25°С.

Результаты измерения гидравлического сопротивления приведены на рис. 6.5 в виде зависимости  $\Delta P$ , отнесенной к 1 погонному метру зернистого слоя, от фиктивной скорости газа  $W_0$  в логарифмических координатах. Как видно из рисунка, для всех испытанных зерен представленная зависимость до определенного предела описывается прямыми линиями. Отклонение этих кривых от прямой линии указывает на границу режима течения с преобладанием



**Рис. 6.5.** Зависимость величины  $\Delta P$ , отнесенной к 1 погонному метру зернистого слоя, от фиктивной скорости газа  $W_0$ , полученная по результатам наших опытов в аппарате  $D = 52$  мм (кривые 1–4) и опытными данными работы (Голубев 1960) в аппарате  $D = 60$  мм (кривая 5): 1 – активированный уголь СКТ-2 размером 1,5×5,13 мм; 2 – неплатиновый катализатор КН-К8 размером 6,1×5,58 мм; 3 – керамические кольца Рашига размерами 10×10×3 мм; 4 – металлические кольца Рашига размерами 10×10×1 мм; 5 – таблетки катализатора гидрирования бензола диаметром 5 мм и высотой 10 мм по данным работы Голубева (1960)

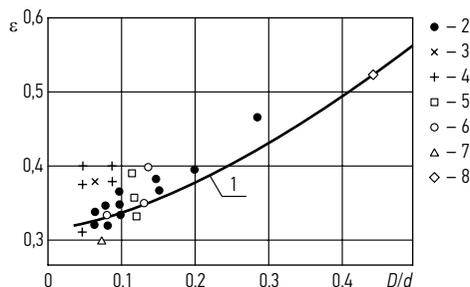
сил вязкости, которая удовлетворительно совпадает с расчетом по уравнению (6.3) и опытными данными (Жаворонков 1944).

Основные характеристики испытанных зернистых материалов — порозность  $\epsilon$ , удельная поверхность  $S_3$  и другие, необходимые для обобщения полученных экспериментальных данных по  $\Delta P$ , приведены в таблице 6.3. Для их определения использовали расчетно-массовый метод, поскольку только в этом случае можно оценить истинные значения  $\epsilon$  и  $S_3$ , соответствующие условиям конкретной загрузки зерен в аппарат.

Опыты по измерению порозности цилиндрических зерен КН-К8 в аппаратах разного диаметра показали ее зависимость от отношения  $d/D$ . Эта зависимость показана на рис. 6.6 в сопоставлении с литературными данными.

**Таблица 6.3.** Характеристика испытанных зернистых материалов

Материал	Средние размеры зерен, мм	Насыпная плотность НЗС $\gamma_{нас.}$ , кг/м <sup>3</sup>	Плотность материала зерен $\gamma_{м.}$ , кг/м <sup>3</sup>	Порозность НЗС $\epsilon = 1 - \gamma_{нас.} / \gamma_{м.}$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	$S_3$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	$d_3$ , м
Уголь активный СКТ-2	1,5×5,13	499	814	0,386	1268	0,0012
Неплатиновый катализатор КН-К8	6,1×5,85	1808	2771	0,348	590	0,0023
Керамические кольца Рашига	10×10×2	588	1469	0,600	320	0,0073
Металлические кольца Рашига	10×10×1	1045	7850	0,862	462	0,0072



**Рис. 6.6.** Зависимость величины  $\epsilon$  от отношения  $d/D$  для частиц цилиндрической формы: 1 — кривая М. Лева из работы (Leva 1950); 2 и 3 — результаты наших опытов соответственно с катализатором КН-К8 и углем СКТ-2; 4–8 — опытные данные соответственно (Голубев, Морозов 1963; Roblee *et al.* 1958; Каган 1966; Sonntag 1960)

Как видно из рисунка, наши опытные точки вполне удовлетворительно группируются около классической кривой Лева (Leva 1950) и находятся в пределах разброса значений  $\varepsilon$  по данным работ (Голубев, Морозов 1963; Roblee *et al.* 1958; Каган 1966; Sonntag 1960), полученных для разных загрузок зерен цилиндрической формы. Это указывает на достаточно высокую точность определения величины  $\varepsilon$ : среднеквадратичная ошибка расчета  $\varepsilon$  составляла 0,011.

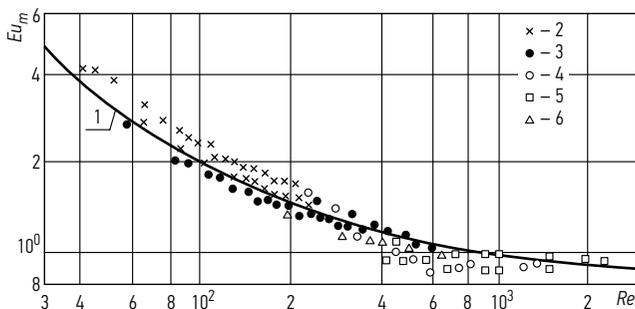
Принимая во внимание физический смысл течения газового потока через НЗС, в качестве удельной поверхности зерен использовали не их геометрическую поверхность  $S_r$ , а лишь омываемую потоком поверхность  $S_3$ . Трение потока об эту поверхность, как уже отмечалось, определяет при прочих равных условиях гидравлическое сопротивление НЗС в области преобладания вязкостных сил (Гельперин и др. 1977). Вследствие особенностей НЗС, в частности, из-за наличия в нем так называемых непроточных зон, всегда имеет место неравенство  $S_3 < S_r$ . Величину  $S_3$  во всех случаях рассчитывали с помощью замеренного значения  $\Delta P$  данного НЗС по уравнению, полученному в работе (Гельперин и др. 1977).

Опытные данные о  $\Delta P$  для испытанных зерен коррелировали, как в работе (Гельперин и др. 1977), в виде критериальной зависимости  $Eu_m = f(Re_3)$ , где  $Eu_m = \Delta P \cdot \varepsilon^2 / (H \cdot S_3 \cdot \rho \cdot W_0^2)$  – модернизированный критерий Эйлера;  $H$  – высота зернистого слоя, м;  $\rho$  – плотность газа, кг·с<sup>2</sup>/м<sup>4</sup>. Закономерность изменения потери напора зерен изученной формы описывается уравнением вида:

$$Eu_m = A/Re_3 + B, \quad (6.4)$$

где  $A = 100$  и  $B = 0,9$  со средним отклонением, не превышающим  $\pm 4\%$ .

Результаты корреляции наших и литературных данных о  $\Delta P$  приведены на рис. 6.7. Уравнение (6.4) совпадает с ранее полученным уравнением Кагана



**Рис. 6.7.** Зависимость  $Eu_m$  от  $Re_3$ : 1 – обобщающая кривая; 2–5 – результаты наших опытов соответственно с углом СКТ-2 размером  $1,5 \times 5,13$  мм, катализатором КН-К8 размером  $6,1 \times 5,85$  мм, кольцами Рашига размерами  $10 \times 10 \times 1$  мм; 6 – наша обработка результатов опытов работы (Голубев, Морозов 1963) с таблетками катализатора гидрирования бензола размером  $5 \times 10$  мм

(Гельперин, Каган 1984) для частиц другой формы и размера (Гельперин, Каган 1984). Интересно, что частицы цилиндрической и кольцевой форм вполне удовлетворительно обобщаются одним уравнением. Отметим также, что расширение области применения выражения (6.4) на частицы размером  $(2,5-5) \cdot 10^{-4}$  м практически не требует коррекции численных значений коэффициентов  $A$  и  $B$ .

### 6.3. Аэродинамическое сопротивление и удельная поверхность зернистых материалов

Анализ гидродинамической обстановки при движении потока через неподвижный зернистый слой показывает, что падение напора в нем определяется, главным образом, структурой слоя и трением потока о поверхность зерен. Если замеренные гидравлические сопротивления слоя отнести к единице поверхности зерен, а не только к единице длины слоя (Жаворонков 2007), то опытные данные по гидравлическому сопротивлению для зерен разной формы и размеров должны коррелироваться единой зависимостью.

Вводя в известное уравнение для потери напора новые аргументы, получим:

$$\Delta P = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot W_0^2}{2} \cdot \frac{H \cdot S_3}{\varepsilon^3}, \quad (6.5)$$

где  $\zeta = f(Re_3)$  – модифицированный коэффициент гидравлического сопротивления;  $\rho$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $W_0$  – скорость потока, отнесенная к полному сечению пустого аппарата, м/с;  $H$  – высота слоя насадки, м;  $S_3$  – удельная поверхность зернистого материала, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\varepsilon$  – доля свободного объема насадки м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $Re_3$  – критерий Рейнольдса.

Если принять во внимание, что модифицированный критерий Эйлера  $Eu_m = \Delta P \cdot \varepsilon^2 / (H \cdot S_3 \cdot \rho \cdot W_0^2)$ , то уравнение (6.5) примет вид:

$$Eu_m = \frac{\zeta}{2\varepsilon}; \quad Re_3 = \frac{W_0 \cdot d_3}{\varepsilon \cdot \nu}. \quad (6.6)$$

Для подтверждения правильности установленной закономерности нами были проведены замеры гидравлического сопротивления двух железных катализаторов и двух фракций шероховатых шаров из силикагеля и стекла при отношении  $D/d > 10$  ( $D$  и  $d$  – диаметр соответственно трубы и зерна катализатора, м) (см. табл. 6.4). При обработке результатов опытов были также использованы экспериментальные данные Жаворонкова (2007). Надежность опытных данных контролировали замерами перепадов давления в отдельных слоях, которые сопоставляли с сопротивлением всего зернистого слоя.

Таблица 6.4. Характеристика зернистых материалов

Зернистый материал	$d$ , мм	$D/d$	$\varepsilon$	$S_3$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>		Отклонение, %	Примечание
				Эксперимент	Расчет по уравнению (4)		
Кокс кусковой	28,6	10,65	0,54	110*	107	-3,0	Данные Жаворонкова (2007)
Кокс кусковой	24,4	12,50	0,53	120*	124	+3,0	
Катализатор синтеза аммиака (кусковой)	6,1	50,00	0,47	960*	1010	+5,0	
Стеклянные шары (шероховатые)	2-3	12,80	0,36	1706**	1717	+5,0	
Шары силикагеля	3-4	9,15	0,39	991**	968	-2,5	
Стеклянные шары (шероховатые)	2-3	20,80	0,32	1826**	1882	+3,0	
Шары силикагеля	3-4	14,80	0,37	1045**	1089	+4,0	Наши данные
Катализатор синтеза аммиака (кусковой)	4-5	11,50	0,46	1110***	955	-7,0	
Катализатор синтеза аммиака (кусковой)	5-6	9,40	0,47	980***	949	-8,0	

\* Поверхность зерен определялась путем измерения граней каждого зерна.

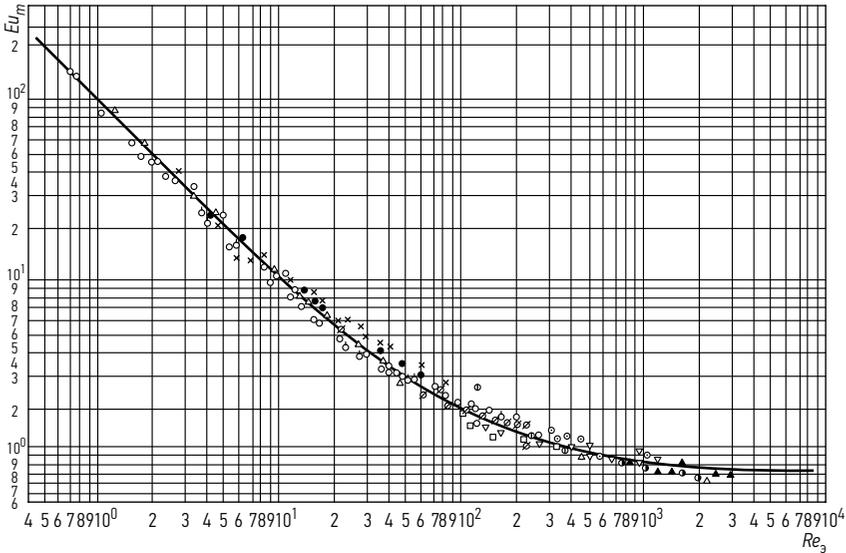
\*\* Геометрическая поверхность зерен рассчитывалась по числу шаров, загруженных в опытную трубу.

\*\*\* Поверхность зерен определялась с учетом фактора формы (Гельперин, Каган 1984).

На рис. 6.8 приведена зависимость  $Eu_m = f(Re_3)$ , которая для большого числа шероховатых зернистых материалов с частицами правильной и неправильной формы (см. табл. 6.4) описывается уравнением Кагана (Гельперин, Каган 1984):

$$Eu_m = 0,9 + \frac{100}{Re_3}. \quad (6.7)$$

Зависимость (6.7) может быть использована для определения поверхности зернистых материалов, наиболее часто встречающихся на практике и исследованных в широком интервале значений  $Re_3$ , если известно гидравлическое сопротивление слоя высотой 1 м, которое должно быть определено опытным путем:



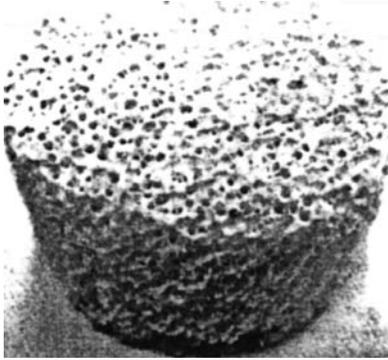
**Рис. 6.8.** Зависимость  $Eu_m$  от  $Re_3$  по опытным данным различных авторов. Данные Жаворонкова (2007):  $D_{тр.} = 305$  мм,  $\blacktriangle$  – куски кокса размером 28,6 мм;  $\bullet$  – то же 24,4 мм;  $\square$  – куски катализатора синтеза аммиака размером 6,1 мм;  $\nabla$  – таблетки серноокислотно-го катализатора размером 11×6,5 мм;  $\circ$  – катализатор конверсии CO, таблетки размером 11×6 мм. Наши данные:  $D_{тр.} = 32$  мм,  $\circ$  – стеклянные шары  $d = 2-3$  мм;  $\triangle$  – силикагель, шары  $d = 3-4$ ;  $D_{тр.} = 52$  мм,  $\bullet$  – стеклянные шары  $d = 2-3$  мм;  $\times$  – шары силикагеля  $d = 3-4$  мм;  $\emptyset$  – металлический катализатор, фракция 4–5 мм;  $\emptyset$  – металлический катализатор, фракция 5–6 мм. Данные Кельцева (1984):  $D_{тр.} = 25$  мм,  $\circ$  – гранулы угля, фракция 2–3 мм

$$S_3 = \left( 324 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\omega_0^2}{\nu^2} + \frac{0,04 \cdot \varepsilon^2 \cdot \Delta P}{\nu \cdot L \cdot \rho \cdot \omega_0} \right)^{0,5} - 18 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\omega_0}{\nu}, \quad (6.8)$$

где  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости.

В уравнении (6.8) не учтена поверхность стенки трубы ( $S_{ст.}$ ), поскольку при соотношении  $d/D_{тр.} < 0,1$  величиной  $S_{ст.}$  можно пренебречь. Значения  $S_3$ , рассчитанные по зависимости Козени-Кармана (Аэров и др. 1979), отличаются от замеренных на 25–35%. Наиболее точные результаты расчета по уравнению (6.8) следует ожидать в области с преобладанием вязкостных сил ( $Re_3 < 50$ ), хотя при этом увеличивается погрешность измерения малых  $\Delta P$ . Рассчитанные по формуле (6.8) значения  $S_3$  для рассмотренных зернистых материалов приведены в таблице 6.4. Отклонение значений  $S_3$ , рассчитанных по уравнению (6.8), от замеренных определяется погрешностью, неизбежной при определении гидравлического сопротивления неподвижного зернистого слоя.

## 6.4. Аэродинамическое сопротивление высокопористых ячеистых материалов



Ниже представлены результаты наших опытов по измерению потери напора  $\Delta P$  в элементе перспективной насадки, изготовленной из высокопористых ячеистых керамических материалов (ВПЯМ). Общий вид насадки из ВПЯМ представлен на рис. 6.9.

Рис. 6.9. Фото насадки из ВПЯМ (керамика)

### 6.4.1. Методы измерения

К важнейшим геометрическим характеристикам насадок, как известно, относятся:

- доля свободного объема  $\varepsilon$  (порозность),  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;
- удельная поверхность  $S_{\text{уд.}}$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;
- эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}}$ , м.

Применительно к насадкам из ВПЯМ наиболее точным методом определения величины порозности следует считать метод взвешивания фрагмента насадки известного объема. Другой широко известный метод – заполнение пористой насадки водой – может в данном случае вносить значительные погрешности из-за пузырьков воздуха, остающихся в объеме пор насадки при ее заполнении водой. При известном удельном весе материала значение величины порозности насадки можно определять по соотношению:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\gamma_{\text{нас.}}}{\gamma_{\text{м}}}, \quad (6.9)$$

где:  $\gamma_{\text{нас.}}$  – вес фрагмента насадки,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\gamma_{\text{м}}$  – удельный вес монолита (материала насадки),  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Удельную поверхность насадки из ВПЯМ из-за сложности геометрии ее формы целесообразно определять через известное гидравлическое сопротивление элемента сухой насадки по уравнению Гельперина, Кагана:

$$S_{\text{уд.}} = \left( 324 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{W_0^2}{v_{\Gamma}^2} + \frac{0,04 \cdot \varepsilon^2 \cdot \Delta P}{v_{\Gamma} \cdot H \cdot \rho_{\Gamma} \cdot W_0} \right)^{0,5} + 18 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{W_0}{v_{\Gamma}}, \quad (6.10)$$

где  $W_0$  – скорость газового потока в расчете на полное сечение пустого аппарата, м/с;  $\nu_\Gamma$  – коэффициент кинематической вязкости газа,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $\rho_\Gamma$  – плотность газа,  $\text{кг}\cdot\text{с}^2/\text{м}^4$ ;  $\Delta P$  – гидравлическое сопротивление слоя насадки,  $\text{кг}/\text{м}^2$ ;  $H$  – высота насадочного слоя, м.

Определение величины  $\Delta P$  для последующего расчета удельной поверхности насадки по методике Гельперина, Кагана (1984) производили по результатам продувки фрагмента испытуемой насадки со скоростью газового потока, соответствующей ламинарному режиму течения с преобладанием сил вязкости. Это условие объясняется тем, что измеряемое сопротивление должно быть обусловлено только трением о поверхность насадки.

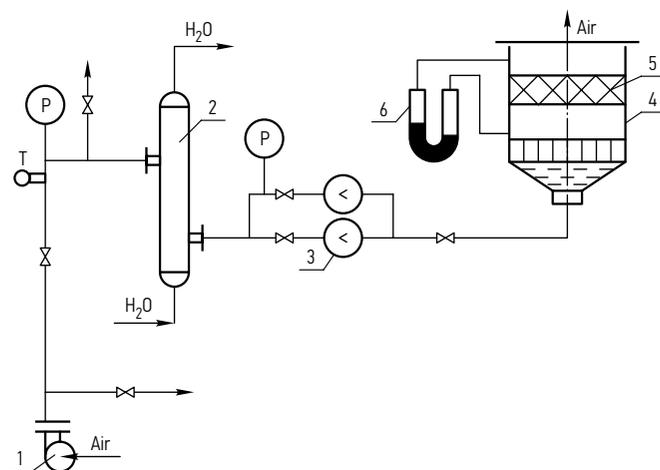
По данным (Гельперин, Каган 1984) ламинарному режиму течения в зернистом слое соответствуют значения чисел Рейнольдса:

$$Re_\varepsilon \ll 40, \quad (6.11)$$

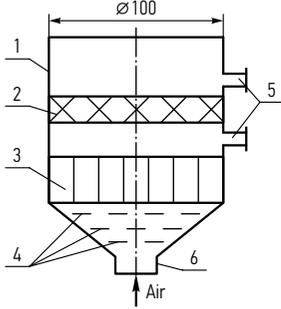
где число Рейнольдса отнесено к эквивалентному диаметру зерна  $d_3$ .

$$Re_\varepsilon = \frac{W_{03} \cdot d}{\varepsilon \cdot \nu_\Gamma}; \quad d_3 = \frac{4\varepsilon}{S_{\text{уд}}}. \quad (6.12)$$

Первую серию опытов проводили на лабораторной установке в аппарате диаметром 100 мм. Высота опытного слоя насадки составляла 40 мм. Опорная решетка для насадки была выполнена в виде сетки из нержавеющей стали толщиной 1 мм с размером ячейки  $7 \times 7$  мм. Схема установки представлена на рис. 6.10.



**Рис. 6.10.** Схема опытной установки: 1 – газодувка; 2 – теплообменник; 3 – диафрагмы; 4 – цилиндрический аппарат  $\varnothing 100$  мм; 5 – блок насадки ВПЯМ; 6 – дифманометр



**Рис. 6.11.** Опытный аппарат: 1 – корпус; 2 – блок ВПЯМ; 3 – хонейкомб; 4 – решетки; 5 – патрубki отбора статического давления; 6 – входной штуцер

Во время опытов контролировали расход газовой фазы и потери напора в слое насадки. Расход газа, поступающего в опытный аппарат 4 с насадкой 5, измеряли диафрагмами 3, а потери напора – стандартным дифманометром 6 конструкции ТСХА с ценой деления шкалы 1 мм водяного столба.

Опыты проводили в диапазоне изменения нагрузок по газу, соответствующих средним линейным скоростям в расчете на полное сечение пустого аппарата от 0,3 м/с до 1,2 м/с.

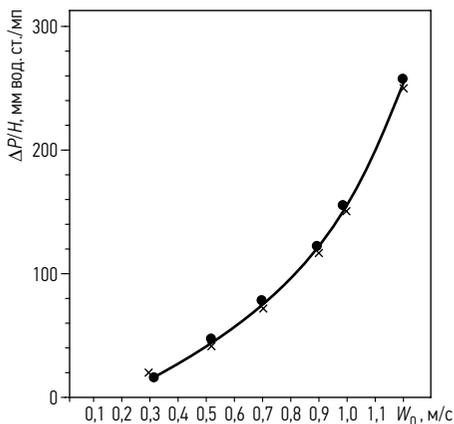
Схема опытного аппарата представлена на рис. 6.11.

Совокупность газораспределительных решеток 4 и хонейкомба 3 обеспечивала выравнивание поля скоростей газового потока на входе в испытуемый блок насадки 2. Профиль скорости контролировался во время предварительных опытов в пустом аппарате без насадки с помощью трубки Пито. Шаг перемещения трубки Пито в поперечном сечении аппарата 1 при этом составлял 10 мм.

#### 6.4.2. Результаты и их обсуждение

На рис. 6.12 представлены результаты гидравлических испытаний насадки из керамического ВПЯМ, разработанной для осуществления процесса газоочистки.

Испытуемая насадка имела следующие геометрические характеристики: линейные размеры пор – от 1,0 мм до 2,0 мм;  $d_p = 1,5$  мм; масса  $1 \text{ м}^3 - 605,7 \text{ кг/м}^3$ ; порозность –  $0,89 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

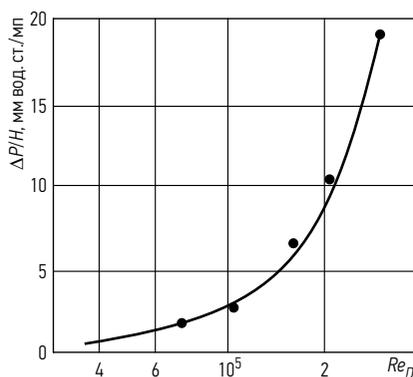


**Рис. 6.12.** Зависимость потери напора  $\Delta P/H$  от линейной скорости воздуха  $W_0$  для сухой керамической насадки из ВПЯМ: ● – первые опыты; × – повторные измерения потери напора после завершения серии опытов по массообмену

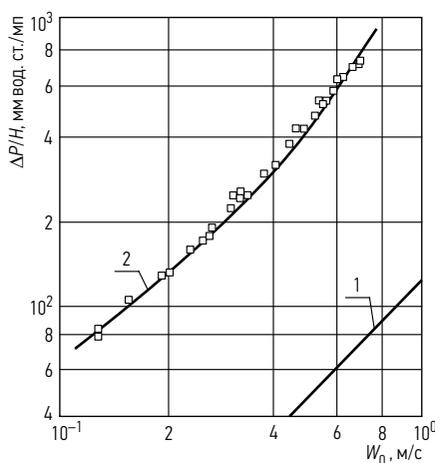
Результаты опытов по измерению гидравлического сопротивления слоя насадки и степени турбулентности потока представлены на графиках (рис. 6.13).

Как видно из сравнения результатов по продувке слоя зерен угля марки СКТ-2 и насадки из ВПЯМ при близких  $d_3$ , гидравлическое сопротивление у насадки ВПЯМ на порядок ниже, чем у слоя зерен СКТ-2 (см. рис. 6.14).

В целом результаты аэродинамических испытаний насадки из ВПЯМ позволяют рекомендовать ее для широкого применения в промышленной экологии при аппаратурном оформлении абсорбционных методов очистки от вредных газовых примесей.



**Рис. 6.13.** Зависимость  $\Delta P/H = f(Re_D)$  для сухой насадки из керамического ВПЯМ с эквивалентным диаметром пор  $d_3 = 1,8$  мм



**Рис. 6.14.** Сравнение опытных данных по гидравлическому сопротивлению насадки из ВПЯМ с зернистым слоем из угля марки СКТ-2 по данным работы (Пушнов 1987): 1 – ВПЯМ,  $d_3 = 1,5$  мм; 2 – СКТ-2, зерна размером  $1,5 \times 5,13$  м,  $d_3 = 1,2$  мм

## **6.5. Исследование влажности, скорости потока воздуха и аэродинамического сопротивления биофильтра с зернистой загрузкой органического происхождения**

Биологические устройства по очистке воздуха отличаются небольшими скоростями потоков воздуха в них. В большинстве биофильтров они составляют от 0,1 м/с до 2,0 м/с. При большей скорости потока воздуха микроорганизмы не успевают расщеплять загрязнители в воду и  $\text{CO}_2$ . В результате уменьшается эффективность установки по биологической очистке воздуха, так как микроорганизмы не получают питательных веществ и в конце концов могут погибнуть.

Скорость потоков воздуха, а также аэродинамическое сопротивление установки зависят от пористости биосреды. Биосреда – основной элемент установки по биологической очистке воздуха, это фильтровочная среда, которая необходима и как носитель микроорганизмов и как источник необходимых для них питательных веществ (Baltrėnas, Zagorskis 2009). На практике в качестве фильтровочного материала используются компост, ил, торф, земля, сосновая и еловая кора.

Еловая кора отличается большой пористостью. Она составляет около 75%. Экспериментальными исследованиями установлено, что при большой пористости биосреды аэродинамическое сопротивление установки уменьшается, так как уменьшаются и скорости потоков воздуха в биофильтре. Для биосреды в биофильтрах характерно небольшое аэродинамическое сопротивление, чаще всего до 200 Па. От аэродинамического сопротивления зависит также жизнеспособность микроорганизмов. При большом давлении они могут погибнуть, а значит, снизится эффективность очистной установки. Однако практика свидетельствует о том, что микроорганизмы могут выдерживать давление до 50 атмосфер. Такое аэродинамическое сопротивление не угрожает установкам по биологической очистке воздуха (Jeong *et al.* 2008).

Благодаря малым скоростям потоков воздуха, а также аэродинамическому сопротивлению не требуется больших энергозатрат, нет необходимости строить мощные вентиляторы или конструкции, выдерживающие высокое давление. Это повышает эффективность очистной установки и ее безопасность.

Целью исследования было оценить скорости потоков воздуха в биофильтрах с биозагрузкой из активированной еловой коры и установить аэродинамическое сопротивление биосреды.

Во время экспериментальных исследований прежде всего была установлена одна из важнейших характеристик биофильтра – изменение аэродинамического сопротивления загрузки в процессе очистки воздуха. Аэродинамическое сопротивление биозагрузки меняется в интервале 17–140 Па.

Наибольшее сопротивление загрузки фильтра (до 170 Па) создается до всех пяти ее слоев. С уменьшением слоев загрузки постепенно уменьшается

и аэродинамическое сопротивление. Из рис. 6.15 видно, что с увеличением эффективности биофильтра увеличивается и аэродинамическое сопротивление. При производительности в  $45 \text{ м}^3/\text{ч}$  аэродинамическое сопротивление после пяти слоев составляет 30 Па. С увеличением производительности установки до  $150 \text{ м}^3/\text{ч}$  аэродинамическое сопротивление увеличивается до 170 Па. Значит, с увеличением в несколько раз производительности установки во столько же раз увеличивается и аэродинамическое сопротивление. При оценке статистическими методами получены высокие коэффициенты  $R^2$  достоверности аппроксимации последних исследований. Они составляют 0,99.

Особенно важно оценить зависимость изменения скорости потока воздуха от слоя биоагрузки. Скорость пропускаемого через фильтр потока воздуха может меняться от 0,7 м/с до 1,8 м/с. Эффективность очистной установки также зависит от скорости пропускаемого потока воздуха. Поэтому важно подобрать оптимальную скорость для того, чтобы эффективность установки была наибольшей. Зависимость скорости потока воздуха от числа слоев биоагрузки показана на рис. 6.16.

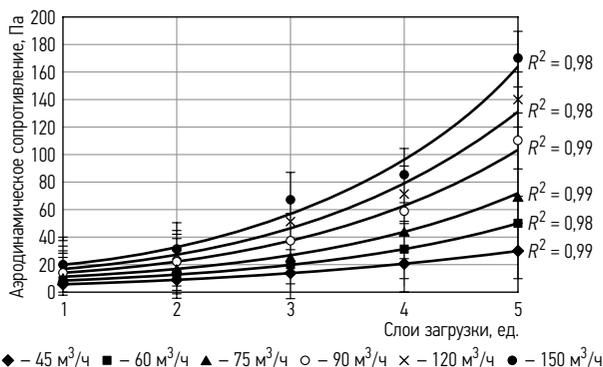


Рис. 6.15. Зависимость аэродинамического сопротивления биофильтра от числа слоев биоагрузки

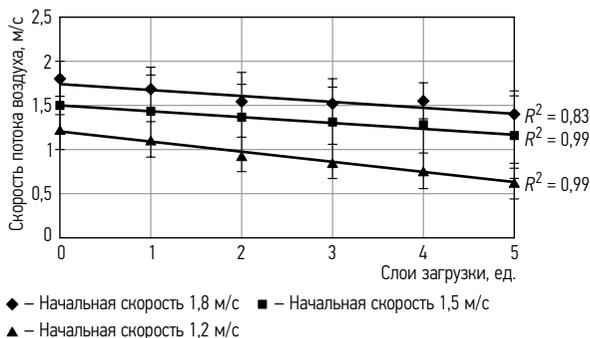


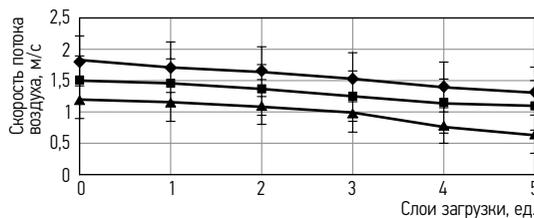
Рис. 6.16. Зависимость скорости потока воздуха от числа слоев биоагрузки

Из рис. 6.16 видно, что при увеличенной скорости потока воздуха до 1,8 м/с после пяти слоев биосреды она уменьшается до 1,4 м/с. При начальной скорости потока в 1,2 м/с после пяти слоев она уменьшается до 0,64 м/с. При оценке статистическими методами получены довольно высокие коэффициенты  $R^2$  достоверности аппроксимации. Они достигают 0,99. Однако при высокой начальной скорости коэффициент достоверности уменьшается, так как в разных слоях биосреды скорость снижается неравномерно (Hodge, Devanny 1995, 1997). Это обусловлено разной фракцией биосреды (еловой коры) в слоях.

Из рис. 6.17–6.20 видно, что скорость потока воздуха зависит от размера фракции слоя биосреды. Чем крупнее фракция в слое, тем меньше изменяется скорость потока воздуха (Hashisho *et al.* 2007). При слое с фракцией загрузки в 70 мм скорость потока уменьшается от 1,8 м/с до 1,71 м/с. При прохождении потока воздуха через слой с фракцией загрузки в 50 мм скорость потока уменьшается на 0,10 м/с. Наибольшее снижение скорости потока воздуха отмечено в биосреде с наименьшей фракцией загрузки. Скорость снижается до 0,12 м/с. Окончательная скорость потока воздуха (после прохождения пяти слоев) остается почти неизменной, т. е. если поменять местами ящики с загрузкой разного размера фракции, общее уменьшение скорости остается тем же. При начальной скорости в 1,8 м/с окончательная скорость составляет 1,32 м/с. Эта тенденция отмечается на всех рис. 6.17–6.20.

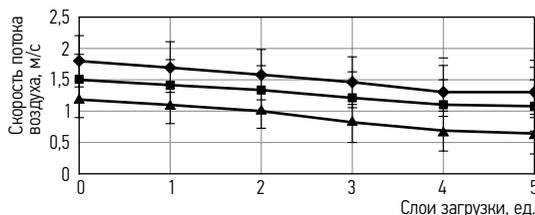
Скорость потока воздуха при прохождении через слои биосреды с разным размером фракций снижается. Это снижение обусловлено аэродинамическим сопротивлением. Прямая зависимость скорости от аэродинамического сопротивления биоагрузки представлена на рис. 6.21.

Из рис. 6.21 видно, что с увеличением скорости потока воздуха через биофильтр аэродинамическое сопротивление биоагрузки увеличивается. При скорости потока воздуха в 0,4 м/с аэродинамическое сопротивление достигает 20 Па. С увеличением скорости потока воздуха до 1,8 м/с оно составляет уже 170 Па.



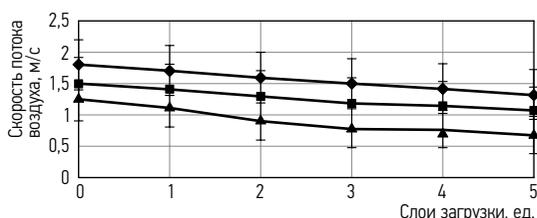
Номер слоя	1	2	3	4	5
Размер фракции, мм	70	50	50	25	25

**Рис. 6.17.** Зависимость скорости потока воздуха от размера фракции загрузки, когда фракция первого слоя биосреды составляет 70 мм



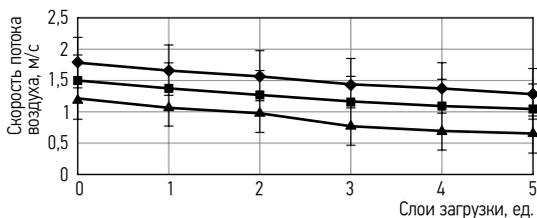
Номер слоя	1	2	3	4	5
Размер фракции, мм	50	50	25	25	70

Рис. 6.18. Зависимость скорости потока воздуха от размера фракции загрузки, когда фракция первого слоя биосреды составляет 50 мм



Номер слоя	1	2	3	4	5
Размер фракции, мм	25	25	50	70	50

Рис. 6.19. Зависимость скорости потока воздуха от размера фракции загрузки, когда фракция первого слоя биосреды составляет 25 мм

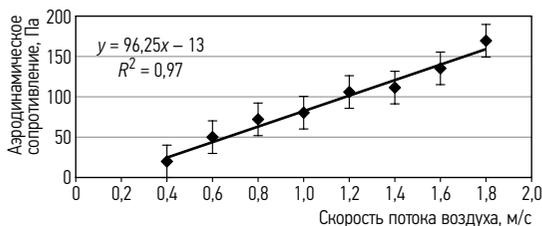


Номер слоя	1	2	3	4	5
Размер фракции, мм	50	25	25	70	50

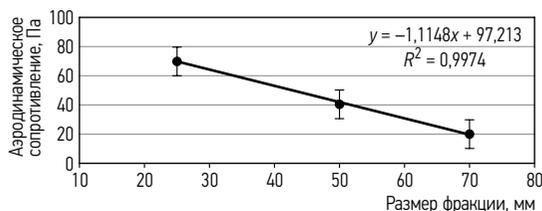
Рис. 6.20. Зависимость скорости потока воздуха от размера фракции загрузки, когда фракции первого и последнего слоев биосреды составляют 50 мм

На основании статистических методов заметна довольно высокая зависимость скорости потока воздуха от аэродинамического сопротивления. О такой большой зависимости свидетельствует коэффициент достоверности аппроксимации  $R^2$ , равный 0,9758.

Аэродинамическое сопротивление загрузки зависит от размера фракции оловяной коры. Зависимость проиллюстрирована на рис. 6.22.



**Рис. 6.21.** Зависимость аэродинамического сопротивления загрузки биофильтра от скорости пропускаемого потока воздуха



**Рис. 6.22.** Зависимость аэродинамического сопротивления загрузки от размера фракции еловой коры

Из рис. 6.22 видно, что аэродинамическое сопротивление загрузки при скорости потока воздуха в 1,5 м/с непосредственно зависит от размера фракции еловой коры. Об этом свидетельствует большой коэффициент аппроксимации  $R^2 = 0,9974$ . Зависимость эта прямая. При толщине слоя еловой коры в 0,15 м и размере фракции в 25 мм аэродинамическое сопротивление составляет 70 Па. С увеличением размера фракции аэродинамическое сопротивление уменьшается. При фракции еловой коры в 70 мм аэродинамическое сопротивление составляет 20 Па (толщина слоя еловой коры 0,15 м). Большее аэродинамическое сопротивление во фракциях меньшего размера объясняется большей плотностью еловой коры меньших фракций, что в свою очередь объясняется уменьшением воздушных пустот в еловой коре.

После того, как была выведена зависимость аэродинамического сопротивления сорбента ZeoVit от размера фракции, установлено, что наибольшее сопротивление слоя, составленного из гранул цеолита с величиной фракции в 6 мм, составляло 415 Па. После увеличения фракции сорбента до 10 мм аэродинамическое сопротивление уменьшилось в два раза и составило 210 Па. При постепенном увеличении фракции гранул цеолита аэродинамическое сопротивление слоя изменялось незначительно. В случае увеличения фракции сорбента ZeoVit до 12 мм аэродинамическое сопротивление изменилось лишь на 32 Па. Наименьшее сопротивление слоя загрузки (125 Па) получено, когда фракция гранул сорбента была увеличена до 16 мм.

Из данных, представленных на рис. 6.23, видно, что сопротивление загрузки больше всего меняется с уменьшением фракции от 6 мм до 10 мм. С увеличением фракции гранул сорбента до 16 мм аэродинамическое сопротивление меняется незначительно.

При небольшой фракции гранул сорбента можно получить большую площадь поверхности загрузки. Поэтому для дальнейших исследований предлагается использовать цеолит с фракцией в 10 мм, увеличение которой незначительно влияет на изменение аэродинамического сопротивления слоя сорбента.

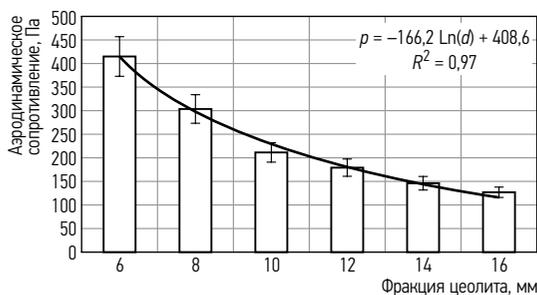
Высокий коэффициент детергенции ( $R^2$ ) свидетельствует о сильной взаимозависимости сопротивления и размера фракции. Вполне достоверным является выведенное уравнение логарифмической кривой (Рис. 6.23), которое может применяться для прогнозирования аэродинамического сопротивления загрузки, если будут увеличиваться фракции цеолита.

Установленная зависимость аэродинамического сопротивления от фракции кубиков поролона (Рис. 6.24) выявила наибольшее сопротивление загрузки (305 Па), когда размер кубиков был равен 5 мм. С увеличением фракции до 20 мм аэродинамическое сопротивление снижалось до 188 Па. При постепенном увеличении фракции загрузки до 50 мм сопротивление изменяется медленнее.

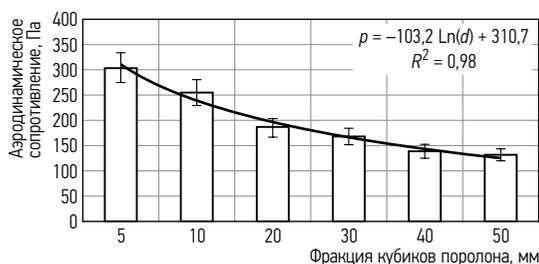
Чтобы сохранить гомогенность и большую площадь сорбционной поверхности, для дальнейших исследований следовало применять кубики поролона с фракцией в 20 мм.

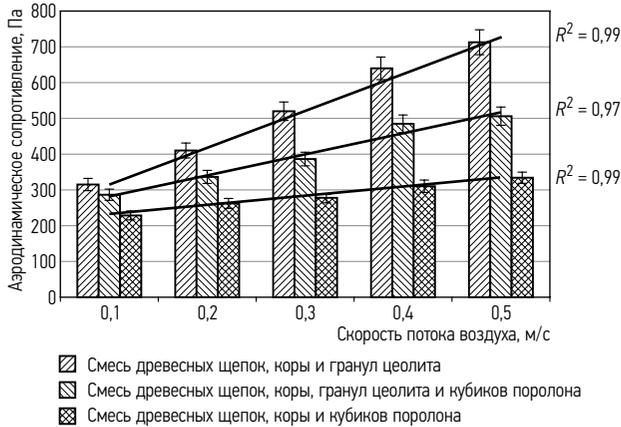
После подбора соответствующих фракций гранул цеолита и кубиков поролона эти материалы смешивались с древесными щепками и корой, после чего проводились дальнейшие исследования аэродинамического сопротивления. Для оценки проводимости воздуха загрузками разного вида исследования проводились при разных скоростях потоков подаваемого воздуха (Рис. 6.25).

**Рис. 6.23.** Зависимость аэродинамического сопротивления загрузки, составленной из гранул цеолита, от фракции цеолита



**Рис. 6.24.** Зависимость аэродинамического сопротивления загрузки, составленной из кубиков поролона, от фракции кубиков





**Рис. 6.25.** Зависимость аэродинамического сопротивления кассеты био-фильтра с разной загрузкой от скорости пропускаемого потока воздуха

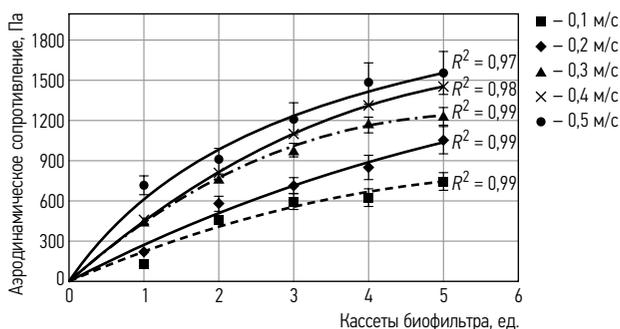
Наибольшее сопротивление зафиксировано при прохождении потока воздуха через кассеты с загрузкой разного происхождения. Загрузка слоем в 100 мм, составленная из древесных щепок, коры и гранул цеолита с размером фракций в 10–15 мм, при скорости пропускаемого потока воздуха в 0,1 м/с вызвала аэродинамическое сопротивление в 314 Па, а при заполнении кассеты смесью из кубиков поролона, древесных щепок и коры оно уменьшилось до 287 Па. Большее сопротивление древесных щепок, коры и цеолита объясняется большей плотностью цеолита, а также меньшей его пористостью. Однако цеолит благодаря своей физической структуре является хорошим адсорбентом (Cheng, Reinhard 2006).

Благодаря сочетанию биологического и адсорбционного методов очистки можно добиться высокой степени очистки воздуха от летучих органических соединений. Кроме того, в случае остановки технологического процесса микроорганизмы расщепляют органические вещества, выделяемые из цеолита во время регенерации. Аэродинамическое сопротивление смеси, составленной из древесных щепок, коры и сорбента ZeoVit, можно снизить, добавив в смесь кубики поролона. Благодаря большой сорбционной площади (375 м<sup>2</sup>/г) поролон, улучшаются сорбционные свойства загрузки. С постепенным увеличением скорости потока воздуха аэродинамическое сопротивление загрузки равномерно увеличивается. Когда скорость подаваемого потока воздуха достигает 0,5 м/с, аэродинамическое сопротивление гранул цеолита, древесных щепок и коры увеличивается до 710 Па. Сопротивление загрузки, составленной из древесных щепок, коры и кубиков поролона, увеличивается до 334 Па, а смеси из древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролона – до 505 Па.

Исследования показали, что меньшего аэродинамического сопротивления загрузки можно добиться, если снижать скорость подаваемого в биофильтр потока воздуха.

Во время экспериментальных исследований установлено, что наибольшее аэродинамическое сопротивление приходится на первый слой загрузки (Рис. 6.26). Когда поток воздуха течет через установку со скоростью 0,1 м/с, аэродинамическое сопротивление в первой касете биофильтра достигает 118 Па. С увеличением скорости потока воздуха до 0,5 м/с аэродинамическое сопротивление загрузки увеличивается до 710 Па. С увеличением числа касет биофильтра, заполненных древесными щепками, корой, гранулами сорбента ZeoVit и кубиками поролона, аэродинамическое сопротивление биофильтра увеличивается медленнее. После пяти слоев загрузки аэродинамическое сопротивление биофильтра при скорости подаваемого потока воздуха 0,1 м/с достигает 741 Па, а при увеличении скорости подаваемого потока воздуха до 0,3 м/с аэродинамическое сопротивление после пяти слоев загрузки составляет 1226 Па. Исследования показали, что аэродинамическое сопротивление загрузки синтетического происхождения зависит от времени. Сопротивление загрузки из керамических колец составляло 1500 Па (Liu *et al.* 2006). Если в качестве загрузки применялись такие материалы, как смесь торфа и коры, аэродинамическое сопротивление биофильтра составляло 1700 Па/м. Наименьшее аэродинамическое сопротивление (200 Па/м) получено при использовании для биологической очистки древесных щепок (Kennes, Thalasso 1998).

Сопротивление загрузки биофильтра, а значит, и эффективность очистки зависят от влажности и сорбционных свойств загрузки. Экспериментами установлено, что наилучшими сорбционными свойствами (впитыванием воды) отличается поролон.



**Рис. 6.26.** Зависимость аэродинамического сопротивления биофильтра с загрузкой, составленной из смеси материалов разного происхождения, от числа касет установки

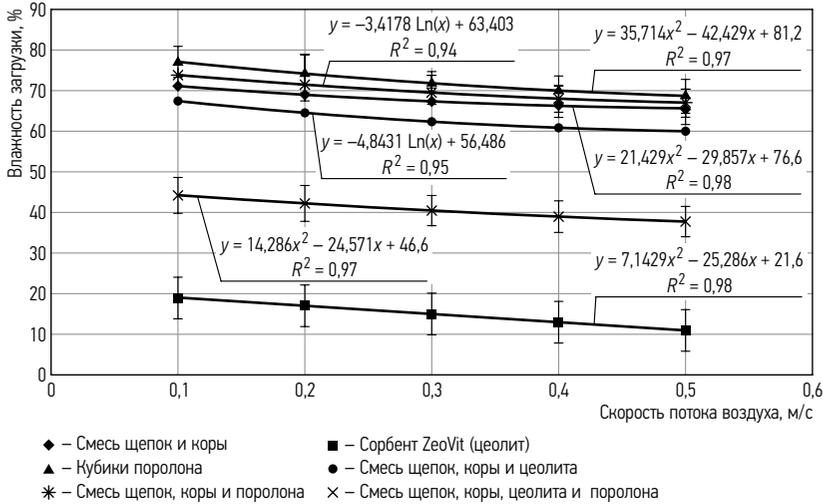


Рис. 6.27. Зависимость влажности загрузки от скорости пропускаемого потока воздуха

Из данных, представленных на рис. 6.27, видно, что в начальной стадии, когда воздух протекал по загрузке со скоростью 0,1 м/с, влажность кубиков поролона спустя три часа изменилась незначительно и составила около 75%. С увеличением скорости потока воздуха до 0,5 м/с влажность загрузки снизилась до 70%.

Чтобы улучшить сорбционные свойства загрузки, кубики поролона смешивались с древесными щепками и корой. Таким образом, микроорганизмы, содержащиеся в щепках и коре, попадают в синтетическую загрузку – поролон, отличающийся хорошими гидрофобными свойствами. Исследованиями установлено, что влажность загрузки, составленной из смеси древесных щепок, коры и кубиков поролона, при скорости подаваемого в биофильтр воздуха 0,1 м/с составляет 73%. С увеличением скорости движения воздуха до 0,5 м/с влажность загрузки уменьшается на 6%. Однако при большой влажности загрузки увеличивается ее аэродинамическое сопротивление (Bridžiuvienė *et al.* 1997).

Наихудшими сорбционными свойствами отличаются гранулы цеолита. Если на загрузку вылить 1 л воды, влажность гранул составит 18%. Это объясняется малой пористостью загрузки, изменяющейся до 20%. Влажность загрузки увеличивается, если гранулы цеолита смешивать с древесными щепками и корой. При скорости подаваемого в установку потока воздуха в 0,3 м/с влажность достигает 40%. Для того, чтобы улучшить биосорбционные свойства, загрузка, составленная из древесных щепок, коры и гранул цеолита, смешивалась с кубиками поролона. Влажность такой загрузки, составленной из че-

тырех материалов разного происхождения, увеличивается до 63%. В таком случае сохраняются благоприятные для развития микроорганизмов условия (Porolono ... 2006; Yamamoto *et al.* 2005).

Для удлинения срока использования загрузки предлагается загрузку из древесных щепок и коры смешивать с цеолитом. На влажность древесных щепок и коры влияние оказывает их ячеистость, т. е. соотношение пор (пор и объема пустот) и всего объема материала. Ячеистая структура древесных щепок и коры способствует проникновению воды. Древесные щепки способны увеличить влажность загрузки до 45%. Для цеолита характерно большое число закрытых ячеек, что способствует продлению срока использования загрузки и увеличению площади поверхности загрузки, а значит, и числа микроорганизмов в ней (ZeoVit ... 2006). Во время исследований было замечено, что с увеличением скорости подаваемого потока воздуха влажность загрузки, составленной из древесных щепок, коры и гранул цеолита, уменьшается медленнее, чем других загрузок. С увеличением скорости подаваемого потока воздуха от 0,4 м/с до 0,5 м/с потеря влаги составляет лишь 1%. Сочетание цеолита, древесных щепок и коры способствует увеличению в загрузке количества кислорода, необходимого для жизнедеятельности микроорганизмов, расщепляющих органические вещества, как одного из наиболее важных факторов, способствующих обмену веществ (Сох *et al.* 2001). Поэтому с увеличением количества кислорода в загрузке увеличивается и число микроорганизмов, выделяющих воду, образующуюся во время расщепления органических веществ. Таким образом, в биофильтре уменьшаются расходы воды.

Скорость и степень выпитывания воды материалами зависит от влажности окружающей среды и срока пребывания во влажной среде. Из результатов, представленных на рис. 6.28, видно, что при скорости прохождения потока воздуха через загрузку в 0,2 м/с влажность загрузки меняется довольно равномерно. Однако наименьшие потери влаги зафиксированы при исследовании влажности кубиков поролон. Из результатов исследований видно, что после 10-часовой подачи воздуха количество влаги в поролоне уменьшилось до 69%, а спустя еще два часа изменилось до 67%. Основное влияние на количество влаги в загрузке оказывает ее коэффициент пористости (98%). Довольно равномерное уменьшение влажности отмечено в загрузке, пористость которой составляет 75% и которая составлена из древесных щепок, коры и кубиков поролон. Спустя 12 часов влажность загрузки составляла 67%. При этом микроорганизмы могут хорошо размножаться, так как в загрузке при такой влажности еще достаточно питательных веществ. Загрузка из древесных щепок, коры и поролон представляет собой хорошую биосреду для развития микроорганизмов, однако со временем свойства загрузки меняются, поэтому ее следует чаще заменять.

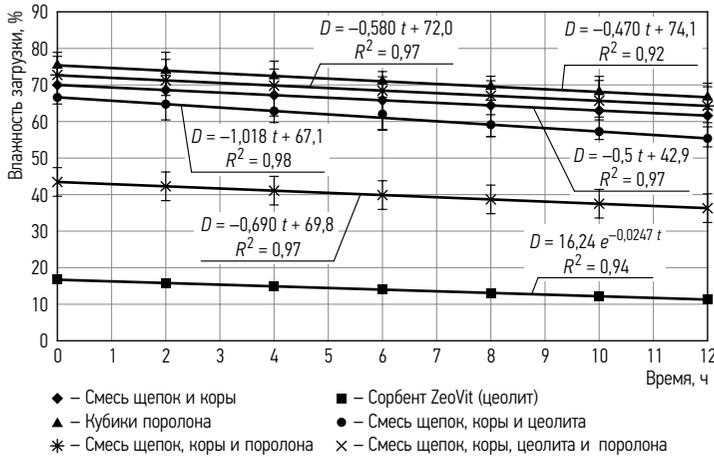


Рис. 6.28. Зависимость влажности загрузки от времени

Наибольшие потери влаги отмечены в загрузке из древесных щепок и коры. Ее влажность в течение 12 часов уменьшилась от 71% до 64%. Влажность древесины со временем изменяется неравномерно, поэтому легче контролировать влагу в загрузке, так как микроорганизмы получают энергию не только из растворенных в воде солей, но и из углерода, находящегося в древесине и коре. Кроме того, материалы для этой загрузки легко получить в природе и из отходов производства в некоторых отраслях промышленности. После смешивания древесных щепок и коры с кубиками поролона и гранулами цеолита спустя 4 часа влажность уменьшается только на 5% и составляет 63%. Если загрузку дополнительно не увлажнять еще 12 часов, смесь этих материалов разного происхождения сохраняет 56% влаги. При такой влажности загрузка, пористость которой составляет 55%, может эффективно фильтровать воздух, загрязненный ЛОС.

Чтобы удлинить срок использования загрузки, можно смешивать цеолит с древесными щепками и корой. Хотя пористость загрузки невелика и составляет 33%, однако благодаря своим физическим и химическим свойствам цеолит довольно устойчив к агрессивной среде, которая необходима для поддержания в биофильтре энергии микроорганизмов. Кроме того, цеолит довольно устойчив к воздействию механических факторов, поэтому даже спустя несколько лет структура его поверхности не меняется, а это имеет большое значение для переноса кислорода в загрузке. Благодаря своей внутренней структуре цеолит обладает хорошими сорбционными свойствами, поэтому даже в случае, когда концентрации органических соединений невелики, он может действовать как адсорбент. Во время исследований было установлено, что влажность загрузки

из древесных щепок, коры и цеолита спустя 4 часа уменьшилась от 45% до 40%. Позже она изменялась незначительно и спустя 12 часов составляла 37%. Такая небольшая влажность загрузки объясняется довольно большой плотностью цеолита.

При исследовании влажности гранул цеолита обнаружено, что вначале потери влаги были довольно большими. Спустя 12 часов его влажность уменьшилась от 18% до 12%. Это объясняется тем, что быстрее всего испаряется свободная влага, т. е. влага с поверхности цеолита. Пористость цеолита небольшая (около 20%), поэтому часть влаги, скопившейся на стенках клеток и остающейся в его внутренней части, испаряется медленнее. Микроорганизмы могут быстрее размножиться на верхней части поверхности цеолита.

Одним из основных факторов, от которого зависит изменение влажности загрузки, является температура пропускаемого через нее потока воздуха (рис. 6.29).

Если через загрузку пропускается поток воздуха со скоростью 0,2 м/с, то спустя 3 часа влажность в биофилтре, в котором поддерживается температура в 15°C, уменьшается незначительно. Большие изменения влажности отмечаются при постепенном повышении температуры воздуха и одновременно биотемпературы. С повышением температуры в биофилтре до 35°C больше всего влаги теряется в древесных щепках и коре (от 70% до 60%). Наименьшее влияние колебания температуры оказывают на кубики поролона, чья влажность спустя 3 часа при температуре 35°C уменьшилась до 69%. Из данных рис. 6.29 видно, что для биологической очистки воздуха можно применять загрузку из смеси древесных щепок, коры, гранул цеолита и кубиков поролона. При поднятии

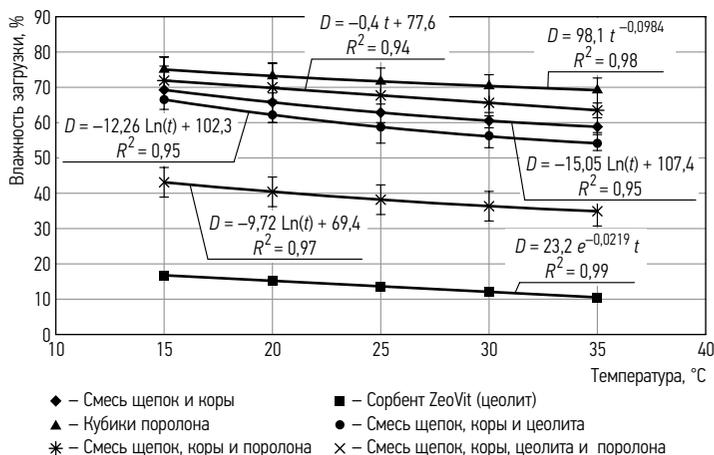


Рис. 6.29. Зависимость влажности загрузки от температуры пропускаемого потока воздуха

температуры пропускаемого через биофильтр потока воздуха до 30°C влажность загрузки изменилась незначительно и составила 56%. Кроме того, при очистке воздуха с использованием этой загрузки снижаются затраты на подачу воды, насыщенной биогенными элементами.

Для большего уменьшения расхода воды, необходимой для увлажнения загрузки, рекомендуется смешивать древесные щепки и кору с кубиками поролон. В этом случае при поддержании наиболее благоприятной для микроорганизмов температуры в 30°C влажность загрузки спустя 3 часа составит 65%. При смешивании древесных щепок, коры и гранул цеолита с кубиками поролон влажность загрузки будет увеличена до 56%. К тому же, использование гранул цеолита будет способствовать удлинению срока службы загрузки и эффективности установки, так как цеолит благодаря своей внутренней структуре и большой сорбционной поверхности является хорошим адсорбентом органических веществ (Cheng, Reinhard 2006).

Исследования, проведенные с разными загрузками, показали, что влажность загрузки зависит от устроенной в биофильтре системы увлажнения. Влажность компоста может составлять 50–70%, торфа – 60–70%, смеси компоста и перлита– 50–55%, торфа и осколков стекла– 65–70% (Kennes, Thalasso 1998).

## Часть 7

# СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ АППАРАТОВ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ

В промышленности эксплуатируются аппараты самых разных конструкций.

В данном разделе представлены результаты исследования аэродинамики разных аппаратов с целью совершенствования их конструкции, в том числе конструкции входных газораспределительных устройств, подчас играющих основную роль в технологическом совершенстве аппарата, особенно в случае использования тонких зернистых слоев.

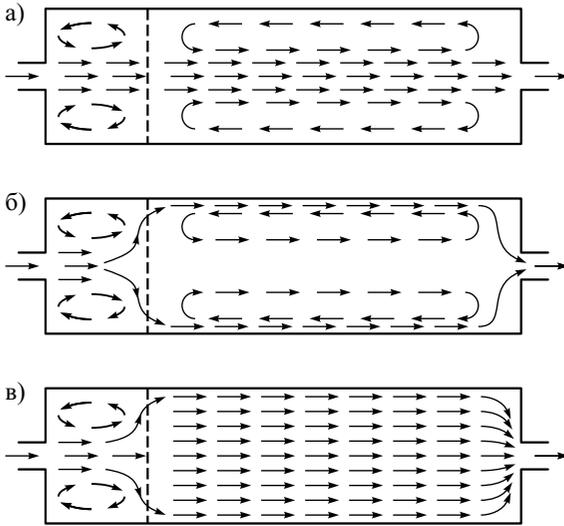
### **7.1. Газораспределительные устройства в аппаратах с тонким зернистым слоем**

Из-за несовершенства подводящих диффузоров возможно возникновение значительных гидродинамических неоднородностей, приводящих, в частности, к снижению степени конверсии (Розен 1982). Поэтому математическое моделирование аппаратов с НЗС должно быть дополнено аэродинамическим моделированием, обеспечивающим отсутствие или компенсацию влияния отрывных течений на входе в аппарат (Розен 1982).

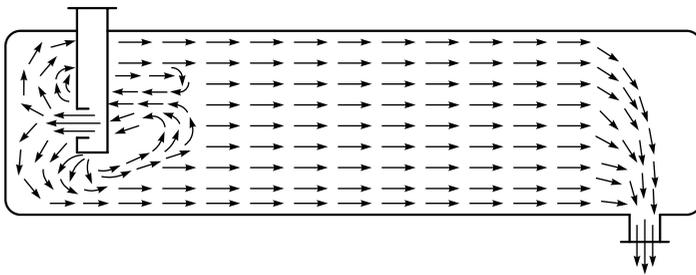
При разработке новых или совершенствовании действующих промышленных аппаратов могут использоваться как априорные, так и структурно-конструктивные подходы. Для физико-химических систем, созданных на априорной основе, характерно сильное взаимодействие определяющих явлений, невыраженность механизмов их протекания, неопределенность связей между ними и масштабом аппарата. Такая невыраженность структуры системы является главным препятствием моделирования их на основе теории подобия, ограничивая области ее применения локальными актами массопередачи и простыми явлениями (Лаптев и др. 2009).

В ряде случаев существенные результаты могут быть получены численными методами. На рис. 7.1 и 7.2 представлены результаты численного исследования влияния газопроницаемых перегородок на профиль скорости в аппарате, выполненного в ИВЦ «Инжехим» (Лаптев и др. 2009).

Наряду с этим в целом ряде других случаев целесообразно осуществлять экспериментальное исследование аэродинамики полномасштабных моделей



**Рис. 7.1.** Структура потока в аппарате, снабженном проницаемой поперечной перегородкой с разным коэффициентом сопротивления: а)  $\xi < 4,9$ ; б)  $\xi > 5,9$ ; в)  $4,9 < \xi < 5,9$



**Рис. 7.2.** Ввод среды через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате

промышленных аппаратов. В особенности это относится к аппаратам с тонким зернистым слоем при боковом вводе газового потока. Конкретный вид и величина возмущений течения в прилегающих к зернистому слою областях зависят от места и способа ввода потока в аппарат, от формы околослойных пространств и  $\Delta P$  слоя зерен (Идельчик 1983; Крейнделъ и др. 1984). При использовании аппаратов с тонким слоем внешние возмущения приведут к неоднородному течению во всем слое зерен. Более того, в работах (Мясников, Котелкин 1976; Квашилава 1972) теоретически показано, что возмущения течения в прилегающих к слою областях быстро возрастают при уменьшении толщины этих областей, к чему обычно стремятся проектировщики с целью уменьшения размеров аппарата. Поэтому требования компактности и простоты аппарата, с одной стороны, и равномерного распределения потока по всему слою, с другой, являются противоречивыми для аппаратов с тонким слоем

насадки и вызывают затруднения при их проектировании. В этой связи нами была исследована аэродинамика коллектора в виде сужающегося по ходу газового потока газораздающего канала при боковом вводе газа в аппаратах с тонким зернистым слоем.

Выбор наиболее целесообразной конструкции газораспределительного устройства (ГРУ) на входе газа в аппарат с тонким зернистым слоем осуществляли на основе опытов в однокассетном аппарате, загруженном шаровым силикагелем фракции 3–5 мм ( $\varepsilon = 0,53$ ). Ввод газа в аппарат был сбоку, а движение газа в нем – Z-образным (см. рис. 7.3). Поскольку в коллекторах постоянного сечения  $W$  по потоку падает, нами был выбран коллектор в виде сужающегося по ходу газового потока канала.

Рассмотрим газораспределительные устройства (ГРУ) на входе потока в зернистом слое.

Инженерная практика создания аппаратов с НЗС ставит задачу обеспечения равномерной газораздачи по всему поперечному сечению аппарата (Gupte 1971; Гельперин, Каган 1978, 1984; Ряйсянен 1981; Кучанов 1967; Дидушинский 1972; Мясников, Котелкин 1976; Слинько и др. 1972; Караваев и др. 1983; Крейнделъ и др. 1984; Остапенко, Слинько 1976; Тихонова 1968; Рудаков, Щепановская 1981). Описание ГРУ различных типов содержится в работах (Попов 1980; Идельчик 1983; Генкин 1972; Чернышев и др. 1976а, 1976б; Адинберг 1978; Сеницын 1982; Остапенко, Слинько 1976; Квашилава 1972). В работе (Есаков и др. 1985) отмечается, например, что в ряде случаев аэродинамические неоднородности в НЗС можно устранить за счет установки на границах последнего решеток с большим аэродинамическим сопротивлением. Достоинства и недостатки различных конструкций реакторов обсуждаются в работах (Идельчик 1983; Дильман 1985; Масштабный ... 1980).

Для некоторых конструкций аппаратов с НЗС, в которых лимитируют  $\Delta P$  и габариты, в частности, для аппаратов с тонким развернутым НЗС, с целью увеличения равномерности газораздачи возможно использование конструкций с изменяющимися по ходу газа сечениями раздающего и собирающего коллекторов (Богоявленский 1978). Однако аэродинамика таких ГРУ изучена недостаточно. Наиболее простое конструктивное решение распределяющего коллектора постоянного давления заключается в том, что для плоского аппарата его выполняют в виде клина с постоянной шириной и с уменьшающейся по ходу газа высотой по линейному закону:

$$B_x = B_0 \cdot \left(1 - \frac{x}{L}\right), \quad (7.1)$$

где  $x = 0$  – начало коллектора, а  $x = L$  – конец коллектора;  $B_0$  – высота канала на входе.

В работе (Малафеев 1940) отмечается, что силы трения в коллекторах с переменным по длине сечением приобретают относительно большое значение. Это объясняется уменьшением гидравлического диаметра канала. Действительно, рассматривая для простоты клиновидный канал, поперечное сечение которого в любом месте есть квадрат со стороной  $B_x$ , с учетом (7.1), получим:

$$B_x = B_0 \sqrt{1 - \frac{x}{L}}. \quad (7.2)$$

Потери давления от трения на участке коллектора длиной  $dx$  составляют:

$$dP_{\text{тр.}} = \frac{\lambda \cdot \rho \cdot W_0^2}{2} \cdot \frac{dx}{B_x}.$$

Считая  $\lambda = \text{const}$  и учитывая (7.2), получим

$$\Delta P_{\text{тр.}} = \frac{\lambda \cdot \rho \cdot W_0^2 \cdot L}{2 \cdot B_0} \cdot \int_0^L \frac{d\left(\frac{x}{L}\right)}{\sqrt{1 - \frac{x}{L}}} = 2 \cdot \lambda \cdot \frac{L}{B_0} \cdot \frac{\rho \cdot W_0^2}{2}. \quad (7.3)$$

Как известно, в трубе постоянного сечения потери давления от трения:

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{\rho \cdot W_0^2}{2}. \quad (7.4)$$

Таким образом, потери давления от трения в сужающемся по ходу газа коллекторе при  $L = B$  будут в два раза больше, чем в трубе постоянного сечения при тех же величинах начальных площадей и скоростей.

Конкретные рекомендации по высоте входного и выходного окон клиновидного коллектора в литературе отсутствуют, конструктивные же рекомендации противоречивы. Так, например, в работе (Малафеев 1940) указано, что в конце клиновидного коллектора целесообразно делать тупик. Однако, как было показано в работе (Бадатов 1976), наличие уступа (тупика) в конце раздающего коллектора в аппарате с НЗС приводит к появлению крупномасштабных обратных токов газа и негативно сказывается на равномерности поля скоростей в НЗС.

В работе (Субботин и др. 1975) рассматриваются коллекторы постоянной и переменной высоты по ходу движения потока газа. Приведенные там оценки также свидетельствуют о том, что профилированный коллектор с равномерной раздачей газа должен иметь сужающееся по ходу потока сечение. Однако установить точный закон профилирования из анализа одномерных уравнений движения затруднительно. К тому же в реальной конструкции известные влияние на характер течения оказывают участки коммуникаций как до, так и после коллектора, что не учитывается при одномерной постановке задачи. Поэтому окончательное профилирование коллекторов аппаратов с НЗС рекомендуется

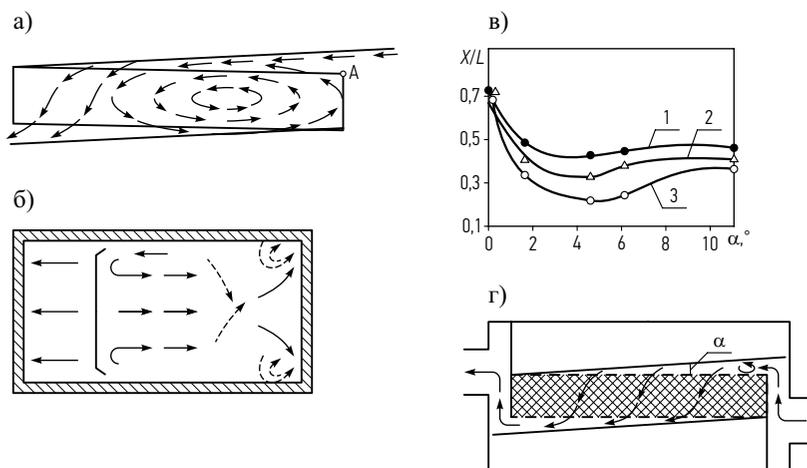
производить на моделях, изготовленных в натуральную величину (Дильман 1985; Субботин и др. 1975; Масштабный ... 1980).

Конструкция сужающегося по ходу потока газораспределительного устройства (ГРУ) должна была обеспечить выравнивание статических давлений по длине коллектора при определенных параметрах последнего (Идельчик 1983; Богдавленский 1978).

Во время опытов определяли оптимальное значение угла наклона  $\alpha$  поджимающих пластин кассетного аппарата. Угол  $\alpha$  изменяли от 0 до  $11^\circ$ ,  $H = 95$  мм,  $L = 600$  мм, ее ширина – 300 мм. Верхняя часть и днище кассеты выполнялись из сетки размером  $1 \times 1$  мм.

Картину течения газового потока в аппарате наблюдали с помощью струек дыма и шелковинок. Вначале определяли угол  $\alpha$ , соответствующий минимальной величине зоны обратных течений в пустом аппарате. Затем исследовали картину течения газа в аппарате, загруженном зернами.

Типичные картины течения в пустом аппарате представлены на рис. 7.3, а и б. Опыты проводили при  $Q = 50$  м<sup>3</sup>/ч. Как видно из рисунка, основная часть газа свободно проходит через аппарат, а в правой нижней части создается устойчивая зона обратных течений, которая характеризуется значительной перемежаемостью в своей центральной области (см. рис. 7.3, б – пунктир). Вблизи нижней наклонной перегородки поток разветвляется, и часть его движется вдоль этой перегородки в обратном направлении (Каган и др. 1979).



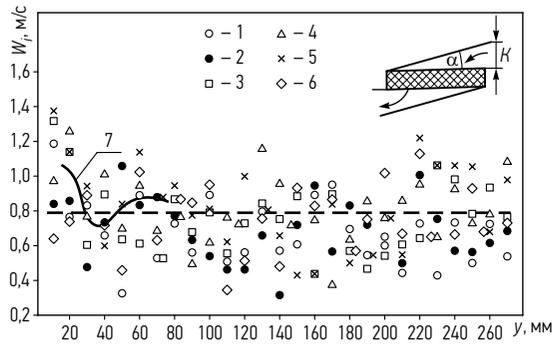
**Рис. 7.3.** Опыты по визуализации течений газового потока в кассетном аппарате: а), б) картина течения в пустом аппарате, соответственно вид сбоку и сверху; в) влияние угла наклона поджимающих пластин на величину зоны обратных течений в пустом аппарате в различных сечениях: 1 – верхнем, 2 – среднем, 3 – нижнем; г) картина течения газового потока в кассетном аппарате с зернистым слоем при  $\alpha = 4^\circ$

Визуализация потока осуществлялась с помощью дыма и шелковинок и позволила с хорошей воспроизводимостью установить, что протяженность зоны обратных течений изменяется с увеличением  $\alpha$  следующим образом: вначале уменьшается, достигая минимума при  $\alpha = 4^\circ$ , а затем постепенно увеличивается. Результаты приведены на рис. 7.3, в. Начало координат отнесено к входному сечению (точка А на рис. 7.3, а). Полученные результаты позволяют сделать вывод о том, что наилучшее газораспределение с минимальной величиной зоны обратных течений имеет место при  $\alpha = 3\text{--}5^\circ$ , а наихудшее распределение – при плоско-параллельной конструкции канала ГРУ, когда угол  $\alpha = 0^\circ$ .

На рис. 7.3, г, показана картина течения газового потока в аппарате с зернистым слоем в виде таблеток  $\varnothing 4 \times 10$  мм при  $\alpha = 4^\circ$ . Из рисунка видно, что преимущественное направление течения газового потока непосредственно на входе в зернистый слой и на выходе из него близко к вертикальному. Зона обратных течений локализуется на входе газа в аппарат в его верхней правой надслойной части. Здесь происходит перестройка поля скоростей  $W$ , сопровождающаяся образованием вихрей на границах потока. Такого рода перестройка поля скоростей и стабилизация вихреобразования требуют затрат энергии и сопровождаются потерями давления. Вблизи обнаруженной зоны обратных течений следует ожидать возникновения наибольшей неоднородности поля скоростей и внутри зернистого слоя, так как образовавшиеся под слоем устойчивые вихри будут оказывать инжектирующее воздействие на газовый поток и внутри тонкого зернистого слоя (Каган и др. 1979).

Установленные в опытах по визуализации потока качественные и количественные особенности течения в кассетном аппарате получили подтверждение в последующих аэродинамических опытах с использованием термоанемометров.

Окончательный выбор оптимальной конструкции газораспределительного устройства в кассетном аппарате производили по результатам измерения поля скоростей в 6 равноудаленных друг от друга контрольных сечениях внутри кассеты с зернистым слоем. Величину  $W_i$  измеряли внутри НЗС по методике, изложенной ранее. Типичное распределение локальных скоростей газа  $W_i$  в слое зерен показано на рис. 7.4. Учитывая результаты продувок цилиндрических аппаратов с зернистым слоем можно было ожидать, что вблизи стенки скорость газа окажется больше, чем в центральной части кассеты. Действительно, анализ данных этого рисунка показывает, что в центральной части аппарата  $W_i = 0,5 \div 1,0$  м/с, а в пристенной области они выше – от 0,6 м/с до 1,4 м/с. Эффект повышения  $W_i$  по мере приближения к стенке аппарата ярко выражен для контрольных сечений 1, 3 и 5 по ходу газа. Закономерность роста  $W_i$  по мере приближения к стенке показана на рис. 7.4. Таким образом, эффект



**Рис. 7.4.** Распределение локальных скоростей  $W_i$  по ширине кассеты с шарами при  $\nu = 0$  мм (см. рис. 7.10),  $\alpha = 4^\circ$ ,  $\bar{W} = 0,79$  м/с: 1–6 – различные направления перемещения датчика внутри зернистого слоя (контрольные сечения); пунктирная линия – средняя скорость газа в аппарате  $W_0$ ; 7 – распределение усредненных для каждого данного расстояния от стенки  $y$  локальных скоростей  $W_i$  вблизи стенки аппарата

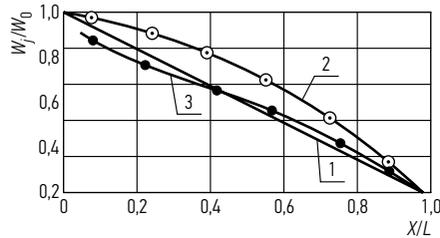
увеличения  $W_i$  по мере приближения к стенкам аппарата с НЗС, установленный нами опытным путем в цилиндрических аппаратах, подтверждается и в аппарате с плоскими стенками.

Ввиду стохастического характера измеряемых величин производился их статистический анализ так же, как и в цилиндрических аппаратах.

Как и следовало ожидать по результатам опытов по визуализации потока, измерения полей скоростей и проведенные на этой основе расчеты показали, что наибольшее отклонение  $W_j$  от  $W_0$  во всем испытанном диапазоне скоростей наблюдается в последнем и первом по ходу газа сечениях кассеты с шарами. То же наблюдалось для зерен в виде таблеток  $4 \times 10$  мм. Анализ распределения отношения  $W_j/W_0$  по длине кассетного аппарата показывает, что увеличение угла  $\alpha$  от  $1^\circ$  до  $4^\circ$  приводит при идентичных  $Q$  к некоторому снижению отношения  $W_j/W_0$ .

При увеличении угла  $\alpha$  от  $1^\circ$  до  $4^\circ$  несколько возрастает отрицательное влияние тупика в конце входного газораспределительного устройства, а увеличение высоты этого тупика с 15 до 53 при  $\alpha = 4^\circ$  приводит к возрастанию  $\psi$  приблизительно на 20%.

Сравнение результатов работы (Квашилава и др. 1980), в которой изучалось газораспределение в реакторе с шарами примерно таких же размеров также при Z-образном движении газа через аппарат, однако без сужающегося по ходу движения газа коллектора, с результатами наших опытов в пересчете на раздающий коллектор, т. е. на условия работы (Квашилава и др. 1980), показывает, что использованная нами конструкция сужающегося коллектора с  $\alpha = 4^\circ$  при  $\nu = 0$  мм является предпочтительной (см. кривые 2 и 3 на рис. 7.5). Этот вывод согласуется также и с данными работы (Ряйсянен 1981).



**Рис. 7.5.** Сравнение полученных нами результатов с данными работы Квашилава и др. (1980); 1 – случай идеального газораспределения; 2 – кривая из работы (Квашилава и др. 1980) для ширины раздающего и сборного коллекторов  $K = \epsilon = 40$  мм;  $\alpha = 0^\circ$ ; шары – дробь 2–2,5 мм; порозность 0,34–0,35; 3 – результаты наших опытов для  $K = 42$  мм,  $\epsilon = 0$  мм;  $\alpha = 4^\circ$  в пересчете на раздающий коллектор;  $x$  – текущее расстояние от начала кассеты

Обработка опытных данных в виде зависимости  $\psi = f(\alpha)$  для различных  $W_0$  показала, что для зерен шаровой формы оптимальным следует считать угол наклона пластины входного газораспределительного устройства  $\alpha = 4^\circ$ , при котором величина  $\psi$  имеет минимум во всем испытанном диапазоне  $W_0$ . Этот вывод совпадает со сделанным по другим статистическим критериям, а также с опытами по визуализации потока.

Измерения  $\Delta P$  позволяют установить зависимость степени неравномерности потока  $\psi$  от критерия Эйлера, а именно: при увеличении  $Eu_m$  от 2 до 4 неравномерность газораспределения в тонком НЗС снижается от 23 до 18%. Здесь  $Eu_m = (\Delta P \cdot \epsilon^2) / (H \cdot S_3 \cdot \rho \cdot W_0^2)$ . Также было проведено исследование аэродинамических характеристик газораспределительного устройства в плоском диффузорном входном патрубке кассетного аппарата с тонким зернистым слоем.

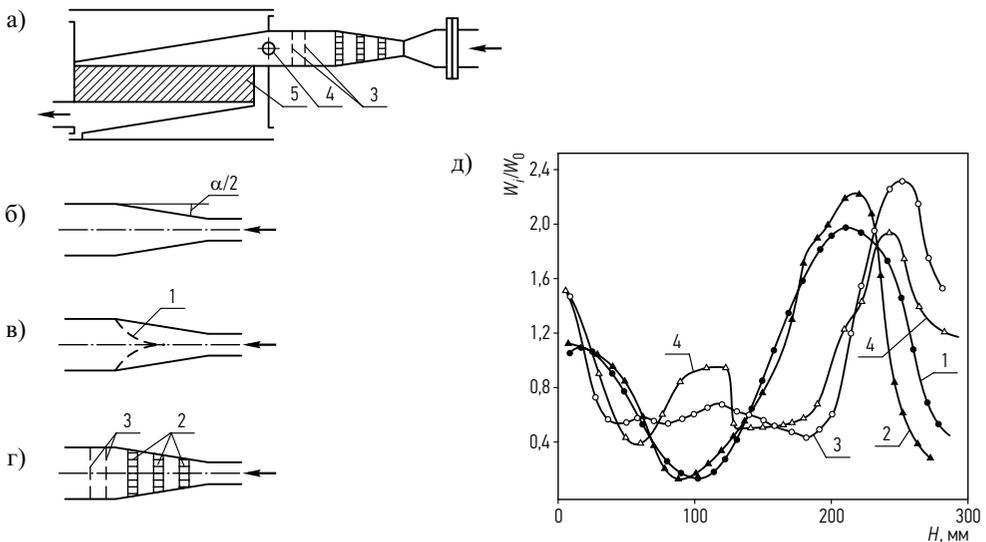
В аппаратах химической технологии широко используются (Burghardt, Kulawska 1978) диффузорные системы, обеспечивающие минимальные потери энергии. Исследовались конические диффузоры с углом раскрытия  $\alpha = 12^\circ$ , а также плоские диффузоры с углом  $\alpha = 4^\circ$ . Однако применение диффузоров с относительно небольшими углами раскрытия ведет к увеличению габаритов и металлоемкости конструкций, а опытные данные по газораспределению в диффузорах при скоростях ниже 4 м/с, представляющих наибольший интерес для аппаратов химической промышленности, в литературе отсутствуют (Идельчик 1983).

Учитывая недостатки известных конструкций, а также отсутствие в литературе данных по влиянию загрузки насадки в аппарат на газораспределение во входных плоских диффузорных каналах, исследовали аэродинамику плоского диффузора с углом раскрытия  $\alpha = 40^\circ$ , что является оптимальным для конических диффузоров (Белянин и др. 1972).

Опытный аппарат (Рис. 7.6) был изготовлен из оргстекла, что позволяло изучать картину газовых течений с помощью шелковинок. Во время опытов контролировалось распределение средних  $W_i$ , а также пульсационной составляющей скорости по ширине аппарата на выходе газового потока из диффузора. Шаг перемещения датчика составлял 10 мм.  $W_i$  измеряли термоанемометром постоянной температуры.

Диффузорное устройство было выполнено с постепенным (по ходу движения газа) переходом от трубы внутренним диаметром 94 мм на плоский диффузор, представляющий собой в пространстве усеченную пирамиду прямоугольного сечения, основания которой соответственно равны  $20 \times 100$  мм и  $60 \times 300$  мм, а длина – 250 мм. Исходным во время опытов служил пустой диффузорный канал (тип I).

В процессе эксперимента внутри диффузора размещали либо лемнискату, выполненную из сетки (диффузор типа II), либо три плоские перфорированные решетки, установленные перпендикулярно потоку и параллельно друг другу



**Рис. 7.6.** Конструкция испытанных диффузоров и профили скорости в них: а) общий вид опытного аппарата с плоским диффузором; б) вид сверху на диффузор типа I (пустой плоский диффузорный канал); в) вид сверху на диффузор типа II (плоский диффузор с лемнискатой из металлической сетки); г) вид сверху на диффузор типа III (диффузор с решетками и сетками): 1 – лемниската, 2 – плоские решетки с перфорацией; 3 – сетки из металлической проволоки; 4 – штуцер ввода термоанемометрического датчика в испытуемый диффузор; 5 – кассета с кольцами Рашига; д) профили скоростей в диффузорах типа I и II без кассеты с кольцами: 1 – диффузор типа I;  $W_0 = 2,5$  м/с; 2 – то же,  $W_0 = 1,0$  м/с; 3 – диффузор типа II,  $W_0 = 2,5$  м/с; 4 – то же,  $W_0 = 1,0$  м/с

(диффузор типа III). Во время опытов с диффузором типа III живое сечение решеток (по ходу газа) составляло соответственно 54, 42 и 36% (Идельчик 1983), при этом диаметр отверстия в первой и третьей решетках был равен 3,5 мм, а в центральной – 3,8 мм. Расстояние между решетками (также по ходу газа) составляло 86 и 66 мм, а после третьей решетки на удалении 50 мм от нее были установлены две детурбулизирующие металлические сетки на расстоянии 30 мм друг от друга. Общий вид испытанных диффузоров показан на рис. 7.5. Опыты проводили при  $W_0 = 1$  и 2,5 м/с в расчете на свободное сечение выходного сечения диффузора, т. е. в диапазоне чисел Рейнольдса от  $5,8 \cdot 10^3$  до  $14,5 \cdot 10^3$ .

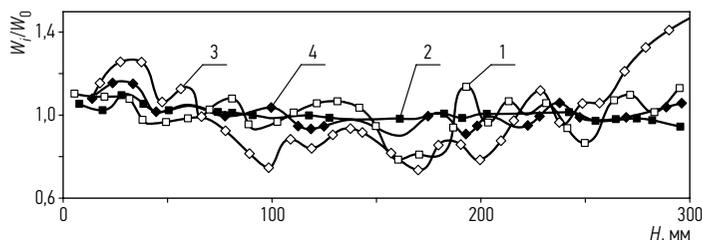
Измеренные профили скоростей на выходе потока из пустого плоского диффузора типа I и диффузора с проволочной лемнисковой, установленной поперек потока (диффузор типа II), в виде безразмерного отношения  $W_i/W_0$  показаны на рис. 7.6, д. Из сопоставления кривых 1, 2 и 3, 4 этого рисунка видно, что конструкция диффузора с лемнисковой позволила несколько уменьшить неравномерность распределения скоростей в части сечения. Однако этот эффект оказался незначительным в исследованном диапазоне скоростей.

Испытания диффузора типа III, наоборот, показали весьма значительный эффект выравнивания профиля скоростей (кривые 1 и 2 на рис. 7.7). Так, если при конструкции диффузора типа II с лемнисковой отношение  $W_i/W_0$  и изменялось по ширине выходного сечения диффузора от 0,5 до 2,4 (при  $W_0 = 2,5$  м/с), то после установки трех решеток и сеток эта величина уже не превышала соответственно значений 0,9 и 1,2.

Таким образом, диффузор типа III позволил выровнять поле скоростей, а также погасить низкочастотные пульсации скорости потока. Это объясняется детурбулизирующим действием малых сеток и выравнивающим действием решеток. Так, интенсивность турбулентности потока после установки сеток в устройстве типа III при скорости в аппарате  $W_0 = 1,24$  м/с составила 0,39%. Отмеченный эффект хорошо согласуется и с данными работы (Белянин и др. 1972), в которой изучались конические диффузоры, а также работ (Шевич 1973; Сукомел и др. 1979).

Таким образом, форма диффузора не оказывает заметного влияния на газораспределение при идентичной конструкции распределительного устройства. Следует отметить, что сужение размеров ячейки сетки от  $0,5 \times 0,5$  до  $0,1 \times 0,1$  мм не дало положительного эффекта, а даже несколько ухудшило газораспределение (см. кривую 1 на рис. 7.7).

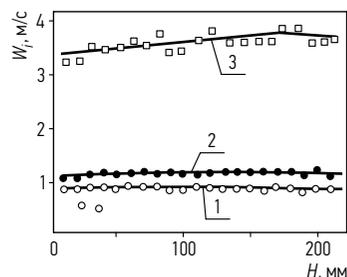
Была осуществлена проверка конструкции диффузора типа III на выравнивающее действие в условиях наличия дополнительного сопротивления на выходе из диффузора в виде кассеты с кольцами Рашига (см. рис. 7.6, а), а также измерено поле скоростей в выходном сечении диффузора типа III, установленного на выхлопе центробежного воздушного нагнетателя.



**Рис. 7.7.** Профили скоростей в диффузоре типа III при  $W_0 = 2,5$  м/с: 1 – профиль скорости после трех решеток и двух сеток, одна из которых с размером ячейки  $0,5 \times 0,5$  мм из проволоки диаметром 0,2 мм, а вторая (по ходу газа) с размером ячейки  $0,1 \times 0,1$  мм из проволоки 0,06 мм; аппарат без дополнительного сопротивления в виде кассеты с кольцами; 2 – то же с двумя сетками и одинаковым размером ячейки  $0,5 \times 0,5$  мм; 3 – то же, что и кривая 1, но с дополнительным сопротивлением на выходе из диффузора в виде кассеты с засыпанными в нее кольцами Рашига  $10 \times 10 \times 1,5$  мм; 4 – то же, что и кривая 2, но с дополнительным сопротивлением в виде кассеты с кольцами Рашига

Полученные результаты по влиянию дополнительного сопротивления на выходе из диффузора представлены кривыми 3 и 4 на рис. 7.7. Как видно из рисунка, наилучший эффект по равномерному газовому распределению имеет место при установке двух сеток с одинаковым относительно большим живым сечением (размер ячеек  $0,5 \times 0,5$  мм), причем дополнительное сопротивление на выходе из диффузора в виде кассеты с кольцами Рашига практически не сказалось в этом случае на поле скоростей. Профиль скоростей, измеренный на выходе из диффузора, установленного на выхлопе центробежного нагнетателя при различных средних скоростях газа, показан на рис. 7.8. Из данных рис. 7.8 следует, что установка плоского диффузора типа III обеспечивает практически равномерное поле скоростей. Следует отметить, что коэффициент сопротивления при этом повышается незначительно. Так, при средней скорости 2,5 м/с  $\Delta P$  диффузора типа III составило 40, а типа I – 34 мм вод. ст.

В специально поставленных опытах изучалось влияние тупика в конце входного канала при боковом вводе газа в аппарат с тонким слоем. Исследовали влияние тупика в конце входного канала в однокассетный аппарат, загру-

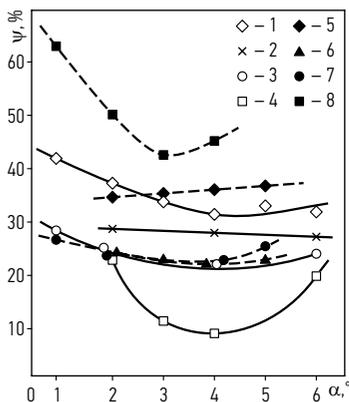


**Рис. 7.8.** Профили скоростей, полученные в выходном сечении плоского диффузора типа III, установленного на выхлопе из центробежного нагнетателя: 1 –  $W_0 = 0,87$  м/с; 2 – 1,15 м/с; 3 – 3,67 м/с

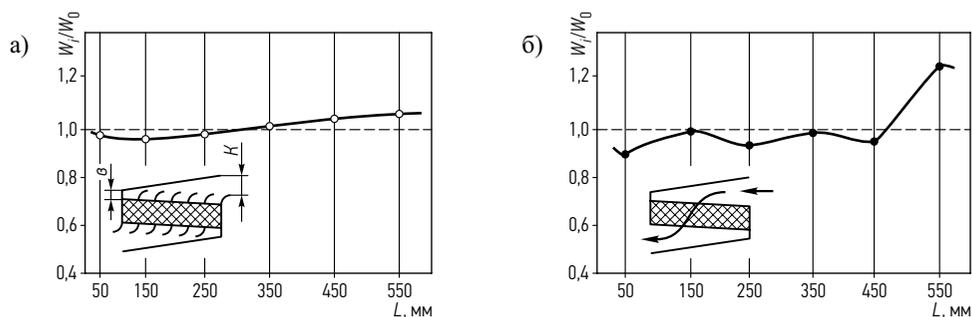
женный зернами различной формы на газораспределение в поперечном сечении кассеты. Измерения, как и во всех других опытах с кассетным аппаратом, осуществляли внутри зернистого слоя по методике, описанной выше, а также в (Пушнов 1987).

В качестве зерен использовали адсорбент в виде колец Рашига  $10 \times 10 \times 2$  мм, цилиндриков  $2 \times 10$  мм и таблеток  $4 \times 10$  мм, шаров фракции 3–5 мм и регулярной блочной насадки с равномерно распределенными отверстиями  $\varnothing 4$  мм. Обобщение опытных данных представлено в виде зависимостей параметра неравномерности газораспределения  $\psi = f(\alpha)$  на рис. 7.9. Эксперименты с зернами различной формы показали отрицательное влияние тупика ( $\epsilon > 0$ ) в конце канала газораспределительного устройства на газораспределение в НЗС. Наилучшие результаты по параметру  $\psi$  были получены для блочной насадки, чуть хуже – для шаров и цилиндриков  $4 \times 10$  мм. Использование зерен в форме колец Рашига дало наихудшую равномерность газораспределения в сопоставимых условиях. Этот результат качественно согласуется с выводами работы (Брандес и др. 1976), в которой изучали массообмен в зернах различной формы. Наиболее чувствительным к условиям на входе газа в НЗС (тупику в конце канала газораспределительного устройства) при данной конструкции аппарата и высоте слоя зерен, как и следовало ожидать, оказался адсорбент, выполненный в виде блоков со сквозными отверстиями (блочная насадка) (см. рис. 7.9).

Влияние установки в газораздающем коллекторе поворотных лопаток, плотно прижатых к НЗС, изучалось в кассетном аппарате. Лопатки устанавливали с шагом 30 мм друг от друга. НЗС – таблетки  $\varnothing 4 \times 10$  мм,  $H = 100$  мм. Опыты проводили при  $W_0 = 0,1-0,75$  м/с. Они показали, что использование поворотных лопаток на входе и выходе газового потока снизило параметр неравномерности газораспределения  $\psi$  в среднем на 17%. Положительное влияние поворотных лопаток на газораспределение в тонкослойном кассетном аппарате продемонстрировано также на рис. 7.10.



**Рис. 7.9.** Влияние уступа в конце входного и начале выходного каналов газораспределительного устройства (ГРУ) на зависимость  $\psi = f(\alpha)$  при расходе  $250 \text{ м}^3/\text{ч}$  в кассетном аппарате с зернами различной формы: 1–4 – ГРУ без уступа ( $\epsilon = 0$ ); 5–8 – ГРУ с уступом ( $\epsilon = 15$  мм). 1 – цилиндрики  $\varnothing 2 \times 10$  мм; 2 – кольца Рашига  $\varnothing 10 \times 10 \times 2$  мм; 3 – шары силикагеля КСМ фракции 3–5 мм; 4 – блочный адсорбент; 5 – цилиндрики  $\varnothing 2 \times 10$  мм; 6 – таблетки  $\varnothing 4 \times 10$  мм; 7 – шары силикагеля фракции 3–5 мм; 8 – блочный адсорбент

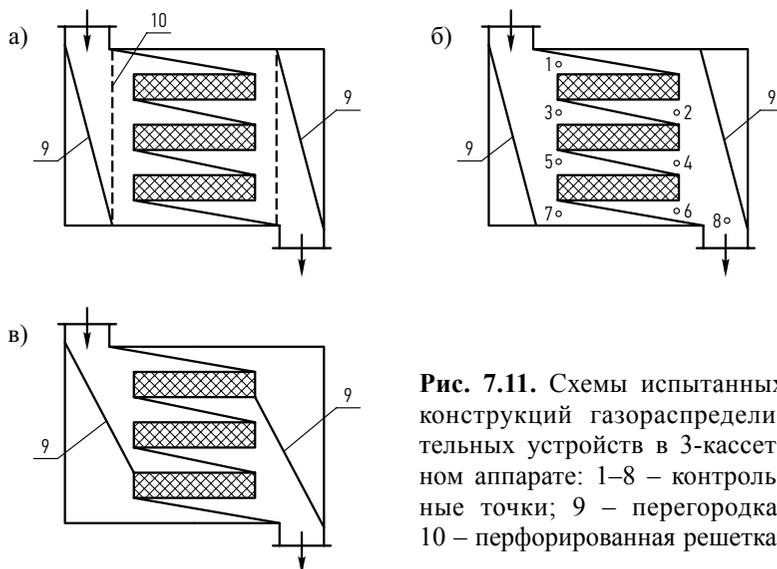


**Рис. 7.10.** Влияние установки поворотных лопаток на газораспределение в кассетном аппарате при объемном расходе воздуха  $Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $\alpha = 4^\circ$ ,  $\epsilon = 15 \text{ мм}$ ,  $K = 57 \text{ мм}$ ; а) аппарат с поворотными лопатками; б) аппарат без поворотных лопаток

Схема испытываемого аппарата и контрольных точек приведена на рис. 7.11. Конструкции газораспределительного устройства обрабатывали в аппарате без зерен, а затем с НЗС.  $\alpha = 4^\circ$ . Объемный расход воздуха  $Q$  по отдельным кассетам измеряли в сечениях № 1, 3 и 5 (см. рис. 7.11). Результаты опытов приведены в табл. 7.1.

Как видно из таблицы, наиболее равномерная раздача газа между отдельными кассетами наблюдается при использовании ГРУ по варианту «а».

Затем в кассеты загружали таблетки  $\varnothing 4 \times 10 \text{ мм}$  и шары фракции 3–5 мм. Вес зерен во всех трех кассетах был одинаковым, а способ загрузки идентичным. Поля скоростей измеряли по методике, описанной в (Пушнов 1987).



**Рис. 7.11.** Схемы испытанных конструкций газораспределительных устройств в 3-кассетном аппарате: 1–8 – контрольные точки; 9 – перегородка; 10 – перфорированная решетка

Число направлений перемещения датчика скорости в каждой кассете было увеличено с 6 до 10. Результаты статистической обработки при разных вариантах ГРУ (см. рис. 7.11) при объемном расходе воздуха  $Q = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$  представлены в табл. 7.2. Как видно, вариант «б» является неудовлетворительным. Вариант «а» более предпочтителен, однако он связан с несколько большим  $\Delta P$ .

**Таблица 7.1.** Влияние конструктивных особенностей 3-кассетного аппарата без зернистого слоя на раздачу газа по отдельным кассетам при объемном расходе воздуха  $Q = 600 \text{ м}^3/\text{ч}$

№ п. п.	Вариант исполнения ГРУ и характеристика аппарата	Относительный расход газа через данную кассету, %		
		кассета I	кассета II	кассета III
1	Аппарат без решеток 10 и без наклонных перегородок 9 (см. рис. 7.11)	26,4	36,3	37,2
2	Вариант «б»	24,0	36,8	39,2
3	Вариант «а»	31,8	32,6	35,6

**Таблица 7.2.** Результаты опытов в 3-кассетном аппарате, загруженном шаровым силикагелем фракции 3–5 мм

№ п. п.	Вариант исполнения ГРУ (см. рис. 7.11)	$\Delta P_{7-8}^*$ , мм вод. ст.	№ кассеты	$W_{\text{ср.}}$ в кассете, м/с	ОТН1	ОТН2	ОТН3	$\Psi$ , %	$\Psi_{\text{ср.}}$ , %
1	«а»	28,4	I	1,07	3,92	1,42	1,91	17,7	18,1
			II	0,95	4,46	1,82	2,25	19,5	
			III	1,02	4,06	1,65	2,19	17,1	
2	«б»	27,6	I	1,26	5,07	1,81	2,26	26,4	24,03
			II	1,01	3,82	1,51	2,04	21,7	
			III	1,07	4,26	1,43	1,87	20,0	
3	«в»	28,0	I	1,06	4,96	1,94	2,43	19,6	19,1
			II	1,16	4,0	1,47	1,97	19,7	
			III	1,22	3,06	1,38	1,93	18,1	

\*Примечание: обозначение контрольных точек в кассетном аппарате см. рис. 7.11.

При статистической обработке массива опытных данных использовались следующие критерии:

$$\text{ОТН1} = \frac{W_{i \max}}{W_{i \min}}; \quad (7.5)$$

$$\text{ОТН2} = \frac{W_{i \max} - W_{i \min}}{W_0}; \quad (7.6)$$

$$\text{ОТН3} = \frac{W_{i \max}}{W_0}. \quad (7.7)$$

Процентное отношение среднего линейного отклонения к средней арифметической  $\psi$  определяли по формуле (Джонсон, Лион 1980):

$$\psi = \frac{\sum_{i=1}^N |W_i - W_0|}{N \cdot W_0} \cdot 100\%. \quad (7.8)$$

Здесь

$$W_0 = \frac{1}{N} \cdot \sum_{i=1}^N W_i. \quad (7.9)$$

Параметр  $\psi$  характеризует средний разброс, а величина ОТН 2 является мерой асимметрии потока.

Как уже отмечалось ранее, гидродинамический характер масштабного эффекта позволяет обрабатывать методы его устранения на аэродинамических стендах без последующей технологической проверки на промышленных аппаратах. При этом важнейшим требованием моделирования является испытание аэродинамики аппарата в натуральную величину (Субботин и др. 1975; Масштабный ... 1980). Ниже приведены результаты испытаний аэродинамики ряда промышленных аппаратов.

## 7.2. Способы создания однородной структуры по сечению цилиндрических аппаратов с зернистым слоем

Приведенные ранее результаты наших опытов по исследованию аэродинамики аппаратов с зернистым слоем показали определяющее значение структуры зернистого слоя на газораспределение в нем. В связи с актуальностью задачи увеличения равномерности газораспределения в промышленных аппаратах (Идельчик 1983) исследовались следующие способы создания однородной по сечению аппарата структуры зернистого слоя:

- 1) установка кольцевых выступов на внутренних стенках аппарата;
- 2) засыпка более мелких зерен в пристенную область аппарата;
- 3) увеличение высоты слоя зерен в пристенной области аппарата.

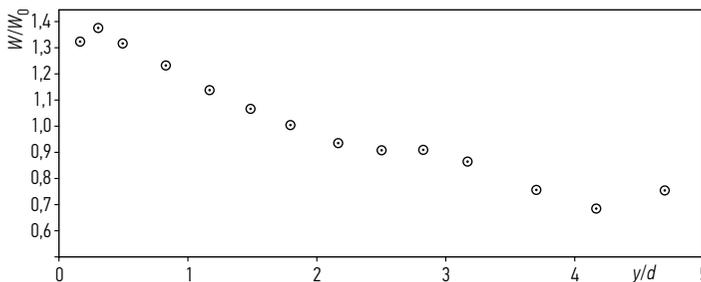
### Аппарат с кольцевыми выступами на стенках

Влияние кольцевых выступов в аппаратах с зернистым слоем на газораспределение изучалось в аппарате диаметром  $\varnothing 94$  мм, загруженном металлическими шарами  $\varnothing 6$  мм на высоту  $H = 300$  мм. Опыты проводили в диапазоне  $Re_3 = 550-1420$ . Высота кольцевых выступов равнялась 10 мм. Они располагались равномерно по высоте трубы с шагом 60 мм. Типичный профиль скорости в аппарате с кольцевыми выступами представлен на рис. 7.12. Влияние выступов на газораспределение показано на рис. 7.13.

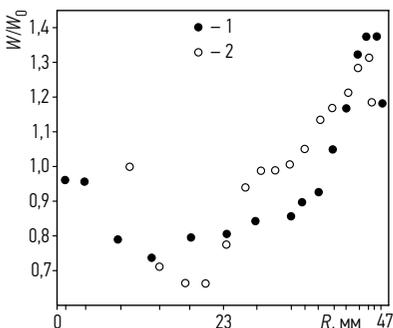
Результаты статистической обработки выполненных нами опытов представлены в таблице 7.3. При этом использовали известные статистические критерии ОТН 1, ОТН 2, ОТН 3, а также степень неравномерности газораспределения в поперечном сечении аппарата с зернистым слоем  $\psi$ , которые рассчитывали по приведенным выше формулам (7.5)–(7.9). Величину среднего квадратического отклонения данной выборки  $\sigma$  оценивали по следующей формуле:

$$\sigma = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^N \left( \frac{W_i - W_0}{W_0} \right)^2}}{N} \cdot 100\%. \quad (7.10)$$

Здесь  $N$  – число контрольных точек.



**Рис. 7.12.** Профиль скорости в аппарате с кольцевыми выступами при числах Рейнольдса  $Re_3 = 1420$



**Рис. 7.13.** Влияние кольцевых выступов в цилиндрическом аппарате  $\varnothing 94$  мм с шарами  $\varnothing 6$  мм на профиль скорости при числах Рейнольдса  $Re_3 = 550$ : 1 – цилиндрический аппарат без выступов; 2 – аппарат с кольцевыми выступами

**Таблица 7.3.** Обработка опытных данных по газораспределению в аппарате  $\varnothing 94$  мм с кольцевыми выступами и при  $H = 0,3$  м

№ п. п.	$W_0$ , м/м	$Re_3$	$\Psi$ , %	$\sigma$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	$W_{i \min}$ , м/с	ОТН 1	ОТН 2	ОТН 3
Аппарат без кольцевых выступов									
1	1,2	550	–	4,5	–	–	9,8	2,75	2,80
Аппарат с кольцевыми выступами									
2	1,2	550	41,7	4,2	2,5	0,3	7,8	1,80	2,10
3	2,2	1030	41,5	4,3	4,8	0,7	6,9	1,84	2,15
4	3,1	1420	42,0	4,4	6,7	0,9	7,1	1,85	2,15

Как видно из табл. 7.3, кольцевые выступы, создавая дополнительное сопротивление потоку газа вблизи стенки, способствуют некоторому «размытию» зоны повышенных скоростей и уменьшению неравномерности газораспределения. Относительная ширина пристенной зоны повышенных скоростей увеличивается от  $2d$  до  $4d$ . Параметр  $\sigma$  снижается на  $\sim 6\%$ , а относительный максимум скорости  $W/W_0$  – на  $7\%$ . Отмеченная закономерность сохраняется во всем изученном диапазоне чисел Рейнольдса. Одновременно возрастает  $\Delta P$  (на  $16,8\%$ ) при  $Re_3 = 550$ .

$$Re_3 = \frac{W_0 \cdot d_3}{\varepsilon \cdot \nu}; \quad (7.11)$$

$$d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon}{S_3}, \quad (7.12)$$

Здесь:  $\varepsilon$  – порозность;  $\nu$  – кинематическая вязкость;  $W_0$  – средняя скорость в расчете на полное сечение пустого аппарата.

Достижимое при использовании контактного элемента с кольцевыми выступами определенное уменьшение неравномерности газораспределения может обеспечить, например, в трубчатом реакторе паровой конверсии природного газа повышение степени конверсии метана и увеличение выхода водорода (Струминский и др. 1978). Конструкция аппарата с кольцевыми выступами защищена авторским свидетельством (А. С. 923582 ... 1982).

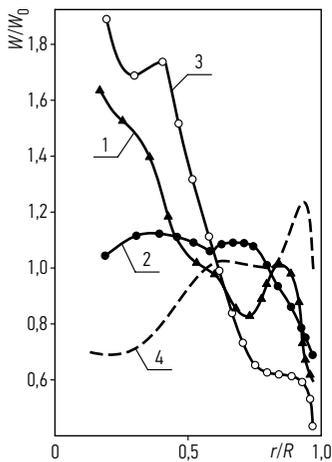
### Аппарат с засыпкой более мелких зерен в пристенную область

Впервые такой метод создания более однородной структуры зернистого слоя был предложен в работах (Попов 1980; А. С. 841672 ... 1981). Однако объем приведенных там опытных данных нельзя считать достаточным для однозначных выводов.

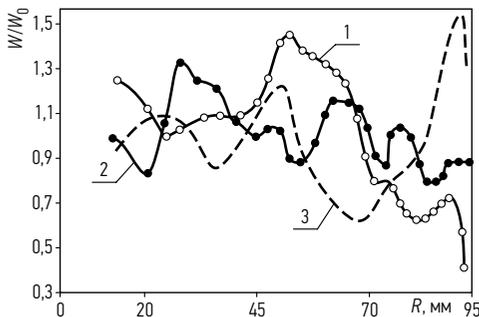
Нами проводились опыты в аппаратах диаметром  $D = 94$  мм и 190 мм. В качестве зерен использовались металлические шары  $\varnothing 6$  мм. В аппарате  $\varnothing 94$  мм  $H = 410$  мм, а в аппарате  $\varnothing 190$  мм – 110 мм. Во время опытов меняли ширину пристенной зоны  $\Omega$ , в которую загружали более мелкие шары (2–3 мм), чем в центральную часть аппарата. Величина  $\Omega$  составляла 3, 6 и 10 мм. Число  $Re_\Omega$  изменяли в пределах от 170 до 800.

Опытные данные при  $Re_\Omega = 350$  приведены на рис. 7.14 и 7.15. Результаты статистической обработки опытных данных представлены в табл. 7.4 и 7.5.

При анализе опытных данных в аппарате  $\varnothing 190$  мм следует учитывать, что там отношение  $H/d = 18,3$ , т. е. было несколько меньшим, чем установленный нами выше  $H_{ст.}$  (см. раздел 5.4). При  $\Omega = 6$  мм газораспределение в поперечном сечении аппарата  $\varnothing 94$  мм значительно выравнивается по сравнению с обычной загрузкой (см. рис. 7.14). Вместе с тем в аппарате  $\varnothing 190$  мм наилучшее выравнивание профиля скорости было получено при  $\Omega = 10$  мм (см. рис. 7.15). Последнее можно объяснить некоторым ростом ширины области повышенных скоростей в аппаратах с НЗС с ростом  $D/d$  при обычной загрузке.



**Рис. 7.14.** Влияние засыпки более мелких зерен в пристенную область аппарата  $\varnothing 94$  мм на профиль скорости: 1 – ширина пристенной зоны с более мелкими зернами  $\Omega = 3$  мм; 2 – ширина пристенной зоны с более мелкими зернами  $\Omega = 6$  мм; 3 – ширина пристенной зоны с более мелкими зернами  $\Omega = 10$  мм; 4 – обычная загрузка шаров  $\varnothing 6$  мм



**Рис. 7.15.** Влияние засыпки более мелких зерен в пристенную область аппарата  $\varnothing 190$  мм на профиль скорости: 1 – ширина пристенной зоны с мелкими зернами 6 мм; 2 – ширина пристенной зоны 10 мм; 3 – обычная загрузка шаров  $\varnothing 6$  мм

Изменение числа Рейнольдса в изученных пределах практически не повлияло на полученные результаты. К таким же выводам приводит анализ данных, представленных в табл. 7.4 и 7.5. Полученные результаты согласуются с единичными опытами Зекели и Поверомо (Szekely, Poveromo 1975), а также с работой (Попов 1980).

Таким образом, засыпка более мелких зерен в пристенную область аппарата с НЗС позволяет обеспечить более однородную структуру НЗС и, как следствие, меньшую неоднородность газораспределения в поперечном сечении. Наши опыты показали, что  $\Omega$  зависит от величины  $D/d$ . С ростом отношения  $D/d$  величину  $\Omega$  следует несколько увеличить.

К недостаткам данного способа можно отнести возможную миграцию мелких зерен в процессе длительной эксплуатации аппарата.

**Таблица 7.4.** Результаты обработки опытных данных в аппарате  $\varnothing 94$  мм

№ п. п.	$W_0$ , м/м	$Re_3$	$\Psi$ , %	$\sigma$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН 2	ОТН 3
Ширина пристенной засыпки мелких зерен 10 мм							
1	0,43	196	58,0	6,3	1,32	3,07	3,09
2	0,85	390	50,0	5,3	2,14	2,35	2,51
3	1,17	537	46,0	4,9	3,04	2,42	2,59
4	1,33	607	46,7	5,1	3,51	2,53	2,65
Ширина пристенной засыпки мелких зерен 6 мм							
5	0,37	171	34,7	3,6	0,71	1,63	1,89
6	0,77	353	35,0	3,5	1,47	1,61	1,9
7	1,0	464	34,0	3,5	1,87	1,65	1,84
8	1,25	573	35,0	3,6	2,36	1,66	1,89
9	1,76	806	35,0	3,6	3,17	1,48	1,8
Ширина пристенной засыпки мелких зерен 3 мм							
10	0,37	171	44,8	5,0	1,04	2,77	2,79
11	0,69	318	42,0	4,6	1,95	2,68	2,8
12	0,99	453	39,0	4,4	2,66	2,48	2,69
13	1,23	565	39,0	4,3	3,04	2,25	2,46
14	1,63	745	39,9	4,2	3,71	2,09	2,28

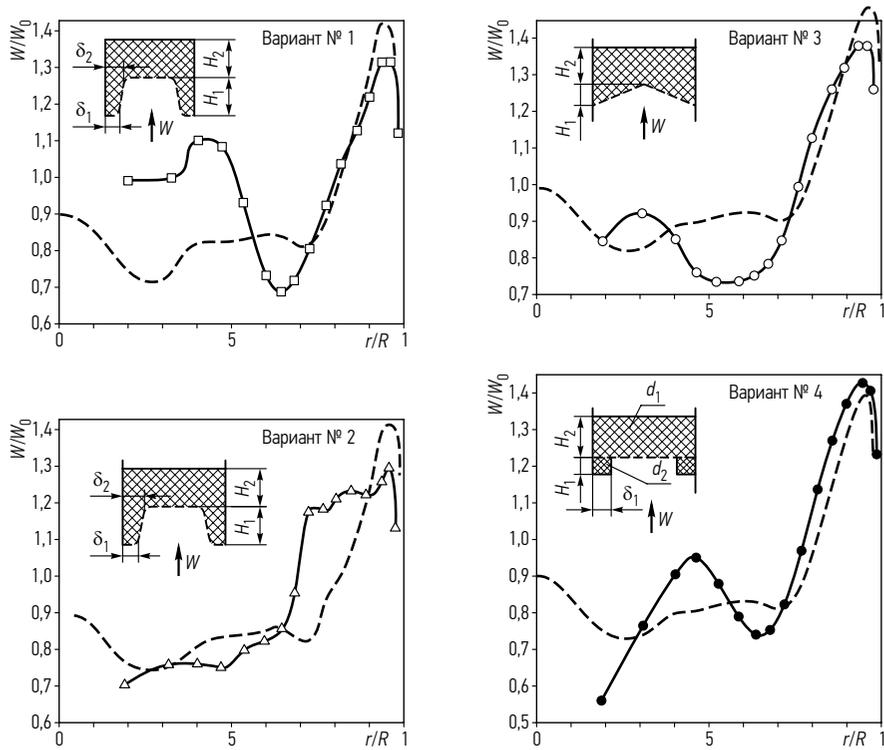
**Таблица 7.5.** Результаты обработки опытных данных в аппарате  $\varnothing 190$  мм

№ п. п.	$W_0$ , м/м	$Re_3$	$\Psi$ , %	$\sigma$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН 2	ОТН 3
Ширина пристенной засыпки мелких зерен 10 мм							
1	0,37	168	38,3	3,1	1,07	2,84	2,92
2	0,57	260	35,0	2,9	1,61	2,56	2,84
3	0,77	351	35,7	2,9	2,14	2,57	2,79
Ширина пристенной засыпки мелких зерен 6 мм							
4	0,31	144	44,5	3,5	0,71	2,23	2,26
5	0,50	227	39,0	3,1	1,06	2,12	2,14
6	0,65	300	39,0	3,0	1,41	2,14	2,16

#### Аппарат с увеличенной высотой слоя зерен в пристенной области

Другим конструктивным приемом, позволяющим уменьшить неравномерность газораспределения по сечению аппарата с НЗС, может быть увеличение высоты слоя  $H$  в пристенной области аппарата. Первые единичные опыты в этом направлении были выполнены Струминским и Павлюхиной (1981). С целью проверки перспективности этого метода нами были исследованы 4 варианта различных конструкций с увеличенной высотой слоя зерен у стенок аппарата. Схемы изученных аппаратов и результаты опытов в них представлены на рис. 7.16. Геометрические характеристики конструкций аппаратов приведены в табл. 7.6. Из сравнения с распределением скоростей в аппаратах с постоянной высотой слоя зерен  $H$  (см. рис. 7.16) видно, что увеличение высоты засыпки в пристенной области приводит к некоторому выравниванию полей скоростей (варианты 1 и 2 на рис. 7.16). Лучший результат был достигнут в варианте 2, где нижняя часть аппарата представляла собой газопроницаемую перфорированную кольцевую коническую корзину с шириной кольца  $\delta_1 = 2d$  и  $\delta_2 = 3d^*$ . По сравнению с профилем, полученным в аппарате с постоянной величиной  $H$ , увеличение высоты слоя зерен в пристенной области снижает на  $\sim 7\%$  значение  $W/W_0$  вблизи стенки (варианты 1, 2 и 3 на рис. 7.16). Вместе с тем загрузка более мелких зерен в нижней части корзины с НЗС (вариант аппарата № 4 на рис. 7.16) не дала положительного эффекта.

\* Обозначения  $\delta_1$  и  $\delta_2$  см. на рис. 7.16.

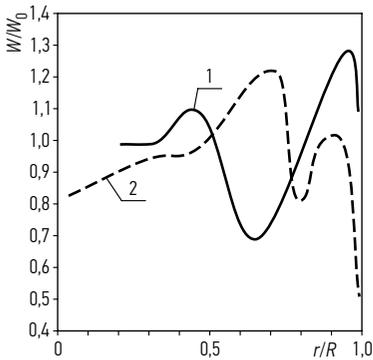


**Рис. 7.16.** Распределение скоростей при увеличенной высоте слоя зерен у стенок аппарата (сплошная линия) и в аппарате с постоянной равномерной высотой НЗС (пунктир) при расходе воздуха  $Q = 40 \text{ м}^3/\text{ч}$  в аппарате  $\varnothing 94 \text{ мм}$

**Таблица 7.6.** Геометрические характеристики испытанных конструкций при увеличенной высоте слоя зерен у стенок аппарата

Вариант №	$H_1$ , мм	$H_2$ , мм	$\delta_1^*$	$\delta_2^*$	$d_1$ , мм	$d_2$ , мм
1	390	300	2 1	3 1	6	—
2	390	300	2 1	3 1	6	—
3	30	300	—	—	6	—
4	30	300	2 1	—	6	2,5

На рис. 7.17 сопоставлены наши результаты с данными работы (Струминский, Павлюхина 1981). Как и в наших опытах, в эксперименте Струминского, Павлюхиной (1981) увеличение высоты слоя зерен  $H$  у стенки привело к некоторому перераспределению потока газа из пристенной в центральную часть аппарата.



**Рис. 7.17.** Сопоставление результатов наших опытов с данными Струминского и Павлюхиной (1981) при увеличенной высоте слоя зерен у стенки аппарата: 1 – наши опыты (вариант № 1, см. табл. 7.6); 2 – опыты работы Струминского и Павлюхиной (1981) в аппарате  $\varnothing 200$  мм,  $d = 0,4$  мм,  $H = 150$  мм;  $W_0 = 0,3$  м/с

Подводя итог исследованным способам создания однородной структуры зернистого слоя в поперечном сечении аппаратов, можно сделать следующие выводы:

1. Кольцевые выступы на внутренних стенках трубчатых аппаратов с НЗ обеспечивают снижение неравномерности газораспределения  $\sigma$  на  $\sim 6\%$  и дают уменьшение относительного максимума скорости в пристенной области на  $7\%$ . Этот метод наиболее технологичен и легко осуществим в промышленных условиях.
2. Засыпка более мелких зерен в пристенную область аппарата с зернистым слоем по сравнению с другими способами наилучшим образом обеспечивает более однородную структуру. Однако в процессе эксплуатации невозможно избежать естественной миграции мелких зерен из пристенной области по всему объему аппарата, что неизбежно сведет на нет достигнутый положительный эффект.
3. Увеличение высоты слоя зерен  $H$  в пристенной области аппарата с НЗ так же, как и установка кольцевых выступов, является перспективным методом воздействия на газораспределение, однако это трудно осуществимо в промышленных условиях.

### 7.3. Кассетный аппарат очистки воздуха от $\text{CO}_2$ с тонким слоем адсорбента

Анализ последних достижений в области техники адсорбции и перспектив ее развития показывает, что равномерного насыщения и тем самым лучшего использования массы адсорбента можно достигнуть в относительно тонких его слоях (Brauer 1985), в частности, в адсорберах с плоским слоем.

Методика экспериментов в плоских аппаратах имела некоторые особенности. Ввиду того, что конструкции исследованных плоских аппаратов с раз-

вернутым НЗС, как правило, не позволяли осуществить намерения на выходе газового потока из слоя зерен, а поставленные задачи требовали лишь сопоставимости результатов в пределах данной конструкции, измерения полей скоростей в этих аппаратах производили внутри кассет с НЗС. Для этого в них закладывали газопроницаемые чехлы из сетки. Датчик скорости перемещали во время опытов внутри этих чехлов с нужным шагом. Диаметр чехла был соизмерим с диаметром зерна  $d$ , а длина чехла соответствовала ширине кассеты с зернистым слоем.

Измерения осуществляли по 6–10 или более направлениям перемещения датчика. Шаг перемещения составлял 1–20 мм и выбирался по результатам предварительных опытов.

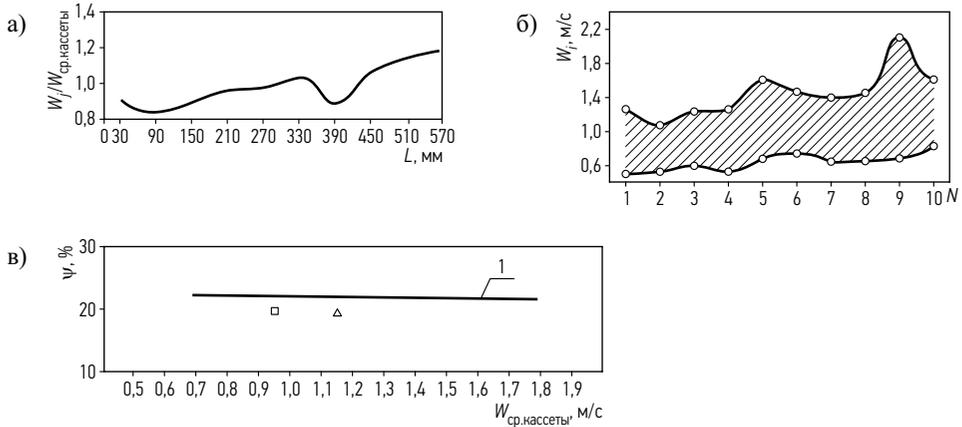
Ниже изложены результаты испытаний аэродинамики однокассетного аппарата, загруженного кольцами Рашига, шарами, таблетками, цилиндриками и регулярной блочной насадкой. Конструкция аппарата была описана в разделе 7.1. Статистический анализ полученных результатов показал, что наилучшее газораспределение в нерегулярных зернистых слоях имеет место у шаров и таблеток. Этот результат объясняется близкой структурой укладки зерен указанной формы. Результаты для колец Рашига и цилиндриков соответственно на 31 и 43% хуже, чем у шаров и таблеток.

Для достижения более равномерного течения потока газа через всю массу адсорбента с незначительными затратами энергии может оказаться выгодным применение регулярной блочной насадки (Brauer 1985). С целью определения перспективности блочного адсорбента исследовали газораспределение в кассетном аппарате с этим адсорбентом. Обработка результатов показала высокие аэродинамические качества регулярной насадки, применение которой позволяет избежать пристенных неоднородностей газораспределения в НЗС. По параметру  $\psi$  блочная насадка в сопоставимых условиях лучше, чем зерна шаровой формы на  $\sim 60\%$ . Правда, как уже отмечалось, блочная насадка оказалась наиболее чувствительной к неоднородностям поля скоростей на входе в НЗС, в частности, к конструкции ГРУ.

Ниже представлены результаты испытаний аэродинамики 3-кассетного аппарата в натуральную величину.

Преимуществом схемы многокассетного аппарата с тонким развернутым зернистым слоем адсорбента является возможность значительного увеличения производительности при относительно низком  $\Delta P$ .

Конструкция аппарата была описана выше. Опыты проводили с целью проверки воспроизводимости полученных ранее результатов в однокассетном аппарате для 3-кассетного аппарата, изготовленного в натуральную величину. Результаты испытаний с зернами шаровой формы представлены на рис. 7.18, а, б.



**Рис. 7.18.** Результаты опытов в 3-кассетном аппарате с шарами фракций 3–5 мм: а) профиль скорости в кассете № 1 при объемном расходе воздуха  $Q = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; б) изменение экстремальных скоростей в кассете № 1,  $Q = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $N$  – номер измерительного сечения кассеты; в) зависимость  $\psi = f(W_{\text{ср. кассеты}})$ : кривая 1 – результаты наших опытов в однокассетном аппарате, точки – наши опыты в трехкассетном аппарате

Анализ данных показал, что все полученные ранее рекомендации, касающиеся конструкции газораспределительного устройства, а также формы зернистых материалов, могут быть распространены и на 3-кассетный аппарат (см. рис. 7.18, в), конструкция которого защищена авторским свидетельством на изобретение (А. С. 993985 ... 1983).

#### 7.4. Аппараты с вертикальными перегородками, секционирующими слой зернистого материала

Имеющиеся в литературе теоретические разработки (Идельчик 1983; Филиппов 1981) указывают на то, что секционирование зернистого слоя может привести к снижению неравномерности газораспределения в поперечном сечении аппарата. По мнению Идельчика (1983), установка внутри зернистого слоя вертикальных перегородок предотвратит перетекание газа к стенке аппарата. Вместе с тем такие перегородки также создают пристенный эффект, и профиль скорости будет иметь волнообразную форму. Однако распределение скоростей будет более равномерным, чем без перегородок (Идельчик 1983).

Для проверки этих предположений нами были выполнены опыты по секционированию аппарата  $\text{Ø}670$  мм. Аппарат  $\text{Ø}670$  мм был поочередно секционирован сплошными плоскими вертикальными перегородками на отдельные щелевые секции одинаковой ширины – 40, 80 и 160 мм. Наиболее крупные

ячейки имели средние размеры  $160 \times 450$  мм и сечение  $0,072$  м<sup>2</sup>. На входе в зернистый слой было установлено газораспределительное устройство, выполненное в виде хонейкомба (Краснов и др. 1974). Результаты аэродинамических испытаний секционированных аппаратов с НЗС приведены в табл. 7.7. Как видно из таблицы, с увеличением ширины секций при приблизительно постоянном числе Рейнольдса наблюдается некоторое снижение неравномерности газораспределения. Вместе с тем сравнение с результатами опытов в том же аппарате, но без секционирующих перегородок показывает, что неравномерность газораспределения осталась примерно такой же.

Результаты исследования секционирования кольцевой формы в аппарате  $\varnothing 670$  мм с ячейками размером 370 мм приведены в табл. 7.8 и на рис. 7.19. Как и следовало ожидать, в секционированном аппарате сохранился всплеск скорости вблизи стенки. По своей величине этот всплеск примерно совпадает с тем, который имел место в аппарате без секционирования при том же  $Re_3 \approx 24$ . Одновременно вблизи секционирующей перегородки, местоположение которой на рис. 7.19 показано пунктиром, при  $y/d \approx 40$  также отмечается всплеск скорости. Величина и ширина этого всплеска близки аналогичным параметрам вблизи стенки аппарата.

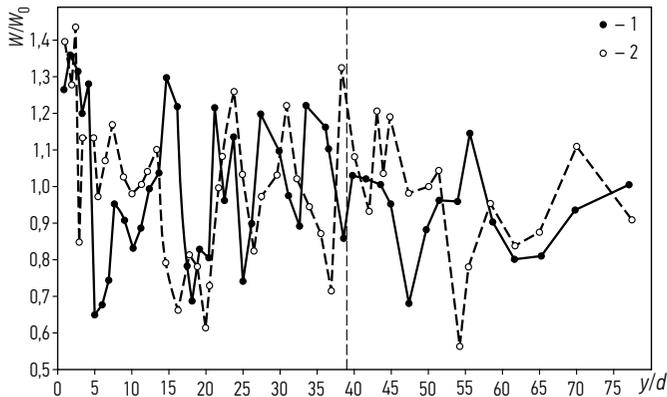
Полученные нами профили скорости в аппарате  $\varnothing 670$  мм при  $D/d = 170$  качественно согласуются с таковыми в аппарате  $\varnothing 514$  мм при  $D/d = 257$ , полученными в работе (Крейндель и др. 1984) при  $Re_3 = 173$ .

**Таблица 7.7.** Результаты испытаний щелевого секционирования плоскими перегородками в аппарате  $\varnothing 670$  мм, загруженном на высоту  $H = 200$  мм шаровым силикагелем типа КСМГ фракции 3–5 мм

№ п. п.	Ширина секций	$Re_3$	$W_0$ , м/с	$\Delta P$ мм вод. ст.	$\sigma$ , %	$\Psi$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН2	ОТН3
1	40	45	0,477	20	5,6	42,8	6,6	12,6	12,7
2	80	31	0,328	23	3,4	42,4	1,54	4,7	4,7
3	160	34	0,363	26	3,1	39,5	2,32	6,36	3,38

**Таблица 7.8.** Результаты испытаний кольцевого секционирования в аппарате  $D = 670$  мм,  $H = 200$  мм, размер ячейки – 370 мм, зерно – силикагель шаровой КСМГ фракции 3–5 мм

№ п. п.	$Re_3$	$W_0$ , м/с	$\Delta P$ мм вод. ст.	$\sigma$ , %	$\Psi$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	ОТН2	ОТН3
1	24	0,254	16	2,5	39,1	0,78	3,1	3,1
2	33	0,357	25	2,4	35,4	1,35	3,78	3,78
3	51	0,539	40	2,0	29,5	1,4	2,4	2,6



**Рис. 7.19.** Влияние кольцевого секционирования НЗС в аппарате  $\varnothing 670$  мм, загруженном силикагелем КСМГ фракции 3–5 мм на высоту 200 мм при  $W_0 = 0,25$  м/с ( $Re_s \approx 24$ ): 1 – аппарат без секционирования; 2 – секционированный аппарат. Пунктиром показано местоположение секционирующей перегородки в аппарате

Сопоставление результатов, приведенных в таблицах 7.7 и 7.8, позволяет сделать вывод о том, что при прочих равных условиях кольцевое секционирование обеспечивает более равномерное газораспределение  $\sim$  на 7%, что следует учитывать при проектировании аппаратов емкостного типа с величиной отношения  $D/d > 200$  при центральном вводе газового потока в аппарат.

В таблицах 7.7 и 7.8 нами использованы те же статистические параметры, что и ранее, а именно:  $\sigma$ ,  $\psi$ , ОТН 2, ОТН 3 [см. формулы (7.5)–(7.10)].

## 7.5. Реактор каталитической очистки отходящих газов

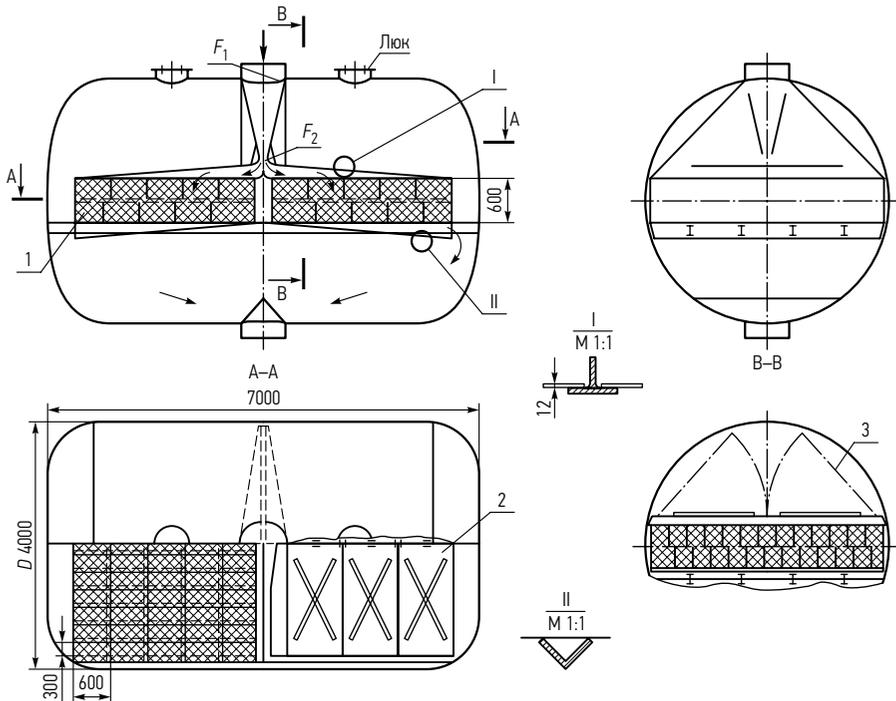
Практическая ценность результатов, полученных на лабораторных установках, определяется возможностью их использования при расчете промышленных аппаратов и процессов. Прямое перенесение результатов исследования аппаратов в лабораторном масштабе на промышленный, как известно (Масштабный ... 1980), не удастся, поскольку при увеличении диаметра аппаратов в большинстве случаев наблюдается снижение их эффективности, несмотря на то, что элементы конструкции остаются неизменными. Согласно (Масштабный ... 1980), природа масштабного эффекта (снижение эффективности аппаратов при увеличении их диаметра) носит чисто гидродинамический характер, другими словами, с увеличением диаметра аппарата химическая сторона массообменного процесса, а также кинетика элементарного акта массообмена остаются неизменными, тогда как гидродинамическая картина движения газа в аппарате может существенно меняться.

Результаты исследований аэродинамики кассетного аппарата представляют интерес и для конструктивного оформления реакторов каталитической

очистки отходящих газов в агрегате по производству слабой азотной кислоты. Поскольку габаритные размеры последних существенно отличаются от описанных выше, было изучено влияние увеличения длины кассеты  $L$  с НЗС на параметры неравномерности газораспределения  $\sigma$  и  $\psi$ . Длину кассеты  $L$  изменяли от 300 до 1800 мм. Ширина кассеты была постоянной – 300 мм. В качестве зерен использовали цилиндрики  $4 \times 10$  мм, высота слоя  $H = 100$  мм. Газораспределительное устройство представляло собой сужающийся на входе и расширяющийся на выходе газового потока из зернистого слоя канал и было аналогично использованному в опытах с кассетным аппаратом.

Опыты показали, что увеличение длины кассеты  $L$  в сопоставимых условиях практически не оказывает влияния на параметры  $\sigma$  и  $\psi$  при  $W_0 = 0,3-1,5$  м/с и угле наклона поджимающей пластины входного газораспределительного устройства  $\alpha = 4^\circ$ .

Учитывая, что испытанная конструкция с отработанным ранее ГРУ удовлетворительно обеспечивает равномерность газораспределения по всей площади поперечного сечения аппарата при увеличении длины последнего в изученных пределах, были даны рекомендации по конструкции реактора каталитической очистки отходящих газов (см. рис. 7.20) в агрегате по производству слабой азотной кислоты АК72М.



**Рис. 7.20.** Реактор каталитической очистки отходящих газов: 1 – катализатор, 2 – крышка ГРУ, 3 – крышка ГРУ в открытом положении

Представленное на рис. 7.20 техническое решение ГРУ для горизонтальной схемы реактора является конкурентоспособным по сравнению с известными в патентной литературе (Amanullah *et al.* 2000). Улучшение равномерности газораспределения в реакторе при использовании разработанной конструкции ГРУ приведет также к экологическому эффекту, заключающемуся в снижении содержания окислов азота, выбрасываемых в атмосферу.

Описанная конструкция ГРУ, разработанная для реактора каталитической очистки отходящих газов в агрегате АК-72М может быть использована также в контактных аппаратах в производствах слабой азотной кислоты мощностью 120 тыс. тонн в год под давлением 7,3 ата, а также и в других аппаратах для очистки от вредных газовых выбросов в атмосферу.

## 7.6. Адсорбер с вертикальной перегородкой

В промышленности используется конструкция адсорбера  $\varnothing 2$  м с вертикальной перегородкой, в котором реализуется U-образное течение газа через аппарат. Обследование модели адсорбера, изготовленной в натуральную величину ( $\varnothing 1,8$  м), позволило выявить существование обширной зоны повышенных скоростей вблизи вертикальной перегородки, а также наличие застойных зон в местах контакта перегородки с цилиндрической стенкой. Причиной отмеченных крупномасштабных неоднородностей является резкий поворот потока в нижней части аппарата с зернистым слоем на  $180^\circ$ , а также наличие вертикальной перегородки.

Испытания этого аппарата на аэродинамическом стенде показали, что через часть поперечного сечения аппарата, примыкающую к вертикальной перегородке и составляющую 34% живого сечения, проходит до 60% всего количества газа. Для снижения неоднородности внутри зернистого слоя необходимы конструктивные приемы распределения потока. Эти приемы отрабатывались на модели адсорбера меньших размеров  $\varnothing 0,2$  м. Лучшие результаты были получены при использовании обтекателя в виде «груши», установленного в нижней части вертикальной перегородки.

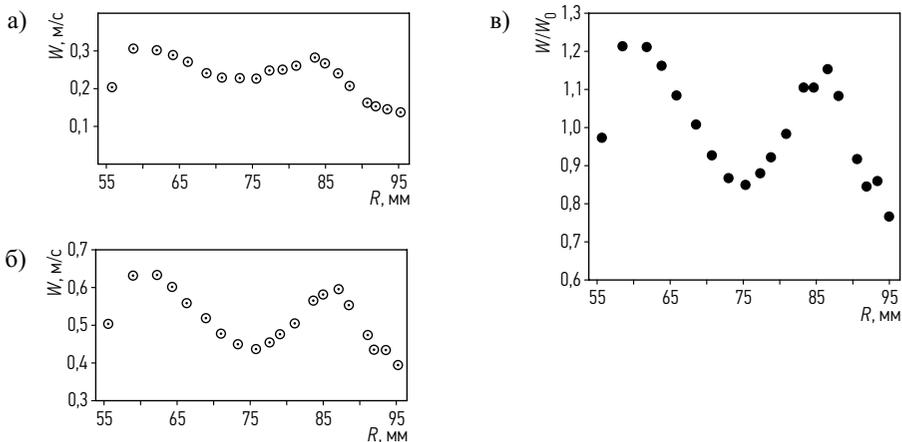
Аэродинамические испытания аппарата  $\varnothing 1,8$  м с газораспределительным устройством в виде обтекателя шириной 0,8 м и высотой 0,9 м, установленного в нижней части перегородки, дали следующие результаты. По сравнению с аппаратом без газораспределительного устройства, где  $\psi = 76\%$ , использование газораспределительного устройства позволило снизить неравномерность газораспределения до  $\psi = 53\%$  (при идентичном расходе газа через аппарат  $Q = 800$  м<sup>3</sup>/час). Это выравняющее действие газораспределительного устройства согласуется с результатами, полученными в лабораторной модели адсорбера диаметром  $\varnothing 0,2$  м.

Проведенные опыты позволяют заключить, что при создании новых адсорбционных аппаратов емкостного типа следует отдавать предпочтение аппаратам цилиндрической формы, в которых движение потока осуществляется в одном направлении. Вертикальная перегородка в аппаратах с зернистым слоем, как показали наши опыты в моделях диаметром  $\varnothing 0,2$  м и  $\varnothing 1,8$  м, в значительной мере затрудняет обеспечение условий для достижения равномерного газораспределения во всем поперечном сечении аппарата. Таким образом, устройство внутри аппарата с зернистым слоем вертикальной перегородки нецелесообразно, хотя этот прием и обеспечивает некоторое сокращение габаритных размеров аппарата.

### 7.7. Аксиальный кольцевой аппарат

В ряде химических производств, на которых предъявляются повышенные требования к компактности массо- и теплообменных аппаратов при их высокой производительности находят применение кольцевые многокассетные аппараты с зернистым слоем с аксиальным ходом газа. Такая конструкция, обеспечивающая увеличение коэффициента полезного использования объема и снижение  $\Delta P$  по сравнению с аппаратами емкостного типа, используется, например, в качестве регенеративного теплообменника (Angerer 1999). Вместе с тем аэродинамика таких аппаратов практически не изучена.

Результаты проведенных нами испытаний аксиального кольцевого аппарата с зернистым слоем представлены на рис. 7.21 и в табл. 7.9. Опыты проводили в диапазоне  $Re_z = 100\text{--}240$ . Наружный диаметр кассеты с НЗС составлял



**Рис. 7.21.** Профили скорости в кольцевом аппарате с аксиальным ходом газа: а)  $W_0 = 0,23$  м/с; б)  $W_0 = 0,52$  м/с; в) безразмерный профиль при  $W_0 = 0,52$  м/с

190 мм, внутренний – 108 мм,  $H = 200$  мм,  $d = 6$  мм (шары металлические). Как видно из рис. 7.21, профиль скорости в кольцевом аппарате имеет два выраженных максимума – у внутренней и наружной стенок. С ростом расхода газа разница между значениями указанных максимальных скоростей несколько уменьшается, большая величина максимальной скорости вблизи внутренней поверхности кольца объясняется более рыхлой укладкой зерен в этой области. Поскольку  $D_{\text{внутр.}}/d < D_{\text{наруж.}}/d$ , значения величины  $\varepsilon$  вблизи внутренней стенки больше, чем вблизи наружной. В целом распределение газового потока в кольцевом канале с зернистым слоем более равномерно, чем в цилиндрическом аппарате идентичных размеров. Этот вывод подтверждается и результатами статистического анализа (см. табл. 7.9), где нами также использованы формулы (7.5)–(7.10).

**Таблица 7.9.** Результаты испытаний кольцевого аппарата с аксиальным движением газа через зернистый слой

№ п. п.	$W_0$ , м/с	$Re_\varepsilon$	$\Delta P$ , мм вод. ст.	$\sigma$ , %	$\psi$ , %	$W_{i \max}$ , м/с	$W_{i \min}$ , м/с	ОТН1	ОТН2	ОТН3
1	0,23	107	19	2,6	25,6	0,45	0,07	6,4	1,6	1,9
2	0,34	155	36	2,5	26,9	0,62	0,13	4,8	1,4	1,8
3	0,52	237	79	2,3	24,2	1,03	0,19	5,4	1,6	2,0

## 7.8. Методика оценки производительности адсорбера по результатам испытаний его аэродинамики

При расчете адсорберов и контактных аппаратов с зернистым слоем обычно оперируют средней линейной скоростью газового потока  $W_0$ , отнесенной ко всему сечению аппарата, либо объемной скоростью  $V_{\text{об}}$ , отнесенной ко всей массе зернистого слоя. Однако реальное распределение скоростей в зернистом слое существенно отличается от их среднего значения. Неравномерность газораспределения в зернистом слое существенно влияет на кинетику (Абаев и др. 1981; Тимофеев 1962) и поле температур (Платонов 1983; Кленов и др. 1983), проводимых массообменных процессов. В связи с этим учет распределения скорости в зернистом слое важен для практической оценки производительности массообменных аппаратов.

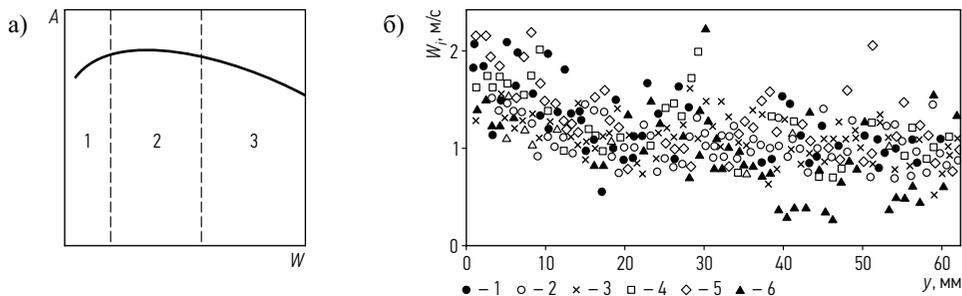
Поскольку величина  $W_0$  не учитывает реальную структуру зернистого слоя, при описании процесса целесообразно использовать распределение скоростей в зернистом слое, как это, в частности, отмечается в работе (Краснушкина и др. 1980) применительно к синтезу аммиака. Выше было показано, что наибольшая неравномерность газораспределения в поперечном сечении аппаратов

с зернистым слоем приходится на входной участок. Учет реального распределения скоростей газа особенно актуален в слоях тонкослойных и многослойных массообменных аппаратов.

Рассмотрим с этих позиций в качестве примера адсорбционную очистку газа от  $\text{CO}_2$  в тонкослойном аппарате с зернистым слоем.

На рис. 7.22, а, приведена типичная для некоторых процессов зависимость динамической активности адсорбента  $A$  от средней скорости газа  $W$ . Из этой зависимости следует недопустимость базирования расчета на средней скорости. Последней можно оперировать с некоторым приближением лишь в пределах области 2 (см. рис. 7.22). Однако при этом нельзя забывать о наличии в любом аппарате с НЗС пристенной области с повышенным удельным расходом газа, которую необходимо учитывать особенно при тонкой очистке газовых смесей от примесей. Очевидно, среднюю рабочую скорость в адсорбенте следует выбирать равной ее оптимальной величине  $W_{\text{опт}}$ , обеспечивающей максимально возможное значение динамической активности  $A$ . Однако и в этом случае часть адсорбента будет работать при скоростях  $W < W_{\text{опт}}$  и значениях  $A < A_{\text{max}}$ . В зоне адсорбента, работающей при скоростях  $W < W_{\text{опт}}$ , динамическая активность будет иметь либо близкие к  $A_{\text{max}}$ , либо несколько меньшие значения. В целом из-за неравномерности газораспределения средняя по аппарату величина  $A$  должна снизиться по сравнению с рассчитанной по средней скорости газового потока.

Оценим ожидаемую производительность адсорбера  $\Pi_0$ , исходя из постоянства скорости  $W_{\text{опт}}$  по всему поперечному сечению аппарата, и сопоставим ее с действительной  $\Pi_d$  при реальном распределении скорости в поперечном сечении. Поскольку в тонкослойных аппаратах влияние конструкции газораспределительного устройства на входе газа в зернистый слой относительно велико,



**Рис. 7.22.** К методике расчетной оценки производительности адсорбера: а) зависимость динамической активности адсорбента от скорости газового потока: 1 – область  $W < W_{\text{опт}}$ ,  $A < A_{\text{max}}$ ; 2 – область  $W = W_{\text{опт}}$ ,  $A = A_{\text{max}}$ ; 3 – область  $W > W_{\text{опт}}$ ,  $A < A_{\text{max}}$ ; б) локальные значения скорости в опытном кассетном аппарате с газораспределительным устройством (вариант П): 1–6 – направления перемещения датчика в аппарате

расчеты нами проводились для разных конструкций газораспределительных устройств: вариант I – плоскопараллельное газораспределительное устройство и вариант II – сужающееся по ходу газа газораспределительное устройство на входе газового потока в зернистый слой.

В качестве адсорбера рассматривался однокассетный прямоугольный аппарат с развернутым тонким слоем, конструкция которого была описана ранее. Методика измерения и основные результаты испытаний аэродинамики адсорбера подробно изложены в работах (А. С. 993985 ... 1983; Каган и др. 1980; Пушнов и др. 1982).  $H \approx 15d$ . Расчет производили при одинаковых объемных скоростях газа для обоих вариантов газораспределительных устройств.  $Q = 450 \text{ м}^3$ ; размер зерна  $\varnothing 2 \times 6 \text{ мм}$ ;  $\varepsilon = 0,435$ ; площадь поперечного сечения аппарата  $0,54 \text{ м}^2$ ; средняя расчетная скорость газового потока  $0,53 \text{ м/с}$ ; производительность аппарата идеального вытеснения, соответствующая средней расчетной скорости газа в аппарате  $\Pi_0 = 0,36 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Типичные результаты измерений локальных значений скоростей газа в представляющей наибольший интерес для процесса адсорбции пристенной области НЗС представлены на рис. 7.22, б.

Диапазон зафиксированных скоростей газового потока разбивали на ряд интервалов. Далее строили гистограммы и рассчитывали число ячеек в поперечном сечении аппарата или объем адсорбента, приходящийся на каждый из выбранных интервалов скорости газа. Объем поглотителя  $V_i[\text{м}^3]$ , приходящийся на  $i$ -тый интервал скорости, рассчитывали по формуле:

$$V_i = V \cdot \sigma_i, \quad (7.13)$$

где  $V$  – полный объем адсорбента;  $\sigma_c$  – доля адсорбента, работающего в соответствующем интервале скоростей. При этом должно быть соблюдено условие:

$$\sum_{i=1}^n \sigma_i = 1. \quad (7.14)$$

Общее количество адсорбированного вещества:

$$\sum_{i=1}^n Q_i = Q_1 + Q_2 + \dots + Q_n, \quad (7.15)$$

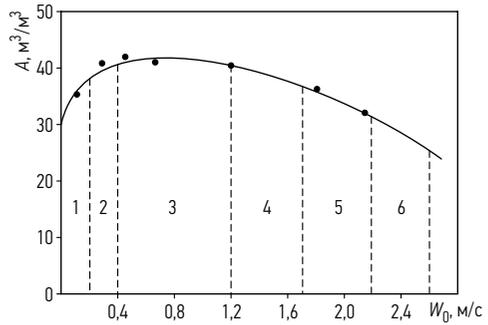
где  $Q_1, Q_2, \dots, Q_n$  – количество вещества, поглощенного долей объема адсорбента  $V_i$ , работающего в соответствующем интервале скоростей.

Поскольку

$$A_i = \frac{A'_i + A''_i}{2}, \quad (7.16)$$

то

$$Q_i = A_i \cdot V_i. \quad (7.17)$$



**Рис. 7.23.** Экспериментальная зависимость динамической активности сорбента от скорости газовой смеси  $A = f(W_0)$

Значения  $A'_i$  и  $A''_i$  брались из экспериментальной зависимости  $A = f(W_0)$  для данного сорбента. Пример такой зависимости приведен на графике (см. рис. 7.23).

Производительность аппарата определяли по формуле:

$$P_D = \frac{\sum_{i=1}^n Q_i}{\tau}, \quad (7.18)$$

где  $\tau$  – продолжительность процесса адсорбции.

Степень приближения к максимально возможной расчетной производительности находили по соотношению:

$$\eta = \frac{P_D}{P_0} \cdot 100\%, \quad (7.19)$$

где  $P_0$  рассчитывали по той же схеме (см. уравнения (7.13)–(7.19)) для  $W_0$ .

Результаты расчета показывают, что при учете реального распределения скорости действительная производительность тонкослойного аппарата на 39% меньше, чем при расчете по плоскому профилю для аппарата с газораспределительным устройством конструкции I и на 6% – для аппарата с газораспределительным устройством конструкции II. Заметим, что фактическое различие может быть еще значительнее, поскольку распределение скоростей для оценки  $P_D$  измеряли в изотермических условиях. В реальных условиях связанные с неравномерностью скоростей так называемые «тепловые пятна» могут дополнительно ухудшить показатели процесса (Платонов 1983), причем в разной степени в зависимости от величины теплового эффекта. В адсорбционных аппаратах меньшего живого сечения следует ожидать еще более низких значений  $\eta$  из-за увеличения доли газа, приходящегося на пристенную область.

Изложенное свидетельствует о том, что в определенных случаях при расчетах адсорбционных, а также и каталитических процессов следует учитывать

действительное распределение скоростей в поперечном сечении аппарата (Каган и др. 1986).

При оценке производительности конкретного процесса действительное распределение скорости в аппаратах цилиндрической формы можно рассчитывать по статистически представительному профилю скорости, описанному в разделе 3.7. В случае аппаратов иной формы, как это и было в рассмотренном примере, следует измерять поля скоростей в модели аппарата натурального размера.

Кинетические данные для расчетов производительности по изложенной здесь методике берутся по результатам лабораторных исследований. Поскольку измерение поля скоростей на «холодной» модели значительно проще, чем в условиях протекания адсорбционного или каталитического процесса, такой метод может быть использован для приближенной оценки производительности при разработке новых, а также совершенствовании существующих конструкций тонкослойных аппаратов с зернистым слоем. При этом следует учитывать, что источником крупномасштабных неравномерностей газораспределения может служить неудачная конструкция газораспределительного устройства.

Изложенные выше результаты показывают, что пренебрежение реальным распределением скорости газового потока в тонкослойных массообменных аппаратах может привести к существенному расхождению между фактической производительностью аппарата и рассчитанной по средней скорости газа.

## **7.9. Влияние неоднородностей газораспределения на технологические показатели промышленных аппаратов**

Ниже в рамках концепции структурной модели на примере расчета ряда промышленных аппаратов показано влияние учета реальных особенностей структуры и гидродинамики НЗС на показатели этих аппаратов.

### **7.9.1. Пример расчета промышленного адсорбера**

Разработанная структурная двухзонная модель аппаратов с зернистым слоем была проверена при расчете процесса адсорбции метана ( $C_{\text{исх.}} = 0,02 \text{ кг/м}^3$ ) из смеси его с водородом на активированном угле под давлением 1 МПа и температуре 298° К (Наумов и др. 1986). Выбор именно этой системы в качестве модельной объясняется тем, что ее расчет традиционным методом с использованием средней  $\epsilon$  во всем объеме аппарата ( $\epsilon = 0,4$ ) и постоянной скорости ( $W_0 = 0,16 \text{ м/с}$ ) детально рассмотрен в монографии (Основные ... 1983).

Расчет коэффициентов массообмена производили по методике (Основные ... 1983), в которой для конечной концентрации  $C_k = 1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$  и времени адсорбции  $\tau = 1800 \text{ с}$  были получены необходимая высота слоя сорбента, равная 2,6 м, и диаметр адсорбера  $D = 1,2 \text{ м}$  при  $d = 3 \text{ мм}$ .

Были выполнены расчеты 3 вариантов адсорберов диаметром 1,2; 0,6 и 0,3 м, сохраняя постоянными среднюю скорость  $W_0$ ,  $\tau$  и  $d$ . Последнее позволило исключить влияние размера зерна адсорбента на кинетику процесса адсорбции. Результаты расчетов приведены в табл. 7.10.

Анализ результатов расчетов показывает, что значения концентраций на выходе из адсорбера в пристенной зоне превышают значения концентраций, получаемых для центральной зоны почти на порядок. Это обусловлено тем, что в пристенной зоне эффективность массопереноса и адсорбционная емкость значительно ниже, чем в центре аппарата. Следовательно, возможно,

**Таблица 7.10.** Результаты расчетов адсорберов диаметром 1,2; 0,6 и 0,3 м с учетом особенностей структуры и гидродинамики аппаратов с зернистым слоем

Параметры	$D/d$		
	400	200	100
$f_{ст.}$	0,02	0,04	0,08
$\varepsilon_0$	0,4006	0,4012	0,4023
$\varepsilon_{ц}$	0,4000	0,4000	0,400
$\varepsilon_{ст.}$	0,4273	0,4281	0,4299
$\rho_{нас.а}$	449,6	449,1	448,2
$\rho_{нас.ст.}$	429,5	428,9	427,6
$\rho_{нас.ц}$	450,0	450,0	450,0
$\Delta P/H$	249,2	247,8	244,9
$H$	2,600	2,603	2,608
$W_{ст.}/W_0$	1,1929	1,1945	1,1977
$W_{ц}/W_0$	0,996	0,992	0,983
$\beta_0$	3,400	3,396	3,389
$\beta_{ц}$	3,40	3,34	3,34
$\beta_{ст.}$	3,326	3,322	3,312
$S_0$	1199,0	1198,0	1195,0
$S_{ц}$	1200,0	1200,0	1200,0
$S_{ст.}$	1145,0	1144,6	1140,0
$C_{пр.о} \cdot 10^4$	8,3	8,4	8,6
$C_{пр.ц} \cdot 10^4$	7,78	7,376	6,564
$C_{пр.ст.} \cdot 10^3$	7,0	7,13	7,40
$C_{пр.смеш.}$	9,26	1,040	1,29

что концентрация смешения адсорбата в водороде на выходе из зернистого слоя будет выше допустимой проскоковой. Причем, как и следовало ожидать, с уменьшением отношения диаметра адсорбера к диаметру зерна адсорбента влияние пристенной зоны на величину выходной концентрации значительно увеличивается. Так, в приведенном примере расчета адсорбера с отношением  $D/d = 100$  выходная концентрация равна  $1,29 \cdot 10^{-3}$  кг/м<sup>3</sup>, а допустимая –  $1 \cdot 10^{-3}$  кг/м<sup>3</sup>. Для получения требуемой чистоты водорода нужно увеличить высоту слоя зерен до 2,7 м.

Таким образом, при расчете адсорбционных аппаратов, особенно в случае тонкой очистки газовых смесей, необходимо учитывать наличие пристенной зоны с повышенной рыхлостью упаковки зерен и скоростью газового потока.

### 7.9.2. Пример расчета реактора конверсии метана

Ниже приведены результаты расчета двух реакторов конверсии метана (варианты А и В), соответствующих реальным промышленным условиям, с различной нагрузкой по пару и газу. Исходные данные для расчета реактора конверсии метана приведены в табл. 7.11.

**Таблица 7.11.** Исходные данные для расчетов реактора конверсии метана

Вариант	$H$ , м	$R$ , м	$d$ , м	$Q_n$ , нм <sup>3</sup> /ч	$Q_g$ , нм <sup>3</sup> /ч	$T_{ст.}$ , °С	$T_{г.вх.}$ , °С	$P$ , атм
А	2,0	0,028	0,0050	10,0	2,5	950	450	16
В	9,45	0,036	0,0112	267,9	71,2	900	483	32

Расчет параметров процесса конверсии метана – температуры и состава реакционной смеси вели по методике (Ягнятинский 1985), согласно которой зернистый слой рассматривается как совокупность пронизываемых коаксиальных цилиндров, число которых равно количеству зерен, уменьшающихся на радиусе аппарата. Через внутреннюю и внешнюю поверхность каждого цилиндра происходит обмен теплом и веществом с соседними цилиндрами. При этом принимается, что гидродинамический режим в пределах каждого канала соответствует идеальному вытеснению. Методика (Ягнятинский 1985) позволяет учитывать профиль скорости в НЗС и рассчитывать распределение температуры и состава смеси не только по длине, но и в поперечном сечении контактных трубок при  $D/d = 6-14$ .

Профиль скорости на входе в аппарат задавали по уравнениям (Ягнятинский 1985; Пушнов 1987):

$$U_i = \begin{cases} \frac{y \cdot X}{A + By + Cy^2 + Ey^3 + Ey^4 + Gy^5} & \text{при } y < 5, \\ 0,65 \cdot X & \text{при } y \geq 5, \end{cases} \quad (7.20)$$

здесь:  $A = 3,74 \cdot 10^{-2}$ ;  $B = 8,15 \cdot 10^{-1}$ ;  $C = 1,2 \cdot 10^{-1}$ ;  $E = 3,06 \cdot 10^{-1}$ ;  $F = -1,16 \cdot 10^{-1}$ ;  $G = 1,14 \cdot 10^{-2}$ .

$$y = (R - r)/d, \quad (7.21)$$

здесь:  $d$  – диаметр зерна, м;  $R$  – радиус аппарата, м;  $r$  – текущее значение радиуса аппарата, м.

$$X = z/[a + b(z) + c(z)^2], \quad (7.22)$$

здесь:  $z = d/D$ ;  $D$  – диаметр аппарата, м;  $a = 0,00419$ ;  $b = 0,391$ ;  $c = 2,067$ .

По результатам расчета производилась оценка влияния реального профиля скорости на входном участке зернистого слоя на текущие и выходные характеристики процесса. Для сопоставления расчет производился также исходя из плоского профиля скорости.

Важность проведения подобного анализа объясняется, в частности, тем, что в трубах при указанном диапазоне  $D/d$ , используемых в реакторах конверсии метана, отмечается значительная неравномерность радиального профиля скорости. Кроме того, протекание в слое катализатора эндотермической реакции естественно приводит к возникновению значительных градиентов температур, изменяющих вязкость, плотность и скорость реакционной смеси в зоне контакта.

Значения скорости при движении газа по зернистому слою на каждом шаге интегрирования в соответствии с работой (Ягнятинский 1985) рассчитывали по формуле:

$$V_i = n_i/(C_i \cdot S_i). \quad (7.23)$$

Результаты расчета представляли в виде безразмерного отношения:

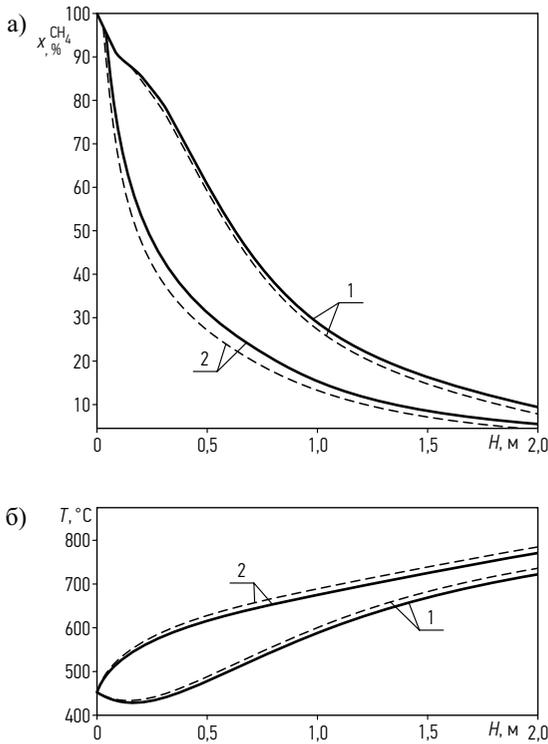
$$U_i = \frac{V_i}{V_{\text{ср.}}}, \quad (7.24)$$

где

$$V_{\text{ср.}} = \sum_{i=1}^N V_i \cdot S_i / S_{\text{трубы}}. \quad (7.25)$$

Число каналов определяли по формуле:  $N = R/d$ .

Результаты расчета профилей концентрации и температуры в реакторе в зависимости от длины аппарата для наиболее характерных центральной и пристенной областей реактора по варианту А представлены на рис. 7.24. Сплошные линии на этом рисунке соответствуют результатам расчетов при входном распределении потока по уравнениям (7.20)–(7.22), а пунктирные – при плоском профиле скорости на входе в реактор. Для варианта реактора В результаты сравнительного расчета по тем же двум видам входного профиля скорости приведены в табл. 7.12. Динамика трансформации безразмерных профилей скорости по высоте реактора, полученная в процессе расчета, представлена в табл. 7.13.



**Рис. 7.24.** Изменение концентрации (а) и температуры (б) по длине реактора (вариант А) соответственно для центральной (кривые 1) и пристенной (кривые 2) областей НЗС. Пунктирные линии – плоский профиль скорости на входе в реактор; сплошные – расчет при входном распределении потока по уравнениям (7.20)–(7.22)

**Таблица 7.12.** Зависимость концентрации метана в сухом газе и температуры реакционной смеси в центральной и пристенной зонах по длине трубчатого аппарата (вариант В), полученная для плоского и вычисленного по уравнениям (7.20)–(7.22) входных профилей скорости

$H, \text{ м}$	Расчет по плоскому профилю скорости				Расчет по профилю скорости по уравнениям (7.20)–(7.22).			
	$T_{\text{ц}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{\text{пр.з}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$X_{\text{ц}}^{\text{CH}_4}, \%$	$X_{\text{пр.з}}^{\text{CH}_4}, \%$	$T_{\text{ц}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{\text{пр.з}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$X_{\text{ц}}^{\text{CH}_4}, \%$	$X_{\text{пр.з}}^{\text{CH}_4}, \%$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	483	483	100	100	483	483	100	100
0,2	480	488	98,6	98,6	479	487	98,3	98,7
0,08	472	499	95,2	94,0	471	497	94,4	94,4
0,1	471	501	94,2	92,4	470	500	93,4	92,8
0,4	481	534	84,7	76,6	483	531	83,8	77,6
0,6	500	552	77,5	68,6	503	549	76,3	69,5
1,0	535	578	62,8	55,9	538	577	61,5	56,6
2,1	597	627	38,9	36,0	600	626	38,2	36,3
3,1	649	669	27,7	25,9	651	668	27,4	26,0

Окончание таблицы 7.12

1	2	3	4	5	6	7	8	9
4,0	683	697	22,3	20,9	685	697	22,1	21,0
5,0	717	727	17,6	16,6	718	727	17,5	16,6
6,1	744	752	14,3	13,5	745	752	14,2	13,5
7,1	767	773	11,8	11,2	767	773	11,7	11,2
8,0	782	788	10,2	9,75	783	787	10,2	9,78
9,0	799	803	8,66	8,30	799	803	8,62	8,32
9,45	805	810	8,10	7,78	806	809	8,06	7,79

**Таблица 7.13.** Трансформация безразмерного профиля скорости по длине трубы реактора, полученная расчетным путем для разных исходных профилей при различных  $D/d$ , нагрузках и давлении (варианты А и Б)

Вариант А

$H, \text{ м}$	Расчет по плоскому профилю скорости		Расчет по профилю скорости по уравнениям (7.20)–(7.22)	
	$U_{i \text{ ц}}$	$U_{i \text{ пр.з.}}$	$U_{i \text{ ц}}$	$U_{i \text{ пр.з.}}$
0	1,00	1,00	1,06	1,18
0,02	0,976	1,05	0,943	1,12
0,10	0,912	1,18	0,885	1,25
1,39	0,788	1,47	0,771	1,52
0,60	0,731	1,63	0,718	1,68
0,81	0,687	1,74	0,676	1,79
1,23	0,627	1,91	0,619	1,96
1,65	0,586	2,02	0,579	2,07

Вариант В

$H, \text{ м}$	Расчет по плоскому профилю скорости		Расчет по профилю скорости по уравнениям (7.20)–(7.22)	
	$U_{i \text{ ц}}$	$U_{i \text{ пр.з.}}$	$U_{i \text{ ц}}$	$U_{i \text{ пр.з.}}$
0	1,00	1,00	0,787	1,07
0,02	0,994	1,005	0,779	1,07
0,39	0,920	1,06	0,720	1,12
1,23	0,815	1,15	0,636	1,21
1,86	0,759	1,20	0,591	1,25
3,00	0,680	1,27	0,529	1,32
5,00	0,610	1,33	0,474	1,37
7,00	0,562	1,37	0,438	1,41
9,00	0,534	1,39	0,416	1,43

Анализ результатов расчета для многотоннажного реактора (вариант В) показывает, что разница в значениях скорости по всей высоте зернистого слоя при расчете по входным плоскому профилю скорости и уравнениям (7.20)–(7.22) остается существенной (см. табл. 7.13). Вместе с тем расчетные данные значения концентраций и температуры при этом практически почти не различаются (см. табл. 7.12). Этот факт объясняется рядом причин. Во-первых, как отмечалось в работе (Ягнятинский 1985), с ростом нагрузки на аппарат значения концентраций по радиусу реактора выравниваются и в связи с этим неравномерность скорости в поперечном сечении оказывает меньшее влияние на результат. Во-вторых, в отличие от варианта А, где  $D/d = 12$ , в варианте В отношение  $D/d = 6$  и относится к нижнему пределу значений  $D/d$ , при которых неравномерность профиля скорости может оказывать влияние на процесс (Слинько и др. 1972).

Для идентичной высоты слоя  $H = 2$  м отличие в концентрациях метана в сухом газе при расчете по плоскому профилю и уравнениям (7.20)–(7.22) составляет для варианта А в центре  $\sim 11\%$ , в пристенной зоне  $\sim 20\%$ , а для варианта В на порядок меньше ( $\sim 1\%$  и  $\sim 2\%$  соответственно). По температуре это отличие еще менее существенно: в случае А оно не превышает  $1\text{--}1,5\%$ , а в случае В – меньше  $0,5\%$  для любого текущего значения высоты зернистого слоя.

Анализ результатов расчета, приведенных в табл. 7.13, также показывает, что в случае задания плоского профиля скорости на входе в трубку зернистый слой сам как бы «формирует» некий профиль скорости. Отмеченное обстоятельство объясняется тем, что канальная модель (Ягнятинский 1985), по которой производился настоящий расчет, помимо температурного и концентрационного профилей, фактически учитывает также и реальную структуру зернистого слоя в поперечном сечении аппарата.

Приведенный анализ позволяет сделать следующие выводы.

В случае расчета по методике (Ягнятинский 1985) крупнотоннажного реактора входной профиль потока практически не отражается на характеристиках процесса. Наоборот, в случаях малотоннажных производств отличия в концентрациях между результатами расчета по плоскому и реальному профилям скорости на входе могут составлять на выходе из реактора  $\sim 15\%$ . Как известно,  $1\%$  недоконверсии метана соответствует недополучению  $0,5$  т/ч продукта.

Таким образом, учет входных неоднородностей, присущих трубчатым аппаратам с НЗС, безусловно целесообразен при осуществлении расчета малотоннажных реакторов конверсии метана.

A. S. Pushnov, P. Baltrėnas, A. M. Kagan, A. Zagorskis

## ORO VALYMO ĮRENGINIŲ SU GRŪDĖTA ĮKROVA AERODINAMIKA

### SANTRAUKA

Monografijoje nagrinėjama aktuali tema – grūdėta įkrova užkrautuose oro valymo įrenginiuose vykstantys aerodinaminiai procesai. Monografiją sudaro įvadas ir 8 skyriai. Ji skirta mokslininkams, aplinkos apsaugos specialistams ir gamybininkams. Kaip mokslinių žinių šaltinį ją galima naudoti doktorantūros ir magistrantūros studijoms.

*Įvade* aprašytos oro valymo įrenginių su grūdėta įkrova taikymo sritys, temos aktualumas, grūdėtų įkrovų charakteristikos, aerodinaminių procesų tyrimams taikyti metodai ir gauti pagrindiniai rezultatai. Oro valymo įrenginiai, užkrauti grūdėta įkrova, plačiai naudojami chemijos, naftos perdirbimo, tekstilės, baldų pramonėje, energetikos, žemės ūkio sektoriuose bei kitose pramonės įmonėse. Vienas svarbiausių oro valymo įrenginių įkrovai keliamų reikalavimų – mažas aerodinaminis jos pasipriešinimas, kuris priklauso nuo įkrovos drėgnio, frakcijos, formos, poringumo ir kitų fizinių įkrovos savybių. Todėl šiuo metu aktyviai ieškoma būdų, kaip pagerinti įkrovoje vykstančius sorbcinius ir aerodinaminius procesus, nemažinant įrenginių oro valymo efektyvumo. Vis griežtėjantys aplinkosaugos reikalavimai skatina tirti ir diegti naujas oro valymo technologijas bei įrenginiuose esančias įkrovas (Ardjmand *et al.* 2005; Arriaga *et al.* 2006; Baltrėnas, Paliulis 2002; Baltrėnas *et al.* 2001, 2004; Baltrėnas, Vaiškūnaitė 2003; Biofilter ... 2006, 2005; Bridžiuvienė *et al.* 1997; Cai *et al.* 2006; Canet *et al.* 2007; Chan 2006; Chan, Chang 2006; Chan, Peng 2008; Chang, Lu 2003; Chen *et al.* 2004; Cheng, Reinhard 2006). Netaisyklinga ir neprognozuojama grūdėtos įkrovos struktūra turi įtakos aerodinaminiam įrenginio pasipriešinimui, nuo kurio priklauso teršalų filtracijos laikas ir įrenginio oro valymo efektyvumas. Skyriuje akcentuojami taikytų metodų ir tyrimo rezultatų naujumas. Gauti rezultatai leis nustatyti dujinių srautų pasiskirstymą grūdėtoje įkrovoje bei parinkti tinkamas įrenginių konstrukcijas. Trumpai aprašomi pagrindiniai aerodinaminį pasipriešinimą lemiantys veiksniai. Daug dėmesio skiriama grūdėtoje įkrovoje vykstančių aerodinaminių procesų modeliavimui.

Skyriuje detalai aprašyta tyrimo rezultatų praktinė vertė ir monografijos struktūra. Trumpai aptarta orui valyti naudojamų grūdėtų įkrovų tipai, struktūra bei fizinės charakteristikos, turinčios įtakos įrenginių aerodinaminiam pasipriešinimui (Масштабный ... 1980; Струминский 1978). Pateiktos grūdėtų įkrovų tyrimo metodikos ir laboratoriniai standai. Taip pat aptarti aerodinaminiai procesai, pramoniniuose

oro valymo įrenginiuose. Pažymėtina tai, kad vykstantis grūdėtos įkrovos aerodinaminis pasipriešinimas tirtas ne tik taikant adsorbcinį, katalitinį, bet ir biologinį oro valymo metodus.

**Pirmame skyriuje „Oro valymo įrenginiai“** aprašyti oro valymai įrenginiai, kuriuose naudojama grūdėta įkrova. Aptarti pramonės įmonėse naudojami adsorberiai su judančiu ir nejudančiu įkrovos sluoksniu, pateikti įrenginių veikimo principai, ciklai bei schemos. Išnagrinėtos vertikalios, horizontalios, žiedinės adsorberių konstrukcijos. Pagrindiniai šių įrenginių privalumai yra: nesudėtinga įrenginių konstrukcija, didelis įkrovos ilgaamžiškumas, nes oro valymo proceso metu įkrova nesusidėvi.

Skyriuje daug dėmesio skiriama katalitiniams bei kompleksiniams sorbciniams-katalitiniams oro valymo įrenginiams. Aprašyti šiems įrenginiams ir jų konstrukcijoms keliami reikalavimai. Išnagrinėtos šių įrenginių konstrukcijos, veikimo principai, privalumai, trūkumai ir pagrindinės charakteristikos (Техника ... 2005; Кельцев 1984; Пушнов 1987; Тимонин и др. 2008).

Visapusiškai aprašytas biologinio oro valymo metodo veikimo principas, oro valymo biofiltrų naudojimo privalumai ir taikymo galimybės. Pateikta biologinio oro valymo įrenginių su grūdėta įkrova klasifikacija ir jų veikimo principai. Išnagrinėti membraniniai bioreaktoriai, biofiltrai, lašeliniai biofiltrai, bioskruberiai. Aprašytos šių įrenginių konstrukcijos, veikimo principai, pagrindinės techninės charakteristikos, išryškinti privalumai bei taikymo galimybės (Baltrėnas, Zagorskis 2007; Пушнов 1987).

**Antrame skyriuje „Grūdėta įkrova. Tipai ir pagrindinės fizinės grūdėtų įkrovų charakteristikos“** pateiktos bendrosios žinios apie grūdėtas įkrovas. Daug dėmesio skiriama taisyklingos ir netaisyklingos jų formos analizei. Akcentuojamos cilindrinės ir apvalios formos įkrovų savybės, jų išdėstymo filtre ypatumai. Pateikta ir aprašyta grūdėtos įkrovos sluoksniu klasifikacija. Pateiktos įkrovos poringumo nustatymo lygtys. Dujinių teršalų adsorbcijai ypač dažnai naudojamos tokios įkrovos, kaip silikagelis, aktyvintoji anglis, ceolitas, todėl šiame skyriuje pateiktos šių granuliu charakteristikos (Дульнев и др. 2009; Юшин и др. 2005; Кельцев 1984; Пушнов 1987 ir kiti). Nustatyta, kad cilindrinės formos, kurių skersmuo siekia 3,32 mm, aktyvintosios anglies paviršiaus plotas siekia  $1268 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , o silikagelio –  $1140 \text{ m}^2/\text{m}^3$ .

Taip pat skyriuje nagrinėjami ne tik teršalų adsorbcijai naudojamos įkrovos, bet ir grūdėtos medžiagos, skirtos teršalų katalizei. Nagrinėjami įvairių tipų pramoniniai katalizatoriai, skirti gamtinėms dujoms sulaikyti. Daug dėmesio skiriama jų konstrukcijoms ir užpildymui reaktoriuose. Nagrinėjami įvairių dydžių plokšteliniai katalizatoriai. Plokšteliniai katalizatoriai gali būti taikomi iš šildymo katilų išsiskiriančioms dujoms valyti. Pagrindinis šių katalizatorių privalumas – mažas aerodi-

naminis pasipriešinimas, atsparumas erozijai, gali būti valomos kietosiomis dalelėmis užterštos dujos. Praktika rodo, kad granuluoti katalizatoriai gali būti taikomi dujoms valyti, kai kietųjų dalelių koncentracija jose neviršija  $2 \text{ mg/m}^3$  (Darlington *et al.* 2001; Gelhomenie *et al.* 2001, 2002; Deshusses, Cox 1999; Deshusses, Johnson 1999, 2000; Devanny *et al.* 1999; Dhamwichukorn *et al.* 2001; Elmrini *et al.* 2004; Engesser, Plaggemeier 2000; Estimated ... 2006).

Biofilto įkrovos esmė – sudaryti didelį paviršių teršalų adsorbicijai ir absorbcijai. Įkrova taip pat naudojama kaip mikroorganizmų populiacijos maisto šaltinis. Kai kurioms įkrovoms trūksta reikalingų maisto medžiagų, jas būtina laistyti biogeninių elementų (mineralinių druskų) prisotintu vandeniu, siekiant užtikrinti didelį mikroorganizmų aktyvumą. Dažniausiai biologiniam oro valymui nuo organinių ir neorganinių cheminių teršalų naudojamos durpės, dirvožemis, kompostas ar jų mišiniai. Taip pat pasaulyje plačiai naudojamos medienos pjuvenos, žievės, įvairios smulkintos atliekos. Siekiant sumažinti aerodinaminį biofiltrų pasipriešinimą naudojamos ir dirbtinės kilmės grūdėtos įkrovos, tokios kaip polivinilchlorido rutuliukai, polimerinės žvaigždutės, polipropileno cilindrai, rutuliukai su anglies, keramikos užpildu, granuluotas stiklas, keraminiai kubeliai. Taip pat biologiniam oro valymui gali būti naudojama natūralios kilmės neorganinė įkrova – gamtinis ceolitas. Ceolitų privalumas – taisyklinga jo struktūra, didelis vidinis savitasis paviršius (apie  $600\text{--}800 \text{ m}^2/\text{g}$ ), vienodo dydžio poros, geras terminis stabilumas. Vienas svarbiausių veiksnių, lemiančių įkrovos parinkimą, yra jos aerodinaminis pasipriešinimas, kuris tiesiogiai susijęs su įkrovos poringumu ir drėgniu. Padidinus įkrovos drėgnį ir sumažinus frakciją, gaunamas didesnis aerodinaminis įkrovos pasipriešinimas. Taigi galima teigti, kad filtro įkrovos parinkimas ir jos drėkinimas yra lemiami veiksniai, turintys įtakos filtro valymo efektyvumui ir suvartojamos energijos kiekiui. Įprastinio biofilto slėgio nuostoliai gali siekti nuo 1 iki 10 hPa. Skyriuje išnagrinėti ir pasiūlyti oro valymo biofiltrų konstrukciniai ypatumai, sukurti siekiant sumažinti šių įrenginių aerodinaminį pasipriešinimą (Reza *et al.* 2005; Ruokojarvi *et al.* 2001; Schwarz *et al.* 2001; Sercu *et al.* 2005 ir kiti).

**Trečiame skyriuje „Grūdėtos įkrovos sluoksnio struktūra“** atlikta šio tipo įkrovos savybių literatūrinė apžvalga, aprašyti grūdėtos įkrovos sluoksnio poringumo nustatymo metodai. Pastaruoju metu kuriamos ir tobulinamos grūdėtos įkrovos struktūros tyrimo metodikos, kurios gali būti taikomos perspektyvių, aukštatempertūrinių atominių reaktorių su dujinių aušinimu tyrimams (Morales *et al.* 1951; Schuter, Vortmeyer 1981; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Lyczkowski 1982; Бесков, Аббаев 1980). Iš skyriuje pateiktų įkrovos poringumo priklausomybių nuo jos formos matyti, kad cilindrinės formos granuliuotų sluoksnio poringumas yra mažesnis už apvalios formos granuliuotų sluoksnį. Taip pat aptariamai Zavelevo, Roblio, Zontago atliktų tyrimų rezultatai ir poringumo nustatymo metodai. Aptaria-

mi poringumo nustatymo metodai cilindrinės ir rutulio formos grūdėtuose įkrovos sluoksniuose. Pateikta rutuliukų formos granulių, kurių skersmuo siekia 9,5 mm, rentgenograma, poringumo priklausomybės nuo įkrovos formos, granulių ir įrenginio skersmens dydžio. Priklausomai nuo įrenginio ir granulių skersmens dydžių santykio ( $D/d$ ) grūdėtos įkrovos poringumas gali kisti nuo 30 iki 80 %. Tyrimams buvo pasirinktos rutuliukų, cilindrių, netaisyklingos Rašigo žiedų formos granulės. Atliktų tyrimų rezultatų metu gautos šių formų granulių poringumo koeficientų išraiškos. Tyrimų metu nustatyta, kad didėjant įrenginio ir granulių skersmens dydžių santykiui ( $D/d$ ) grūdėtos įkrovos poringumas mažėja. Kai  $D/d$  pakinta nuo 5 iki 20, cilindrinės formos granulių poringumas sumažėja nuo 41 iki 38 %. Labiausiai poringumas sumažėja tuomet, kai įrenginio ir granulių skersmens dydžių santykis padidėja nuo 1 iki 5. Skyriuje pateiktos poringumo priklausomybių nuo įrenginio ir granulių skersmens santykio ( $D/d$ ) kreivės leidžia nustatyti vidutinį sluoksnio, sudaryto iš grūdėtos įkrovos, poringumą.

**Ketvirtame skyriuje „Dujų pasiskirstymo ypatumai įrenginiuose su grūdėtos įkrovos sluoksniu“** aprašyti įvairiausi veiksniai, turintys įtakos dujų pasiskirstymui grūdėtos įkrovos sluoksnyje. Daug dėmesio skiriama įrenginio ir granulės skersmens santykio ( $D/d$ ), nuo kurio priklauso dujų pasiskirstymas sluoksnyje, aprašymui. Pateiktos oro srauto greičio priklausomybės nuo įrenginio konstrukcijos ir granulių dydžių. Nagrinėjamos įvairaus dydžio (0,25–8,7 mm) rutuliuko formos granulės, esančios įvairių gabaritų įrenginiuose (kai įrenginių skersmuo siekia 40–94 mm). Aprašytos oro srauto pasiskirstymo priklausomybės nuo įkrovos sluoksnio ir į įrenginį leidžiamo oro srauto greičio. Tyrimais nustatyta, kai pradinis į įrenginį tiekiamo oro srauto greitis siekia nuo 1–2 m/s, dujų pasiskirstymo netolygumas įkrovos sluoksnyje nekinta, kai oro srauto greitis yra mažesnis už 1 m/s – dujų pasiskirstymo netolygumas ima didėti (Morales *et al.* 1951; Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Ziolkowska *et al.* 1983; Dorweiler, Fahien 1959; Bundy 1966; Schwarz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977). Aprašytas neizotermio grūdėto sluoksnio poveikis dujų srauto pasiskirstymui. Tyrimais nustatyta, kad įkrovos neizotermiškumas turi įtakos oro srautų pasiskirstymui. Nustatyta, kad, padidinus per grūdėtą įkrovą, kurios granulių skersmuo siekia 3 mm, leidžiamų dujų temperatūrą nuo 293 iki 473 K, santykis tarp pradinio ir maksimalaus greičių ( $W_{maks}/W_0$ ) sumažėjo 15 %. Skyriuje pateikti ir aprašyti standai, skirti įkrovose vykstančių aerodinaminių procesų tyrimams, išanalizuotos jų konstrukcijos. Detaliai išnagrinėti vienkasečio ir trijų kasečių įrenginiai (Moscicka *et al.* 1976; Ziolkowska *et al.* 1983; Dorweiler, Fahien 1959 ir kiti). Pateiktas oro srauto pasiskirstymas, dujoms pratekėjus grūdėtą įkrovos sluoksnį, teorinis per įkrovą leidžiamos dujų srovės pasiskirstymo skaičiavimas. Aprašytas pagrindinių parametru poveikis dujų srauto pasiskirstymui cilindrinės formos įrenginiuose, dinaminio greičio skaičiavimo me-

todas, aerodinaminių procesų priklausomybės nuo grūdėtos įkrovos aukščio ir leidžiamo dujų srauto greičio, kai granuliu skersmuo siekia 6 ir 14 mm. Išnagrinėtas geometrinių įrenginio ir granuliu parametrų įtaka dujų pasiskirstymui. Išvestos dujų srauto pasiskirstymą charakterizuojančio dydžio  $W/W_0$  priklausomybės nuo granuliu formos, rūšies ir dydžio. Išnagrinėtas dujų srauto, įrenginiuose su grūdėtos įkrovos sluoksniu, greičio vektorius. Skyriuje nagrinėjamos ir didelį poringumą turinčios medžiagos, tokios kaip putplasčio, kordierito, keramikos granulės. Skyriuje pateikti ir aprašyti VGTU Aplinkos apsaugos katedroje sukurti, suprojektuoti ir pagaminti penki skirtingų konstrukcijų oro valymo biofiltrai. Tyrimai atlikti siekiant nustatyti, kokią įtaką biofiltro valymo efektyvumui turi pasiūlyti įrenginių konstrukciniai sprendiniai. Siekiant padidinti įkrovos ilgaamžiškumą ir filtro valymo efektyvumą, tyrimai atliekami naudojant ne tik skirtingų konstrukcijų biofiltrus, bet ir skirtingos kilmės įkrovas, sudarytas iš medienos skiedrų, žievių, ceolito granuliu ir porolono kubeliu mišinių.

**Penktame skyriuje „Aerodinaminių procesų modeliavimas įrenginiuose su grūdėtos įkrovos sluoksniu“** aprašytas modeliavimas, atliktas su laboratoriniais, bandomaisiais, pusiau pramoniniais ir pramoniniais įrenginiais. Pažymėtina tai, kad įkrovoje vykstantys aerodinaminiai procesai priklauso nuo granuliu išsidėstymo, monodispersiškumo ir polidispersiškumo (Масштабный ... 1980; Струминский 1978). Darbe pateiktas ir aprašytas adsorbicinių oro valymo įrenginių, įkrautų grūdėta įkrova, matematinis modelis, įkrovos struktūros koncepcija, fizikiniai modeliai, aprašantys įkrovos sluoksnio poringumą ir aerodinaminį pasipriešinimą (Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Гольдштик и др. 1978 ir kiti). Išnagrinėtas poveikis įkrovos sluoksnio poringumo nevienalytiškumo dujų pasiskirstymui oro valymo įrenginiuose. Siekiant padidinti įrenginio valymo efektyvumą, pramonės įmonėse dažnai naudojami didelio aukščio įkrovos sluoksniai arba ploni sluoksniai. Valymo įrenginiai su plonais sluoksniais ( $H < 20-30d$ ) ypač plačiai taikomi azoto gamybos pramonės įmonėse, o didelio aukščio sluoksnis siekia  $H/d \gg 100$ . Taip pat pateikti ir aprašyti biofiltruose vykstančių aerodinaminių ir biofiltracinių procesų tyrimo matematiniai modeliai. Įkrovos aerodinaminis pasipriešinimas yra vienas pagrindinių veiksnių, lemiančių įrenginio našumą ir valymo efektyvumą. Biofiltre vykstančių aerodinaminių procesų modeliui sudaryti pasirinktas *Phoenix 3.5* programinis paketas. Ši programa leidžia įvertinti didžiausią reikšmę įkrovos pasipriešinimui turintį poringumo koeficientą. Įkrovos poringumo koeficientas priklauso nuo teršalų filtracijai naudojamos įkrovos geometrijos, formos, frakcijos, sluoksnio aukščio ir kitų parametrų. Modeliuojant mažo našumo biofiltruose vykstančius teršalų biodestrukcijos procesus naudojamos įvairiausios diferencialinės lygtys, įvertinančios teršalų masės pernašos procesus, bioplėvelėje vykstančias reakcijas, teršalų adsorbiciją, absorbciją, įkrovos savitojo paviršiaus plotą ir daugelį kitų veiksnių. Todėl

matematiniai modeliai, tokie kaip Monodo kinetikos, masės balanso pirmojo ir nulio laipsnio kinetikos modeliai, sudaro visumą masės pusiausvyros lygčių, aprašančių biofiltre vykstančius biofiltracijos procesus (Shim *et al.* 2006; Studer *et al.* 2008; Syron, Casey 2008 ir kiti). Skyriuje modeliavimo metu gauto biofiltro, įkrauto skirtingos kilmės grūdėta įkrova, aerodinaminis pasipriešinimas siekė 1105 Pa. Po penkių įkrovos sluoksnių aerodinaminis įkrovos pasipriešinimas yra mažesnis už eksperimento metu gautus rezultatus, tačiau šis skirtumas nėra didelis ir siekia 10 %.

**Šeštame skyriuje „Pramoninių grūdėtų įkrovų aerodinaminis pasipriešinimas“** nagrinėjamas orui valyti naudojamų adsorbentų ir katalizatorių aerodinaminis pasipriešinimas. Tyrimų metu gauti slėgio nuostoliai apvalios ir cilindrinės formos grūdėtoje įkrovoje. Pateiktos tiriamų medžiagų, tokių kaip silikagelis, neplatininis katalizatorius, aktyvintoji anglis, charakteristikos. Nustatyti slėgiai ne tik pačiame įrenginyje, bet įkrovos sluoksnio pradžioje, viduryje ir pabaigoje. Nagrinėjamas dujų tekėjimo perėjimas iš laminarinio į turbulentinį ( $Re = 40-1200$ ), aerodinaminis pasipriešinimas cilindrinės formos grūdėtoje įkrovoje, sudarytoje iš aktyvintosios anglies, kai oro srauto greitis yra 2,0 m/s, gali siekti apie 1200 Pa/m. Skyriuje nagrinėjama ne tik aktyvintoji anglis, bet keraminiai ir metaliniai Rašigo žiedai. Gautos įkrovos aerodinaminio pasipriešinimo priklausomybės nuo įkrovos paviršiaus ploto, naudojant Eulerio kriterijų. Nustatyta, kad silikagelio rutuliukų, kurių skersmuo siekia 3 mm, paviršiaus plotas siekia  $968 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Tokio paties skersmens, poringesnių, stiklinių rutuliukų paviršiaus plotas siekia  $1717 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Pateikti itin poringų medžiagų, tokių kaip keramika, aerodinaminio pasipriešinimo tyrimo metodai ir rezultatai (Караг, Гельперин 1964; Пушнов и др. 1986). Kai linijinis oro srauto greitis siekia 0,3 m/s, šios įkrovos aerodinaminis pasipriešinimas yra 20 mm v.st. (vandens stulpo). Oro srauto greitį padidinus iki 1,0 m/s, įkrovos pasipriešinimas padidėja iki 150 mm v. st. Taip pat gautos grūdėtos įkrovos aerodinaminio pasipriešinimo priklausomybės nuo Reinoldso skaičiaus. Didėjant Reinoldso skaičiui įkrovų aerodinaminis pasipriešinimas taip pat didėja.

Oro valymo biofiltruose didelę įtaką aerodinaminiam grūdėtos įkrovos pasipriešinimui turi įkrovos drėgnis, reikalingas mikroorganizmų aktyvumui palaikyti, ir per įkrovą leidžiamo oro srauto greitis. Tiek oro srauto greičiai, tiek įrenginio aerodinaminis pasipriešinimas priklauso nuo bioįkrovos (eglių žievių) porėtumo.

Eglių žievės yra labai porėtos. Porėtumas siekia apie 75 %. Eksperimentiniais tyrimais nustatyta, jog esant didesniam bioįkrovos porėtumui, aerodinaminis įrenginio pasipriešinimas mažėja, taip pat mažėja ir oro srauto greičiai biofiltre. Biofiltrų įkrovos išsiskiria gana nedideliu aerodinaminio pasipriešinimu, dažniausiai jis siekia iki 200 Pa. Nuo aerodinaminio pasipriešinimo priklauso ir mikroorganizmų gyvybingumas. Esant dideliame slėgiui jie gali žūti, dėl to labai sumažėja įrenginio valymo efektyvumas. Tačiau praktika rodo, kad mikroorganizmai gali atlai-

kyti iki 50 atmosferų slėgį. Toks aerodinaminis pasipriešinimas biologiniams oro valymo įrenginiams negresia. Po penkių įkrovos, sudarytos iš medienos skiedrų, žievių, gamtinio ceolito granulių ir porolono kubelių, sluoksnių, kurių aukštis siekia 75 mm, biofiltro aerodinaminis pasipriešinimas, kai tiekiamo oro srauto greitis 0,1 m/s, siekė 741 Pa. Į įrenginį tiekiamo oro srauto greitį padidinus iki 0,3 m/s, įkrovos aerodinaminis pasipriešinimas po penkių įkrovos sluoksnių siekia 1226 Pa. Mokslininkų atlikti tyrimai parodė, kad sintetinės kilmės įkrovų aerodinaminis pasipriešinimas priklauso nuo laiko. Įkrovos, sudarytos iš keraminių žiedų, pasipriešinimas siekė 1500 Pa. Įkrovai naudojant kitas medžiagas, tokias kaip durpių ir žievių mišinys, pasiekiamas 1700 Pa/m biofiltro aerodinaminis pasipriešinimas. Mažiausias – 200 Pa/m – aerodinaminis pasipriešinimas gautas biologiniam valymui naudojant medienos skiedras.

***Septintame skyriuje „Aerodinamikos ypatumai įrenginiuose su grūdėtu įkrovos sluoksniu“*** aptarti pramonėje naudojami įvairios konstrukcijos įrenginiai. Todėl šiame skyriuje pateikiami įrenginių ypatumai, siekiant sumažinti įkrovos aerodinaminį pasipriešinimą. Analizuojamos dujų paskirstymo įrenginiuose su plonu grūdėtos įkrovos sluoksniu technologijos. Pateiktos oro srauto tekėjimo kryptys įrenginiuose su dujų srauto išlyginamąja pertvara ir įrenginiuose su pailgintu oro tiekimo atvamzdžiu, kuris iš pradžių oro srautą nukreipia priešinga tekėjimo kryptimi. Šiuo metu, siekiant dujų srautą paskirstyti tolygiai per visą grūdėtos įkrovos sluoksnį, kuriamos įvairiausios technologijos. Siekiant tolygiai paskirstyti dujų srautą per visą įkrovos sluoksnį, įrenginių kasetės su grūdėta įkrova pakreipiamos nuo 0 iki 11° kampu. Kasetės aukštis, ilgis ir plotis gali siekti atitinkamai 95×600×300 mm. Dujų srauto tekėjimo kryptys įkrovoje nustatytos į dujų srautą įmaišius suodžių daleles, kurios nudažo atitinkamas dujų tekėjimo vietas. Šio metodo tikslumą kiekybiniu ir kokybiniu atžvilgiu įrodė vėliau taikyti termoanemometrai. Remiantis tyrimų metodais, skyriuje pateiktos dujų srauto tekėjimo kryptys įkrovoje. Aptartas oro srauto greičio pasiskirstymas per visą kasetės plotį. Siekiant tolygiai paskirstyti oro srautą, įrenginyje naudojamos difuzinės sistemos, tiriami kūginiai difuzoriai. Priklausomai nuo difuzoriaus tipo ir ilgio, oro srauto greičių santykis  $W/W_0$  (kai  $W_0 = 2,5$  m/s) gali kisti nuo 0,7 iki 1,4. Kasetiniuose filtruose rekomenduojama naudoti grūdėtas įkrovas, sudarytas iš 3–5 mm skersmens silikagelio rutuliukų. Norint sumažinti aerodinaminį įkrovos pasipriešinimą, siekiama sukurti vienalyčio cilindrinės formos grūdėtos įkrovos sluoksnio struktūrą. Skyriuje daug dėmesio skiriama reaktorių, veikiančių katalitiniu oro valymo nuo dujinių teršalų principu, analizei.

A. S. Pushnov, P. Baltrėnas, A. M. Kagan, A. Zagorskis

## THE AERODYNAMICS OF AIR TREATMENT DEVICES WITH A GRANULAR CHARGE

### SUMMARY

The monograph discusses the present-day topic of aerodynamic processes in air treatment devices with a granular charge. The monograph is written for researchers, environmentalists and managers. It is also a valuable reference for doctoral and postgraduate studies.

*Introduction* describes the areas of applying air treatment devices with granular charging, the relevance of the topic, the characteristics of granular charges, the methods employed for research on aerodynamic processes and the main results obtained. Air treatment devices with granular charging have received a wide application in the industries of chemistry, oil refining, textile and furniture as well as in the sectors of energy, agriculture and other industrial enterprises. One of the major requirements for charging an air treatment device is its low aerodynamic resistance which depends on the humidity, fraction, form, porosity and other physical properties of charging. Therefore, presently, active research on the methods of how to improve sorptive and aerodynamic processes without reducing the air treatment efficiency of devices is done. Increasingly stringent environmental requirements encourage the investigations and introduction of new air treatment technologies and charges in devices (Ardjmand *et al.* 2005; Arriaga *et al.* 2006; Baltrėnas, Paliulis 2002; Baltrėnas *et al.* 2001, 2004; Baltrėnas, Vaiškūnaitė 2003; Biofilter ... 2006, 2005; Bridžiuvienė *et al.* 1997; Cai *et al.* 2006; Canet *et al.* 2007; Chan 2006; Chan, Chang 2006; Chan, Peng 2008; Chang, Lu 2003; Chen *et al.* 2004; Cheng, Reinhard 2006). An irregular and unpredictable structure of granular charging has an influence on the aerodynamic resistance of a device which conditions the time of pollutant filtration and the air treatment efficiency of the device. The chapter emphasises the novelty of the applied methods and research results. The obtained results will allow identifying the distribution of gaseous flows in granular charging and selecting appropriate structures of devices. It also presents a brief description of the key factors determining aerodynamic resistance. Major attention is devoted to modelling aerodynamic processes in granular charging.

The chapter describes in detail the practical value of research results and the structure of the monograph. It also overviews the types and structure granular charges used for air treatment as well as their physical characteristics having an influence of the aerodynamic resistance of devices (Масштабный ... 1980; Струминский 1978). The chapter presents the methods and laboratory stands used for research

on granular charging. It also discusses the aerodynamic processes occurring in industrial air treatment devices. It should be noted that the aerodynamic resistance of granular charging was investigated applying not only adsorptive and catalytic but also biological air treatment methods.

**Chapter 1 Air Treatment Devices** describes air treatment devices that use granular charges. It also discusses adsorbers with a mobile or immobile charge layer used by industrial enterprises and presents the operation principles, cycles and diagrams of such devices. It also analyses vertical, horizontal and ring-shaped structures of adsorbers. The main advantages of these devices are a simple structure and high durability of charging as it does not wear out in the process of air treatment.

This chapter focuses on catalytic and complex sorbative-catalytic air treatment devices and describes requirements for these devices and their structures. The chapter presents the analysis of the structures, operation principles, advantages and disadvantages as well as the main characteristics of these devices (Техника ... 2005; Кельцев 1984; Пушнов 1987; Тимонин и др. 2008).

It also provides a detailed description of the operation principle of the biological air treatment method along with the advantages and application possibilities of air treatment bio-filters. In addition, the chapter submits the classification of biological air treatment devices with granular charging and their operation principles and analyses membrane bio-reactors, bio-filters, trickling bio-filters and bio-scrubbers. The chapter describes the structures, operation principles and key technical characteristics of these devices and shows their advantages and application possibilities (Baltrėnas, Zagorskis 2007; Пушнов 1987).

**Chapter 2 Granular Charging. The Types and Main Physical Characteristics of Granular Charging** presents general information about granular charges. Major attention is devoted to the analysis of their regular and irregular forms. Emphasis is laid on the properties of the charges of cylindrical and round forms and the peculiarities of their arrangement in a filter are presented. The classification of a granular charge layer is presented and described. The equations for determining charge porosity are introduced. The chapter presents the characteristics of silica gel, activated carbon and zeolite as their granules are very often used in charges for the adsorption of gaseous pollutants (Дульнев и др. 2009; Юшин и др. 2005; Кельцев 1984; Пушнов 1987 *et al.*). It has been determined that the surface area of cylinder-shaped activated carbon reaches  $1\,268\text{ m}^2/\text{m}^3$  and that of cylinder-shaped silica gel –  $1\,140\text{ m}^2/\text{m}^3$ .

In addition to charges used for pollutant adsorption, this chapter analyses granular materials intended for pollutant catalysis. The industrial catalysts of different types designed for natural gas retention are analysed. Major attention is devoted to their structures and filling in reactors. The plate catalysts of different sizes are investigated as they can be applied for treating gas emissions from heating boilers.

The basic advantage of these catalysts is low aerodynamic resistance, resistance to erosion and the possibility of cleaning gas polluted with suspended particles. As practice shows, granulated catalysts can be employed for gas treatment when the concentration of suspended particles inside does not exceed  $2 \text{ mg/m}^3$  (Darlington *et al.* 2001; Gelhomenie *et al.* 2001, 2002; Deshusses, Cox 1999; Deshusses, Johnson 1999, 2000; Deviny *et al.* 1999; Dhamwichukorn *et al.* 2001; Elmriini *et al.* 2004; Engesser, Plaggemeier 2000; Estimated ... 2006).

The main function of charging a bio-filter is to create a large surface for pollutant adsorption. Charging is also used as a source of nutrients for microorganism population. In some charges, the required nutrients are not enough, and therefore, in order to ensure high activity of microorganisms, they need to be watered with water-saturated biogenic elements (mineral salts). Peat, soil, compost and mixtures thereof are for the most part used to biologically clean the air from organic and inorganic chemical pollutants. Wood sawdust, bark and various types of crushed waste have also received wide application globally. Moreover, the charges of the artificial origin such as polyvinyl chloride balls, star-shaped polymers, polypropylene cylinders, balls filled with carbon or ceramics, granulated glass, ceramic cubes are used to reduce the aerodynamic resistance of bio-filters. An inorganic charge of natural origin and natural zeolite can also be applied for biological air treatment. The advantage of zeolites is their regular structure, a large internal specific surface (around  $600\text{--}800 \text{ m}^2/\text{g}$ ), pores of the same size and good thermal stability. One of the major factors determining the selection of charging is its aerodynamic resistance which is directly related to the porosity and humidity of charging. A higher aerodynamic resistance of charging is obtained upon increasing charge humidity and reducing fraction. It can be stated, therefore, that the major factors having an influence of filter treatment efficiency and the amount of used energy are the selection of filter charge and its humidification. For a standard bio-filter, pressure losses may reach from 1 to 10 hPa. This chapter analyses the structural peculiarities of air treatment bio-filters and presents related proposals aimed at reducing the aerodynamic resistance of these devices (Reza *et al.* 2005; Ruokojarvi *et al.* 2001; Schwarz *et al.* 2001; Sercu *et al.* 2005 *et al.*).

**Chapter 3 The Structure of a Granulated Charge Layer** overviews literature on the properties of this type of charging and describes methods for determining the porosity of a granulated charge layer. Recently, methods for research on the granulated charge structure have been developed and improved which can be applied for investigating prospective high-temperature nuclear reactors with gas cooling (Morales *et al.* 1951; Schuter, Vortmeyer 1981; Аэров 1951; Аэров, Тодес 1968; Аэров и др. 1979; Lyczkowski 1982; Бесков, Абаев 1980). This chapter presents the dependences of the porosity of charging on its form which shows a lesser porosity of a layer of cylinder-shaped granules than that of a layer of granules having a round form. It also discusses the results of research carried out by Zavelev, Robl

and Sontag as well as methods for porosity identification discussed considering the cylinder- and ball-shaped granular layers of charging. The chapter presents the X-ray-gram of ball-shaped granules the diameter of which reaches 9.5 mm and the dependences of their porosity on a charge form and on the diameters of the granules and device. Subject to the ratio between the sizes of the dimensions of the device and granules ( $D/d$ ), the porosity of granular charging may fall from 30 to 80 %. Granules in the forms of balls, cylinders and irregular Raschig rings were selected for investigation. Research produced the expressions of the coefficients of the porosity of granules having these forms. As determined during investigations, with a ratio between the dimensions of the device and granules ( $D/d$ ) increasing the porosity of a granular charge is decreasing. When  $D/d$  changes from 5 to 20 the porosity of cylinder-shaped granules decreases from 41 to 38 %. The sharpest decrease in porosity is obtained when the ratio of the dimension sizes of the device and granules increases from 1 to 5. The curves of the dependence of porosity on the ratio of the dimensions of the device and granules ( $D/d$ ) presented in this chapter allow determining the medium porosity of a layer composed of granular charging.

**Chapter 4 The Peculiarities of Gas Distribution in Devices with a Granular Charge Layer** describes various factors having an influence on gas distribution within a granular charge layer. Careful attention is devoted to describing device and granule dimension ratio ( $D/d$ ) responsible for gas distribution within the layer. The dependences of airflow rate on device structure and granule sizes are presented. The chapter examines the ball-shaped granules of different sizes (0.25–8.7 mm) present in the devices of different dimensions (device diameters reaching 40–94 mm). The dependences of airflow distribution on the charge layer and airflow rate supplied to the device are described. As determined during investigations where the initial airflow rate supplied to the device is from 1–2 m/s, the disparity of gas distribution in the charge layer does not change, whereas where airflow rate is below 1 m/s the disparity of gas distribution starts growing (Morales *et al.* 1951; Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Ziolkowska *et al.* 1983; Dorweiler, Fahien 1959; Bundy 1966; Schwarz, Smith 1953; Leroy, Froment 1977). The impact of the non-isothermal layer on gas flow distribution is described. The conducted investigations have revealed that a non-isothermal character of charging has an impact on the distribution of airflows. It has also been determined that upon increasing the temperature of gas passed through the granular charge composed of 3 mm granules in diameter from 293 to 473 K, the initial to maximum rate ratio ( $W_{\max}/W_0$ ) decreased by 15%. This chapter presents and describes the stands intended for research on aerodynamic processes occurring in charges and analyses their structures. One-cassette and three-cassette devices were analysed in detail (Moscicka *et al.* 1976; Ziolkowska *et al.* 1983; Dorweiler, Fahien 1959 *et al.*). The chapter presents airflow distribution occurring after gas has flown through the granular layer of charging and a theoretical calculation of the distribution of gas flow passed through the charge. It describes the

impact of the main parameters on gas flow distribution in cylinder-shaped devices, the method of dynamic velocity calculation, the dependences of aerodynamic processes on the height of granular charging and the supplied gas flow rate when the diameter of granules reaches 6 and 14 mm. The impact of the geometrical parameters of the device and granules on gas distribution was analysed. The dependences of value  $W/W_0$  characterizing gas flow distribution on the form, type and size of granules were obtained. The vector of the velocity of gas flow in devices with a granulated charge layer was examined. This chapter also analyses the granules of high-porosity materials such as foam, cordierite and ceramics. The chapter presents and analyses five air treatment bio-filters of different structures created, designed and produced at the Department of Environmental Protection of Vilnius Gediminas Technical University. The performed research was aimed at determining the impact the proposed structural solutions of devices have on the treatment efficiency of the bio-filter. In order to extend charging durability and filter treatment efficiency, the conducted research employed not only bio-filters of different structures but also the charges of different origins composed of wood chips, bark, zeolite granules and foam cube mixtures.

**Chapter 5 Modelling Aerodynamic Processes in Devices with a Granulated Charge Layer** describes modelling performed applying laboratory, pilot, semi-industrial and industrial devices. It should be noted that the aerodynamic processes in charging depend on the arrangement, monodispersity and polydispersity of granules (Масштабный ... 1980; Струминский 1978). The work presents and describes the mathematical model of adsorptive air treatment devices charged with granulated charge as well as the concept of charge structure. Physical models describe the porosity and aerodynamic resistance of a charge layer (Price 1968; Cairns, Prausnitz 1959; Гольдштик и др. 1978 *et al.*). The impact of the non-uniform porosity of the charge layer on gas distribution in treatment devices was investigated. In order to enhance the treatment efficiency of a device, industrial enterprises often use very high or thin layers of charging. Treatment devices having thin layers ( $H < 20-30$  d) are very widely applied by industrial enterprises producing nitrogen, meanwhile very high layers are those having  $H/d \gg 100$ . The mathematical models of research on aerodynamic and bio-filtration processes occurring in bio-filters are also presented and described. The aerodynamic resistance of charging is one of the key factors determining device productivity and treatment efficiency. Software package *Phoenix 3.5* was selected for modelling aerodynamic processes in a bio-filter. This software allows evaluating the coefficient of porosity which has the biggest influence on charge resistance. The charge coefficient of porosity depends on the geometry, form, fraction, layer height and other parameters of charging used for pollutant filtration. Modelling the processes of pollutant bio-destruction in low-capacity bio-filters employs various differential equations which evaluate the processes of pollut-

ant mass transport, reactions in a bio-film, the adsorption of pollutants, adsorption, the area of a specific surface of charging and a number of other factors. Therefore, the mathematical models such as those of Monod kinetics and the kinetics of the first and zero degree of mass balance form a whole of the mass equilibrium equations which describe the processes of bio-filtration in a bio-filter (Shim *et al.* 2006; Studer *et al.* 2008; Syron, Casey 2008 *et al.*). The aerodynamic resistance of a bio-filter charged with the granulated charge of different origins obtained during modelling and presented in this chapter reached 1 105 Pa. The aerodynamic resistance of charging after five layers of the charge is lower compared to the experimental results; however, this difference is not big and accounts for 10 %.

**Chapter 6 Aerodynamic Resistance of Industrial Granulated Charges** investigates the aerodynamic resistance of adsorbents and catalysts used for air treatment. The performed investigations showed pressure losses in round and cylindrical granular charges. The characteristics of the materials analysed such as silica gel, non-platinum catalyst and activated carbon are presented. Pressures not only inside the device but also at the beginning, in the middle and at the end of the charge layer were identified. Gas flowing transition from laminar to turbulent ( $Re = 40-1\ 200$ ) was investigated, aerodynamic resistance in the cylinder-shaped granular charge composed of activated carbon at an airflow rate of 2.0 m/s can reach around 1 200 Pa/m. In addition to activated carbon, the chapter analyses ceramic and metal Raschig rings. The dependences of the aerodynamic resistance of charging on the charge surface area were obtained using Euler's criterion. As it has been determined, the surface area of silica gel balls with a diameter up to 3 mm reached  $968\text{ m}^2/\text{m}^3$ . In the meantime, the surface area of the glass balls of the same diameter but higher porosity reached  $1\ 717\text{ m}^2/\text{m}^3$ . The research methods and results of the aerodynamic resistance of highly porous materials such as ceramics are presented (Каган, Гельперин 1964; Пушнов и др. 1986). Where linear airflow rate reaches 0.3 m/s, the aerodynamic resistance of this charge is 20 mm w. c. (water column). Upon increasing airflow rate up to 1.0 m/s, charge resistance grows up to 150 mm w. c. Also, the dependences of the aerodynamic resistance of granular charging on the Reynolds number were obtained. Along with the increasing Reynolds number, the aerodynamic resistance of charges also increases.

The aerodynamic resistance of granulated charge in air treatment bio-filters is greatly dependent on charge humidity necessary to maintain microorganism activity and airflow rate passed through the charge. Both airflow rate and device aerodynamic resistance depend on the porosity of bio-charging (fir barks).

Fir barks are distinguished by high porosity. It reaches around 75 %. As experimentally determined, under higher porosity of bio-charging, device aerodynamic resistance decreases similarly to airflow rates in a bio-filter. The charges of bio-filters have quite low aerodynamic resistance in the majority of cases reaching up

to 200 Pa. The vitality of microorganisms also depends on aerodynamic resistance. Where pressure is high, they may die which results in considerably decreased treatment efficiency of the device. However, as practice shows, microorganisms are capable of withstanding the pressure of up to 50 atmospheres. Biological air treatment devices are not likely to be exposed to such aerodynamic pressure. After five layers of the charge composed of wood chips, barks, natural zeolite granules and foam cubes, 75 mm high bio-filter aerodynamic resistance at the supplied airflow rate of 0.1 m/s reached 741 Pa. Upon increasing the rate of the airflow supplied to the device up to 0.3 m/s after five layers charge's aerodynamic resistance reaches 1 226 Pa. The carried out investigations show that the aerodynamic resistance of synthetic-origin charges depends on time. The resistance of the charge composed of ceramic rings reached 1 500 Pa. Bio-filter aerodynamic resistance of 1 700 Pa/m was achieved upon using other materials such as a mixture of peat and bark. The lowest aerodynamic resistance, 200 Pa/m, was obtained using wood chips for biological treatment.

**Chapter 7 Aerodynamic Peculiarities in Devices with a Granulated Charge Layer** discusses devices of different structures used by industries, presents the peculiarities of devices aimed at reducing the aerodynamic resistance of charging and analyses technologies for gas distribution in devices with a thin layer of granulated charge. It presents airflow directions in devices with an equalising partition of gas flow and in devices with an extended air supply branch pipe which initially diverts airflow in the flow-reverse direction. Currently, different technologies are being developed in order to achieve a uniform distribution of gas flow within the entire layer of granulated charge. In order to achieve the uniform distribution of gas flow within the entire layer of the charge, device cassettes with granulated charge are shifted from 0 to 11° angle. Cassette height, length and width can reach 95×600×300 mm respectively. The directions of gas flow in the charge were identified upon adding soot particles to gas flow which coloured the respective places of gas flowing. The preciseness of this method, in terms of quality and quantity, was proved by subsequently applied thermoanemometers. The chapter presents the directions of gas flows on the basis of the research methods. The distribution of airflow rate within the entire width of a cassette was discussed. To achieve the uniform distribution of airflow, diffusive systems were used in the device and cone-shaped diffusers were investigated. Subject to the type and length of a diffuser, the ratio of airflow rates  $W/W_0$  (when  $W_0 = 2.5$  m/s) may vary from 0.7 to 1.4. It is recommended to use granulated charges composed of silica gel balls of 3–5 mm diameter in cassette filters. In order to reduce the aerodynamic resistance of charging, attempts are made to develop the structure of a uniform layer of the cylinder-shaped charge. This chapter also focuses on the analysis of reactors operating on the catalytic principle of cleaning the air from gaseous pollutants.

## ЛИТЕРАТУРА

- Achenbach, A. 1982. Heat transfer and pressure drop of pebble beds up to high Reynolds number, in *Proceedings of the Seventh International Heat Transfer Conference*. München, Vol. 6, CPI, 3–8.
- Air pollutant/air emissions. 2009 [Цитировано 16 февраля 2009 г.]. Доступ по интернету: <<http://epp.eurostat.ec.europa.eu>>.
- Aizpuru, A.; Malhautier, L.; Roux, J. C.; Fanlo, J. L. 2003. Biofiltration of a mixture of volatile organic compounds on granular activated carbon, *Biotechnology and Bioengineering* 83(4): 479–488.
- Alonso, C.; Suidan, M. T.; Byung, R.; Kim, B. R.; Kim, B. J. 1998. Dynamic mathematical model for the biodegradation of vocs in a biofilter: biomass accumulation study, *Environmental Science & Technology* 32(20): 3118–3123.
- Amanullah, M.; Farooq, S.; Viswanathan, S. 1999. Modeling and simulation of a biofilter, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 38: 2765–2774.
- Amanullah, M.; Viswanathan, S.; Farooq, S. 2000. Equilibrium, kinetics, and column dynamics of methyl ethyl ketone biodegradation, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 39: 3387–3396.
- Angerer, T. 1999. Abluftreinigung bei der mechanisch-biologischen Abfallbehandlung (MBA), in *Medieninhaber und Herausgeber: Umweltbundesamt*, 118.
- Ardjmand, M.; Safekordi, A.; Farjadfard, S. 2005. Simulation of biofilter used for removal air contaminants (ethanol), *International Journal of Environmental Science and Technology* 2(1): 69–82.
- Argo, W. B.; Smith, J. M. 1953. Heat Transfer in Packed Beds, *Chemical Engineering Progress* 49(8): 443–451.
- Arriaga, S.; Munoz, R.; Hernandez, S.; Guieysse, B.; Revah, S. 2006. Gaseous hexane biodegradation by *fusarium solani* in two liquid phase packed-bed and stirred-tank bioreactors, *Environmental Science & Technology* 40(7): 2390–2395.
- Arthur, J. R.; Linnet, J. W.; Raynor, E. J.; Sington, E. P. C. 1950. The flow of an air stream through a layer of granules, *Transactions of The Faraday Society* 46(4): 270–281.
- Baddour, R. F.; Yoon, G. Y. 1961. Heat Transfer in Packed Beds, *Chemical Engineering Progress Symposium Series* 57(32): 85–87.
- Baltrėnas, P.; Paliulis, D. 2002. *Adsorbiciniai oro valymo filtrai* [Adsorptional air cleaning filters]. Vilnius: Technika. 219 p. (на лит. яз.).
- Baltrėnas, P.; Paliulis, D.; Šimaitis, R. 2001. Pernešimo procesų adsorbiciniame filtre skaitinis modeliavimas [Числовое моделирование процессов переноса в адсорбционном фильтре], *Aplinkos inžinerija* [Journal of Environmental Engineering and Landscape Management] 9(2): 77–84 (на лит. яз.).
- Baltrėnas, P.; Vaiškūnaitė, R. 2003. Mikrobiological investigation of activated pine bark charge for biofilters, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 11(1): 3–9.
- Baltrėnas, P.; Zagorskis, A. 2007a. Investigation into determining the humidity of charge used for biological air treatment, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 15(4): 193–199.

- Baltrėnas, P.; Zagorskis, A. 2007. Research into biological air treatment, *Ecology* 53(3): 84–88.
- Baltrėnas, P.; Zagorskis, A. 2008. Investigation of cleaning efficiency of biological air-treatment device with activated charge of different origin, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 16(3): 113–120.
- Baltrėnas, P.; Zagorskis, A. 2009. Investigation of cleaning efficiency of a biofilter with an aeration chamber, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 17(1): 12–19.
- Baltrėnas, P.; Zigmontienė, A.; Vaiškūnaitė, R. 2004. *Oro valymo biotechnologijos* [Biotechnology of air purification]. Vilnius: Technika. 207 p. (на лит. яз.).
- Barker, J. J. 1965. Heat Transfer in Packed Beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 57(4): 43–51.
- Baumeister, E. B.; Bennett, C. O. 1958. Fluid Particle Heat Transfer in Packed Beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 4(1): 69–74.
- Benenati, R. F.; Brosilow, C. B. A. 1962. Void Fraction, Variation in Beds of Spheres, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 8(3): 359–361.
- Beveridge, G. S. G.; Haughey, D. P. 1972. Axial heat transfer in packed beds. Gas flow through beds between 20 and 650°C, *International Journal of Heat and Mass Transfer* 15(5): 953–968.
- Biofilter for odour control [Цитировано 12 января 2006 г.]. Доступ по интернету: <<http://www.likusta.de/en-biofilter.html>>.
- Biofilters medium [Цитировано 18 ноября 2005 г.]. Доступ по интернету: <<http://www.tholander.com>>.
- Bradshaw, R. D.; Meyers, J. E. 1963. Heat and Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds of Large Particles, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 9(4): 548–555.
- Brauer, H. 1985. Die Adsorptionstechnik – ein Gebiet mit Zukunft, *Chemie-Ingenieur-Technik* 57(8): 650–663.
- Bridžiuviene, D.; Levinskaitė, L.; Lugauskas, A.; Paškevičius, A.; Pečiulytė, D.; Repečkienė, J.; Salina, O.; Varnaitė, R. 1997. *Mikrobiologiniai medžiagų pažeidimai* [Microbiological lesion of materials]. Vilnius: UAB „Valstiečių laikraštis“. 469 p. (на лит. яз.).
- Buchlin, J. M.; Laphorn, J. C.; Ginoux, J. J. 1977. Hot spots in active packed beds, *Yerfahrenstechnik* 11 Jahrgang(10): 620–624.
- Bucklin, J. M.; Riethmuller, M.; Ginoux, J. J. 1977. A Fluorescence Method for the Measurement of the Local Voidage in Random Packed Beds, *Chemical Engineering Science* 32(9): 1116–1119.
- Bundy, R. D. 1966. *Velocity and Mass Diffusion Measurements for Beds of Large Uniform Diameter Spheres Randomly Packed in a Full Scale Model of a Pebble Bed Nuclear Reactor Core*. Oak Ridge National Laboratory, Report N ORNL-TM-1075. 307 p.
- Burghardt, A.; Kulawska, M. 1978. Badania nad wnikaniem ciepła od ścianki rury przy przepływie płynu przez przestrzeń międzyrurkową reaktora z wypełnieniem, *Inżynieria chemiczna* 6(1): 61–75.
- Cai, Z.; Kim, D.; Sorial, G. A. 2006. Performance of trickle-bed air biofilter: a comparative study of a hydrophilic and a hydrophobic VOC, *Water, Air, and Soil Pollution: Focus* 6: 57–69.

- Cairns, E. J.; Prausnitz, J. M. 1959. Velocity Profiles in packed and Fluidised Beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 51(12): 1441–1444. Sidney.
- Calderbank, P. H.; Pogorski, L. A. 1957. Heat Transfer in Packed Beds, *Transaction Institute Chemical Engineering* 35(1): 195–207.
- Campbell, J. M.; Huntington, R. L. 1952. Part II. Heat Transfer and Temperature Gradients, *Petroleum Refiner* 31(2): 123–131.
- Canet, X.; Gilles, F.; Su, B. L.; Weireld, G.; Frre, M.; Mougín, P. 2007. Adsorption of alkanes and aromatic compounds on various faujasites in the Henry domain. 2. Composition effect in X and Y zeolites, *Journal of Chemical & Engineering* 52: 2127–2137.
- Carman, P. C. 1937. Fluid flow through granular beds, *Transactions Institution of Chemical Engineers* 15: 150–166.
- Carman, P. C. 1938. Fluid Flow Through Granular Beds, *Transactions Institution of Chemical Engineers* 16: 168.
- Chan, A. A. 2006. *Biofiltration of Odorous Gas Emissions*. Lulea University of Technology, Lulea, Sweden. 54 p.
- Chan, W. C.; Chang, L. Y. 2006. Effects of temperature and inlet concentration on acetone biofiltration in a composite bead biofilter, *Journal of Polymers and the Environment* 14: 1–8.
- Chan, W. C.; Peng, K. H. 2008. Biodegradation of methyl ethyl ketone and methyl isopropyl ketone in a composite bead biofilter, *Engineering in Life Sciences* 8(2): 167–174.
- Chang, K.; Lu, Ch. 2003. Biofiltration of isopropyl alcohol by a trickle-bed air biofilter, *Biodegradation* 14(1): 9–18.
- Chen, J. P.; Mou, H.; Wang, L. K.; Matsuura, T. 2004. Membrane Filtration, *Environmental Engineering*, Vol. 4: *Advanced Physicochemical Treatment Processes*, Chapter 7, 203–259.
- Cheng, H.; Reinhard, M. 2006. Sorption of trichloroethylene in hydrophobic micropores of dealuminated Y zeolites and natural minerals, *Environmental Science & Technology* 40: 7694–7701.
- Chitwood, D. E.; Deviny, J. S. 2001. Treatment of mixed hydrogen sulfide and organic vapors in a rock medium biofilter, *Water Environment Research* 73(4): 426–435.
- Choudhary, M.; Szekely, J.; Weller, S. 1976. The effect of flow maldistribution on conversion in a catalytic packed-bed reactor. Part 1, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 22(6): 1021–1027.
- Collins, M. 1968. *Velocity Distributions in Packed Beds*: Thesis (B.Ch.E.). University of Delaware. 120 p.
- Converti, A.; Del Borghi, M.; Zilli, M. 1997. Evaluation of phenol diffusivity through *Pseudomonas putida* biofilms: application to the study of mass velocity distribution in a biofilter, *Bioprocess Engineering* 16: 105–114.
- Coppage, J. A.; London, A. L. 1956. Heat Transfer and Flow Friction Characteristics of Porous Media, *Chemical Engineering Progress* 52(2): 57-F-62-F.
- Cox, H. H. J.; Deshusses, M. A. 2002. Effect of starvation on the performance and re-acclimation of biotrickling filters for air pollution control, *Environmental Science & Technology* 36(14): 3069–3073.
- Cox, H. H. J.; Sexton, T.; Shareefdeen, Z. M.; Deshusses, M. A. 2001. Thermophilic biotrickling filtration of ethanol vapors, *Environmental Science & Technology* 35(12): 2612–2619.

- Cybulski, A.; Kawecki, W. 1972. Przenoszenie ciepła w warstwach uformowanych z ziarn nieregularnych, *Inżynieria chemiczna* 2(2): 355–363.
- Darlington, A. B.; Dat, J. F.; Dixon, M. A. 2001. The biofiltration of indoor air: air flux and temperature influences the removal of toluene, ethylbenzene and xylene, *Environmental Science & Technology* 35: 240–246.
- De Acetis, J.; Thodos, G. 1960. Mass and Heat Transfer in Flow of Gases Through Spherical Packings, *Industrial and Engineering Chemistry* 52(10): 1003–1005.
- Decken, C. B.; Hantke, H. J.; Binchebanck, J.; Bachus, K. P. 1960. Bestimmung der Wärmeübergang von Kugelhüttungen an durchatrmendes Gas mit Hilfe der Stoffüberganges Analogie, *Ghemie-Ingenieur-Technik* 32(9): 591–594.
- Delhomenie, M. C.; Bibeau, L.; Bredin, N.; Roy, S.; Broussau, S.; Brzezinski, R.; Kugel-mass, J. L.; Heitz, M. 2002. Biofiltration of air contaminated with toluene on a compost-based bed, *Advances in Environmental Research* 6: 239–254.
- Delhomenie, M. C.; Bibeau, L.; Gendron, J.; Brzezinski, R.; Heitz, M. 2001. Toluene removal by biofiltration: influence of the nitrogen concentration on operational parameters, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 40(23): 5405–5414.
- Deshusses, M. A.; Cox, H. H. J. 1999. Biotrickling filters for air pollution control, *Environmental Progress*, 180–196.
- Deshusses, M. A.; Johnson, C. T. 1999. Biofiltration of hight loads of ethyl acetate in the presence of toluene, *Journal of the Air & Waste Management Association* 49: 973–979.
- Deshusses, M. A.; Johnson, C. T. 2000. Development and validation of a simple protocol to rapidly determine the performance of biofilters for VOC treatment, *Environmental Science & Technology* 34(3): 461–467.
- Devinny, J. S.; Deshusses, M. A.; Webster, T. S. 1999. *Biofiltration for Air Pollution Control*. CRC Press, Boca Raton. 299 p.
- Dhamwichukorn, S.; Kleinheinz, G. T.; Bagely, S. T. 2001. Thermophilic biofiltration of methanol and  $\alpha$ -pinene, *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology* 26: 127–133.
- Dorweiler, V. P.; Fahien, R. W. 1959. Mass Transfer at Low Flow Rates in a Packed Column, *American Institute Chemical Engineering Journal* 5(2): 139–144.
- Drahos, J.; Cermak, J.; Ziolkowska, I.; Ziolkowski, D. 1982. Statistical analysis of local gas velocities at the exit from a packed bed, *The Chemical Engineering Journal* 24(1): 71–80.
- Eethochawalit, M.; Bustard, M. T.; Wright, P. C. 2001. Novel vapor-phase biofiltration and catalytic combustion of volatile organic compounds, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 40(23): 5334–5341.
- Elmrini, H.; Bredin, N.; Shareefdeen, Z. and Heitz, M. 2004. Biofiltration of xylene emissions: bioreactor response to variations in the pollutant inlet concentration and gas flow rate, *Chemical Engineering Journal* 100: 149–158.
- Eluhin, N. K.; Starosvitskii, S. I. 1964. Heat exchange and hydrolic resistance in dumped packings of regenerators, *International Chemical Engineering* 4(1): 114–118.
- Engesser, K. H.; Plaggemeier, T. 2000. Microbiological aspects of biological waste gas purification, in *Biotechnology*, 2nd edition, Vol. 11c, *Environmental Processes III, Solid waste and waste gas treatment, preparation of drinking water*, Wiley-VCH, Weinheim, 275–302.

- Ergun, S. 1952. Fluid flow through packed columns, *Chemical Engineering Progress* 48(2): 89–94.
- Ergun, S.; Orning, A. A. 1949. Fluid flow through, randomly packed columns and fluidized beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 41(11): 1179–1181.
- Estimated National Emissions of Volatile Organic Compounds. 2006 [Цитировано 16 февраля 2009 г.]. Доступ по интернету: <[http://www.bts.gov/publications/national\\_transportation\\_statistics/2006/html/table\\_04\\_42.html](http://www.bts.gov/publications/national_transportation_statistics/2006/html/table_04_42.html)>.
- Fahien, R. W.; Smith, J. M. 1955. Mass Transfer in Packed Beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 1(1): 28–37.
- Fahien, R. W.; Stankovic, I. M. 1979. An equation for the velocity profile in packed columns, *Chemical Engineering Science* 34(11): 1350–1354.
- Finlayson, B. A. 1972. Packed bed reactor analysis by orthogonal collocation, *Chemical Engineering Science* 26(10): 1081–1091.
- Furnas, C. C. 1929. Flow of Gases Through Beds of Broken Solids, *US Bureau of Mines Bull.*, 307–310.
- Furnas, C. C. 1930. Heat Transfer from a Gas Stream to a Bed of Broken Solids. I, *Industrial and Engineering Chemistry* 22(1): 26–28.
- Galloway, L. R.; Lowarnicky, W.; Epstein, N. 1957. Effect of Packing Configuration on Mass and Heat Transfer in Beds of Packed Spheres, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 35(2): 139–144.
- Gamson, B. W.; Thodos, G.; Haugen, O. A. 1943. Heat Mass and Momentum Transfer in the Flow of Gases Through Granular Solids, *Transactions American Institute Chemical Engineering* 39(1): 1–3.
- Glaser, H. 1955. Instationäre Messung des Wärmeübergangskoeffizienten von Raschigring-Schüttungen, *Chemie-Ingenieur* 27: 637–639.
- Glaser, M. B.; Thodos, G. 1958. Heat and Momentum Transfer in the Flow of Gases Through Packed Beds, *American Institute Chemical Engineers Journal* 4(1): 63–68.
- Goncalves, J. J.; Govind, R. 2009. Enhanced biofiltration using cell attachment promoters, *Environmental Science & Technology* 43(4): 1049–1054.
- Govindaro, V. M. H.; Froment, G. F. 1986. Voidage profiles in packed beds of spheres, *Chemical Engineering Science* 41(3): 533–539.
- Günther, T. 2005. *Funktionalitätsprüfung von Biofiltermaterialien zum Abbau von Schwefelwasserstoff und VOC*. Kurzbericht, REHAU AG + Co. 9 S.
- Gupte, R. A. 1971. Die Struktur von Packungen aus Kugeln: Zufallskriterien und Testmethoden im Hinblick auf die Porenstruktur, *Chemie-Ingenieur-Technik* 43(Jahrgang 13): A.897–A.900.
- Hartikainen, T.; Martikainen, P. J.; Olkkonen, M.; Ruuskanen, J. 2002. Peat biofilters in long-term experiments for removing odorous sulphur compounds, *Water, Air, and Soil Pollution* 133: 335–348.
- Hashisho, Z.; Emamipour, H.; Cevallos, D.; Rood, M. J.; Hay, K. J.; Kim, B. J. 2007. Rapid response concentration-controlled desorption of activated carbon to dampen concentration fluctuations, *Environmental Science & Technology* 41(5): 1753–1758.
- Hennecke, F. W.; Schlünder, E. V. 1973. Wärmeleitfähigkeit von Schüttungen bei mäßigen Temperaturen, *Chemie-Ingenieur-Technik* 45(5): 277.

- Hessel, D.; Schmidt, H. 1967. Beitrag zur Bestimmung der Verteilung des Lückenvolumens, *Chemische Technik* 19(Jahrgang 7): 411–413.
- Hodge, D. S.; Devinny, J. S. 1995. Modeling removal of air contaminants by biofiltration, *Journal of Environmental Engineering* 121(1): 21–32.
- Hodge, D. S.; Devinny, J. S. 1997. Determination of biofilter model constants using mini-columns, *Journal of Environmental Engineering* 123(6): 577–585.
- Hornos, J. A.; Gabaldon, C.; Soria, V. M.; Marzal, P.; Penya-roja, J. M.; Izquierdo, M. 2007. Long-term performance of peat biofilters treating ethyl acetate, toluene, and its mixture in air, *Biotechnology and Bioengineering* 96(4): 651–660.
- Iliuta, I.; Iliuta, M. C.; Larachi, F. 2005. Hydrodynamics modeling of bioclogging in waste gas treating trickle-bed bioreactors, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 44(14): 5044–5052.
- Invernizzi, G.; Ruprecht, A.; Mazza, R.; Marco, C. D.; Boffi, R. 2004. Transfer of particulate matter pollution from smoking to non smoking coacher: the explanation for the smoking ban on Italian trains, *Tobacco Control* 13(Sep. 3): 319–20.
- Jang, J. H.; Hirai, M.; Shoda, M. 2004. Styrene degradation by *Pseudomonas* sp. SR-5 in biofilters with organic and inorganic packing materials, *Applied Microbiology and Biotechnology* 65(3): 349–355.
- Jankevičius, K.; Liužinas, R. 2003. *Aplinkos biologinis valymas* [Biological Cleaning of Environmental]. Vilnius: Apyaušris. 342 p. (на лит. яз.).
- Jantschak, A.; Daniels, M.; Paschold, R. 2004. Biofilter technology: an innovative and cost-effective system to remove VOC, *IEEE Transactions on Semiconductor Manufacturing* 17(3): 255–260.
- Jeong, G. T.; Lee, G. Y.; Cha, J. M.; Park, D. H. 2008. Comparison of packing materials in biofilter system for the biological removal of hydrogen sulfide: Polypropylene fibrils and volcanic stone, *Korean Journal of Chemical Engineering* 25(1): 118–123.
- Jin, Y.; Guo, L.; Veiga, M. C.; Kennes, Ch. 2007. Fungal biofiltration of  $\alpha$ -pinene: effects of temperature, relative humidity, and transient loads, *Biotechnology and Bioengineering* 96(3): 433–443.
- Kan, E.; Deshusses, M. A. 2003. Development of foamed emulsion bioreactor for air pollution control, *Biotechnology and Bioengineering* 84(2): 240–244.
- Kennes, Ch.; Thalasso, F. 1998. Waste gas biotreatment technology, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 72: 303–319.
- Kiared, K.; Fundenberger, B.; Brzezinski, R.; Viel, G.; Heitz, M. 1997. Biofiltration of air polluted with toluene under steady-state conditions: experimental observations, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 36(11): 4719–4725.
- Kim, D. S.; Gates, L. E.; Bradkey, R. S. 1972. A Mathematical Model for Heat Transfer in a Packed Bed and a Simplified Solution Thereof, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 18(3): 623–627.
- Kondelik, P.; Boyarinov, A. I. 1969. Heat and Mass Transfer in Heterogeneous Catalysis. XI. Wall effect in a Tubular Catalytic Reactor, *Collection of Czechoslovak Chemical Communications* 34(12): 3852–3861.

- Kong, Z.; Farhana, L.; Fulthorpe, R. R.; Allen, D. G. 2001. Treatment of volatile organic compounds in a biotrickling filter under thermophilic conditions, *Environmental Science and Technology* 35(21): 4347–4352.
- Krasovickij, J.; Baltrėnas, P.; Kolbeschkin, B.; Dobrosotskij, V.; Koltsov, G. 2006. *Aerodynamische Verfahren zur Erhohung der Leistungserzeugung der Entstaubung*: Monographie. Vilnius: Technika. 352 S.
- Kubota, H.; Ikeda, M.; Nishimura, Y. 1966. Note on Flow- Profile in Packed Beds, *Kagaku Kogaku* [Abridged Edition] 4(1): 58–61.
- Kwong, S. S.; Smith, J. M. 1957. Radial Heat Transfer in Packed Beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 49(5): 894–903.
- Laf, G. O. G.; Hawley, R. W. 1948. Unsteady-State Heat Transfer between Air and Loose Solids, *Industrial and Engineering Chemistry* 40(11): 1061.
- Laškova, T.; Zabukas, V.; Vaitiekūnas, P. 2007. Meteorologinių sąlygų įtaka lakiųjų organinių junginių sklaidai pažemės atmosferos sluoksnyje [Влияние метеорологических условий на распространение летучих органических соединений в приземном атмосферном слое], *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 15(3): 135–143 (на лит. яз.).
- Le Van, M. D.; Vermeulen, T. 1984. Channelling and bed-diameter effects in fixed-bed adsorber performance, *American Institute Chemical Engineering Symp. Ser.* 80(233): 34–43.
- Leroy, J. J.; Froment, G. F. 1977. Velocity, Temperature and Conversion Profiles in Fixed Bed Catalytic Reactors, *Chemical Engineering Science* 32(8): 853–861.
- Leson, G.; Winer, A. M. 1991. Biofiltration: An innovative air pollution control technology for VOC emissions, *Journal of the Air & Waste Management Association* 41: 1045–1054.
- Leva, M. 1950. Packed-Tube Heat Transfer, *Industrial and Engineering Chemistry* 42(12): 2498–2501.
- Leva, M. 1957. Correlations in Fixed Bed Systems, *Chemical Engineering* 64(9): 245–248.
- Levenspiel, O.; Turner, J. C. 1970. The interpretation of residence time experiments, *Chemical Engineering Science* 25: 1605–1609.
- Li, C.; Moe, W. M. 2005. Activated carbon load equalization of discontinuously generated acetone and toluene mixtures treated by biofiltration, *Environmental Science & Technology* 39(7): 2349–2356.
- Li, H.; Mihelcic, J. R.; Crittenden, J. C.; Anderson, K. A. 2003. Field measurements and modeling of two-stage biofilter that treats odorous sulfur air emissions, *Journal of Environmental Engineering* 129(8): 684–692.
- Liderson, A. 1950. *Untersuchungen über Wärmeübergang, und Druckabfall in Kugelstapeln beim Durchblasen von Luft* [Investigation of Heat Transfer and Pressure Loss in Stacked Spheres Traversed by Air]. Diss. Techn. Hochschule Trondheim. 140 S.
- Lim, C. J.; Mathur, K. B. 1976. A Flow Model for Gas Movement in Spouted Beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 22(4): 674–800.
- Lim, K. H.; Park, S. W.; Lee, E. J. 2005. Effect of temperature on the performance of a biofilter inoculated with *pseudomonas putida* to treat waste-air containing ethanol, *Korean Journal of Chemical Engineering* 22(6): 922–926.
- Liu, B. Q.; Babajide, A. E.; Zhu, P.; Zou, L. 2006. Removal of xylene from waste gases using biotrickling filters, *Chemical Engineering & Technology* 29(3): 320–325.

- Liu, Q.; Liu, X.; Arowolo, E. B.; An, T.; Fu, J.; Sheng, G. 2007. Comparison of air-borne xylene biodegradation between immobilized-cell biofilter and biofilm attached biofilter, *Journal of Shanghai University (English Edition)* 11(5): 514–520.
- Liutikas, N.; Gudzinskas, J. 2001. *Termohidromechanika*. Kaunas: Technologija. 215 p.
- Lu, C.; Chang, K.; Hsu, S. 2004. A model for treating toluene and acetone mixtures by a trickle-bed air biofilter, *World Journal of Microbiology & Biotechnology* 20: 185–192.
- Lu, C.; Lin, M. R.; Wey, I. 2002. Removal of acetone and methylacetate mixtures from waste gases by a trickle-bed air biofilter, *Environmental Technology* 23: 243–252.
- Lu, C.; Lin, M.; Chu, W. 2000. Removal of BTEX vapor from waste gases by a trickle-bed biofilter, *Journal of the Air and Waste Management Association* 50: 411–417.
- Lyczkowski, R. W. 1982. Modeling of Flow Nonuniformities in Fissured Porous Media, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 60(1): 61–75.
- MacNevin, D.; Barford, J. 2001. Inter-relationship between adsorption and pH in peat biofilters in the context of a cation-exchange mechanism, *Water Research* 35: 736–744.
- Malhautier, L.; Khammar, N.; Bayle, S.; Fanlo, J. L. 2005. Biofiltration of volatile organic compounds, *Applied Microbiology and Biotechnology* 68(1): 16–22.
- Marivoet, J.; Teodoroiu, P.; Wajc, S. J. 1974. Porosity, Velocity and Temperature Profiles in Cylindrical Packed Beds, *Chemical Engineering Science* 29(8): 1836–1840.
- Martin, H. 1978. Low Peclet Number Particle-to-Fluid Heat and Mass Transfer in Packed Beds, *Chemical Engineering Science* 33(8): 913–919.
- Meek, R. M. G. 1961. The Measurement of Heat Transfer Coefficients in Packed Beds by the Cyclic Method, *International Heat Transfer Congress ASME*, New York, See also NEL Report N 54.
- Mejstrikova, M.; Horak, J. 1972. Určenie teploty a koeficientu pretupu tepla z prubehu chladnuti valcove tabletu katalyzatoru, *Chemický Průmysl* 22(2): 61–65.
- Mickley, H. S.; Smith, K. A.; Korchak, E. I. 1965. Fluid flow in packed beds, *Chemical Engineering Science* 20(2): 237–246.
- Micrococcus mucilaginosus* [Цитировано 11 октября 2006 г.]. Доступ по интернету: <[http://en.wikipedia.org/wiki/File:Micrococcus\\_mucilaginosus\\_01.png](http://en.wikipedia.org/wiki/File:Micrococcus_mucilaginosus_01.png)>.
- Miller, M. J.; Allen, D. G. 2004. Transport of hydrophobic pollutants through biofilms in biofilters, *Chemical Engineering Science* 59: 3515–3525.
- Miller, M. J.; Allen, D. G. 2005. Biodegradation of  $\alpha$ -pinene in model biofilms in biofilters, *Environmental Science & Technology* 39(15): 5856–5863.
- Mohammad, B. T.; Veiga, M. C.; Kennes, Ch. 2007. Mesophilic and thermophilic biotreatment of BTEX-polluted air in reactors, *Biotechnology and Bioengineering* 97(6): 1423–1438.
- Mohseni, M.; Allen, D. G. 2000. Biofiltration of mixtures of hydrophilic and hydrophobic volatile organic compounds, *Chemical Engineering Science* 55: 1545–1558 [Цитировано 19 февраля 2007 г.]. Доступ по интернету: <<http://www.siauliukolegija.lt/UserFiles/File/MTV/MOKOM/1%20Mokslinio%20tyrimo%20rezultatai.pdf>>. 34 p.
- Morales, M.; Spinn, C. W.; Smith, T. M. 1951. Velocities and Effective Thermal Conductivities in Packed Beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 43(1): 225–232.
- Moscicka, I.; Badowska, I.; Morawska, B. 1976a. Rozkład predkosci w rurze z wypelnieniem ziarnistym, *Inzynieria chemiczna* 6(1): 187–201.

- Moscicka, I.; Badowska, I.; Morawska, B. 1976b. II. Wplyw srednicy ziarna na profil predkosci w rurze z wypelnieniem, *Inzynieria chemiczna* 6(2): 389–400.
- Neves, L. C.; Miyamura, T. T.; Moraes, D. A.; Penna, T. C.; Converti, A. 2006. Biofiltration methods for the removal of phenolic residues, *Applied Biochemistry and Biotechnology* 129(1): 130–152.
- New Anemometer Calibration Equipment. 1972, *DISA Information* 13: 37–39.
- Newell, R.; Standish, N. 1973. Velocity Distribution in Rectangular Packed Beds and Non-Ferrous Blast Furnaces, *Metallurgical Transactions* 4(August): 1851–1857.
- Nielsen, D. R.; Daugulis, A. J.; McLellan, P. J. 2005. Transient performance of a two-phase partitioning bioscrubber treating a benzene-contaminated gas stream, *Environmental Science & Technology* 39(22): 8971–8977.
- Oh, Y. S.; Choi, S. C. 2000. Selection of suitable packing material for biofiltration of toluene, m- and p-xylene vapors, *Journal of Microbiology* 38: 31–35.
- Oliveros, G.; Smith, J. M. 1982. Dinamic studies of dispersion and channeling in fixed beds, *American Institute Chemical Engineers Journal* 28(5): 751–759.
- Ottengraf, S. P. P.; Konings, J. H. G. 1991. Emission of microorganisms from biofilters, *Bioprocess Engineering* 7: 89–96.
- Padeste, L.; Baiker, A.; Gabathuler, J. P. 1989. Verweilzeitverhalten von Flüssigkeiten in Schaumkeramik – Mischelementen, *Chemie-Ingenieur-Technik* 61(6): 482–484.
- Park, S. J. 2004. State of the art of the deodorizing technology in Korea, *East Asia Workshop on Odor Measurement and Control Review*, 59–66.
- Pillai, K. K. 1977. Voidage variation at the wall of a packed bed of spheres, *Chemical Engineering Science* 32(1): 59–61.
- Piyaprasit, Ch. 2005. *Entwicklung eines Systems zum mechanischen Biomasseaustag bei Biorieselbetreibern*. Von der Fakultät Bau- und Umweltingenieurwissenschaften zur Erlangung der Würde eines Doktors der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.) genehmigte Abhandlung, Universität Stuttgart Institut für Siedlungswasserbau, Wassergüte- und Abfallwirtschaft. 152 S.
- Plautz, D. A.; Johnstone, H. F. 1955. Heat and Mass, Transfer in Packed Beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 1(2): 193–199.
- Porolono techniniai duomenys* [Технические данные поролона]. 2006 [Цитировано 15 мая 2006 г.]. Доступ по интернету: <[http://www.vitabaltic.lt/lt/Techniniai\\_duomenys](http://www.vitabaltic.lt/lt/Techniniai_duomenys)> (на лит. яз.).
- Price, J. 1968. The Distribution of Fluid Velocities for Randomly Packed Beds of Spheres, *Mechanical and Chemical Engineering Transactions* MC4(1): 7–14. The Institution of Engineers, Australia, Sydney.
- Pruschek, R. 1963. Die Gleichinassigkeit der Geschwindigkeitsverteilung beim Eintritt, *Forsch. Geb. Ingenieurwes* 1(1): 2–6.
- Pseudomonas aeruginosa*. 2006 [Цитировано 11 октября 2006 г.]. Доступ по интернету: <[http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/8/85/Pseudomonas\\_aeruginosa\\_01.jpg](http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/8/85/Pseudomonas_aeruginosa_01.jpg)>.
- Puschnow, A. 1973. Wärmeaustausch in Granularschichten, *Ideen des exakten Wissens* 10: 620–625.

- Pushnov, A. S.; Berggarten, M. G.; Lagutkin, M. G.; Sokolov, A. S.; Shustikov, A. I. 2008a. Effect of channel geometry in regular ceramic packings on the hydrodynamics of heat and mass exchange, *Chemical and Petroleum Engineering* 44(5–6): 307–311.
- Pushnov, A. S.; Berggarten, M. G.; Ryabushenko, A. S. 2008b. Improving aerodynamics of graduating cooling units, *Russian Journal of Applied Chemistry* 81(3): 542–557.
- Quinton, J. H.; Storrow, J. A. 1956. Heat transfer to air flowing through packed tubes, *Chemical Engineering Science* 5(6): 245–257.
- Reza, I.; Cox, H. J.; Deshusses, M. A.; Schroeder, E. D. 2005. Literature review of air pollution control biofilters and biotrickling filters for odor and volatile organic compound removal, *Environmental Progress* 24(3): 254–267.
- Rhodococcus sp.* [Цитировано 11 октября 2006 г.]. Доступ по интернету: <<http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/c/ce/Rhodococcus.jpg>>.
- Ridgway, K.; Tarbuck, K. J. 1967. The Random Packing of Spheres, *British Chemical Engineering* 12(3): 384–388.
- Ridgway, K.; Tarbuck, K. J. 1968. Voidage Fluctuations in Randomly Packed Spheres Adjacent to a Containing Wall, *Chemical Engineering Science* 23(9): 1147–1155.
- Roble, L. H. S.; Baird, R. M.; Tierney, J. W. 1958. Radial Porosity Variations in Packed Beds, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 4(4): 460–464.
- Rubin, H. 2001. Synergistic mechanism in carcinogenesis by polycyclic aromatic hydrocarbons and by tobacco smoke: a bio historical perspective with updates, *Carcinogenesis* 22(Dec. 12): 1903–1930. Review.
- Ruokojarvi, A.; Ruuskanen, J.; Martikainen, P. J.; Olkkonen, M. 2001. Oxidation of gas mixtures containing dimethyl sulfide, hydrogen sulfide, and methanethiol using two-stage biotrickling filter, *Journal of the Air and Waste Management Association* (51): 11–16.
- Satterfield, C. N.; Resnick, H. 1954. Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Diffusion – Controlled Chemical Reaction – Part II. Studies in a Packed Bed, *Chemical Engineering Progress* 50: 504–506.
- Saunders, O. A.; Ford, H. 1940. Heat Transfer in the Flow of Gas Through a Bed of solid Particles, *Journal Iron Steel Institute* 141(1): 291.
- Schertz, W. W.; Bischoff, K. B. 1969. Thermal and Material Transport in Nonisothermal Packed Beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 15(4): 597–604.
- Schuter, J.; Vortmeyer, D. 1981. Geschwindigkeitsverteilung in gasdurchstramten isothermen Kugelschüttungen, *Chemie-Ingenieur-Technik* 53(10): 806–807.
- Schwartz, C. E.; Smith, J. M. 1953. Flow Distribution in Packed Beds, *Industrial and Engineering Chemistry* 45(6): 1209–1218.
- Schwarz, B. C. E.; Deviny, J. S.; Tsotsis, T. T. 2001. A biofilter network model – importance of the pore structure and other large-scale heterogeneities, *Chemical Engineering Science* 56: 475–483.
- Seko, M.; Takeuchi, H.; Inada, I. 1982. Scale-up for chromatographic separation of p-Xylen and Ethylbenzene, *Industrial and Engineering Chemistry Product Research and Development* 21(4): 656–661.
- Sen Gupta, A.; Thodos, G. 1962. Mass and Heat Transfer Through Fixed and Fluidized Beds, *Chemical Engineering Progress* 58(7): 58–61.

- Sercu, B.; Núñez, D.; Van Langenhove, H.; Aroca, G.; Verstraete, W. 2005. Operational and microbiological aspects of a bioaugmented two-stage biotrickling filter removing hydrogen sulfide and dimethyl sulphide, *Biotechnology and Bioengineering* 90(2): 259–269.
- Sercu, B.; Peixoto, J.; Demeestere, K.; Elst, T.; Langenhof, H. 2006. Odors treatment: biological technologies, in *Odors in the Food Industry*, Chapter 8, Springer US, 125–158.
- Seze, M.; Nishimura, Y.; Sakohara, S.; Shinagawa, H.; Kamamura, Y. 1977. The analysis of flow of rarefied gases through packed beds by Monte-Carlo method, *Journal Chemical Engineering Japan* 10(5): 360–365.
- Shareefdeen, Z.; Herner, B.; Webb, D.; Wilson, S. 2003. Biofiltration eliminates nuisance chemical odors from industrial air streams, *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology* 30: 168–174.
- Sheridan, B. A.; Curran, T. P.; Dodd, V. A. 2002. Assessment of the influence of media particle size on the biofiltration of odorous exhaust ventilation air from a piggery facility, *Bioresource Technology* 84: 129–143.
- Shim, E. H.; Kim, J.; Cho, K. S.; Wook Ryu, H. W. 2006. Biofiltration and inhibitory interactions of gaseous benzene, toluene, xylene, and methyl *tert*-butyl ether, *Environmental Science & Technology* 40(9): 3089–3094.
- Solntsev, M. Ya.; Bobe, L. S.; Korotaeva, G. K. 1963. Determination of the Coefficients of Heat Transfer from a Gas to a Bed of Free-Flowing Materials, *International Chemical Engineering* 3(2): 215–219.
- Sonntag, G. 1960. Einfluss des Lückenvolumen auf den Druckverlust in gasdurchströmten Füllkörpersäule, *Chemie-Ingenieur-Technik* 32(Jahrgang 5): 317–329.
- Specchia, V.; Baldi, G. 1977. Pressure drop and liquid holdup for two phase concurrent flow in packed beds, *Chemical Engineering Science* 32(5): 515–523.
- Srinivasan, S. K.; Mehata, K. M. 1972. A Markov Chain Model of a Packed Bed, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 18(13): 650–652.
- Staneck, V.; Szekely, J. 1972. The Effect of Non-Uniform Porosity in Causing Flow Maldistributions in Isothermal Packed Beds, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 50(1): 9–14.
- Staneck, V.; Szekely, J. 1973. Flow Maldistribution in Two Dimensional Packed Beds. Part II. The Behavior of Non-Isothermal Systems, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 51(1): 22–30.
- Stroh, K. R.; Olson, H. G.; Jiacoletti, R. J. 1979. Comparison of Coolant Flow Predictions with Those Measured on a Full-Scale Mackup of a Pebble Bed Reactor Core, *Nuclear Engineering and Design* 52(2): 349–356.
- Studer, M.; Rudolf von Rohr, P. 2008. Novel membrane bioreactor: able to cope with fluctuating loads, poorly water soluble VOCs, and biomass accumulation, *Biotechnology and Bioengineering* 99(1): 38–48.
- Syron, E.; Casey, E. 2008. Membrane-aerated biofilms for high rate biotreatment: performance appraisal, engineering principles, scale-up, and development requirements, *Environmental Science & Technology* 42(6): 1833–1844.
- Szekely, J.; Poveromo, J. J. 1975. Flow Maldistribution in Packed Beds: A Comparison of Measurements with Predictionse, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 21(4): 769–775.

- Taylor, K.; Smith, G.; Ross, S.; Smith, M. 1999. The prediction of pressure drop and distribution in packed bed filters, in *Proceedings of Second International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries CSIRO held in 6–8 December 1999 in Australia*, 273–280.
- Tekorienė, R.; Lugauskas, A. 2001. *Pseudomonas (Migula) genties bakterijų štamų išskyrimas iš dirvos, vandens, medienos bei maisto produktų ir jų lyginamoji charakteristika* [Выделение штаммов бактерий рода *Pseudomonas (Migula)* из почвы, воды, древесины и пищевых продуктов и их сравнительная характеристика], *Ekologija* [Экология] 3: 14–18 (на лит. яз.).
- Thadani, M. C.; Peebles, F. N. 1966. Variation of local void fraction in randomly packed beds of equal spheres, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development* 5(3): 265–268.
- Tobacco use among youth: a cross country comparison. The Global Youth Tobacco Survey Collaborative Group, *Tobacco Control* 2002; 11: 252–270.
- Tringate, G. A. 1973. Some Geometrical Properties of Packings of Equal Spheres in Cylindrical Vessels, *Nuclear Engineering and Design* 24(1): 153–179.
- Tymczyna, L.; Chmielowiec-Korzeniowska, A.; Saba, L. 2004. Biological treatment of laying house air with open biofilter use, *Polish Journal of Environmental Studies* 13(4): 425–428.
- US Department of Health and Human Services. Reducing the health consequences of smoking. 25 years of progress. A Report of the Surgeon General. Washington, DC: US Government Printing Office; 1989.
- Using bioreactors to control air pollution*. 2003. United States Environmental Protection Agency. North Carolina, 28.
- Vaiškūnaitė, R. 2004a. *Biofiltro su suaktyvinta pušų žievių įkrova tyrimai ir taikymas orui valyti* [Research and application of the biofilter with activated pine bark charge for air purification]. Vilnius: Technika. 181 p. (на лит. яз.).
- Vaiškūnaitė, R. 2004b. *Research on and application of the biofilter with activated pine bark charge for air purification*: Summary of Doctoral Dissertation. VGTU. Vilnius: Technika. 20 p.
- Vaiškūnaitė, R. 2008. Mathematical modelling of biofilter's temperature regimes, in *Proceedings of the 7<sup>th</sup> International Conference Environmental Engineering*. Vilnius Gediminas Technical University. Vilnius: Technika, 433–441.
- Vaitiekūnas, P. 2007. *Šilumos mainų matematinis modeliavimas* [Математическое моделирование теплообменов]. Vilnius: Technika. 290 p. (на лит. яз.).
- Vakrina, E. 2007. Matematinės statistikos pradžmenys. Statistinių duomenų analizė naudojant MS EXCEL [Основы математической статистики. Анализ статистических данных с применением MS EXCEL]: metodikos nurodymai neakivaizdininkams, 50 p. (на лит. яз.).
- Van Der Merwe, D. F.; Gauvin, W. H. 1971. Velocity and Turbulence Measurement of Air Flow Through a Packed Bed, *American Institute of Chemical Engineers Journal* 17(3): 519–528.
- Van Liere, H. C.; Van Groenestijn, J. W. 2003. Thermophilic biofiltration (THERBO [trade-mark]): Biological cleaning of hot and fatty waste gases, *VDI Berichte 1777*: 275–279.

- Vortmeyer, D.; Schuster, J. 1983. Evaluation of steady flow profiles in rectangular and circular packed beds by a variational method, *Chemical Engineering Science* 38(10): 1691–1699.
- Vortmeyer, D.; Winter, R. P. 1984. Improvements in Reactor Analysis Incorporating Porosity and Velocity Profiles, *German Chemical Engineering* 7(1): 19–25.
- Wakao, N. 1973. Effect of radiating gas on effective thermal conductivity of packed beds, *Chemical Engineering Science* 28(4): 1117–1118.
- Wani, A. H.; Branion, R. M. R.; Lau, A. K. 1998. Degradation kinetics of biofilter media treating reduced sulfur odors and VOCs, *Journal of the Air and Waste Management Association* 48: 1183–1190.
- Wasch, A. P.; Froment, G. F. 1972. Heat Transfer in Packed Beds, *Chemical Engineering Science* 27(3): 567–576.
- Wu, Q. 2003. *Mathematical modeling analysis of floating bead biofilter applications to domestic wastewater treatment*. Department of Civil and Environmental Engineering. 51 S.
- Xiaobing, L.; Farooq, S.; Viswanathan, S. 2003. Evaluation of a novel reactor-biofilter system, *Industrial & Engineering Chemistry* 42(4): 752–763.
- Yagi, S.; Kunii, D.; Endo, K. 1964. Heat transfer in packed beds through which water is flowing, *International Journal Heat Mass Transfer* 7(3): 333–336.
- Yagi, S.; Kunii, D.; Wakao, N. 1961. Studies on axial effective thermal conductivities in packed beds, *International Development in Heat Transfer*, Part IV, report 90, 742.
- Yamamoto, T.; Okubo, M.; Hung, Y. T.; Zhang, R. 2005. Odor pollution control, *Advanced Air and Noise Pollution Control 2*: 273–334.
- Zagorskis, A. 2009. *Mažo našumo oro valymo biofiltrų tyrimai ir kūrimas*: Daktaro disertacija [Исследование и создание малопроизводительных биофильтров для очистки воздуха]. Vilnius: Technika. 145 p. (на лит. яз.).
- Zein, M. M.; Suidan, M. T.; Venosa, A. D. 2004. MtBE biodegradation in a gravity flow, high-biomass retaining bioreactor, *Environmental Science & Technology* 38(12): 3449–3456.
- ZeoVit – ekologiškai švarus produktas, pagamintas iš ceolito* [ZeoVit – экологически чистый продукт, изготовленный из цеолита]. 2006 [Цитировано 14 мая 2006 г.]. Доступ по интернету: <<http://www.elega.lt>> (на лит. яз.).
- Zigmontienė, A. 2007. Usage of active sludge and active carbon suspension in the biological air purification, *Ecology* 53(3): 75–79.
- Zigmontienė, A.; Baltrėnas, P. 2004. Biological purification of air polluted with volatile organic compounds by using active sludge recirculation, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 12(2): 45–52.
- Zigmontienė, A.; Vaiškūnaitė, R. 2005. Application of the biological air purification technologies, in *Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference “Environmental Engineering”*. Vilnius Gediminas Technical University. Vilnius: Technika, 311–315.
- Žilinskas, R. P. 2003. *Matavimo rezultatų neapibrėžties įvertinimas* [Оценка неопределенности результатов измерения] [эл. издание]. Kaunas. 19 p. (на лит. яз.).
- Zilli, M.; Palazzi, E.; Sene, L.; Converti, A.; Borghi, M. 2001. Toluene and styrene removal from air in biofilters, *Process Biochemistry* 37: 423–429.

- Ziolkowska, I. 1980. Matematyczny model przepływu gazu przez kolumnę z bezładnie usypanym złożem regularnych elementów, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 1(3): 641–653.
- Ziolkowska, I.; Badowska, I.; Flejter, B. 1984. Meryfikacja stochastycznego modelu przepływu gazu przez kolumnę z wypełnieniem na przykładzie złoża pierścieni Raschiga i Intalox, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 4(4): 773–792.
- Ziolkowska, I.; Faron-Lewandowska, E.; Flejter, B.; Mieszkowski, Z. 1983a. Weryfikacja stochastycznego modelu przepływu gazu przez kolumnę z wypełnieniem ziarnistym, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 4(3): 595–612.
- Ziolkowska, I.; Badowska, I.; Flejter, B.; Faron-Lewandowska, E. 1983b. Powiększanie skali kolumn z wypełnieniem ziarnistym, z zachowaniem podobieństwa hydrodynamicznego, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 4(1): 209–230.
- Ziolkowska, I.; Mieszkowski, Z. 1982. Rozkład prędkości w warunkach nieizotermicznych w kolumnie wypełnionej złożem kul jednorodnych, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 3(2): 413–427.
- Ziolkowska, L.; Badowska, I.; Flejter, B.; Mieszkowski, Z. 1980. Wpływ wysokości warstwy złoża na profil prędkości w rurze z wypełnieniem ziarnistym, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 1(2): 393–405.
- Ziolkowska, L.; Badowska, I.; Morawska, B. 1976. Metoda wyznaczania składowych wektora prędkości w kolumnie z, wypełnieniem ziarnistym, *Inżynieria chemiczna* 6(3): 693–712.
- Ziolkowski, D.; Pomaranski, J. 1981. Opory przepływu przy dużych prędkościach gazu w reaktorze wypełnionym złożem ziarn katalizatora w postaci grubościennych pierścieni Raschiga, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 2(1): 219–230.
- Ziolkowski, D.; Tobis, J. 1983. Uproszczony model celkowodyfuzyjny przenoszenia ciepła w cieczy przepływającej przez rurowy wymiennik ze złożem ziarn kulistych, *Inżynieria chemiczna i procesowa* 4(1): 249–262.
- Ziolkowska, I. 1979. Teoretyczna metoda wyznaczania profilu prędkości w kolumnie z wypełnieniem ziarnistym. 1. Profil prędkości w postaci funkcji lepkości efektywnej, *Inżynieria chemiczna* 9(3): 789–806.
- A. С. 473510 (СССР). *Насадка для тепломассообменных процессов* / Гельперин, И. И.; Каган, А. М.; Пушнов, А. С.; Рубцов, А. И. Оpubл. в Б. И., 1975, № 22.
- A. С. 665934 (СССР). *Насадка для тепломассообменных аппаратов* / Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Каган, А. М. Оpubл. в Б. И., 1979, № 21.
- A. С. 993985 (СССР). МКИ ВО1D 53/04, ВО1J 8/04. *Контактный аппарат* / Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И. и др. Оpubл. в Б. И., 1983, № 5.
- A. С. 1160232 (СССР). *Регенеративный теплообменник* / Каган, А. М.; Осипов, П. М.; Гельперин, И. И. и др. Оpubл. в Б. И., 1985, № 21.
- A. С. 1708491 (СССР) А1, В22С9/08. *Фильтр для очистки жидкого металла от неметаллических включений* / Жельнис, М. В.; Пушнов, А. С. Оpubл. в Б. И., 1992, № 4.
- A. С. 774580 (СССР). *Адиабатический реактор с неподвижным слоем катализатора* / Попов, Е. К.; Абаев, Г. Н.; Смирнова, Е. В.; Турунтаев, С. В.; Штерн, П. Г.; Мясников, В. П.; Котелкин, В. Д.; Вернов, П. А.; Милославский, Ю. Н.; Горохов, В. В. Оpubл. в Б. И., 1980, № 40.

- А. С. 841672 (СССР). *Контактный аппарат с неподвижной зернистой насадкой* / Попов, Е. К.; Абаев, Г. Н.; Смирнова, Е. В.; Турунтаев, С. В.; Штерн, П. Г.; Бушин, А. И.; Шишкин, А. Н.; Вернов, П. А.; Лемаев, Н. В.; Милославский, Ю. Н. Оpubл. в Б. И., 1981, № 24.
- А. С. 909640 (СССР). *Устройство для измерения направления газового потока* / Шишимаров, А. А.; Каган, А. М.; Пушнов, А. С. Оpubл. в Б. И., 1982, № 8.
- А. С. 993985 (СССР). *Контактный аппарат* / Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Хлуденев, И. К.; Бесков, В. С. и др. Оpubл. в Б. И., 1983, № 5.
- А. С. 178728 (СССР). *Распределительное устройство* / Табунщиков, Н. П. Оpubл. в Б. И., 1961, № 3.
- А. С. 606112 (СССР). *Способ определения высоких стационарных температур прозрачного газа* / Пушнов, А. С.; Каган, А. М. Оpubл. в Б. И., 1978, № 17.
- А. С. 923582 (СССР). *Контактный элемент* / Пушнов, А. С.; Бесков, В. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Платонов, В. В. Оpubл. в Б. И., 1982, № 16.
- Абаев, Г. Н.; Попов, Е. К.; Штерн, П. Г.; Турунтаев, С. В. и др. 1981а. Результаты исследования аэродинамики зернистого слоя на стендах и промышленных реакторах синтеза мономеров для синтетического каучука, в кн.: *Аэродинамика в технологических процессах*. Москва: Наука, 79–91.
- Абаев, Г. Н.; Попов, Е. К.; Крестинин, А. К.; Лукьяненко, И. С. 1981б. Методы управления структурой неподвижного зернистого слоя, в кн.: *Всесоюзная конференция по аэрогидродинамике химаппаратов «АЭРОХИМ-1»*, Северодонецк, ч. 2, секц. 2–3, 94–99.
- Абаев, Г. Н.; Попов, Е. К.; Лукьяненко, И. С.; Крестинин, А. К.; Штерн, П. Г.; Турунтаев, С. В.; Кузнецов, Ю. И. 1981в. О течении в аппаратах с неподвижным зернистым слоем, *Доклады Академии наук СССР* 259(3): 655–659.
- Абаев, Г. Н.; Попов, Е. К.; Лукьяненко, И. О.; Штерн, П. Г.; Турунтаев, С. В.; Гросс, Т. Н.; Румянцев, В. Г. 1980. Неоднородности течения реагентов в реакторах с неподвижным слоем катализатора, в кн.: *7 Всесоюзная конференция по химреакторам*. Тезисы докладов, часть III. *Процессы и реакторы с неподвижным слоем катализатора*. Баку: Элм, 135–140.
- Абрамович, Г. Н. 1960. *Теория турбулентных струй*. Москва: Физматгиз. 715 с.
- Адинберг, Р. З. 1978. *Исследование и разработка распределителей газового потока для промышленных аппаратов*: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Москва. 21 с.
- Айзенбуд, М. Б.; Краснушкина, Н. В. 1977. Влияние поперечной неравномерности потока на производительность реактора синтеза аммиака, *Теоретические основы химической технологии* 11(4): 616–617.
- Алекперова, Л. В.; Аксельрод, Ю. В.; Дильман, В. В.; Струнина, А. В.; Морозов, А. И. 1974. Гидродинамические исследования седловидных насадок и колец Палля, *Химическая промышленность* 5: 380–384.
- Аэров, М. Э. 1951. *Некоторые вопросы аэродинамики и теплообмена в каталитических реакционных аппаратах*: Автореф. дис. ... д-ра техн. наук. Москва. 38 с.
- Аэров, М. Э.; Завелев, Е. Д.; Семенов, В. П.; Вакк, Э. Г. 1978. Некоторые закономерности формирования стационарного зернистого слоя, Реферативный сборник: *Азотная промышленность* 3: 24–31.

- Аэров, М. Э.; Наринский, Д. А.; Шейнин, Б. И. 1968. Теплообмен в слое шаров при больших числах Рейнольдса для газового потока, *Теоретические основы химической технологии* 2(4): 575–582.
- Аэров, М. Э.; Тодес, О. М. 1968. *Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем*. Ленинград: Химия. 512 с.
- Аэров, М. Э.; Тодес, О. М.; Наринский, Д. А. 1979. *Аппараты со стационарным зернистым слоем. Гидравлические и тепловые основы работы*. Москва: Химия. 176 с.
- Аэров, М. Э.; Умник, Н. Н. 1950. Измерение скорости газа в реальном зернистом слое, *Журнал прикладной химии* 23(10): 1009–1017.
- Аэродинамика в технологических процессах* / Под ред. Струминского, В. В. 1981. Москва: Наука. 248 с.
- Аюкаев, Р. И.; Кивран, В. К.; Аэров, М. Э. 1976. Исследование физико-структурных свойств пористых тел на ЭЦВМ, в кн.: *Моделирование пористых материалов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, 143–171.
- Аюкаев, Р. И.; Кивран, В. К.; Аэров, М. Э. 1977. Исследование граничного эффекта в пористых средах методом их математического моделирования, *Теоретические основы химической технологии* II(I): 53–58.
- Бадатов, Е. В. 1976. *Пространственные неоднородности в реакторах с неподвижными слоями катализатора*: Дис. ... канд. техн. наук. Новосибирск. 117 с.
- Бадатов, Е. В.; Лахмостов, В. С.; Слинько, М. Г. 1968. Пористость слоя катализатора, *Химическая промышленность* 10: 42–44.
- Балтренас, П.; Загорскис, А. 2006. Моделирование аэродинамических процессов в био-фильтре, *Химическое и нефтегазовое машиностроение* 5: 41–42.
- Барышев, Е. Г.; Ратников, Е. Ф.; Носов, В. С. 1974. Исследование гидродинамики и теплообмена в каналах с шаровым заполнением, *Теплоэнергетика* 8: 85–87.
- Барышев, Е. Г.; Аверкиев, М. В. 1975. О конвективном теплообмене в цилиндрическом канале с шаровым заполнением, в кн.: *Гидродинамика и теплообмен в энергетических установках*. Свердловск: УНЦ АН СССР, 61–63.
- Баснер, М. Е.; Невский, М. В.; Шварцман, П. А.; Шрейдер, В. С. 1981. Моделирование и анализ структуры неподвижного слоя зернистого материала, в кн.: *Всесоюзная конференция по аэродинамике химических аппаратов*, часть 2. Северодонецк, 49–56.
- Бахуров, В. Г.; Боресков, Г. К. 1947. Эффективный коэффициент теплопроводности контактных масс, *Журнал прикладной химии* 20(7): 721–738.
- Бекмурадов, О. 1984. *Тепло- и массообмен в каналах и камерах, заполненных насадками*: Автореф. дис. ... д-ра техн. наук. Ашхабад. 52 с.
- Белов, С. В. 1981. *Пористые металлы в машиностроении*. Москва: Машиностроение. 248 с.
- Белянин, Б. В.; Харитонов, А. М.; Чусов, Д. В. 1972. Исследование характеристик потока после диффузоров с большими углами расширения, *Известия Сибирского отделения АН СССР. Серия технических наук* 8(вып. 2): 54–56.
- Бесков, В. С.; Абаев, Г. Н. 1980. Аэродинамика промышленных реакторов с неподвижным слоем катализатора, *Химическая промышленность* 11: 33–35.

- Богоявленский, Р. Г. 1978. *Гидродинамика и теплообмен в высокотемпературных ядерных реакторах с шаровыми твэлами*. Москва: Атомиздат. 112 с.
- Боресков, Г. К.; Риттер, Д. Г. 1946. Гидравлическое сопротивление контактных масс, *Химическая промышленность* 6: 5–7.
- Боришанский, В. М. 1958. Сопротивление и движение воздуха через слой шаров, в кн.: *Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельных и топочных процессах*. Москва: Госэнергоиздат, 290–298.
- Брандес, Э. Н.; Бадатов, Е. В.; Бесков, В. С. 1976. Влияние случайной структуры зернистого слоя на массообмен, *Теоретические основы химической технологии* 10(1): 53–57.
- Бремер, Г.; Вендландт, К. П. 1981. *Введение в гетерогенный катализ*. Москва: Мир.
- Бурданов, Н. Г. 1979а. *Исследование гидродинамики и теплообмена в каналах с шаровой засыпкой*: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Москва. 16 с.
- Бурданов, Н. Г. 1979б. *Экспериментальное исследование гидродинамики течения воздуха в каналах с шаровыми засыпками*. Москва. 10 с. Рукопись представлена МВТУ им. Н. Э. Баумана. Деп. в ВИНТИ 25 мая 1979, № 1850.
- Бурданов, Н. Г. 1979в. *Экспериментальное исследование теплоотдачи в каналах с шаровыми засыпками*. Москва. 12 с. Рукопись представлена МВТУ им. Н. Э. Баумана. Деп. в ВИНТИ 25 мая 1979, № 1851.
- Вафаи, Алкире, Тьен. 1985. Экспериментальное исследование теплоотдачи в среде с переменной пористостью, *Труды Американского общества инженеров-механиков*. Серия Ц. *Теплопередача* (перевод с англ.). Москва: Мир, 107(3).
- Вилемас, Ю. В.; Сурвила, В. Ю.; Маргис, Л. А.; Янкаускас, Р. И. 1984. *Отчет ИФТПЭ АН Литовской ССР по НИР: Исследование закономерностей газораспределения и теплоотдачи в слое шаров* (по договору № 1 от 19.08.82 о научно-техническом сотрудничестве между ГИАП и ИФТПЭ). Каунас. 47 с.
- Винокуров, Ю. Н. 1983. *Теплообмен в пористых средах при малых числах Рейнольдса*: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Москва. 15 с.
- Волков, В. А.; Зельвенский, В. Ю.; Резников, В. И. 1981. Влияние длины хроматографических колонн большого диаметра на размывание полосы, *Журнал физической химии* 55(5): 1250–1254.
- Волков, В. И.; Мухин, В. А.; Титков, В. И.; Томсонс, Я. Я. 1982а. Исследование поля скоростей в пористой среде с помощью лазерного доплеровского измерителя скорости, *Автометрия* 3: 82–86.
- Волков, С. А.; Зельвенский, В. Ю.; Резников, В. И.; Ринкявичюс, В. С.; Сакодынский, К. И.; Смирнов, В. И.; Фролов, Ф. Я. 1982б. Применение лазерной анемометрии в исследовании гидродинамики хроматографических колонн, *Автометрия* 3: 87–91.
- Волков, С. А.; Резников, В. И.; Зельвенский, В. Ю.; Сакодынский, К. И.; Фролов, Ф. Я. 1979. О неоднородности поля скоростей газового потока в хроматографических колоннах, *Теоретические основы химической технологии* 13(3): 455–459.
- Волков, С. А.; Резников, В. И.; Зельвенский, В. Ю.; Халилов, К. Ф. 1984. Поперечная неоднородность стационарного зернистого слоя и продольное размывание, *Теоретические основы химической технологии* 18(5): 632–640.

- Гаврилов, А. Н.; Пушнов, А. С.; Каган, А. М. 1983. Устройство для автоматического перемещения датчика скорости, *Научно-технический реферативный сборник: Азотная промышленность*, Вып. 4, 17–20.
- Гельперин, И. И.; Аэров, М. Э.; Каган, А. М. 1969. Гидравлическое сопротивление неподвижного зернистого слоя при больших отношениях диаметра аппарата к диаметру зерна, *Химия и технология топлив и масел* 3: 37–41.
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М. 1978. Аппараты с неподвижным зернистым слоем, *Обзорная информация*. Серия: *Азотная промышленность*. Москва: НИИТЭХИМ, 2–16.
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М. 1984. Развитие аэродинамических исследований неподвижного зернистого слоя, *Химическая промышленность* 12: 741–746
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М.; Криницына, Г. И. 1977. Гидравлическое сопротивление и удельная поверхность зернистых материалов, *Химическая промышленность* 2: 147–148.
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М.; Пушнов, А. С. 1982. Некоторые закономерности газораспределения в неподвижном зернистом слое, *Химическая промышленность* 8: 481–485.
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М.; Пушнов, А. С.; Наумов, Ю. Б.; Платонов, В. В.; Ролофф, В. Ю.; Новиков, Э. А. 1984. Расчет профиля скорости газового потока в трубчатых аппаратах с неподвижным зернистым слоем, *Химическая промышленность* 8: 500–504.
- Гельперин, И. И.; Каган, А. М.; Пушнов, А. С.; Ролофф, В. Ю. 1983. Оценка стабилизации профиля скорости газового потока в неподвижном зернистом слое, *Химическая промышленность* 89: 470–473.
- Генкин, В. С. 1972. *Исследование гидродинамики радиальных реакторов конверсии окиси углерода*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 150 с.
- Голубев, И. Ф. 1960. Гидравлическое сопротивление аммиачного катализатора потоку газа при высоких давлениях, в кн.: *Химия и технология азотных удобрений*. Труды ГИАП. Москва. Вып. II, 322–341.
- Голубев, И. Ф.; Морозов, А. С. 1963. Гидравлическое сопротивление насадки таблетированного катализатора гидрирования бензола, в кн.: *Химия и технология продуктов органического синтеза (полупродукты для синтеза полиамидов)*. Москва: Госхимиздат, 127–135.
- Гольдштик, М. А.; Лебедев, А. В.; Сорокин, В. Н. 1978. Клапанный эффект в зернистом слое, *Инженерно-физический журнал* 34(3): 389–393.
- Гольдштик, М. А. 1984. *Процессы переноса в зернистом слое*. Новосибирск: Институт теплофизики СО АН СССР.
- Гольдштик, М. А.; Вайсман, А. М.; Лебедев, А. В.; Правдина, М. Х. 1985. Неоднородность поля скорости потока, протекающего через зернистый слой, *Инженерно-физический журнал* 49(1): 42–51.
- Громов, О. Б. 2008. Схема защиты атмосферы производственных помещений при ликвидации последствий аварийного выброса гексафторида урана, *Химическая технология* 9(5): 233–238.

- Громов, О. Б.; Евдокимов, А. Н.; Кудрявцев, В. В.; Прокудин, В. К.; Ульянов, В. В. 2009. Перспективное применение химических поглотителей на древесной основе, *Химическая технология* 10(7): 433–437.
- Громыко, Г. Л. 1981. *Статистика*. Москва: Изд-во Московского ун-та. 408 с.
- Гупало, Ю. П.; Полянин, А. Д.; Рязанцев, Ю. С.; Сергеев, Ю. А. 1984. О массопереносе в зернистом слое с учетом диффузионного взаимодействия частиц, *Теоретические основы химической технологии* 18(2): 239–240.
- Джонсон, Н.; Лион, Ф. 1980. *Статистика и планирование эксперимента в технике и науке. Методы обработки данных*. Москва: Мир.
- Дидушинский, Я. 1972. *Основы проектирования каталитических реакторов*. Москва: Химия.
- Дильман, В. В. 1985. Роль гидродинамики в оптимизации реакторов, *Химическая промышленность* 4: 245–250.
- Дильман, В. В.; Иванов, М. Е.; Олевский, В. М.; Хитерер, Р. З. 1978. Тепло- и массообменные процессы и современная аппаратура в азотной промышленности, *Журнал ВХО им. Д. И. Менделеева* 23(1): 73–78.
- Дильман, В. В.; Кронберг, А. Е. 1983. Соотношение временных масштабов процесса и моделирование химических реакторов, *Химическая промышленность* 8: 464–470.
- Дмитриева, Г. Б.; Беренгартен, М. Г.; Клюшенкова, М. И.; Пушнов, А. С. 2005. Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов тепломассообмена, *Химическое и нефтегазовое машиностроение* 8: 15–17.
- Дробышевич, В. И. 1986. Численное моделирование аппаратов с неподвижным слоем катализатора, *Химическая промышленность* 8: 507–510.
- Дульнев, А. В.; Голосман, Е. З.; Ткаченко, С. Н.; Ткаченко, И. С. 2009. Экспериментальные исследования и прогнозирование газодинамических характеристик промышленных катализаторов, *Химическая технология* 10(2): 94–98.
- Дульнев, Г. Н.; Сигалова, З. В. 1967. Эффективная теплопроводность зернистых материалов, *Инженерно-физический журнал* 13(5): 670–685.
- Дурнов, В. К.; Тимофеев, В. Н. 1972. Влияние степени шероховатости ограждающих стенок на потери напора и относительное распределение скоростей фильтрации воздуха в неподвижном и движущемся зернистых слоях, *Инженерно-физический журнал* 22(1): 107–116.
- Дурнов, В. К.; Бабушкин, Н. М. 1974. Влияние степени шероховатости ограждающих стенок и геометрического симплекса слоя на структуру и потери напора в неподвижном и движущемся зернистом слоях, *Инженерно-физический журнал* 26(6): 1014–1023.
- Елизарьев, В. Е.; Жирнов, Б. С.; Черепихина, З. И. 1980. Определение гидравлического сопротивления неподвижного слоя катализатора синтеза аммиака, *Химическая промышленность* 3: 178–179.
- Есаков, Ю. П.; Котелкин, В. Д.; Сергеев, С. П. 1985. Аэродинамический расчет радиального реактора конверсии окиси углерода, в кн.: *Производство азотных удобрений*. Труды ГИАП. Москва, 91–98.
- Ефименко, С. Н.; Сазонов, Д. В.; Сухорученко, С. Ю. 1984. *Сравнительные исследования гидравлического сопротивления в регулярных и хаотических зернистых*

- слоях катализаторов. Москва. 6 с. Рукопись представлена Московским физико-техническим институтом. Деп. в ВИНТИ № 5964-84.
- Жаворонков, Н. М. 1944. *Гидравлические основы скрубберного процесса и теплопередача в скрубберах*. Москва: Советская наука.
- Жаворонков, Н. М. 2007. *Теоретические основы химической технологии: избранные труды*. Институт общей и неорганической химии им. Н. С. Курнакова РАН. Москва: Наука. 351 с.
- Жаворонков, Н. М.; Аэров, М. З.; Умник, Н. Н. 1949. Гидравлическое сопротивление и плотность упаковки зернистого слоя, *Журнал физической химии* 23(вып. 3): 342–360.
- Забродский, С. С. 1963. *Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном (кипящем) слое*. Москва-Ленинград: Государственное энергетическое издательство. 488 с.
- Завелев, Е. Д. 1981. *Исследование зернистых слоев катализаторов конверсии углеводородов*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 173 с.
- Завелев, Е. Д.; Вакк, Э. Г.; Семенов, В. П.; Пищик, Л. Я.; Бесков, В. С.; Голубев, А. В. 1980. Исследование порозности зернистого слоя по его высоте методом рентгенографии, *Теоретические основы химической технологии* 14(2): 303–304.
- Завелев, Е. Д.; Семенов, В. П.; Аэров, М. Э.; Вакк, Э. Г.; Бабушкин, Б. И. 1978. Распределение порозности в слое промышленных гранул катализаторов, в кн.: *Производство азотных удобрений*. Труды ГИАПа. Москва. Вып. 49: 57–64.
- Завелев, Е. Д.; Семенов, В. П.; Мейтин, И. В.; Аэров, М. Э.; Вакк, Э. Г.; Бабушкин, Б. И. 1976. Влияние геометрических параметров зернистого слоя гранул катализатора на порозность, в кн.: *Химия и технология азотных удобрений. Производство синтез-газа и аммиака*. Труды ГИАПа. Москва. Вып. 41: 24–30.
- Заявка на изобретение № 1626246/26-25 от 04.03.71. *Способ измерения распределения свободного объема в зернистом слое* / Каган, А. М.; Пушнов, А. С.
- Заявка на изобретение № 2691440/25 (162583) от 01.12.78. *Способ измерения распределения свободного объема в аппарате с зернистым материалом* / Каган, А. М.; Пищик, Л. Я.; Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Биркун, И. И.; Куксо, В. М.; Зданавичюс, Г. Б.; Маргис, Л. А. 1981. Местные характеристики аэродинамики и теплоотдачи в шаровых насадках, *Труды АН Литовской ССР. Серия Б* 2(123): 67–75.
- Зданавичюс, Г. Б.; Сурвила, В. Ю. 1980. Гидравлическое сопротивление цилиндрических каналов с шаровой насадкой, *Труды АН Литовской ССР. Серия Б* 2(117): 41–47.
- Идельчик, И. Е. 1975. *Справочник по гидравлическим сопротивлениям*. Издание 2-е, переработанное и дополненное. Москва: Машиностроение.
- Идельчик, И. Е. 1983. *Аэрогидродинамика технологических аппаратов (подвод, отвод и распределение потока по сечению аппаратов)*. Москва: Машиностроение. 351 с.
- Кабаков, М. М. 1976. *Исследование гидродинамики насадочных массообменных аппаратов промышленных образцов*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 162 с.
- Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Меньшиков, А. С. 1972. Конвективный перенос тепла газами в присутствии зернистых материалов при неустойчивом гидродинамическом режиме потока, в кн.: *Химия и технология продуктов органического синтеза*, Труды ГИАП. Москва. Вып. 130: 149–156.

- Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Пушнов, А. С.; Ковалева, Э. А.; Хлуденев, И. К.; Шведов, Ю. П. 1986. Влияние неравномерности газораспределения на эффективность адсорбционных аппаратов, *Химическая промышленность* 9: 551–553.
- Каган, А. М.; Пальмов, А. А.; Гельперин, И. И. 1985а. *Нерегулярные металлические насадки для тепло- и массообменных процессов*. Обзорная информация. Серия: *Азотная промышленность*. Москва: НИИТЭХИМ. 9 с.
- Каган, А. М.; Ролофф, В. Ю.; Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И. 1985б. Расчет потери напора в неподвижном зернистом слое на участке его гидродинамической стабилизации, в кн.: *Производство азотных удобрений*. Труды ГИАП. Москва, 108–114.
- Каган, А. М.; Пушнов, А. С.; Постричев, А. П.; Гельперин, И. И.; Шишимаров, А. А. 1979. Визуализация течений газового потока в плоском аппарате с зернистым слоем при и-образном движении газа, Научно-технический реферативный сборник: *Азотная промышленность*. Вып. 3, 30–33.
- Каган, А. М. 1966. *Исследование конвективного переноса тепла газами в трубах с зернистыми материалами*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва: ГИАП. 220 с.
- Каган, А. М.; Гельперин, И. И. 1964. Стабилизация процесса теплообмена в трубах с насадкой, *Журнал ВХО им. Д. И. Менделеева* 9(2): 233–234.
- Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Куксо, В. М.; Пушнов, А. С. 1976. Гидродинамические исследования кольцевых насадок новых форм, в кн.: *Химия и технология азотных удобрений*. Труды ГИАП. Москва. Вып. 39: 86–92.
- Каган, А. М.; Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Бесков, В. С.; Шишимаров, А. А.; Хлуденев, И. К.; Постричев, А. П.; Ковалева, Э. А. 1980. Распределение газового потока в плоском аппарате с развернутым зернистым слоем, *Химическая промышленность* 1: 42–44.
- Калишевский, Л. Л.; Шанин, О. И.; Хазеев, Р. Р. 1980. Анализ гидродинамических характеристик кассет с микротвzлами, *Вопросы атомной науки и техники*. Серия: *Атомно-водородная энергетика и технология* 2(7): 134.
- Каминский, В. А.; Медяков, Ю. К.; Джанджава, Б. Ш. 1982. Исследование массообмена при разделении изотопов методом дистилляции, *Инженерно-физический журнал* 43(1): 117–124.
- Караваев, М. П.; Засорин, А. П.; Клещев, Н. Ф. 1983. *Каталитическое окисление аммиака*. Москва: Химия.
- Карасев, А. И. 1979. *Теория вероятностей и математическая статистика*. Москва: Статистика.
- Карнаухов, А. П. 1976. Модели пористых систем, в кн.: *Моделирование пористых материалов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, 42–59.
- Кафаров, В. В.; Михайлов, Г. В. 1969. *Введение в инженерные расчеты реакторов с неподвижным слоем катализатора*. Москва: МХТИ им. Д. И. Менделеева. 158 с.
- Квашилава, Г. К. 1972. *Исследование и разработка методики расчета гидродинамических характеристик кассет с шаровыми засыпками (коллекторная задача)*: Дис. ... канд. техн. наук. Ленинград. 140 с.
- Квашилава, Г. К.; Кузнецов, Н. М.; Мицкевич, А. И.; Тигарев, И. П.; Федорович, Е. Д. 1980. Экспериментальное исследование гидродинамических характеристик коллекторов для кассет с засыпкой из сферических микротвzлов, *Вопросы атомной*

- науки и техники. Серия: *Атомно-водородная энергетика и технология*. Вып. 2(7): 136–138.
- Кельцев, Н. В. 1984. *Основы адсорбционной техники*. 2-е изд., перераб. и доп. Москва: Химия. 592 с.
- Кивран, В. К.; Аюкаев, Р. И. 1976а. Методы и средства математического моделирования структуры пористых тел на ЭЦВМ, в кн.: *Моделирование пористых материалов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, 99–108.
- Кивран, В. К.; Аюкаев, Р. И. 1976б. Принципы построения математических моделей структуры пористых тел на ЭЦВМ, в кн.: *Моделирование пористых материалов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, 109–142.
- Ким, И. Г.; Мухин, В. А.; Смирнова, Н. Н. 1980. Теплоотдача от стенки канала с пористым слоем при фильтрации в нем жидкости, *Журнал прикладной механики и технической физики* 6(124): 53–58.
- Кириллов, В. А.; Кузьмин, В. А.; Пьянов, В. И.; Ханаев, В. М. 1979. О профиле скорости в неподвижном зернистом слое, *Доклады АН СССР* 245(1): 159–162.
- Кленов, О. П.; Матрос, Ю. Ш. 1985а. Распределение потока в неподвижном слое катализатора, в кн.: *Аэродинамика химических реакторов с неподвижными слоями катализатора*. Новосибирск: Наука, 46–51.
- Кленов, О. П.; Матрос, Ю. Ш. 1985б. Структура слоя катализатора и ее влияние на аэродинамику контактного аппарата, в кн.: *Аэродинамика химических реакторов с неподвижными слоями катализатора*. Новосибирск: Наука, 4–14.
- Кленов, О. П.; Матрос, Ю. Ш.; Луговской, В. И.; Лахмостов, В. С. 1983. Локальные неоднородности в неподвижном зернистом слое катализатора, *Теоретические основы химической технологии* 17(3): 337–341.
- Колескин, В. Н.; Штерн, П. Г.; Турунтаев, С. В.; Абаев, Г. Н.; Попов, Е. К. 1982. Влияние ограничивающих поверхностей на распределение порозности зернистой среды, *Инженерно-физический журнал* 42(4): 578–582.
- Колтунова, Л. Н.; Аэров, М. Э.; Чувилов, Г. В. 1975. Продольное перемешивание в трубке с изложенными в один ряд зернами насадки, *Теоретические основы химической технологии* 9(5): 793–795.
- Коморович, Т.; Магера, Я.; Баранов, Д. А.; Беренгартен, М. Г. 2001. Высокоэффективные кольцево-структурные насадки, *Химическое и нефтегазовое машиностроение* 8: 8–19.
- Конт-Белло, Ж. 1968. *Турбулентное течение в канале с параллельными стенками*. Москва: Мир. 176 с.
- Королев, В. Н.; Сыромятников, Н. И. 1970. О концентрации твердых частиц и скорости газа у поверхности пластины, погруженной в псевдооживленный слой, *Журнал ВХО им. Д. И. Менделеева* 15: 585–586.
- Королев, В. Н.; Сыромятников, Н. И.; Толмачев, Е. М. 1971. Структура неподвижного и псевдооживленного слоя зернистого материала вблизи погруженной в него поверхности (стенки), *Инженерно-физический журнал* 21(6): 973–978.
- Краснов, Н. Ф.; Кошевой, В. Н. и др. 1974. *Прикладная аэродинамика*. Москва: Высшая школа.
- Краснушкина, Н. В. 1981. *Исследование эффективности реакторов синтеза аммиака и выбор оптимальных конструкций*. Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 122 с.

- Краснушкина, Н. В.; Дильман, В. В.; Сергеев, С. П. 1980. Влияние профиля скоростей потока в слое катализатора на производительность реактора синтеза аммиака, *Химическая промышленность* 1: 41–42.
- Крейндель, И. Я.; Сергеев, С. П.; Дильман, В. В.; Назаров, А. С. 1984. Растекание газового потока перед зернистым слоем катализатора, *Теоретические основы химической технологии* 18(5): 656–661.
- Крупник, Л. И.; Адинберг, Р. З.; Баншац, Р. Ш.; Кочергин, Н. А. 1980. О нормировании поперечных температурных неоднородностей в промышленных каталитических реакторах с насадкой шахтного типа, в кн. *Тезисы докладов 7-й всесоюзной конференции по химическим реакторам «ХИМПРЕАКТОР-7»*, часть III, *Процессы и реакторы с неподвижным слоем катализатора*, Баку, 17–25.
- Кукарин, А. С.; Бакин, С. В.; Китаев, Б. И. 1965. Распределение скоростей газа в слое шихты доменной печи, *Известия ВУЗов. Черная металлургия* 6: 33–37.
- Кулиш, С. М. 1984. О характере движения воздуха за неподвижным зернистым слоем, *Теоретические основы химической технологии* 18(5): 681–684.
- Кумпаненко, И. В.; Лосев, В. В.; Шеляпин, И. П.; Васильев, Н. П.; Романчук, Э. В.; Замараев, Б. К.; Дейкун, М. М.; Ермаков, А. И.; Довидчук, А. Н. 2001. Патент РФ № 2172641 ВО1D 53/02. Оpubл. в Б. И. 27.08.2001, № 24.
- Кунии, Д.; Левеншпиль, О. 1976. *Промышленное псевдооживление*. Москва: Химия. 73 с.
- Курганов, В. М.; Васейко, А. И.; Сулимов, А. Д. 1981. Процессы нефтепереработки в зернистом слое катализатора, в кн.: *Аэродинамика в технологических процессах*. Москва: Наука, 92–100.
- Кучанов, С. И. 1967. *Процессы переноса вещества и тепла в зернистом слое*: Автореф. дис. .... канд. хим. наук. Москва.
- Лаптев, А. Г.; Фарахов, М. И.; Минеев, Н. Г. 2009. Конструирование и модернизация аппаратов разделения и очистки веществ в нефтехимии, *Химическая техника* 4: 26–29.
- Лева, М. 1961. *Псевдооживление*. Москва: Гостоптехиздат.
- Лукашевич, В. Л.; Миронов, В. Н.; Фисенко, С. П. 1985. О влиянии сносящего потока на пространственно-модулированное струйное течение, в кн.: *Процессы турбулентного переноса*. Минск: ИТМО им. А. В. Лыкова АН БССР, 149–153.
- Макарявичюс, В. И.; Вилемас, Ю. В.; Сурвила, В. Ю. 1982. Отчет ИФТПЭ АН ЛитССР по НИР: Провести теплофизические исследования для обоснования параметров канала с кассетой из микротрещин для высокотемпературного газоохлаждаемого реактора и выдать Институту атомной энергии им. И. В. Курчатова рекомендации по созданию опытного образца технологического канала (отчет заключительный по теме 1-101). Каунас, 70 с., № гос. регистрации 80078079.
- Малафеев, Н. Я. 1940. *Гидравлический расчет коллекторов пароперегревателей*. Ленинград: ЦКТБ, ОБТИ Главкотлотурбпрома. 113 с.
- Масштабный переход в химической технологии*. 1980 / Под ред. Розена, А. Москва: Химия. 320 с.
- Матрос, Ю. Ш. 1982. *Нестационарные процессы в каталитических реакторах*. Новосибирск: Наука, Сибирское отделение. 258 с.

- Миллионщиков, М. Д.; Субботин, В. И.; Ибрагимов, М. Х.; Таранов, Г. С.; Кобзарь, Л. Д. 1973. Гидравлическое сопротивление и поля скорости в трубах с искусственной шероховатостью стенок, *Атомная энергия* 34(вып. 4): 255–245.
- Михайлов, Г. М.; Рева, Л. С.; Тябин, Н. В. 1982. *Гидравлическое сопротивление и скорости потока в пристенной и центральной зонах зернистого слоя*. Волгоград. 16 с. Рукопись представлена Волгоградским политехническим институтом, Деп. в НИИТЭХИМ 5 июля 1982, № 967 хп-Д82.
- Мясников, В. П.; Котелкин, В. Д. 1976. Гидродинамическая модель химического реактора с неподвижным слоем катализатора, в сб.: *Аэромеханика*. Москва: Наука, 307–316.
- Наринский, Д. А.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Аэров, М. Э. 1979. Пристенный коэффициент теплоотдачи в трубе со стационарным зернистым слоем, *Теоретические основы химической технологии* 13(2): 287–289.
- Наумов, Ю. Б.; Гельперин, И. И.; Пушнов, А. С.; Новикова, Н. И.; Новиков, Э. А.; Каган, А. М. 1986. Двухзонная модель аппаратов с неподвижным зернистым слоем, *Химическая промышленность* 8: 463–465.
- Основные процессы и аппараты химической технологии* / Под редакцией Дытнерского, Ю. И. 1983. Москва: Химия.
- Остапенко, В. А.; Слинько, М. Г. 1976. Некоторые вопросы аэродинамики каталитических реакторов, в сб.: *Аэродинамика химических реакторов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, СКТБ катализаторов МХП, 3–31.
- Остробородов, Ю. Л.; Савельев, Н. И.; Губайдуллин, Р. З. 1976. О допустимой степени неравномерности газораспределения в адсорберах, в сб.: *Аэродинамика химических реакторов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, СКТБ катализаторов МХП, 60–64.
- Патент США № 4039431 от 02.08.77.
- Патент Англии № 1459784 от 31.12.76.
- Платонов, В. В. 1983. *Оптимальные размеры, формы зерен катализатора и режим работы реакторов синтеза аммиака большой мощности*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва.
- Подольский, И. И.; Гусев, И. В. 1971. Учет сжатия слоя катализатора при расчете насадок колонн синтеза аммиака, в кн.: *Оборудование, его эксплуатация, ремонт и защита от коррозии в химической промышленности*. Москва: НИИТЭХИМ, вып. 4: 8–11.
- Полевой, А. С.; Мамаев, А. В.; Пушнов, А. С.; Уборский, В. В. 1991. Свойства пеноблочных насадок массообменных колонн, *Высококачественные вещества* 4: 96–106.
- Попов, Е. К.; Абаев, Г. Н.; Крестинин, А. К.; Лукьяненко, И. С. 1985. Исследование различных устройств для создания однородной структуры слоя катализатора, в кн.: *Аэродинамика химических реакторов с неподвижными слоями катализатора*. Новосибирск: Наука, 155–160.
- Попов, Е. К. 1980. *Исследование аэродинамических неоднородностей в реакторах с неподвижным слоем катализатора*: Дис. ... канд. техн. наук. Ярославль. 150 с.
- Попов, К. К.; Смирнова, Е. В.; Абаев, Г. Н.; Штерн, П. Г.; Турунтаев, С. В.; Лычагин, В. Ф. 1976. Вопросы исследования реакторов с неподвижным слоем катализа-

- тора, в сб.: *Аэродинамика химических реакторов*. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, СКТБ катализаторов МХШ, 65–70.
- Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Каган, А. М. 1974. Модели и механизмы переноса тепла в неподвижном зернистом слое, в кн.: *Химия и технология продуктов органического синтеза*. Труды ГИАП. Москва. Вып. 23, 77–84.
- Пушнов, А. С.; Сурвила, В. Ю.; Каган, А. М.; Маргис, Л. А. 1986а. Распределение порозности и скорости газа по радиусу канала с шаровой засыпкой, *Труды АН Литовской ССР. Серия Б* 5(156): 66–72.
- Пушнов, А. С.; Наумов, Ю. Б.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Пищи, Л. Я. 1986б. Влияние структуры укладки зерен шаровой формы в цилиндрических аппаратах на газораспределение в них, *Теплоэнергетика* 8: 70–72.
- Пушнов, А. С. 1987. *Газораспределение в контактных и адсорбционных аппаратах с неподвижным зернистым слоем*. Дис. ... канд. техн. наук. Москва: ГИАП. 160 с.
- Пушнов, А. С. 1988. Экспресс-метод оптимизации конструкций элементов насадок, в кн.: *Тезисы докладов всесоюзного совещания «Тепломассообменное оборудование-88»*. Москва: Цинтихимнефтемаш, 137–138.
- Пушнов, А. С. 2005. Расчет порозности слоя зерен в трубчатых аппаратах, *Химическое и нефтегазовое машиностроение* 6: 10–11.
- Пушнов, А. С. 2006. Расчет средней порозности зернистого слоя, *Химическое и нефтегазовое машиностроение* 1: 9–10.
- Пушнов, А. С.; Беренгартен, М. Г.; Рябушенко, А. С. 2007. Оценка возможностей увеличения эффективности работы градилен на основе совершенствования их аэродинамики, *Труды Литовской академии прикладных наук (Клайпеда)* 5: 20–42.
- Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Каган, А. М. 1972. Экспериментальное исследование влияния теплопроводности материала насадки на эффективную теплопроводность неподвижного зернистого слоя, в кн.: *Химия и технология азотных удобрений*, Труды ГИАП. Москва. Вып. 14: 139–146.
- Пушнов, А. С.; Гельперин, И. И.; Каган, А. М. 1982. Газораспределение в реакторе с шаровыми твэлами, *Атомная энергия* 53(вып. 5): 320–321.
- Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И. 1984. Гидравлическое сопротивление и гидродинамика зернистых материалов при ламинарном и переходном режимах течения, *Теплоэнергетика* 1: 59–62.
- Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И. 1980а. Аэродинамика цилиндрического адсорбера с неподвижным зернистым слоем, *Химическая промышленность* 10: 615–617.
- Пушнов, А. С.; Шишимаров, А. А.; Каган, А. М.; Бесков, В. С.; Гаврилов, А. Н. 1980б. Система для измерения скорости газового потока, *Научно-технический реферативный сборник: Автоматизация химических производств*. Москва: НИИТЭХИМ, 16–20.
- Пушнов, А. С.; Сигрианская, Л. Г.; Каган, А. М.; Шишимаров, А. А.; Гельперин, И. И. 1980в. Расчет распределения газового потока в аппаратах с зернистым материалом, в кн.: *Кинетика и моделирование химических процессов и аппаратов*. Труды ГИАП. Москва, вып. 57: 130–135.

- Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И.; Гаврилов, А. Н. 1981а. Влияние высоты зернистого слоя на газораспределение в нём, в кн.: *Всесоюзная конференция по аэрогидродинамике химических аппаратов «АЭРОХИМ-1»*. Северодонецк, ч. 2, секц. 2–3, 19–24.
- Пушнов, А. С.; Каган, А. М.; Шишимаров, А. А.; Гельперин, И. И. 1981б. Исследование распределения вектора скорости газового потока в аппарате с зернистым слоем, *Инженерно-физический журнал* 40(3): 540–541.
- Пушнов, А.; Сакалаускас, А. 2008. Аэродинамика керамических регулярных насадок для тепломассообменных процессов в аппаратах защиты окружающей среды, *Journal of Environmental Engineering and Landscape Management* 16(1): 30–37.
- Пхаладзе, Р. Г.; Рабина, П. Д.; Назаров, А. С.; Копченова, Е. В.; Крейндел, И. Я. 1982. Гидравлическое сопротивление катализатора синтеза аммиака СА-1 сферической формы, *Научно-технический реферативный сборник: Азотная промышленность*, НИИТЭХИМ. Москва, вып. 6: 9–13.
- Пэрри, Дж. 1968. *Справочник инженера-химика*. Т. 1. Москва: Химия.
- Рамм, В. М. 1976. *Абсорбция газов*. Москва: Химия.
- Розен, А. М. 1982. Масштабный переход в химической технологии, *Химическая промышленность* 8: 455–458.
- Розен, А. М.; Маргюшин, Е. И.; Олевский, В. М. и др. (Под редакцией А. М. Розена). 1980. *Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования*. Москва: Химия. 320 с.
- Ролофф, В. Ю.; Каган, А. М.; Гельперин, И. И. 1983. Потеря напора в неподвижном зернистом слое на участке его гидродинамической стабилизации, в кн.: *Производство азотных удобрений*. Труды ГИАП. Москва, 124–130.
- Рудаков, А. И.; Щепановская, Г. И. 1981. Влияние входа и выхода на гидродинамические неоднородности в реакторе с неподвижным слоем, в сб.: *Нестационарные процессы в катализе*: Материалы всесоюзной конференции. Часть 2. Новосибирск: Институт катализа СО АН СССР, 112–117.
- Ряйсянен, А. Г. 1981. *Исследование течения в каналах с проницаемыми стенками применительно к элементам атомно-энергетической установки*: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Ленинград. 20 с.
- Садовский, А. С. 1965. Расчет коэффициентов теплопереноса в трубчатых каталитических реакторах, в кн.: *Всесоюзная конференция по химическим реакторам (теория, моделирование, расчет)*. Новосибирск: ИК СО АН СССР, т. 3: 589–602.
- Сергеев, С. П. 1985. *Аэродинамика и равномерное распределение потока в реакторах с неподвижными слоями катализатора*. Новосибирск: Наука, 131–143.
- Сергеев, С. П.; Дильман, В. В. 1986. Стохастические коэффициенты переноса и силы межфазного взаимодействия в неподвижном зернистом слое, *Теоретические основы химической технологии* 20(1): 19–27.
- Синицын, Л. А. 1982. *Противоточный радиальный реактор синтеза аммиака*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 237 с.
- Скворцов, Е. С.; Чернышев, В. И.; Олевский, В. М.; Скворцов, Г. А.; Поляков, Н. Ф. 1978. Аэродинамическое моделирование и исследование неоднородностей поля скоростей в аппарате окисления аммиака, *Химическая промышленность* 12: 921–924.

- Слинько, М. Г.; Матрос, Ю. Ш.; Яблонский, Г. С.; Бесков, В. С.; Каменко, Б. Л. 1972. Расчет диаметра контактных трубок с неподвижным слоем катализатора, *Химическая промышленность* 6: 451–455.
- Справочник азотчика*. Т. 1. 1967. Москва: Химия.
- Спэрроу, П. 1983. Коэффициент теплоотдачи и картина течения жидкости для контактирующих шаров при различных углах атаки, *Теплопередача* 105(1): 49–57.
- Струминский, В. В.; Заичко, Н. Д.; Зимин, В. Н.; Радченко, Е. Д. 1978. Проблемы современной аэродинамики, связанные с некоторыми технологическими процессами в химической и нефтехимической промышленности, в сб.: *Механика многокомпонентных сред в технологических процессах*. Москва: Наука, 5–25.
- Струминский, В. В.; Павлюхина, М. А. 1981. Экспериментальные исследования распределения скоростей за стационарным зернистым слоем катализатора, в кн.: *Аэродинамика в технологических процессах*. Москва: Наука, 63–73.
- Суббогин, В. И. и др. 1975. *Гидродинамика и теплообмен в атомных энергетических установках*. Москва: Атомиздат.
- Сукомел, А. С.; Величко, В. И.; Абросимов, Ю. Г. 1979. *Теплообмен и трение при турбулентном течении газа в коротких каналах*. Москва: Энергия. 216 с.
- Табунщиков, Н. П. 1956. Поле скорости газа в шахтных известковых печах, *Журнал прикладной химии* 29(1): 32–40.
- Табунщиков, Н. П. 1971. *Тепловая работа шахтных известеобжигательных печей*: Автореф. дис. ... д-ра техн. наук. Москва. 64 с.
- Теория тепломассообмена*. 1969 / Под ред. Леонтьева, А. И. Москва: Высшая школа. 495 с.
- Тимонин, А. С.; Балдин, Б. Г.; Борщов, В. Я.; Гусев, Ю. И. и др. (Под общей редакцией А. С. Тимониной). 2008. *Машины и аппараты химических производств*: Учебное пособие для вузов. Калуга: Издательство Н. Ф. Бочкаревой. 872 с.
- Тимофеев, Д. П. 1962. *Кинетика адсорбции*. Москва: Наука. 252 с.
- Тихонова, Н. М. 1968. *Исследование распределения газовых потоков в аппаратах с неподвижным зернистым слоем*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 146 с.
- Установка по биологической очистке выбросов воздуха – биофильтр [Прочитано 11 октября 2006 г.]. Доступ по интернету: <<http://www.sfera-saratov.ru/biofilch.php>> (на лит. яз.).
- Фадеев, И. Г.; Грибаков, А. В.; Сычева, А. М.; Гершуни, С. Ш.; Емелькина, В. А. 1982. Распределитель парогазового потока в промышленных реакторах со стационарным слоем катализатора, *Химия и технология топлив и масел* 2: 4–15.
- Федоров, И. М. 1941. Гидравлическое сопротивление зернистых слоев, в кн.: *Современные проблемы сушильной техники*. Москва: Госэнергоиздат, 64–91.
- Федосеев, В. Н.; Шанин, О. И. 1986. Гидравлическое сопротивление и конвективный обмен в продольно обтекаемых тонких засыпках шаров, *Инженерно-физический журнал* 50(6): 900–908.
- Филиппов, В. М. 1981. Измерения поля потока за неподвижным зернистым слоем, в кн.: *Аэродинамика в технологических процессах*. Москва: Наука, 13–28.
- Ходаков, Ю. С. 2001. *Оксиды и теплоэнергетика. Проблемы и решения*. Москва: ООО «ЭСТ-М». 432 с.

- Чернышев, В. И.; Скворцов, Е. С.; Лахмостов, В. С.; Хитерер, Р. З.; Бесков, В. С.; Зурган, А. В.; Белобаба, Л. П. 1976а. Аэродинамическое моделирование и промышленные испытания аппарата окисления аммиака, *Химическая промышленность* 7: 49–53.
- Чернышев, В. И.; Герцовский, В. А.; Шарова, Т. Г. 1976б. *Аппараты для каталитического окисления аммиака*. Москва: НИИТЭХИМ. Вып. 9(99): 3–17, 32–33, 48–64.
- Чукин, В. В.; Кузнецов, Р. Ф. 1966. Влияние скорости фильтрации слоя на распределение в нем газа, *Известия ВУЗов. Черная металлургия* 8: 47–49.
- Чукин, В. В.; Кузнецов, Р. Ф. 1967. Газораспределение в плотном слое, *Инженерно-физический журнал* 13(1): 74–78.
- Шевич, Ю. А. 1973. *Исследование теплообмена в сетчатых матрицах*: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Москва. 17 с.
- Шлихтинг, Г. 1962. *Возникновение турбулентности*. Москва: Иностранная литература.
- Шлихтинг, Г. 1974. *Теория пограничного слоя*. Москва: Наука. 711 с.
- Шторм, Р. 1970. *Теория вероятностей. Математическая статистика. Статистический контроль качества*. Москва: Мир.
- Юдаев, Б. Н. 1981. *Теплопередача*. Москва: Высшая школа. 319 с.
- Юшин, В. В.; Попов, В. М.; Кукин, П. П. и др. 2005. *Техника и технология защиты воздушной среды: Учебное пособие для вузов*. Москва: Высшая школа. 391с.
- Ягнятинский, Б. В. 1985. *Моделирование трубчатых реакторов конверсии углеводородов*: Дис. ... канд. техн. наук. Москва. 156 с.
- Ярин, Л. П.; Генкин, А. Л.; Кукес, В. И. 1983. *Термоанемометрия газовых потоков*. Ленинград: Машиностроение. 198 с.



Александр ПУШНОВ, Пранас БАЛТРЕНАС,  
Александр КАГАН, Альвидас ЗАГОРСКИС

## АЭРОДИНАМИКА ВОЗДУХООЧИСТНЫХ УСТРОЙСТВ С ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ

Монография

Редактор *Н. Гилите*

Дизайнер обложки *Р. Размене*

Макетировщик *Г. Банцявичюс*

2010 08 30. 19,8 авт. л. Тираж 200 экз.

Издательство «Техника» ВТУ им. Гедиминаса,

ал. Саулетякио, 11, 10223 Вильнюс

<http://leidykla.vgtu.lt>

Отпечатано в ЗАО «Балтийос копия»,

ул. Карейвию, 13В, 09109 Вильнюс

<http://www.kopija.lt>