

Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин

**РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ
СМЕСИТЕЛЕЙ СЫПУЧИХ
МАТЕРИАЛОВ БЕЗ ВНУТРЕННИХ ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ
УСТРОЙСТВ**

МОСКВА
«ИЗДАТЕЛЬСТВО МАШИНОСТРОЕНИЕ-1»
2004

УДК 539.319.001.24
ББК В 251.64-я 73-5
С29

Рецензенты:

Президент ООО «НПФ ЛИОНИК»,
лауреат премий правительства СССР и России,
кандидат технических наук
Е.А. Мандрыка

Заслуженный деятель науки и техники,
доктор технических наук, профессор МГУИЭ
Ю.И. Макаров

Селиванов Ю.Т., Першин В.Ф.

С29 Расчет и проектирование циркуляционных смесителей сыпучих материалов без внутренних перемешивающих устройств. М.: «Издательство Машиностроение-1», 2004. 120 с.

Разработан единый подход к отношению процессов движения и перемешивания в смесителях циркуляционного типа для переработки сыпучих материалов. Приведены математические модели процесса движения и взаимодействия сыпучих материалов в рабочем объеме аппарата. Разработаны методики расчета геометрических и режимных параметров работы циркуляционных смесителей.

Предназначено для инженерно-технических работников, занимающихся переработкой сыпучих материалов, и может быть полезно преподавателям, аспирантам и студентам машиностроительных и технологических специальностей.

УДК 539.319.001.24
ББК В 251.64-я 73-5

ISBN 5-94275-146-3 © Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин, 2004
© «Издательство Машиностроение-1», 2004

Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин

**РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ
ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ
СМЕСИТЕЛЕЙ СЫПУЧИХ
МАТЕРИАЛОВ БЕЗ ВНУТРЕННИХ ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ
УСТРОЙСТВ**

МОСКВА

**«ИЗДАТЕЛЬСТВО МАШИНОСТРОЕНИЕ-1»
2004**

Научное издание

СЕЛИВАНОВ Юрий Тимофеевич,
ПЕРШИН Владимир Федорович

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ
ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЕЙ
СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ БЕЗ ВНУТРЕННИХ ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ УСТРОЙСТВ

Монография

Редактор Е.С. Мордасова

Инженер по компьютерному макетированию И.В. Евсеева

Подписано к печати 14.06.2004

Гарнитура Times New Roman. Формат 60 × 84/16. Бумага офсетная

Печать офсетная. Объем: 6,87 усл. печ. л.; 6,92 уч.-изд. л.

Тираж 400 экз. С. 618^М

«Издательство Машиностроение-1», 107076, Москва, Стромьинский пер., 4

Подготовлено к печати и отпечатано в издательско-полиграфическом центре
Тамбовского государственного технического университета
392000, Тамбов, Советская, 106, к. 14

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ	5
.....	
Глава 1. Современное состояние проблемы	6
1.1 Способы периодического и непрерывного смешивания и устройства для их реализации	6
1.2 Основные подходы к моделированию процесса смешивания сыпучих материалов	16
1.3 Стратегия повышения интенсивности и эффективности процесса смешивания за счет рационального регламента загрузки компонентов	23
Глава 2. МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЯХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ	28
.....	
2.1 Механизм процесса сегрегации многокомпонентной смеси	28
.....	
2.2 Ячеечная модель процесса смешивания	37
.....	
2.3 Послойная модель процесса приготовления многокомпонентных смесей	42
.....	
Глава 3. МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЯХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ	48
.....	
3.1 Моделирование процесса смешивания с учетом влияния осевого движения материала во вращающемся барабане	48
.....	
3.2 Использование численных экспериментов для оптимизации процесса смешивания сыпучих материалов	58
.....	

Глава	ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВА-	
4.	НИЕ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ	
	МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В	
	ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИ-	64
	ТЕЛЯХ	
	
	
4.1	Описание лабораторной установки для	
	исследования процесса смешивания в	
	периодическом режиме и методики экс-	
	периментального исследования	64
	
	
4.2	Методика экспериментального определе-	
	ния склонности к сегрегации	71
	
4.3	Экспериментальное исследование влия-	
	ния режимных и геометрических пара-	
	метров на процесс смешивания в перио-	
	дическом режиме	74
4.4	Экспериментальное исследование харак-	
	тера движения и осевого смешивания сы-	
	пучих материалов в барабанном смесите-	
	ле непрерывного действия	76
Глава	РАСЧЕТ ГЕОМЕТРИЧЕСКИХ И РЕЖИМ-	
5.	НЫХ ПАРАМЕТРОВ ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ	82
	СМЕСИТЕЛЕЙ ...	
5.1	Методики расчета параметров процесса	
	приготовления многокомпонентных сме-	
	сей в циркуляционных смесителях перио-	
	дического и непрерывного действия	82
	
5.2	Новые конструкции и способы получения	
	многокомпонентных смесей сыпучих ма-	
	териалов	92

СПИСОК	ЛИТЕРАТУРЫ	111
.....		

ПРЕДИСЛОВИЕ

Вопрос смешивания зернистых и порошковых материалов всегда имел большое прикладное значение. Это связано, в первую очередь, с тем, что очень широк круг производств, в которых используется процесс смешивания, особенно при крупнотоннажных производствах, таких, как переработка пласт-

масс, сложных удобрений, резинотехнических изделий, красителей, гербицидов, моющих веществ, строительных материалов, комбикормов, пищевых концентратов, медикаментов. Выбор типа смесителя во многом определяется свойствами компонентов смеси. Этим, в частности, вызвано появление целого ряда различных типов смесительного оборудования, например: планетарно-шнековые, ленточные, шнековые, пневматические, барабанные и др. Особенно возрос интерес к исследованию процесса смешивания сыпучих материалов в устройствах различных типов в нашей стране и за рубежом в последнее время.

Данная монография посвящена изучению циркуляционных смесителей и к тому имеется ряд оснований. К основным достоинствам этого типа смесителей относится простота и надежность конструкции, невысокая потребляемая энергия. Но их широкое применение в промышленности ограничено и основной причиной тому является недостаточно высокое качество получаемой смеси, особенно при смешивании компонентов, склонных к сегрегации. Упорядоченный характер движения частиц в циркуляционных смесителях дает возможность, в результате моделирования протекающего в смесителе процесса, прогнозировать получаемый результат, а также выдать рекомендации по проведению процесса смешивания и характеру загрузки смешиваемых компонентов, что довольно трудно сделать для других типов смесителей, из-за неупорядоченного характера движения частиц. Большой интерес представляет использование циркуляционных смесителей в порошковой металлургии, например, при производстве порошковых проволок.

Глава 1

СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ПРОБЛЕМЫ

1.1. СПОСОБЫ ПЕРИОДИЧЕСКОГО И НЕПРЕРЫВНОГО СМЕШИВАНИЯ И УСТРОЙСТВА ДЛЯ ИХ РЕАЛИЗАЦИИ

Общая классификация смесителей сыпучих материалов представлена в работах [1, 2]. Классификация производится по следующим признакам: 1) физическое состояние рабочей среды; 2) протекание процесса смешивания во времени; 3) природа силового воздействия на частицы; 4) механизм перемешивания частиц; 5) конструкция; 6) способ управления.

На практике для классификации смесителей используют каждый из этих признаков, причем чаще всего комбинацию тех признаков, которые для данных условий расчета, конструирования, эксплуатации наиболее важны.

Классификация основных процессов химической технологии приводится в работе [3]. В разделе механических процессов, скорость которых определяется законами твердого тела, представлены следующие группы: 1) разделение твердых тел; 2) измельчение; 3) смешение; 4) формообразование; 5) дозирование. Все группы, кроме смешения, подразделяются на подгруппы, число которых изменяется от двух до семи.

По механизму перемешивания частиц смесители подразделяются на циркуляционные, а также объемного и диффузионного смешивания [2]. Для циркуляционных смесителей характерно движение основного потока смешиваемого материала по замкнутому контуру. Соединение отдельных зон рабочего объема смесителя потоком материала в циркуляционный контур может быть последовательным, параллельным или сложным (с рециркуляцией, разветвлением, байпасом и т.д.). Движение материала через зоны обеспечивают либо перемешивающий орган, либо специальные транспортеры.

Несмотря на большое разнообразие конструкций с точки зрения механизма процесса смешивания все типы смесителей можно разделить на две большие группы [4]. Первая включает в себя смесители,

которые максимально обеспечивают стохастический характер движения частиц смешиваемых компонентов. Вторая предполагает превалирование детерминированной составляющей. В отличие и в дополнение к используемой в настоящее время классификации смесителей предлагается в качестве циркуляционных выбирать аппараты с максимально детерминированным характером движения компонентов. Существуют типы смесителей, например, центробежные лопастные, которые относят к циркуляционным [2], однако вследствие превалирования стохастической составляющей в характере движения частиц, мы не относим их к группе циркуляционных смесителей.

К циркуляционным смесителям можно отнести барабанные смесители периодического и непрерывного действия, V-образные, цилиндрические со смещенной осью вращения («пьяная бочка»), вибрационные смесители [5], вибрационные барабанные с возможностью свободного вращения барабана [6], вибровращательные с принудительным вращением барабана [7], одновальные лопастные [8] и др.

Анализ требований, предъявляемых к смесительному оборудованию, показывает, что в настоящее время на первое место выходит обеспечение стабильно высокого качества готовой смеси. Циркуляционные смесители полностью отвечают этим требованиям, что объясняет их широкое распространение в различных отраслях промышленности.

Качественный анализ показывает, что движение сыпучего материала в данных смесителях имеет детерминированный характер. Более того, при смешивании двух компонентов, отличающихся размерами или удельными плотностями частиц, наблюдается целенаправленное движение «мелких» или «тяжелых» частиц в определенные зоны смесителя, которые обычно называют центрами сегрегации. В частности, в работе [9] было показано, что если в вертикальную цилиндрическую емкость загрузить сначала крупные частицы, а затем мелкие, то после вибрации емкости мелкие частицы «утонут», а крупные «всплывут». Наблюдается целенаправленное движение мелких частиц в нижнюю часть емкости. В поперечном сечении гладкого вращающегося барабана мелкие частицы целенаправленно движутся к центру циркуляции, в результате чего образуется ядро сегрегации. Аналогичные эффекты наблюдались при вибрации трехкомпонентной смеси ($d_2/d_1 = 1,5$; $d_3/d_1 = 2$) [10]. В данном случае наблюдалось целенаправленное движение частиц с диаметрами d_1 и d_2 в нижнюю часть емкости. Однако частицы d_1 совершали указанное движение и в среде из частиц d_2 и в среде из частиц d_3 , а частицы d_2 только среди частиц d_3 , в конечном итоге образовалось три зоны. На дне емкости сконцентрировались частицы d_1 , над ними расположились частицы d_2 , а на самом верху – частицы d_3 .

Конструкция вибрационного смесителя, описанная в работе [6] изображена на рис. 1.1. Он состоит из горизонтального осесимметричного корпуса 1, снабженного торцевыми крышками 2 и установленного на опорах 3, с возможностью свободного вращения. Опоры 3 соединены с виброприводом 4.

Работает смеситель следующим образом. Сыпучий материал с заданным соотношением компонентов предварительно загружают в корпус 1, например, через одну из торцевых крышек 2. Вибрационное воздействие от вибропривода 4, через опоры 3 передается на корпус 1 с сыпучим материалом. Параметры вибрации (амплитуда и частота) должны обеспечивать переход сыпучего материала в виброоживленное состояние. Виброоживленный материал переходит в упорядоченное циркуляционное движение, приводя во вращение корпус 1. При завершении процесса смешивания вибропривод 4 отключают и производят выгрузку готовой смеси.

В процессе работы корпус смесителя совершает вращательное и колебательное движения. Траектории движения частиц изображены на рис. 1.2.

Конструкция вибросмесителя отличается простотой, позволяет повысить эффективность смешивания и уменьшить энергозатраты, так как вибрация и вращение корпуса производится от одного привода.

В работе [7] описана следующая принципиальная схема работы установки: цилиндрический барабан в подшипниковых опорах с возможностью вращения вокруг собственной оси снабжен отдельным приводом, соединенным с виброплитой, которая устанавливается на пружинящих опорах на неподвижном основании. Внизу виброплиты крепится вибратор для создания вибрационных колебаний. В такой конструкции ликвидируются застойные зоны, так как материал, благодаря вращению вокруг собственной оси, распределяется по рабочему объему. Возможно использование установки в периодическом и непрерывном режимах.

Конструкция, описанная в [8], содержит корпус 1, внутри которого расположен полый вал 2, имеющий привод 3 (рис. 1.3). На валу 2 радиально по двум параллельным винтовым линиям жестко установлены втулки 4, в которых расположены оси 5, имеющие винтовые канавки 6. Оси лопастей в соседних рядах имеют противоположное направление винтовых канавок, т.е. оси диаметрально противоположных лопастей имеют одинаковое направление. Втулки 4 снабжены уплотнительными устройствами 7. К осям 5 жестко закреплены лопасти 8. Втулки имеют штифты 9, взаимодействующие с винтовыми канавками осей 5. Смеситель имеет механизм изменения угла поворота лопастей 8, выполненный в виде установленной в полости вала 2 штанги 10 с упорами 11, размещенными по винтовым линиям, совпадающим с линиями установки втулок 4 и взаимодействующим с торцами осей лопастей. Упоры 11 выполнены коническими, а их длина соответствует длине винтовых канавок хода осей 5 лопастей 8. Штанга 10 установлена в направляющих втулках 12 с возможностью возвратно-поступательного перемещения. Наружный конец штанги 10 соединен с реверсивным исполнительным механизмом 13. Лопасти 8 на периферии выполнены скругленными.

Процесс смешения в лопастном одновальном смесителе сыпучих материалов складывается из следующих элементарных процессов:

1) перемещение группы смежных частиц из одного места смеси в другое внедрением, скольжением слоев (процесс конвективного смешивания); 2) постепенное перераспределение частиц различных компонентов через свежееобразованную границу их раздела (процесс диффузионного смешивания); 3) сосредоточение частиц, имеющих одинаковую массу в соответствующих местах смесителя под действием гравитационных или инерционных сил (процесс сегрегации). При перемешивании сыпучих материалов в смесителе одновременно протекают все три элементарных процесса.

Очевидно, что определяющим фактором в принятой классификации смесителей является характер движения материалов. Рассмотрим механизм движения сыпучего материала в поперечном сечении вращающегося барабана. При описании движения сыпучего материала используется либо «одночастичный» подход [11], при котором рассматривается равновесие отдельной частицы, либо метод «вязких течений» [12], согласно которому в первом приближении движение сыпучего материала рассматривается как течение вязкопластичной среды.

С использованием подхода, изложенного в работе [11], были получены аналитические зависимости для описания движения отдельной частицы в гладком вращающемся барабане, и затем эти зависимости использовались при описании всей массы материала. Однако данный подход имеет существенные недостатки: 1) с использованием этого подхода движение вдоль оси барабана может быть описано только в том случае, когда его ось наклонена к горизонту; 2) в полученные зависимости входит коэффициент заполнения барабана материалом, но определение его численного значения требует проведения экспериментальных исследований.

При использовании метода, изложенного в работе [12], получены зависимости для описания симметричной относительно центра циркуляции границы раздела поднимающегося и скатывающегося слоев, что в общем случае не соответствует действительности. Кроме этого, при использовании данного метода принимается допущение о неразрывности среды, что препятствует моделированию процесса смешивания частиц и описанию сегрегации полидисперсного материала.

При описании движения сыпучего материала в поперечном сечении барабана [13] делали допущение о том, что скатывающийся слой имеет постоянную толщину, причем в результате обработки экспериментальных данных была получена зависимость для определения его толщины. Однако реальная картина технологических процессов, реализуемых во вращающемся барабане, существенно отличается от разработанной физической модели движения материала.

Основой метода для описания движения в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана являются аналитические зависимости для определения границ раздела движущегося и неподвижного слоев [14].

На рис. 1.4 показано поперечное сечение вращающегося барабана, частично заполненного сыпучим материалом. Можно считать [15], что смешивание материала в поперечном сечении происходит за счет перемещения частиц в радиальном и угловом направлениях. Перемещение в радиальном направлении

происходит, в основном, за счет того, что толщина скатывающегося слоя (отрезок CN) меньше толщины поднимающегося слоя (отрезок CM) и, поэтому, несколько частиц ($1, 2, 3$), находящихся на разных радиусах в поднимающемся слое, попадают в один скатывающийся слой. При повторном попадании в поднимающийся слой частицы могут изменить свое взаимное расположение на $1', 2' 3'$. Очевидно, что чем меньше отношение CN к CM , тем существеннее частица может изменить свое положение за один оборот вокруг центра циркуляции.

Угловое смещение частиц происходит за счет того, что частицы $4, 5$, первоначально находящиеся в одном радиальном сечении поднимающегося слоя, не одновременно переходят в скатывающийся слой (положение $4', 5'$), в результате чего после скатывания они попадают в разные радиальные сечения поднимающегося слоя ($4'', 5''$).

Таким образом, в скатывающемся слое реализуются одновременно оба механизма смешивания, поэтому они могут как усиливать друг друга, так и ослаблять. При движении в скатывающемся слое частицы соударяются друг с другом, а их траектории изменяются. Поскольку соударения носят случайный характер, то и изменения траекторий также случайны. Таким образом, процесс смешивания сыпучих материалов в поперечном сечении барабана следует рассматривать как детерминированно-стохастический. Если частицы смешиваемых компонентов отличаются по размерам или удельной плотности, то в результате длительного вращения барабана более мелкие или тяжелые частицы сконцентрируются вокруг центра циркуляции (рис. 1.4, т. С), независимо от характера первоначальной загрузки компонентов, т.е. произойдет сегрегация частиц по размерам или по удельным плотностям. Это явление можно объяснить тем, что при движении в скатывающемся слое мелкие или тяжелые частицы «проваливаются» или «тонут» в зазоры между нижележащими частицами, так как в скатывающемся слое материал разрыхляется.

Влияние разницы удельных весов и размеров частиц на интенсивность процесса смешивания и качество готовой смеси отмечалось в работе [16]. Аналогичная ситуация происходит в сушилках [17], где влажные, а, следовательно, более тяжелые частицы образуют ядро вокруг центра циркуляции.

Описанию характера движения сыпучего материала в барабанных смесителях непрерывного действия посвящен ряд публикаций. В них отмечается усложнение характера движения вследствие перемещения материала в осевом направлении барабана. В смесителях непрерывного действия за один цикл движения в скатывающемся слое на разных радиусах частицы перемещаются в осевом направлении на разные расстояния. Максимальное осевое перемещение имеют частицы, движущиеся по открытой поверхности скатывающегося слоя, т.е. частицы, которые в поднимающемся слое находились у обечайки барабана, а минимальное – частицы, находящиеся вблизи центра циркуляции. Исходя из вышесказанного, осевое смешивание играет большую роль для смесителей непрерывного действия, поскольку от интенсивности осевого смешивания во многом зависит сглаживающая способность смесителя, а, в конечном счете, качество готовой смеси. Сглаживающая способность барабанного смесителя определяется объемом материала, находящегося в барабане и характером его движения через смеситель.

Одним из распространенных решений при создании непрерывно-действующих смесительных комплексов служит объединение однотипных или различных по конструкциям смесительных устройств в каскад, в котором каждый смеситель служит для изменения дисперсий концентраций в определенном диапазоне, насколько это позволяют режимные параметры работы при соответствующем времени пребывания компонента в данном аппарате смесительного комплекса. Подобные решения технологических задач широко используются в практике химико-технологических процессов [18].

При описании движения сыпучего материала вдоль оси гладкого барабана обычно используются геометрические соотношения, характеризующие распределение этого материала [19]. Поскольку распределение материала по длине барабана заранее не известно, то использование предложенной зависимости вызывает определенные трудности.

В работе [20] рассмотрен общий случай движения материала в наклонном вращающемся барабане и получена зависимость, связывающая осевую скорость движения частиц со скоростью движения в скатывающемся слое. Режим переката материала в гладком вращающемся барабане рассматривается в работе [21].

При исследовании движения сыпучего материала в машинах барабанного типа методом «одночастичной» модели [22] получены достоверные результаты расчета основных функциональных параметров (производительность, время пребывания, длина пути и т.д.) для гладкого барабана без внутренних устройств.

В работе [23] предложена математическая модель движения сыпучего материала в гладком вращающемся барабане. Обсуждается влияние угла наклона, радиуса барабана, скорости его вращения и расхода материала на скорость движения материала и степень заполнения смесителя. Предложены результаты моделирования и экспериментальные данные. Отмечено хорошее согласование этих результатов.

Исследованию характера распределения сыпучего материала вдоль оси барабана посвящена работа [24]. В ней отмечается, что по результатам измерения высоты слоя сыпучего материала, за исключением сравнительно небольшого участка длины, примыкающего к ссыпающему краю барабана, характер изменения этого параметра близок к линейному. Если конструкция имеет подпорное кольцо на ссыпающем краю, то можно сделать допущение о линейном характере распределения по всей длине барабана. Однако не совсем ясно насколько можно считать линейным изменение площади сегмента образованного сыпучим материалом. Более того, конкретных экспериментальных данных подтверждающих указанный характер распределения материала в технической литературе не обнаружено.

Для оценки правомерности включения вибросмесителей в группу циркуляционных смесителей необходимо исследовать характер движения сыпучих материалов при воздействии на них вибрации.

Применение аппаратов, создающих виброкипящий слой позволяет организовать хорошее перемешивание сыпучих материалов и значительно приблизиться к предельному случаю создания реактора с идеальным смешением или гомогенной реакционной зоной. Изучению вибрационного воздействия посвящены работы, связанные с влиянием вибрации на обработку сыпучих материалов [25, 26].

По принципу действия вибрационные смесители делятся на принудительные и гравитационные. В смесителях принудительного действия на смесь оказывается силовое воздействие, в результате которого траектория частиц резко отличается от их движения под действием силы тяжести. Силовое воздействие может быть либо только под действием вибрации, либо в сочетании с механическим или пневматическим.

В гравитационных смесителях траектории движения частиц смеси определяются действием на них сил тяжести. Вибровоздействие лишь усиливает гравитационный характер движения, уменьшая силы трения, ликвидируя застойные зоны и т.д. Из смесителей принудительного действия в отечественной практике большое распространение получили барабанные (трубные) вибросмесители [27]. В этих конструкциях смесь имеет продольное перемещение вследствие разности в высоте слоя в местах загрузки и выгрузки. Компоненты смеси, вовлеченные в процесс вибрационного транспортирования по плоскости с переменным углом к горизонту, совершают устойчивое циркуляционное движение. Перемешивание смеси в аппаратах такого типа обуславливается конвективными (циркуляционными) и диффузионными процессами [5].

Для описания движения сыпучей среды под воздействием вибрации применяют модель плоских слоев, согласно которой сыпучая среда разделена горизонтальными плоскостями на бесконечное число элементарных слоев, равных по массе, отнесенных к единице площади лотка [28].

Модель сплошной среды определяет, что основной особенностью движения слоя сыпучего материала в безотрывном режиме, является зависимость скорости частиц от их координат в поперечном сечении лотка (послойное движение) [29].

Появление контуров циркуляции при вертикальных колебаниях с максимальным ускорением вибрации, превышающим силу тяжести, отмечено в работе [30], причем самая большая скорость виброоживленного слоя наблюдается около стенки [31, 32].

Таким образом, можно сделать вывод о том, что в вибросмесителях наблюдается устойчивое вибродвижение и именно им обусловлен процесс смешивания перерабатываемых материалов. При этом вибровоздействие лишь интенсифицирует процесс.

1.2. ОСНОВНЫЕ ПОДХОДЫ К МОДЕЛИРОВАНИЮ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Нестабильное качество смеси, получаемой в условиях производства, предопределило интерес исследователей к математическому моделированию процесса. Наиболее важным в обеспечении высокого качества готового продукта является обеспечение определенного регламента загрузки компонентов. Разработка регламентов загрузки и требований к конструкциям, позволяющим их реализовывать, является главной прикладной задачей математического моделирования процесса применительно к циркуляционным смесителям.

На проведение процесса смешивания большое влияние оказывает характер смешиваемых компонентов. Например, если частицы отличаются только по цвету, то процесс смешивания носит чисто стохастический характер. Движущая сила процесса отсутствует, так как вероятность перехода из одного подслоя в другой не зависит от концентрации компонентов в этих подслоях. Иначе обстоит дело, когда компоненты отличаются друг от друга, например, размерами частиц. В этом случае, чем меньше концентрация мелкой фракции в слоях, находящихся ближе к центру циркуляции, тем больше вероятность перехода мелких частиц в эти слои из слоев, прилежащих к обечайке барабана. Исходя из этого, целесообразно, в первую очередь, рассматривать процесс сегрегации, поскольку именно ему присуща движущая сила процесса, а смешивание компонентов рассматривать как результат сегрегации.

В дальнейшем будем рассматривать процесс смешивания только на примере смешивания частиц, склонных к сегрегации.

В настоящее время процесс смешивания рассматривается как сложная физико-механическая система (ФМС).

Стратегия комплексного системного анализа ФМС предполагает, на начальном этапе, качественный анализ [33]. При этом, для процесса смешивания выделяются два уровня иерархии физико-механических эффектов и явлений: 1) совокупность физико-механических явлений в локальном объеме (микроуровень); 2) совокупность физико-механических явлений в объеме всего аппарата (макроуровень). Под локальным для процесса смешивания понимается некоторый элементарный объем, в котором содержится достаточно много частиц дисперсных фаз. Структурная схема эффектов первого уровня иерархии ФМС для совмещенного процесса смешивания – измельчения достаточно подробно рассмотрена в работе [34], но она может быть использована и при анализе процесса смешивания, после внесения соответствующих изменений. В этой работе также отмечается, что при качественном анализе структуры процесса смешивания выделяются два аспекта: смысловой и математический. Далее, в рамках математического аспекта, проведен качественный анализ возможных математических подходов, которые могут быть положены в основу описания процесса смешивания сыпучих материалов в барабанных смесителях. Для смесителя непрерывного действия можно записать следующую связь между входными и выходными параметрами [2]:

$$C(t)_{\text{ВЫХ}} = A(C(t)_{\text{ВХ}}), \quad (1.1)$$

где $C(t)_{\text{ВЫХ}}$ – мгновенное значение концентрации ключевого компонента в готовой смеси; $C(t)_{\text{ВХ}}$ – мгновенное значение концентрации ключевого компонента во входном потоке; A – оператор преобразования.

Для описания процесса смешивания сыпучих материалов наиболее часто используют диффузионную и ячеечную математические модели.

Диффузионная модель [2] соответствует потоку с поршневым движением материала при наличии продольного и поперечного перемешивания частиц. Основное уравнение имеет вид:

$$dC/dt = -v dC/dx + D_4 d^2 C/dx^2 + D_R / R_{\text{п}} d(R dC/dR)/dR, \quad (1.2)$$

где C – концентрация ключевого компонента; t – время; v – линейная скорость потока; x – координата вдоль потока; D_4 и D_R – коэффициенты продольного и поперечного перемешивания (аналоги коэффициентов диффузии); $R_{\text{п}}$ – радиус поперечного сечения потока.

Основные недостатки заключаются в сложности решения уравнения двухпараметрической диффузионной модели, что обычно вынуждает идти на упрощения и полагать, что $D_R = 0$, а также необходимо экспериментально определять значения D_4 и D_R на опытных установках. Для описания процесса осевого смешивания частиц в работе [35] использована диффузионная модель, согласно которой изменение концентрации ключевого компонента во времени и вдоль оси барабана описывается следующим уравнением:

$$dC/d\tau = D_4 d^2 C/dx^2 - v dC/dx, \quad (1.3)$$

где C – концентрация ключевого компонента; τ – продолжительность процесса; D_4 – коэффициент продольного перемешивания; x – расстояние вдоль оси барабана от места ввода ключевого компонента; v – линейная скорость потока материала через барабан.

При допущении о том, что во времени D_4 и ω постоянны, использовано следующее решение уравнения (1.3):

$$C(\tau) = G / (Q_V \sigma^2 \tau \sqrt{2\pi}) \exp\left(-(\ln \tau - \ln \tau_{\text{ср}})^2 / (2 \cdot 0,43^2 \sigma^2)\right), \quad (1.4)$$

где $C(\tau)$ – мгновенная концентрация ключевого компонента, импульсно введенного в аппарат при проходе материала через определенное поперечное сечение; G – количество мгновенно введенного ключевого компонента; Q_V – весовой расход материала через барабан; σ^2 – относительная дисперсия времени пребывания частиц ключевого компонента, импульсивно вводимого в аппарат; $\tau_{\text{ср}}$ – среднее время пребывания частиц материала в аппарате.

Для определения численных значений τ_{cp} и σ^2 предложены следующие зависимости:

$$\tau_{cp} = L/\omega; \quad \sigma^2 = 2D_4\tau_{cp}/L^2, \quad (1.5)$$

где L – длина барабана.

Возмущение во входном потоке заменено «ступенькой» шириной τ_B и высотой $Q_V = G/\tau_B$. При этом величина относительной дисперсии времени пребывания частиц в аппарате определялась по зависимости:

$$\sigma_c^2 = \sigma^2 + \tau^2/(12\tau_{cp}^2), \quad (1.6)$$

Подставив выражение (1.6) в (1.4), с учетом (1.5), получили [35]:

$$C(\tau) = G/(Q_V \tau (\pi(4D_4\tau_{cp} \omega^2 + \tau_B^2/6))^{0.5}) \times \exp(-(\ln \tau - \ln \tau_{cp}) / (0,37(2D_4\tau_{cp}/L^2 + \tau_B^2/(12\tau_{cp}^2))))), \quad (1.7)$$

По выражению (1.7) можно рассчитать длину барабана L , необходимую для сглаживания входных возмущений, поскольку максимальное значение концентрации ключевого компонента в потоке на расстоянии L от места ввода достигается при $\tau = \tau_{cp}$.

Для случая, когда величина максимального отклонения концентрации на входе равна ΔC_{max}^{BX} , а на выходе $\Delta C_{max}^{ВЫХ}$, получена следующая формула для определения длины барабана, обеспечивающая сглаживание ΔC_{max}^{BX} до $\Delta C_{max}^{ВЫХ}$:

$$L = \omega^3 / (4D_0) (G^2 / (Q_V^2 \Delta C \pi) - \tau_B^2 / 6), \quad (1.8)$$

Как видно из (1.8), при прочих равных условиях, необходимая длина барабана зависит только от значения коэффициента осевого смешивания D_0 , для расчета которого используется следующая эмпирическая формула:

$$D_0 = k_n \omega^{0,9} D^{1,9} \omega^{0,1} \varphi^{0,25}, \quad (1.9)$$

где k_n – коэффициент, зависящий от физико-механических свойств материала (для алюмосиликатного катализатора сферической формы с диаметром частиц 3...4 мм $k_n = 0,8 \cdot 10^{-4}$; для крошки капроновой смолы, имеющей цилиндрическую форму высотой 7 мм и диаметром 2 мм $k_n = 0,2 \cdot 10^{-3}$; для кварцевого песка, крупностью частиц 200...500 мкм $k_n = 1,2 \cdot 10^{-3}$); ω – угловая скорость вращения барабана, c^{-1} ; D – диаметр барабана; φ – коэффициент заполнения барабана материалом.

В работе [35] приводятся результаты сравнения экспериментальных и расчетных данных, которые указывают на достаточно высокую достоверность полученных расчетов.

Недостаток изложенной модели заключается в том, что она пригодна только для описания процесса смешивания компонентов, мало отличающихся размерами частиц и их удельными плотностями, и не учитывает особенности процесса смешивания компонентов, склонных к сегрегации. Так, например, при непрерывном смешивании двух компонентов, существенно отличающихся размерами частиц, наблюдается накопление в области центра циркуляции мелких частиц. Учет распределения времени пребывания частиц в смесителе приводится также в работе [36]. К сожалению и в модели, предложенной в этой работе, не учитывается, в явном виде, влияние разницы в размерах частиц на время их пребывания в смесителе. Результаты экспериментальных исследований движения полидисперсного материала в гладком вращающемся барабане [37] показывают, что время пребывания частиц зависит от их размера, причем более мелкие гранулы или более тяжелые частицы находятся в барабане большее время. По всей видимости, это объясняется, прежде всего тем, что длина пути движения частиц в скатывающемся слое, а, следовательно, их продвижение вдоль оси барабана, уменьшается по направлению от открытой поверхности сыпучего материала к центру циркуляции, а, как отмечалось выше, именно мелкие гранулы скапливаются в области центра циркуляции.

Анализ диффузионных и вероятностных моделей проводится в работе [38]. Более детально остановимся на рассмотрении диффузионных моделей. Автор делает вывод, что в них принимаются следующие допущения: 1) слой частиц непрерывен; 2) скорость поперечного перемешивания значительно больше скорости продольного перемешивания; 3) продольное перемешивание рассматривается как мо-

лекулярная взаимная диффузия; 4) средний коэффициент диффузии при перемешивании одинаков во всех частях барабана.

Далее в работе отмечается, что данные математические модели практически неприменимы при описании процесса смешивания компонентов, отличающихся размерами частиц, в поперечном сечении барабана. Четвертое допущение равносильно допущению о том, что параметры движения частиц сыпучего материала не меняются по длине барабанного смесителя непрерывного действия, а это не соответствует действительности. В моделях численное значение коэффициента диффузии определяется только экспериментально, а поскольку в основное уравнение, описывающее процесс смешивания, не входят режимные и геометрические параметры смесителя, возникают вполне обоснованные сомнения относительно правомерности предлагаемых масштабных переходов.

Сущность второго подхода к рассмотрению процесса смешивания заключается в том, что данный процесс представляется как результат перераспределения частиц при их движении в потоке материала через систему цепочек, составленных из ячеек идеального смешивания и образующих циркуляционный контур смесителя.

Если мы имеем дело с закономерностями, имеющими место не в локальном объеме аппарата, а во всем его рабочем пространстве, то при построении математического описания на втором уровне иерархической структуры ФМС наиболее эффективным является математический аппарат случайных марковских процессов.

Фундаментальные работы русских математиков А.А. Маркова, А.Н. Колмогорова, А.Я. Хинчина дали основы теории стохастических процессов без последствия, или процессов марковского типа. Марковские процессы подразделяются на три вида: 1) дискретные в пространстве и во времени; 2) дискретные в пространстве и непрерывные во времени; 3) непрерывные в пространстве и во времени.

В случае смешивания материала в барабанном смесителе не весь материал участвует в процессе смешения, а только тот, который находится в данный момент времени в скатывающемся слое. В связи с этим представляется достаточно обоснованным использовать наиболее простой, первый вид марковских процессов.

Применительно к барабанным смесителям, основные положения применения марковских процессов изложены в работе [39]. Состояние системы описывается вектором, координаты которого равны вероятностям нахождения ключевого компонента в элементарных объемах. Применяется подход к определению переходных вероятностей с использованием переменной во времени матрицы, которая учитывает изменение взаимного расположения ячеек, а, следовательно, специфику движения сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана. В работе имеются экспериментальные данные, показывающие правомерность использованного подхода.

Математический аппарат регулярных марковских цепей использовался и при разработке математической модели, приведенной в работе [40]. В работе отмечается, что при смешивании частиц с различными плотностями, даже при достаточно длительном времени процесса, образуются сегрегированные состояния с неодинаковым распределением плотностей.

Наиболее принципиальные выводы, сделанные автором работы, следующие: 1) процесс смешивания можно приближенно описывать с помощью регулярных марковских цепей; 2) явление сегрегации можно объяснить, исходя из распределения осевых скоростей потока переноса.

Основным недостатком данной работы, также как и работы [38], является то, что в предлагаемые зависимости не входят режимные и геометрические параметры смесителя, поэтому их трудно использовать для прогнозирования качества смеси при различных режимах движения сыпучего материала и определения рациональной загрузки компонентов.

Эти недостатки были в достаточной мере учтены при разработке модели [15], однако сложность использования предложенной модели заключается в том, что при моделировании реальных процессов число ячеек значительно возрастает и требуется большое время счета и большие объемы памяти, даже при использовании для расчетов ЭВМ. Учитывая вышесказанное, а также то, что концентрация ключевого компонента изменяется, в основном, по подслоям, данную модель можно упростить и использовать послойную модель процесса смешивания.

Анализ публикаций последнего времени показывает, что использование аппарата случайных марковских цепей для описания процесса смешивания в барабанных смесителях периодического и непрерывного действия представлено достаточно широко. Например, при периодическом режиме [41] создана модель, позволяющая прогнозировать эволюцию помещенного в смеситель трассера, который отличается только цветом частиц. Засыпали трассер между перегородками, извлекали их из барабана и про-

изводили процесс смешивания. После остановки снова разделяли перегородками и анализировали содержание частиц трассера в различных сечениях барабана. Вращение цилиндрического сосуда осуществлялось вокруг оси, не совпадающей с горизонтальной осью. Наблюдения позволили установить, что смешивание в поперечном сечении цилиндра происходит значительно быстрее, чем в продольном.

В работе [42] отмечается, что моделирование складывается из двух элементарных процессов: 1) конвективное или порционное смешение, состоящее в перемещении групп смежных частиц из одного места смеси в другое внедрением, смешиванием, скольжением слоев – зависит от типа устройства и свойств частиц; 2) диффузионное – эффективность определяется рассеивающими свойствами частиц смеси. Подходы к моделированию не должны предполагать выделения вкладов каждого из них в формирование смеси. Попытка аналитического решения для случая ячеечных моделей предложена в работах [43, 44]. Однако это решение возможно лишь для некоторых частных случаев.

На основании случайных марковских цепей возможно создание матриц вероятностей для двумерных моделей [45]. На основании этого возможно построение одно- и многомерных моделей непрерывного смешивания.

Математический аппарат дискретных марковских цепей применим и для описания вибросмешивания [46].

Анализ литературных данных показывает, что наиболее перспективным при моделировании процесса смешивания сыпучих материалов является математический аппарат марковских цепей. Этот подход прошел путь развития от вариантов, когда структура соединения ячеек в контур не менялась во времени [2] до вариантов, достаточно полно учитывающих характер не только поперечного, но и осевого смешивания.

Наиболее важным достоинством моделей с использованием аппарата конечных цепей Маркова является то, что они наиболее полно учитывают процесс сегрегации частиц, разных по размерам и плотностям. Однако, неразработанность данных моделей для рассмотрения процесса приготовления многокомпонентных смесей в периодическом и непрерывном режимах позволила нам обратиться к рассмотрению именно этого вопроса и попытаться учесть специфику этого процесса.

1.3. СТРАТЕГИЯ ПОВЫШЕНИЯ ИНТЕНСИВНОСТИ И ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ ЗА СЧЕТ РАЦИОНАЛЬНОГО РЕГЛАМЕНТА ЗАГРУЗКИ КОМПОНЕНТОВ

Имеющиеся конструкции смесителей можно условно разделить на аппараты со стохастическим и детерминированным характером движения компонентов смеси. Реально же можно выделить смесители с превалированием стохастически-детерминированного и детерминировано-стохастического механизма движения компонентов.

На наш взгляд необходимо стремиться к максимальной детерминации процесса смешивания, так как это позволяет с высокой степенью достоверности прогнозировать качество готовой смеси. В отличие и в дополнение к используемой в настоящее время классификации смесителей предлагается в качестве циркуляционных считать аппараты с максимально детерминированным характером движения компонентов.

В результате многолетнего теоретического и экспериментального исследования процесса смешивания авторы пришли к выводу, что сегрегация может не препятствовать, напротив, способствовать получению высококачественных смесей. Это связано с тем, что в циркуляционных смесителях имеет место упорядоченный характер движения элементов, и зоны сегрегированного состояния смеси легко прогнозируемы.

Для того, чтобы сегрегация превратилась из отрицательного в положительный фактор проведения процесса необходимо создание определенного аппаратного оформления, позволяющего управлять протеканием процесса, изменяя регламент загрузки компонентов.

Эффект сегрегации можно использовать для дополнительной детерминации процесса смешивания. При этом появляется определенная направленность в движении тех или иных компонентов, например, в результате длительного смешивания нескольких компонентов, имеющих разную склонность к сегрегации, вокруг центра циркуляции будет расположен компонент, наиболее к ней склонный. В нашем случае это будет компонент *C*, затем будет расположен компонент *B* и на периферии, в поперечном сечении барабана, расположится компонент *A*, как показано на рис. 1.5, в. Следует отметить, что данное

конечное распределение компонентов в поперечном сечении барабана не зависит от их первоначальной загрузки.

Загрузку ключевых компонентов необходимо осуществлять в диаметрально противоположных областях смесительной камеры для того, чтобы частицы ключевых компонентов проникали между частицами основного компонента. При наибольшей склонности к сегрегации компонента C , он за определенный промежуток времени пройдет больший путь от периферийных слоев к центру циркуляции, чем компонент B . Следовательно, загрузка компонентов в смеситель должна быть организована в порядке, указанном на рис. 1.5, *a*, т.е. компонент A , затем компонент B и только после этого компонент C .

В этом случае необходимо остановить процесс смешивания в тот момент, когда смесь наиболее качественна (рис. 1.5, *б*). Это промежуточное состояние между первоначальной загрузкой (рис. 1.5, *a*) и полной сегрегацией смеси (рис. 1.5, *в*), когда частицы компонента C уже достигли центра циркуляции, но еще не ушли с периферии сечения. Частицы компонента B достигли периферии в результате вытеснения их из средних слоев компонентом C , а также уже достигли центра циркуляции в результате вытеснения ими оттуда компонента A .

Процесс смешивания компонентов, имеющих одинаковые физико-механические свойства, которые могут каким-либо образом влиять на сегрегацию, т.е. условно говоря, отличающихся только по цвету, носит стохастический характер и, как следствие, происходит очень медленно. В первом приближении для интенсификации процесса можно изменить размеры частиц одного цвета (например, в результате измельчения) с тем, чтобы появилась детерминированная составляющая, позволяющая интенсифицировать процесс, вследствие создания направленности движения компонентов смеси. Если операция с изменением свойств компонентов недопустима, то рациональной является одновременная параллельная загрузка компонентов с минимально возможными отклонениями их производительностей. В данном случае минимизируются перемещения частиц отдельных компонентов, необходимые для получения качественной смеси. Несмотря на то, что процесс смешивания в данном случае носит стохастический характер, существенно повышается вероятность равномерного распределения компонентов по рабочему объему смесителя.

В случае получения многокомпонентных смесей нередко различные ключевые компоненты обладают разной склонностью к сегрегации. При этом их одновременная загрузка в смеситель приводит к тому, что наиболее склонные к сегрегации ключевые компоненты образуют ядро в области центра циркуляции, в то время как менее к ней склонные находятся на «полпути» к этой области.

Для совмещения экстремумов кинетических кривых по каждому ключевому компоненту для случая трехкомпонентной смеси необходима организация неодновременной загрузки компонентов, как показано на рис. 1.6. Время начала загрузки наиболее склонного к сегрегации

ключевого компонента соответствует 240 секунде проведения процесса. Определить время смещения начала загрузки наиболее склонного к сегрегации ключевого компонента довольно сложно, так как в процессе смешивания он взаимодействует не только с основным, но и с наименее склонным к сегрегации ключевым компонентом.

Как видно из приведенных кривых, промежуток времени, соответствующий наилучшему качественному составу смеси весьма невелик и для того, чтобы прекратить проведение процесса в оптимальные сроки необходимо добиться уменьшения скорости сегрегации к моменту завершения процесса. Достижение этой цели возможно несколькими способами, например, в смесителях, использующих для интенсификации процесса вибрацию можно на завершающем этапе процесса уменьшить частоту и амплитуду. В гладких вращающихся барабанах возможно увеличение частоты его вращения с тем, чтобы произошло увеличение толщины скатывающего слоя, затрудняющее процесс проникновения частиц ключевых компонентов в область центра циркуляции. Возможно также на завершающем этапе процесса внесение небольших порций инертных компонентов, например, жидкостей, уменьшающих подвижность частиц.

Таким образом, при смешивании компонентов, склонных к сегрегации должны выполняться следующие условия: 1) компоненты загружаются в смеситель последовательно, в порядке возрастания их склонности к сегрегации; 2) загрузка компонентов осуществляется в зоны, максимально удаленные от центров сегрегации; 3) время пребывания компонентов в смесителе обратно пропорционально их склонности к сегрегации; 4) при смешивании компонентов, не склонных к сегрегации их загрузку необходимо осуществлять одновременно параллельными потоками.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЯХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Как было отмечено в предыдущей главе, процесс смешивания в циркуляционных смесителях периодического действия достаточно хорошо описывают вероятностные модели на базе марковских цепей. Они достаточно хорошо разработаны для случая приготовления двухкомпонентных смесей, а результаты расчетов по ним хорошо согласуются с экспериментальными данными. Этим фактом обусловлен выбор подходов, которые будут использованы для описания процесса получения многокомпонентных смесей, хотя имеются некоторые серьезные отличия, связанные с усложнением механизма сегрегации компонентов.

Исследования характера движения компонентов в циркуляционных смесителях непрерывного действия показывают, что при разбиении конструкции на участки небольшой длины можно считать каждый такой участок смесителем периодического действия со временем смешивания, соответствующем времени пребывания материала на этом участке [47]. Как следствие, рассмотрение вопроса, связанного с моделированием процесса в поперечном сечении смесителя приобретает большое прикладное значение и для случая исследования смесителей непрерывного действия.

2.1. МЕХАНИЗМ ПРОЦЕССА СЕГРЕГАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Наиболее важным достоинством моделей, использующих аппарат цепей Маркова, является то, что они позволяют учитывать процесс сегрегации частиц, разных по размерам и/или плотностям. Адаптация данных моделей к описанию процесса приготовления многокомпонентных смесей является весьма актуальной задачей. Ряд смесителей, используемых в промышленности, имеют детерминированный характер движения рабочих органов. Это барабанные смесители, вибрационные, лопастные, шнековые и т.д. Качественный анализ показывает, что движение сыпучего материала в данных смесителях также имеет детерминированный характер. Более того, при смешивании двух компонентов, отличающихся размерами или плотностью частиц, наблюдается целенаправленное движение частиц с одинаковыми свойствами в определенные зоны смесителя, которые обычно называют центрами сегрегации.

Таким образом, при приготовлении смесей из компонентов, отличающихся свойствами (размером, формой, плотностью и т.д.) частиц, движущей силой процесса является целенаправленное движение отдельных компонентов в определенные зоны смесителя, т.е. движущей силой процесса является склонность компонентов к сегрегации. Понятие склонность к сегрегации присуще только смесям, но не отдельным компонентам. Учитывая вышесказанное, при моделировании процесса приготовления многокомпонентной смеси целесообразно анализировать механизм процесса сегрегации, а смешивание рассматривать как результат сегрегации компонентов [48].

Рассмотрим механизм сегрегации в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана на примере трехкомпонентной смеси, состоящей из частиц A , B , C .

Характер движения сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана достаточно подробно описан в работе [49]. Согласно данной работе, при циркуляционном движении весь материал в поперечном сечении можно разделить на поднимающийся (зона $ACBM$) и скатывающийся (зона $ACBN$) слои (рис. 2.1). В поднимающемся слое частицы неподвижны относительно обечайки барабана, поэтому они движутся по концентрическим окружностям с центром, совпадающим с осью вращения барабана. В этом слое перемешивания частиц не происходит. По достижении верхней границы раздела слоев AC частицы переходят в скатывающийся слой и движутся по криволинейным траекториям. При движении в скатывающемся слое, (вследствие рыхлой структуры последнего), частицы могут перемещаться по направлению к центру циркуляции или, наоборот, смещаться в периферийные слои. В результате этого осуществляются процессы смешивания и сегрегации частиц. По достижении нижней границы раздела слоев CB , частицы вновь пере-

ходят из скатывающегося в поднимающийся слой. Таким образом, весь материал движется по замкнутому циркуляционному контуру, и поскольку точка C неподвижна, она является центром циркуляции.

При использовании ячеечной модели [49] весь материал разделяют на подслои, а каждый подслои на элементарные ячейки. Делается допущение, что состояние системы, т.е. концентрация ключевого компонента в элементарных ячейках изменяется скачкообразно в результате последовательных переходов. За один переход принимают такое изменение положения системы, при котором линию AC (рис. 2.1) пересекают по одному элементарному объему каждого подслоя.

Для количественной характеристики склонности двухкомпонентной смеси к сегрегации используют коэффициент P_0 , который определяют при идентификации параметров математической модели. Численно он равен вероятности перехода частиц ключевого компонента в элементарный объем, находящийся ближе к центру циркуляции (при нулевой концентрации в нем этого компонента), при смешивании двух компонентов, склонных к сегрегации. Вероятность P_0 – комплексная

характеристика, которая определяется свойствами частиц компонентов смеси и учитывает их отличие.

В модели приготовления двухкомпонентной смеси сыпучих материалов, склонных к сегрегации, изложенной в работе [50], использован механизм вытеснения материалом с большим удельным весом, материала с меньшим удельным весом, при смешивании материалов одного размера, но разных плотностей или вытеснения более крупного материала, более мелким, при смешивании материалов, имеющих разные размеры частиц, из зоны, непосредственно соприкасающейся с центром циркуляции. Механизм сегрегации двухкомпонентной смеси достаточно прост, по сравнению с механизмом сегрегации многокомпонентной смеси. Суть его заключается в следующем: согласно этому механизму рассматриваются два элементарных объема i и j , каждый из которых содержит основной и ключевой компоненты. В данном случае, в качестве ключевого компонента выбирается материал с меньшим диаметром частиц или с большей плотностью материала, из которого эти частицы состоят. Далее рассматривается вероятность перехода ключевого компонента из одного элементарного объема в другой. Вероятность этого перехода $P^{(i,j)}$ зависит не только от соотношения размеров частиц, или их плотностей, характеризуемых величиной P_0 , но и от концентрации ключевого компонента в этих объемах.

Процесс сегрегации полидисперсной смеси (многокомпонентной) не может быть описан с помощью упрощенного механизма сегрегации. Это можно объяснить тем, что даже трехкомпонентную смесь нельзя охарактеризовать, как «крупные и мелкие», или «легкие и тяжелые» частицы, поскольку всегда присутствуют частицы среднего размера, или плотности. Более того, как показали результаты предварительного анализа, для многокомпонентных смесей в большинстве случаев нельзя однозначно сказать, что является преобладающим: разница в размерах или разница в плотностях. Чаще всего приходится иметь дело с комбинацией размеров и плотностей. Учитывая вышесказанное, при разработке механизма сегрегации многокомпонентной смеси представляется целесообразным использование комплексной характеристики склонности тех или иных частиц к сегрегации. В качестве этой характеристики может быть использована величина P_0 . Вследствие отсутствия механизма определения коэффициента, характеризующего вероятность перехода первого компонента в ячейку, содержащую два других компонента, с последующим вытеснением одного из них или обоих в ячейку, содержащую первый компонент, воспользуемся коэффициентом, характеризующим взаимопроникновение двух компонентов. При моделировании процесса сегрегации многокомпонентную смесь рассматриваем как сочетание нескольких двухкомпонентных и учитываем значения P_0 для всех двухкомпонентных сочетаний. Например, для трехкомпонентной смеси необходимо рассмотреть следующие двухкомпонентные сочетания: $A+B$, $A+C$, $B+C$ [48].

В этом случае, необходимо оценить вероятности перехода компонента C в ячейку, содержащую только компонент A , затем компонента C в ячейку с компонентом B и, наконец, компонента B в ячейку, содержащую только компонент A . Механизм определения этих коэффициентов будет более подробно рассмотрен в главе 4.

Использование таких коэффициентов вероятностей перехода для рассмотрения механизма смешивания нескольких компонентов, оказывается вполне допустимо, что подтверждается результатами экспериментальных исследований.

Пусть вероятность перехода компонента C в ячейку, содержащую только компонент A , максимальна, а вероятность перехода компонента B в ячейку, содержащую компонент A , больше, чем вероятность перехода компонента C в ячейку с компонентом B .

Допустим также, что ячейки i и j содержат все три компонента в равных количествах. Далее рассмотрим один переход, в результате которого произойдет обмен компонентами между этими элементарными ячейками.

Как описывалось ранее, в случае использования ячеечной модели процесса смешивания в качестве одного перехода считается перемещение ячеек, участвующих в обмене компонентами, из поднимающегося в скатывающийся слой, т.е. в зону смешивания. В случае использования послонной модели в обмене компонентами на каждом переходе участвуют элементарные подслои. Процесс приготовления полидисперсных смесей обусловлен взаимопроникновением отдельных компонентов из одного элементарного объема в другой, но мы вынуждены разбивать его на ряд элементарных фаз обмена компонентами.

На рис. 2.2 показан механизм процесса сегрегации трехкомпонентной смеси. Первой фазой обмена компонентами между ячейками i и j является вытеснение компонентом, имеющим наибольшую вероятность перехода, компонента, имеющего наименьшую склонность к сегрегации из ячейки j в ячейку i .

На рис. 2.2, *а* в ячейках i и j компоненты расположены в порядке возрастания вероятности перехода P_0 . В этом случае первой стадией (или фазой) обмена компонентами между элементарными ячейками будем считать фазу вытеснения компонентом C , содержащемся в ячейке i , компонента A , содержащегося в ячейке j , т.е. произойдет обмен компонентами между отдельными частями этих элементарных ячеек. Но на этой фазе перехода компонент C вытеснит не весь компонент A из ячейки j , а только то его количество, которое обусловлено вероятностью перехода компонента C в компонент A , т.е. $P_{0_{CA}}$. То количество компонента A , которое будет вытеснено из ячейки j компонентом C , перейдет в результате обмена компонентами в ячейку i , т.е. объемы ячеек в результате каждой фазы перехода будут сохраняться неизменными.

На рис. 2.2, *б* показано содержание компонентов в ячейках i и j после первой фазы обмена частицами сыпучих материалов A и C . Видно, что количество компонента C в ячейке i уменьшилось, а количество компонента A увеличилось. В ячейке j наблюдается обратная ситуация.

Если первая фаза обмена компонентами не может произойти по другому, то вторая фаза будет зависеть от соотношения вероятности $P_{0_{BA}}$ перехода компонента B , в ячейку, содержащую компонент A и вероятности $P_{0_{CB}}$ перехода компонента C в ячейку, содержащую компонент B . В нашем примере $P_{0_{BA}}$ больше $P_{0_{CB}}$. Таким образом, на второй стадии будет происходить обмен частицами компонентов B и A , т.е. произойдет вытеснение части компонента A , содержащегося в ячейке j , частью компонента B , содержащегося в ячейке i . При этом следует отметить, что в процессе обмена будет участвовать лишь та часть компонента A , которая осталась в ячейке j после первой фазы вытеснения. Количество же вытесненного компонента A компонентом B на этой фазе будет зависеть от величины коэффициента вероятности перехода $P_{0_{BA}}$.

После этого, согласно нашему механизму процесса сегрегации, осуществляется последняя фаза обмена компонентами, которая отображена на рис. 2.2, *в* – вытеснение компонента B из ячейки j компонентом C . В этой фазе процесса смешивания участвуют: объем компонента C , оставшийся в ячейке i после первой фазы обмена и объем компонента B , содержащийся в ячейке j после второй фазы. В результате этого, часть компонента B из ячейки j возвратится в ячейку i , а часть компонента C из ячейки i перейдет в ячейку j .

На рис. 2.2, *г* показаны ячейки i и j после завершения обмена. Количество каждого компонента, содержащихся в этих ячейках, после обмена изменилось, но объемы ячеек остались неизменными.

Возможен и другой вариант обмена компонентами между ячейками. Он изображен на рис. 2.3. В этом варианте компоненты в ячейках i и j расположены в той же последовательности. Это говорит о том, что компонент C так же, как и в случае, изображенном на рис. 2.2, имеет наибольший коэффициент вероятности перехода по отношению к компонентам A и B . Но в этом варианте будем считать вероятность перехода компонента C в ячейку, содержащую компонент B выше, чем вероятность перехода компонента B в ячейку с компонентом A .

Первая фаза процесса сегрегации компонентов A и C будет полностью идентична первой стадии, изображенной на рис. 2.2, *а*.

Поскольку $P_{0_{CB}}$ больше $P_{0_{BA}}$, то второй фазой будет стадия обмена частицами C из ячейки i с частицами B из ячейки j . Она изображена на рис. 2.3, *б*.

Последней фазой в этом случае будет процесс обмена частицами B из объема i , имеющимися там после второй фазы сегрегации и частицами A из элементарного объема j , имеющимися там после первой стадии взаимообмена, как показано на рис. 2.3, *в*. На рис. 2.3, *г* показаны ячейки i и j после завершения обмена.

Отметим, что направление сегрегации от ячейки i к ячейке j обусловлено их расположением относительно центра циркуляции. В обоих случаях считаем, что ячейка j расположена ближе к центру циркуляции и этим объясняется процесс вытеснения из нее компонентов, менее склонных к сегрегации, в ячейку i .

Как следует из представленного примера, механизм процесса сегрегации многокомпонентных смесей определяется соотношением вероятностей перехода участвующих в процессе компонентов, т.е. характеристиками частиц. Даже если компонент C имеет наибольшую вероятность перехода, а компонент B – промежуточную, то, как показано на рис. 2.2 и 2.3, могут быть задействованы различные механизмы сегрегации. Поэтому нельзя охарактеризовать смесь, используя вероятности перехода компонентов, склонных к сегрегации только относительно одного компонента, наименее склонного к сегрегации (если используем только коэффициенты вероятности перехода $P_{0_{CA}}$ и $P_{0_{CB}}$). Необходимо использование коэффициентов, характеризующих взаимопроникновение всех компонентов, т.е. $P_{0_{CA}}$, $P_{0_{CB}}$ и $P_{0_{BA}}$.

Этот механизм, хотя и использует понятие фаз перехода не имеющих места на практике, может достаточно достоверно описать процесс приготовления многокомпонентных смесей. С его помощью можно описать процесс приготовления смесей, состоящих из четырех и более компонентов, используя вероятности перехода двухкомпонентных составляющих. В таком случае будем иметь большее число фаз, но подход к их формированию останется прежним.

2.2. ЯЧЕЕЧНАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ

Ячеечная модель процесса смешивания, как, впрочем, и послойная модель, начинается с разбивки слоя сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана на ряд элементарных участков.

Методика, позволяющая произвести такое деление по подслоям с определением всех параметров подслоев и ячеек, была ранее разработана для ячейечной модели процесса приготовления двухкомпонентной смеси сыпучих материалов [49, 50].

Ячеечная модель процесса приготовления многокомпонентных смесей основана на этой методике, но имеет ряд существенных отличий, особенно в части осуществления процесса смешивания и, связанного с этим, этапом формирования матриц вероятностей перехода.

Для формирования подслоев и ячеек необходимо воспользоваться зависимостями, характеризующими разделение сыпучего материала на поднимающийся и скатывающийся слои, а также рядом других зависимостей.

Зная толщину скатывающегося слоя CN (рис. 2.1), можем произвести деление всего материала на ряд подслоев. Их количество можно определить, используя следующее выражение [49]:

$$n = CN / d_{\max} , \quad (2.1)$$

где d_{\max} – максимальный из диаметров смешиваемых компонентов.

На практике применение этой формулы в большинстве случаев, (кроме случаев кратности величин CN и d_{\max}), дает дробный результат. В дальнейших расчетах нельзя использовать дробное число подслоев, участвующих в процессе смешивания, поэтому в качестве числа подслоев используется целая часть полученного числа, а оставшаяся дробная часть равномерно распределяется между всеми подслоями.

Далее по известной методике рассчитываются параметры подслоев, их границы, производится деление подслоев на ячейки и определяется время одного перехода [51].

Поскольку смешивание компонентов происходит только при их движении в скатывающемся слое и носит вероятностный характер, по аналогии с математическим аппаратом случайных марковских процессов, дискретных в пространстве и времени, считаем, что состояние системы, т.е. концентрация компонентов в подслоях, изменяется скачкообразно. Время одного перехода (скачка) ΔT , равно отрезку времени, за который границу раздела слоев AC (рис. 2.1) пересекают по одному элементарному объему каждого подслоя. Таким образом, для того чтобы рассчитать состояние системы в момент времени T , необходимо последовательно рассмотреть изменения концентрации ключевых компонентов за k переходов, где $k = T/\Delta T$. Следует особо отметить, что на каждом переходе последовательно реализуются описанные выше фазы обмена частицами ключевых компонентов между всеми ячейками, а количество этих фаз зависит от числа смешиваемых компонентов.

Использование ячеечной модели приготовления многокомпонентных смесей разберем на примере получения трехкомпонентной смеси с использованием механизма процесса сегрегации, изложенного в первом разделе этой главы.

Для характеристики содержания всех трех компонентов в одной ячейке необходимо использовать понятие концентрации каждого из компонентов в ячейке [52]. Для трехкомпонентной смеси достаточно использовать величины концентраций двух из них $C_1^{(i,m)}$ и $C_2^{(i,m)}$. Концентрацию третьего компонента в ячейке i в момент времени $T = m \Delta T$ можно определить по зависимости:

$$C_3^{(i,m)} = 1 - (C_1^{(i,m)} + C_2^{(i,m)}), \quad (2.2)$$

где $m = 1, 2, \dots, k$.

Поэтому, хотя эта концентрация и не будет представлена в формировании матриц, определяющих концентрации компонентов в каждой из ячеек, ее величину для каждой ячейки всегда будет несложно определить.

Для успешного функционирования модели потребуются также коэффициенты P_{012} , P_{013} , P_{023} , определяющие вероятность перехода одного из компонентов в ячейку, лежащую ближе к центру циркуляции и содержащую другой компонент.

Первоначальное состояние системы, т.е. содержание исходных компонентов в каждой из ячеек, определяется характером и последовательностью их загрузки в смеситель.

В процессе обмена частицами между различными соприкасающимися ячейками возможны три варианта: 1) частица компонента, участвующего в обмене на данной фазе перехода, перешла в соседний объем вышележащего подслоя; 2) частица перешла в соседний объем нижележащего подслоя; 3) частица осталась в данной ячейке.

Исключение составляет лишь первый подслой, частицы которого могут обмениваться с ячейками вышележащего подслоя или оставаться в той же элементарной ячейке, а также подслоем, расположенным непосредственно вокруг центра циркуляции (последний подслей). Для ячеек этого подслоя возможны два варианта: 1) остаться в данной ячейке данного подслоя; 2) перейти в соседнюю ячейку нижележащего подслоя.

Для случая приготовления многокомпонентных смесей эти варианты обмена должны рассчитываться на каждой фазе перехода, причем обмен будет осуществляться лишь с той частью объема элементарной ячейки, которая заполнена компонентом, участвующим в обмене на данной фазе перехода.

Пусть коэффициенты вероятности перехода компонентов смеси располагаются в порядке убывания, в соответствии с неравенством: $P_{013} > P_{023} > P_{012}$.

Рассмотрим все фазы перехода частиц из первого подслоя во второй. В данном переходе участвуют элементарные объемы i и j .

В этом случае объем i соприкасается с обечайкой барабана, а объем j располагается непосредственно над ним во втором подслое.

Концентрацию первого компонента в ячейках i и j обозначим через $C_1^{(i,m)}$ и $C_1^{(j,m)}$, второго компонента $C_2^{(i,m)}$ и $C_2^{(j,m)}$, концентрация третьего компонента в этих ячейках может быть найдена по зависимостям:

$$C_3^{(i,m)} = 1 - (C_1^{(i,m)} + C_2^{(i,m)}), \quad (2.3)$$

$$C_3^{(j,m)} = 1 - (C_1^{(j,m)} + C_2^{(j,m)}). \quad (2.4)$$

Однако эти концентрации непосредственно в расчетах представлены не будут.

В соответствии с механизмом процесса приготовления многокомпонентной смеси, изображенном на рис. 2.2, компоненту C будет соответствовать номер 1, компоненту B номер 2, а компоненту A номер 3.

Первой фазой перехода будем считать переход первого компонента из элементарного объема i в элементарный объем j , с последующим вытеснением из последнего третьего компонента. Вероятность перехода $P_{13}^{(i,j,m)}$ компонента 1 из ячейки i в ячейку j на данной фазе перехода в момент времени $T = m \Delta T$ равна:

$$P_{13}^{(i,j,m)} = P_{013} \left(1 - (C_1^{(j,m-1)} + C_2^{(j,m-1)}) \right), \quad (2.5)$$

где P_{013} – вероятность перехода компонента 1 в ячейку, содержащую компонент 3; $C_1^{(j,m-1)}$, $C_2^{(j,m-1)}$ – концентрация компонентов 1, 2, соответственно, в ячейке j в момент времени $T = (m-1)\Delta T$; $m = 1, 2, \dots, k$.

Как видно из этой формулы, вероятность обмена непосредственно зависит от двух параметров: коэффициента вероятности перехода первого компонента в ячейку, содержащую третий компонент P_{013} и от объема, занятого третьим компонентом в ячейке j , причем с увеличением этого объема увеличивается и вероятность $P_{13}^{(i,j,m)}$.

Тогда количество компонента 1, содержащегося в ячейке j после этой фазы перехода будет равно:

$$C_1^{(j,m)} = P_{13}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)} + C_1^{(j,m-1)}. \quad (2.6)$$

Левая часть суммы представляет собой объем первого компонента, перешедшего из ячейки i в ячейку j . Она равна произведению вероятности обмена $P_{13}^{(i,j,m)}$ на концентрацию, а, следовательно, и объем первого компонента в элементарной ячейке i .

Вторая часть суммы представляет собой содержание компонента 1 в ячейке j перед данной фазой обмена.

Как видно из этой зависимости, на данной фазе перехода содержание первого компонента, более склонного к сегрегации, чем третий компонент, в ячейке, лежащей ближе к центру циркуляции, увеличивается. Это отражает влияние механизма сегрегации на процесс обмена компонентами.

Так как величина объема каждой из элементарных ячеек после любой фазы перехода должна оставаться неизменной, количество третьего компонента, перешедшего из ячейки j в ячейку i , должно строго соответствовать количеству первого компонента, перешедшего из ячейки i в ячейку j , т.е. объемы вытесняемого и вытесняющего компонентов равны на любой фазе перехода:

$$C_3^{(i,m)} = P_{13}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)} + C_3^{(i,m-1)}, \quad (2.7)$$

где $P_{13}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)}$ – объем третьего компонента, вытесненного из элементарной ячейки j первым компонентом.

Рассмотрим вторую фазу перехода. Результатом этой фазы должно быть вытеснение вторым компонентом из ячейки i , третьего компонента, содержащегося в ячейке j . Эта фаза полностью соответствует механизму процесса смешивания многокомпонентных смесей, изображенному на рис. 2.2, б.

Зная величину вероятности перехода P_{023} , можно определить вероятность обмена $P_{23}^{(i,j,m)}$:

$$P_{23}^{(i,j,m)} = P_{023} \left(1 - (C_1^{(j,m-1)} + C_2^{(j,m-1)}) \right), \quad (2.8)$$

где $C_1^{(j,m-1)}$ – содержание первого компонента в ячейке j после первой фазы перехода.

Содержание второго компонента в ячейке j после второй фазы перехода можно определить по зависимости:

$$C_2^{(j,m)} = P_{23}^{(i,j,m)} C_2^{(i,m-1)} + C_2^{(j,m-1)}. \quad (2.9)$$

Объем вытесненного третьего компонента равен $P_{23}^{(i,j,m)} C_2^{(i,m-1)}$ и его содержание в ячейке i еще увеличится:

$$C_3^{(i,m)} = P_{23}^{(i,j,m)} C_2^{(i,m-1)} + C_3^{(i,m-1)}. \quad (2.10)$$

На третьей фазе перехода произойдет вытеснение второго компонента из ячейки j первым компонентом из ячейки i .

Вероятность этой фазы обмена определяется зависимостью:

$$P_{12}^{(i,j,m)} = P_{012} C_2^{(j,m-1)}, \quad (2.11)$$

Содержание первого и второго компонентов после этой фазы перехода определяется по зависимостям:

$$C_1^{(j,m)} = P_{12}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)} + C_1^{(j,m-1)}; \quad (2.12)$$

$$C_2^{(i,m)} = P_{12}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)} + C_2^{(i,m-1)}. \quad (2.13)$$

Чтобы полностью охарактеризовать состояние системы после последней фазы перехода необходимо определить концентрации $C_1^{(i,m)}$ и $C_2^{(i,m)}$:

$$C_1^{(i,m)} = C_1^{(i,m-1)} - P_{12}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)}; \quad (2.14)$$

$$C_2^{(j,m)} = C_2^{(j,m-1)} - P_{12}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)}. \quad (2.15)$$

В реальных расчетах концентрация $C_3^{(i,m)}$ на первых двух фазах перехода не рассчитывается, а вместо нее рассчитывается содержание первого компонента, оставшегося в ячейке i после первой фазы перехода:

$$C_1^{(i,m)} = C_1^{(i,m-1)} - P_{13}^{(i,j,m)} C_1^{(i,m-1)}, \quad (2.16)$$

а также содержание второго компонента, оставшегося в ячейке i после второй фазы перехода:

$$C_2^{(i,m)} = C_2^{(i,m-1)} - P_{23}^{(i,j,m)} C_2^{(i,m-1)}. \quad (2.17)$$

На практике процесс смешивания не носит ярко выраженного фазового характера, но очевидно, что в механизме сегрегации в первую очередь будут участвовать компоненты, наиболее склонные к ней и лишь затем компоненты, менее склонные к сегрегации.

Допущение о фазовом характере процесса сегрегации при приготовлении многокомпонентных смесей не обнаруживает большого расхождения между реальным процессом и результатами расчета по данной модели (главу 4) и, следовательно, имеет законное право на существование.

Из анализа ячеечной модели процесса смешивания следует, что в результате длительного смешивания нескольких компонентов, имеющих разную склонность к сегрегации, вокруг центра циркуляции будет расположен компонент, наиболее к ней склонный. Результаты экспериментальных исследований наглядно подтверждают данное утверждение.

2.3. ПОСЛОЙНАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

В реальных условиях проведения процесса приготовления многокомпонентных смесей первоначальная загрузка компонентов в смеситель производится дозаторами, поэтому при равномерной работе дозатора смешиваемые компоненты располагаются равномерно по ширине каждого подслоя.

Подобная ситуация наблюдается и в случае, если ключевые компоненты загружаются во вращающийся барабан с основным компонентом равномерно по его длине.

Для этих случаев ячеечная модель процесса смешивания сыпучих материалов может быть значительно упрощена, так как концентрации всех смешиваемых компонентов в каждой отдельно взятой ячейке одного подслоя можно считать одинаковыми. Поэтому можно не разбивать подслои на элементарные объемы и в расчетах по модели оперировать понятием концентрации смешиваемых компонентов по подслоям [53].

Как и в ячеечной модели производится разбивка циркуляционного контура на ряд подслоев по формуле (2.1).

Величина коэффициента вероятности перехода P_0 определяется не только свойствами смешиваемых сыпучих материалов, но и непосредственно зависит от характера разбиения циркуляционного контура на подслои.

Нумерацию подслоев проводят от обечайки барабана к центру циркуляции. На рис. 2.1 видно, что объемы подслоев при продвижении от обечайки к центру циркуляции уменьшаются.

Подобно ячеечной модели будем считать, что переход системы из одного состояния в другое происходит скачкообразно, но в отличие от этой модели за один переход принимается промежуток времени за который подслои, имеющий самый малый объем, совершит один оборот вокруг центра циркуляции.

Поскольку объемы подслоев увеличиваются при продвижении от центра циркуляции к обечайке, то за один переход в процессе обмена компонентами будут участвовать лишь части каждого из подслоев, кроме самого малого подслоя, непосредственно соприкасающегося с центром циркуляции. Объем этих частей для каждого подслоя будет одинаковым и равным объему самого малого подслоя.

Будем считать, что концентрации всех компонентов, изменившиеся в результате данного перехода, будут равномерно распределены по всему объему подслоя. Это допущение имеет право на существование, так как обмен компонентами для каждого подслоя (кроме первого и последнего) происходит с вышележащим и нижележащим подслоями, и мы исходим из того, что компоненты распределены равномерно по длине подслоя. Даже если подобный обмен произойдет в течение нескольких переходов, концентрации компонентов в каждой из частей любого из трех подслоев, участвующих в одном переходе, будут равны.

Реализацию послойной модели рассмотрим на примере трехкомпонентной смеси, которая была представлена в предыдущем разделе.

Зная порядок загрузки компонентов в смеситель и объемы подслоев не сложно рассчитать концентрации ключевых компонентов при $T = 0$.

Пусть коэффициенты вероятности перехода компонентов 1, 2, 3 располагаются согласно неравенству $P_{013} > P_{023} > P_{012}$. Механизм процесса смешивания, определяющий последовательность фаз для данной смеси, рассмотрен выше.

В процессе обмена частицами между различными соприкасающимися подслоями возможны три варианта: 1) частица компонента, участвующего в обмене на данной фазе перехода, перешла в соседний объем вышележащего подслоя; 2) частица перешла в соседний объем нижележащего подслоя; 3) частица осталась в данном подслое.

Исключение составляют первый и последний подслои, для которых возможны только два варианта.

Рассмотрим первую фазу перехода для двух соседних подслоев.

На первой фазе перехода [48] рассматривается переход первого компонента в подслои, лежащий ближе к центру циркуляции, с последующим вытеснением из него третьего компонента. Вероятность

перехода первого компонента из подслоя i в подслои $i + 1 - P_{13}^{(i,i+1,m)}$ на данной фазе перехода в момент времени $T = m \Delta T$:

$$P_{13}^{(i,i+1,m)} = P_{013} \left(1 - (C_1^{(i+1,m-1)} + C_2^{(i+1,m-1)}) \right), \quad (2.18)$$

где P_{013} – коэффициент вероятности перехода 1-го компонента в подслои, содержащий 3-й компонент; $C_1^{(i+1,m-1)}$, $C_2^{(i+1,m-1)}$ – концентрации компонентов 1, 2, соответственно, в подслое $i + 1$ в момент времени $T = (m-1)\Delta T$; $m = 1, 2, \dots, k$.

Вероятность перехода первого компонента из подслоя i в подслои $i + 1$ зависит от вероятности P_{013} – величины постоянной для конкретной смеси, определяемой свойствами компонентов 1, 3, и от концентрации участвующего в смешивании компонента 3 в подслое $i + 1$ (выражение в скобках правой части (2.18)). Тогда концентрация первого компонента в подслое i , после первой фазы перехода, будет определяться зависимостью:

$$C_1^{(i,m)} = \frac{C_1^{(i,m-1)} V^{(i)} - C_1^{(i,m-1)} P_{13}^{(i,i+1,m)} V^{(N)} + C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(N)}}{V^{(i)}}, \quad (2.19)$$

где $V^{(i)}$ – объем подслоя i ; величина $C_1^{(i,m-1)} V^{(i)}$ отражает объем первого компонента, содержащегося в подслое i перед этой фазой перехода, а величина $C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(N)}$ отражает объем первого компонента, перешедшего в подслои i на этой фазе перехода из подслоя $i - 1$, который непосредственно контактирует с подслоем i и располагается ближе к обечайке барабана. Этот объем первого компонента не участвует в обмене с подслоем $i + 1$, поскольку считается, что на одной фазе перехода компонент может перейти лишь из одного подслоя в другой, а этот компонент уже участвовал в данной фазе перехода, переместившись из подслоя $i - 1$ в подслои i . Величина $C_1^{(i,m-1)} P_{13}^{(i,i+1,m)} V^{(N)}$ характеризует количество первого компонента, перешедшего из подслоя с номером i в подслои $i + 1$ на данной фазе перехода.

Расчет по данной модели следует начинать с определения вероятности перехода и концентрации компонента, участвующего на данной фазе перехода, в первом подслое. На первой фазе вероятность перехода первого компонента из первого подслоя во второй можно определить по формуле (2.18), но при $i = 1$. В данном случае концентрацию первого компонента после этой фазы перехода в первом подслое можно определить так:

$$C_1^{(1,m)} = \left(C_1^{(1,m-1)} V^{(1)} - C_1^{(1,m-1)} P_{13}^{(1,2,m)} V^{(N)} \right) / V^{(1)}. \quad (2.20)$$

Здесь более удаленный от центра подслои отсутствует и, следовательно, из этого слоя на данной фазе перехода первый компонент не переносится.

После подсчета концентрации первого компонента в первом подслое, можно использовать формулу (2.19) для всех подслоев, кроме последнего, так как для каждого последующего подслоя известна величина $C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(N)}$. Например, при расчете концентрации во втором подслое, эта величина будет равняться объему первого компонента, перешедшего из первого подслоя во второй на этой фазе перехода, т.е. $C_1^{(1,m-1)} P_{13}^{(1,2,m)} V^{(N)}$.

При расчете концентрации первого компонента в последнем подслое можно использовать выражение:

$$C_1^{(N,m)} = C_1^{(N,m-1)} + P_{13}^{(N-1,N,m)} C_1^{(N-1,m-1)}. \quad (2.21)$$

Согласно этому выражению, концентрация первого компонента на этой фазе перехода в подслое N растет. В этом случае, если концентрация третьего компонента в подслое N близка к нулю, вероятность $P_{13}^{(N-1, N, m)}$ стремится к нулю, поскольку отсутствует компонент для замещения. В результате этого на данной фазе перехода первый компонент прекращает свое проникновение в подслои N . Следовательно, начинается более сильное вытеснение третьего компонента из подслоя $N - 1$, с последующим замещением его первым компонентом.

Таким образом, ясно просматривается механизм сегрегации с последующим накоплением компонентов, более склонных к сегрегации, вокруг центра циркуляции.

Большое практическое значение имеет также порядок оценки качества смеси в любой момент времени. Так как не существует единого критерия, характеризующего качество многокомпонентной смеси, использовался коэффициент неоднородности VS . Он характеризует качественный состав двухкомпонентной смеси и рассчитывается для компонентов смеси попарно. Например, для случая трехкомпонентной смеси можно оценить ее качество по первому и третьему компоненту, а также по второму и третьему компоненту [54] по формулам:

$$VS1(\tau) = 100 \sum_{i=1}^N V^{(i)} / \sum_{i=1}^N V^{(i)} C_1^{(i)} \times \\ \times \left(\sum_{i=1}^N V^{(i)} \left(C_1^{(i)} - \sum_{i=1}^N V^{(i)} C_1^{(i)} / \sum_{i=1}^N V^{(i)} \right)^2 / \left(\sum_{i=1}^N V^{(i)} / (V^{(N)} - 1) V^{(N)} \right) \right)^{0,5};$$

(2.22)

$$VS2(\tau) = 100 \sum_{i=1}^N V^{(i)} / \sum_{i=1}^N V^{(i)} C_2^{(i)} \times \\ \times \left(\sum_{i=1}^N V^{(i)} \left(C_2^{(i)} - \sum_{i=1}^N V^{(i)} C_2^{(i)} / \sum_{i=1}^N V^{(i)} \right)^2 / \left(\sum_{i=1}^N V^{(i)} / (V^{(N)} - 1) V^{(N)} \right) \right)^{0,5},$$

(2.23)

где $C_1^{(i)}$ и $C_2^{(i)}$ – концентрации первого и второго компонентов в i -ом подслое в момент времени τ .

Зная распределение первого компонента по циркуляционному контуру, подсчитанное по формуле (2.22) и распределение второго компонента из формулы (2.23), можно говорить не только о качественном составе всей смеси, но и о качестве распределения по смеси каждого смешиваемого компонента. Это очень важно для случая, когда предъявляются различные требования к качеству распределения каждого из компонентов в смеси.

Критерием остановки расчета по модели, в этом случае, можно считать минимизацию величины $VS1$ или $VS2$.

Получение высококачественных смесей сыпучих материалов в циркуляционных смесителях в некоторых случаях представляется проблематичным. Это связано с тем, что при приготовлении многокомпонентных смесей одновременная загрузка смешиваемых сыпучих материалов приводит к появлению ядра сегрегации с повышенным содержанием наиболее склонных к сегрегации ключевых компонентов.

Для достижения высокого качества смеси необходимо загружать все компоненты в смеситель не одновременно, а в некоторой последовательности. В процессе смешивания в смеситель могут догружаться довольно большие порции тех или иных компонентов. Их попадание в смеситель полностью меняет как конфигурацию слоя, так и разделение его на подслои. Может изменяться также концентрация смешиваемых компонентов в подслоях, поэтому нами разработан механизм пересчета концентраций компонентов по подслоям [55].

Механизм пересчета концентраций компонентов в каждом подслое в результате догрузок может быть использован и для ячеечной модели, так как перед разделением циркуляционного контура на ячейки

производится его разделение на подслои, причем она идентична методике, используемой в послонной модели. Известны также количество и последовательность расположения ячеек по подслоям, и, следовательно, какие ячейки соприкасаются с рассчитываемой в вышележащем и нижележащем подслоях.

Зная, из каких подслоев, имевшихся перед догрузкой, состоит любой подслой, полученный после догрузки одного из компонентов, можно оценить, как формируются объемы ячеек во вновь полученном подслое. Зная концентрации компонентов во всех ячейках перед догрузкой и порядок формирования их объемов, можно пересчитать концентрации компонентов в каждой ячейке после догрузки.

Глава 3

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЯХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Как показано в предыдущей главе, математические модели процесса смешивания в циркуляционных смесителях периодического действия на основе случайных марковских цепей достаточно хорошо разработаны.

Основное достоинство этих моделей состоит в том, что они позволяют, в результате численных экспериментов, прогнозировать качественные параметры готового продукта – смеси сыпучего материала. Разработанные регламенты загрузки ключевых компонентов позволяют проводить оптимизацию процесса с целью получения смесей сыпучих материалов высокого качества.

При моделировании процесса смешивания в непрерывном режиме нарушаются некоторые предпосылки, заложенные в модели при периодическом режиме.

3.1. МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ С УЧЕТОМ ВЛИЯНИЯ ОСЕВОГО ДВИЖЕНИЯ МАТЕРИАЛА ВО ВРАЩАЮЩЕМСЯ БАРАБАНЕ

Моделирование процесса смешивания в циркуляционных смесителях непрерывного действия сопряжено с рядом сложностей, связанных с тем, что материал перемещается не только в поперечном сечении смесителя, но и вдоль его оси. Характер этого движения зависит как от конструкции смесителя, так и от его режимных параметров. В то же время для многих типов циркуляционных смесителей непрерывного действия (барабанных, вибрационных, вибровращательных и др.) можно выделить ряд общих закономерностей: более интенсивное смешивание в радиальном направлении при достаточно ярко выраженном циркуляционном движении материала; уменьшение степени заполнения поперечного сечения смесителя материалом при движении от области загрузки к области разгрузки, наряду с увеличением скорости осевого движения.

Сказанное выше позволяет сделать предположение о том, что для циркуляционных смесителей непрерывного действия может быть разработана единая математическая модель процесса смешивания [56].

Несмотря на то, что детерминированно-стохастические модели для периодического процесса смешивания не учитывают движения компонентов вдоль оси смесителя, они могут быть положены в основу описания процесса непрерывного смешивания, поскольку в осевом движении сыпучего материала наблюдается достаточно ярко выраженный детерминированно-стохастический характер [57].

Для барабанного смесителя непрерывного действия продольное сечение барабана, частично заполненного смешиваемыми компонентами, изображено на рис. 3.1. Как видно из рисунка, количество материала убывает в направлении от области загрузки барабана (слева) до области разгрузки (справа). Если провести три поперечных сечения I – I, II – II, III – III, то очевидно, что площадь, занятая циркуляционным контуром материала в сечении I – I будет наибольшей, а площадь в сечении III – III наименьшей. Учитывая сказанное, при моделировании процесса смешивания в барабанном смесителе непрерывного действия невозможно рассматривать процесс, проходящий в фиксированном циркуляционном контуре. Необходимо учитывать как факт пере-

мещения материала вдоль оси барабана, так и факт уменьшения площади, занятой материалом в поперечном сечении смесителя [58].

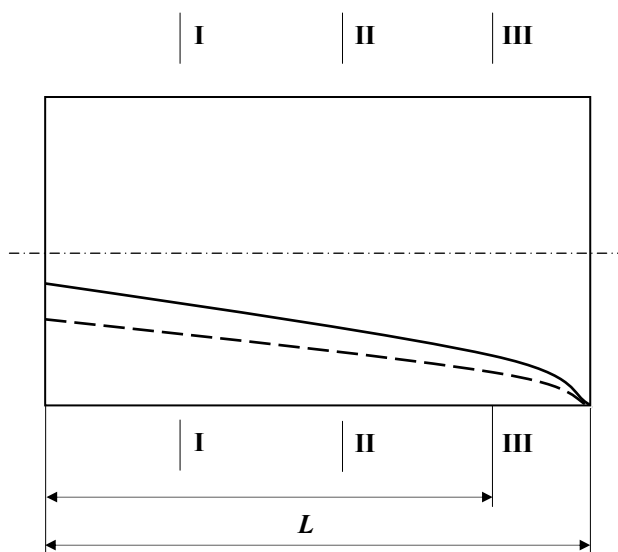


Рис. 3.1. Распределение сыпучего материала в продольном сечении барабанного смесителя непрерывного действия

С учетом того, что по мере удаления от области загрузки барабана количество материала в поперечных сечениях убывает, скорость продвижения материала в осевом направлении будет возрастать, поскольку выполняется условие неразрывности потока. Таким образом, имеет место закономерность, связывающая количество сыпучего материала в поперечном сечении барабана с его скоростью продвижения в осевом направлении.

Для определения объема материала, участвующего на каждом переходе в процессе смешивания, необходимо также установить количество материала, находящегося в барабанном смесителе [59]. В качестве исходных данных для определения этого параметра необходимо использовать площади, занятые циркуляционным контуром в области загрузки и области разгрузки барабана.

Если закон распределения материала вдоль оси барабана имеет линейный характер, то объем материала, находящегося в барабане, можно определить по зависимости:

$$V = (F_H + F_K)L/2, \quad (3.1)$$

где F_H и F_K – площади, занятые циркуляционным контуром в торцевых сечениях барабана; L – длина барабана.

В рассматриваемой модели процесса смешивания используется относительная скорость осевого движения. Для этого определяется, какую долю от суммарного пребывания в смесителе составляет время

цикла в первом сечении. Поскольку нам известна площадь, занятая материалом в месте загрузки сыпучего материала F_H (в сечении $i = 1$) и, следовательно, время цикла $\tau_{ц,i}$, то эта доля может быть найдена следующим образом:

$$s_i = \tau_{ц,i} / T_{ц}, \quad (3.2)$$

где $T_{ц}$ – время пребывания частицы в барабанном смесителе.

За время $\tau_{ц,i}$ материал перемещается на определенное расстояние в осевом направлении. Можно считать, что в данном переходе участвует определенный объем сыпучего материала. Он может быть рассчитан как доля от суммарного объема материала, находящегося в барабанном смесителе:

$$v_i = s_i V. \quad (3.3)$$

Этот элементарный объем может быть определен как произведение площади циркуляционного контура F_i (при $i = 1$ имеем $F_i = F_H$) на длину элементарного участка в осевом направлении. Таким образом, расстояние, на которое переместится слой материала в осевом направлении барабана на данном участке за время $\tau_{ц,i}$, определяется зависимостью:

$$l_i = v_i / F_i. \quad (3.4)$$

При переходе на следующий участок необходимо учесть уменьшение площади поперечного сечения барабана, занятой материалом, с учетом того, что она изменяется от F_H до F_K по линейному закону. При изменении расстояния на l_i , площадь занятая материалом F_{i+1} может быть рассчитана исходя из предыдущего значения F_i :

$$F_{i+1} = F_i - (F_H - F_K)l_i / L. \quad (3.5)$$

После расчета новой площади, занятой сыпучим материалом в поперечном сечении барабана, производится пересчет конфигурации контура и соответствующего значения времени цикла $\tau_{ц,i+1}$ и далее, по зависимостям (3.2) – (3.5), принимая вместо i значение $i+1$.

Таким образом, процесс движения в барабанном смесителе непрерывного действия представлен нами дискретным в пространстве и времени [60]. В связи с этим, процесс смешивание – сегрегация можно считать аналогичным периодическому, но переход на каждый следующий участок должен учитывать изменение конфигурации циркуляционного контура, связанное с уменьшением площади, занятой материалом в поперечном сечении барабана.

Расчеты по математической модели непрерывного процесса смешивания показывают, что наблюдаются небольшие колебания времени цикла $\tau_{ц}$ при продвижении к ссыпавшему краю барабана. Диапазон изменения времени цикла весьма незначителен и не превышает 2...3 %.

Имеющаяся структура распределения компонентов по подслоям циркуляционного контура должна быть сохранена при уменьшении площади, рассчитанной по зависимости (3.5), на каждом переходе. На каждом переходе m , для случая трехкомпонентной смеси, концентрация ключевых компонентов C_1 и C_2 есть функция радиуса, определяющего положение подслоя, т.е. $C_1^{(m)} = f_1(R)$; $C_2^{(m)} = f_2(R)$, где R изменяется от радиуса центра циркуляции R_C до радиуса барабана R_6 . Вследствие того, что распределение ключевых компонентов по объему смеси не одинаково, функции f_1 и f_2 различны.

Концентрации ключевых компонентов в пределах каждого подслоя определяются зависимостями:

$$C_1^{(i,m)} = \frac{1}{R_{i+1} - R_i} \int_{R_i}^{R_{i+1}} f_1(R) dR; \quad (3.6)$$

$$C_2^{(i,m)} = \frac{1}{R_{i+1} - R_i} \int_{R_i}^{R_{i+1}} f_2(R) dR, \quad (3.7)$$

где i – номер подслоя, $i = 1...n-1$.

При этом вне зависимости от того, изменилось или нет число подслоев, функции, описывающие распределение концентраций ключевых компонентов в поднимающемся слое должны оставаться одинаковыми, изменяются лишь величины, определяющие расположение подслоев, т.е. R_i , $i = 1...n$.

Средние концентрации каждого из ключевых компонентов в объеме смеси должны оставаться постоянными. Они определяются зависимостями:

$$C_{1,сп}^{(m)} = \left(\sum_{i=1}^n \frac{V^{(i)}}{R_{i+1} - R_i} \int_{R_i}^{R_{i+1}} f_1(R) dR \right) / \sum_{i=1}^n V^{(i)}; \quad (3.8)$$

$$C_{2, \text{cp}}^{(m)} = \left(\sum_{i=1}^n \frac{V^{(i)}}{R_{i+1} - R_i} \int_{R_i}^{R_{i+1}} f_2(R) dR \right) / \sum_{i=1}^n V^{(i)}. \quad (3.9)$$

При этом возможны два варианта.

I. Число подслоев не уменьшилось, изменилась лишь их толщина. Рассмотрим, в каком случае возможно возникновение этого варианта: как было показано выше, при делении скатывающегося слоя на подслои по зависимости (2.1) предусматривается использование целой части числа в качестве количества подслоев, а оставшаяся дробная часть равномерно распределяется между подслоями. Величина этой дробной части может быть маленькой и, тогда, к объему каждого из подслоев добавится очень небольшая величина. В случае если величина дробной части будет достаточно большой, при ее разделе по подслоям в каждый из них добавится довольно большой объем. Как было отмечено ранее, величина добавленного объема в каждый из подслоев будет пропорциональной объему подслоя. Если дробная часть была достаточно большой, то при изменении площади, занятой материалом в поперечном сечении барабана разбивка циркуляционного контура на подслои может привести не к уменьшению числа подслоев, а к уменьшению величины этой дробной части. С учетом того, что объемы подслоев изменяются пропорционально, достаточно сохранить имеющуюся до пересчета структуру распределения ключевых компонентов по подслоям циркуляционного контура.

II. В результате изменения площади, занятой сыпучим материалом в поперечном сечении барабана произошло уменьшение числа подслоев. В этом случае необходимо пересчитать концентрации ключевых компонентов по вновь образованным подслоям циркуляционного контура с сохранением имевшейся структуры распределения.

Поскольку изменение площади, занятой циркуляционным контуром вдоль оси барабана, происходит монотонно и может быть описано прямой с небольшим углом наклона к горизонту, а время цикла гораздо меньше времени пребывания частицы в барабане, максимальное уменьшение числа подслоев не может быть больше единицы. Пусть до пересчета параметров циркуляционного контура имелось n подслоев, в результате пересчета стало $n-1$ подслоев. Тогда ключевые компоненты этого «утраченного» подслоя должны быть распределены между оставшимися с сохранением имеющейся структуры распределения. Каждый вновь образованный подслоем должен содержать частицы одноименного (до пересчета) подслоя, а также часть частиц следующего по порядку подслоя [61]. Изменение количества подслоев составит:

$$r = n / (n - 1). \quad (3.10)$$

Для случая трехкомпонентной смеси концентрация ключевых компонентов в любом подслое после уменьшения числа подслоев составит:

$$C_1^{(i,m)} = (C_1^{(i,m)} (r + i(1-r)) + C_1^{(i+1,m)} i(r-1)) / r; \quad (3.11)$$

$$C_2^{(i,m)} = (C_2^{(i,m)} (r + i(1-r)) + C_2^{(i+1,m)} i(r-1)) / r, \quad (3.12)$$

где i – номер подслоя, $i=1 \dots n-1$; $C_1^{(i,m)}$ и $C_2^{(i,m)}$ – концентрации первого и второго компонента в i -ом подслое до изменения числа подслоев; m – номер перехода.

За один переход принимается промежуток времени, за который самый маленький подслоем совершает полный оборот вокруг центра циркуляции.

При моделировании процесса смешивания сыпучих материалов в барабанном смесителе непрерывного действия необходимо учитывать факт неравномерного распределения скоростей движения в осевом направлении барабана по толщине скатывающегося слоя.

Схема распределения скоростей движения частиц в скатывающемся слое в поперечном и продольном сечениях барабана для случая пяти подслоев представлена на рис. 3.2. Схема распределения скоростей по подслоям в поперечном сечении барабана изображена в плоскости XOY . Точка C соответствует положению центра циркуляции, а точка N – открытой поверхности барабана. В плоскости YOZ представлена схема изменения скоростей движения частиц в осевом сечении барабана. Скорость продвижения частиц, расположенных в районе центра циркуляции (в точке C) в этом случае, в отличие от скоро-

сти продвижения в поперечном сечении барабана, ненулевая. Как видно из рисунка, законы изменения скоростей носят нелинейный характер.

С учетом того, что скорости движения в осевом сечении барабана по толщине скатывающегося слоя не одинаковы, различен и путь, который проходят частицы сыпучего материала вдоль оси барабана за равные промежутки времени.

Как показали результаты численных экспериментов, линия, соответствующая положению координат центра тяжести циркуляционного контура вдоль оси барабана имеет меньший наклон к горизонту, чем линия, соответствующая открытой поверхности материала. Корректность полученных результатов подтверждена экспериментально на плоской модели смесителя барабанного типа. На рис. 3.1 линия, образованная центрами тяжести сечений, занятых сыпучим материалом, показана пунктиром, а линия открытой поверхности – сплошная.

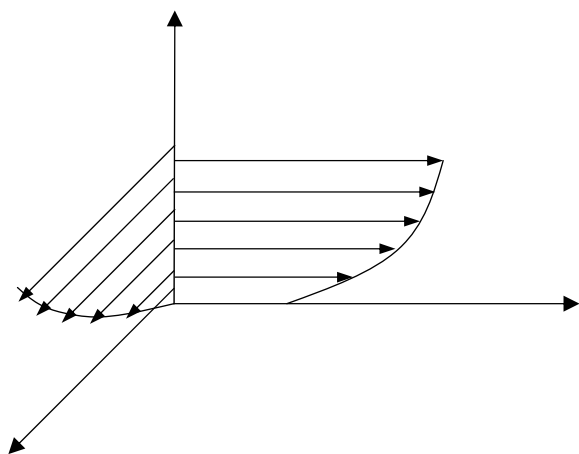


Рис. 3.2. Схема распределения скоростей в скатывающемся слое в продольном и поперечном сечениях барабана

Именно разница в величинах углов наклона этих линий к горизонту приводит к различию скоростей продвижения частиц сыпучего материала в осевом направлении для различных подслоев циркуляционного контура.

Результаты изменения времени цикла позволяют сделать вывод о том, что для синхронизации времени одного перехода и количества материала, участвующего в процессе смешивания на каждом переходе в качестве времени цикла на любом переходе следует принять этот параметр, соответствующий участку, расположенному в непосредственной близости от ссыпавшегося края барабана. При этом будут устранены некоторые колебания этого значения, вызванные искусственным характером разбиения циркуляционного контура на подслои с использованием зависимости (2.1).

Использование этого подхода позволит утверждать, что на каждом участке в процессе одного перехода будут участвовать одинаковые объемы сыпучего материала. Однако длины участков при переходе от области загрузки барабана к области разгрузки будут увеличиваться пропорционально уменьшению площади, занятой материалом в поперечном сечении и увеличению скорости осевого движения частиц. Тем самым будут соблюдаться условия неразрывности потока в любом поперечном сечении барабана и сохранения объема материала на любом участке барабана.

Указанный подход ни в коей мере не противоречит изложенному в работе [47], а лишь несколько дополняет его.

С учетом указанного подхода изменятся зависимости, определяющие распределение концентраций компонентов смеси по подслоям циркуляционного контура. Рассмотрим эти изменения для случая трехкомпонентной смеси, вероятности перехода которых располагаются согласно $P_{013} > P_{023} > P_{012}$. Механизм процесса смешивания, определяющий последовательность фаз для данной смеси, рассмотрен в разделе 2.1.

Согласно данному механизму, на любой фазе перехода частица компонента, участвующего в обмене и более склонного к сегрегации по отношению к другому компоненту, участвующему в обмене может либо перейти в соседний подслой, расположенный ближе к центру циркуляции, либо остаться в своем подслое (за исключением последнего подслоя n).

Рассмотрим первую фазу перехода первого компонента в подслои, расположенный ближе к центру циркуляции с последующим вытеснением из него третьего компонента. Вероятность перехода $P_{13}^{(i,i+1,m)}$ первого компонента из подслоя i в подслои $i+1$ на данной фазе перехода в момент времени $\tau = m\tau_{\text{ц}}$, равна:

$$P_{13}^{(i,i+1,m)} = P_{013} \left(1 - (C_1^{(i+1,m-1)} + C_2^{(i+1,m-1)}) \right), \quad (3.13)$$

где P_{013} – вероятность перехода первого компонента в подслои, содержащий только третий компонент при нулевой концентрации в нем первого компонента; $C_1^{(i+1,m-1)}$, $C_2^{(i+1,m-1)}$ – концентрации компонентов 1, 2 соответственно в подслое $i+1$ в момент времени $\tau = (m-1)\tau_{\text{ц}}$; $m = 1, 2 \dots k$; k – суммарное число переходов при расчете по математической модели процесса.

Время, за которое частица может совершить полный цикл циркуляции $\tau_{\text{ц}}$ может быть определено как сумма времени пребывания частицы в поднимающемся слое и времени пребывания в скатывающемся слое. Оно принимается равным значению, соответствующему участку, расположенному в непосредственной близости от разгрузочного края барабана, т.е. усредненному значению [62].

Концентрация первого компонента в подслое i после первой фазы перехода будет равна:

$$C_1^{(i,m)} = \frac{\left(C_1^{(i,m-1)} V^{(i)} - C_1^{(i,m-1)} P_{13}^{(i,i+1,m)} V^{(n_k)} + C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(n_k)} \right)}{V^{(i)}}, \quad (3.14)$$

где $V^{(i)}$ – объем подслоя i ; $C_1^{(i,m-1)} V^{(i)}$ – объем первого компонента, содержащегося в подслое i перед этой фазой перехода; $C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(n_k)}$ – объем компонента 1, перешедшего из подслоя $i-1$, который расположен ближе к обечайке барабана и непосредственно контактирует с подслоем i ; $C_1^{(i,m-1)} P_{13}^{(i,i+1,m)} V^{(n_k)}$ – характеризует количество компонента 1, перешедшего из подслоя i в подслои $i+1$ на данной фазе перехода; $V^{(n_k)}$ – усредненное значение объема последнего подслоя, соответствующего участку, расположенному вблизи ссыпающего края барабана.

Расчет по этой модели должен начинаться с определения вероятности перехода и концентрации компонента, участвующего на данной фазе перехода, в первом подслое. На первой фазе вероятность перехода компонента 1 из первого подслоя во второй можно определить по зависимости (3.13), принимая $i = 1$. Концентрация первого компонента в первом подслое после этой фазы перехода может быть определена следующим образом:

$$C_1^{(1,m)} = \frac{\left(C_1^{(1,m-1)} V^{(1)} - C_1^{(1,m-1)} P_{13}^{(1,2,m)} V^{(n_k)} \right)}{V^{(1)}}, \quad (3.15)$$

В данном случае более удаленный от центра циркуляции подслои отсутствует, следовательно, из этого подслоя на данной фазе перехода компонент 1 не переносится.

Зависимость (3.14) используется для всех подслоев, кроме последнего, так как для каждого последующего известна величина $C_1^{(i-1,m-1)} P_{13}^{(i-1,i,m)} V^{(n_k)}$. Например, при расчете концентрации во втором подслое эта величина будет равняться объему первого компонента, перешедшего из первого подслоя во второй на этой фазе перехода, т.е. $C_1^{(1,m-1)} P_{13}^{(1,2,m)} V^{(n_k)}$.

При расчете концентрации первого компонента в последнем подслое можно использовать следующую зависимость:

$$C_1^{(n,m)} = \frac{\left(C_1^{(n,m-1)} V^{(n)} + C_1^{(n-1,m-1)} P_{13}^{(n-1,n,m)} V^{(n_k)} \right)}{V^{(n)}}, \quad (3.16)$$

В соответствии с этой формулой в подслои n будет поступать количество ключевого компонента 1 пропорциональное не объему последнего подслоя $V^{(n)}$ на данной фазе перехода, а объему $V^{(n_k)}$.

В процессе работы барабанного смесителя непрерывного действия в него поступают те или иные компоненты. Они могут поступать в смеситель как в непосредственной близости от загрузочного края барабана, так в любом другом сечении по его длине.

Их попадание в барабан полностью меняет как конфигурацию слоя, так и разбивку слоя в поперечном сечении по подслоям. Может измениться также концентрация смешиваемых компонентов в подслоях, поэтому необходимо использовать механизм пересчета концентраций компонентов по подслоям, изложенный в [55].

Достоинством изложенного выше подхода к моделированию процесса смешивания в барабанном смесителе непрерывного действия является сохранение порядка разбиения на подслои циркуляционного контура в любом поперечном сечении, т.е. толщина подслоя рассчитывается по одной и той же зависимости (2.1). Коэффициент вероятности перехода частиц ключевого компонента P_0 определяется экспериментально по тем же методикам, что и для смесителей периодического действия. С учетом того, что порядок разбиения на подслои сохраняется, можно использовать одно значение P_0 при моделировании процесса смешивания по всей длине барабана.

Также имеется возможность сопоставимой оценки качества смеси в любом сечении смесителя, например, с использованием коэффициентов неоднородности V_{S1} , V_{S2} .

На основе предложенной модели процесса приготовления многокомпонентных смесей разработана программа расчета на ЭВМ основных режимных и геометрических параметров барабанного смесителя непрерывного действия.

В заключение следует отметить, что предложенная математическая модель может быть использована при описании процесса непрерывного смешивания в циркуляционных смесителях других типов, поскольку в ней учитываются только общие закономерности движения компонентов как в продольном, так и в поперечном сечениях смесителя. Она может быть использована и для описания других процессов, в частности, процесса сушки во вращающемся барабане [63, 64, 65, 66].

3.2. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ЧИСЛЕННЫХ ЭКСПЕРИМЕНТОВ ДЛЯ ОПТИМИЗАЦИИ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Использование циркуляционных смесителей и, в частности, барабанных, для получения смесей сыпучих материалов ограничено, в первую очередь, в связи с негативным влиянием на качество смеси эффекта сегрегации компонентов с разными размерами частиц [67].

Для устранения отрицательного влияния сегрегации предлагается использование эффективного метода, сущность которого достаточно проста [68]: ключевой и определенная часть основного компонентов (частицы основного и ключевого компонентов имеют одинаковую плотность) должны иметь минимальные отличия в свойствах частиц загружаться в смеситель в соответствии с определенным регламентом. Ключевым называется компонент, обладающий меньшим размером частиц по отношению к основному. При этом один из вариантов сближения их свойств – измельчение части основного компонента. В дальнейшем будем называть этот компонент вспомогательным. Объем измельченного основного компонента в идеальном варианте должен равняться объему внутренних подслоев с повышенной концентрацией ключевого компонента. Размеры же частиц измельченного материала должны равняться размеру частиц ключевого компонента.

В этом случае, вследствие того, что частицы основного и ключевого компонентов имеют одинаковые плотности, склонность к сегрегации ключевого и измельченной части основного компонентов будет одинаковой, что обусловит их равномерное присутствие в зоне центра циркуляции.

В случае если в процессе получения двухкомпонентной смеси участвуют склонные к сегрегации материалы, вероятность перехода частиц из подслоя i в подслои $i + 1$, расположенный ближе к центру циркуляции, можно определить с помощью следующей зависимости:

$$P^{(i,i+1,k)} = P_0(1 - C^{(i+1,k-1)}), \quad (3.17)$$

где $C^{(i+1,k-1)}$ – концентрация ключевого компонента в $(i + 1)$ -м подслое после $k - 1$ -го перехода; P_0 – вероятность перехода частиц ключевого компонента в подслои, находящийся ближе к центру циркуляции при нулевой концентрации в нем ключевого компонента.

Концентрацию ключевого компонента в момент времени $\tau = k \Delta\tau$ можно определить для различных подслоев циркуляционного контура исходя из соотношений (3.18) – (3.20):

для первого подслоя

$$C^{(1,k)} = (C^{(1,k-1)} V^{(1)} - P^{(1,2,k)} C^{(1,k-1)} V^{(n)}) / V^{(1)}, \quad (3.18)$$

где $V^{(1)}$ – объем первого подслоя материала, $V^{(n)}$ – объем n -го подслоя.

Объем первого подслоя $V^{(1)}$ всегда больше объема n -го подслоя $V^{(n)}$, а величина $P^{(1,2,k)}$ меньше или равна 1. Из анализа данной зависимости можно сделать вывод, что при наличии в первом подслое ключевого компонента его концентрация уменьшается на каждом переходе.

Для любого подслоя (кроме последнего) можно использовать следующую зависимость:

$$C^{(i,k)} = (C^{(i,k-1)} V^{(i)} - P^{(i,i+1,k)} C^{(i,k-1)} V^{(n)} + P^{(i-1,i,k)} C^{(i-1,k-1)} V^{(n)}) / V^{(i)} \quad (3.19)$$

В данной формуле первый член выражения, представленного в скобках – содержание ключевого компонента в данном i -м подслое; второй член – количество ключевого компонента, перешедшего в следующий подслой, расположенный ближе к центру циркуляции; третий элемент – объем ключевого компонента, перешедшего в данный подслой i из расположенного непосредственно над ним.

Концентрация ключевого компонента в последнем подслое n определяется зависимостью:

$$C^{(n,k)} = C^{(n,k-1)} + P^{(n-1,n,k)} C^{(n-1,k-1)}. \quad (3.20)$$

Очевидно, что этот параметр будет увеличиваться после каждого перехода при концентрации ключевого компонента, отличной от единицы.

Анализируя зависимости (3.17) – (3.20), можно сделать вывод, что абсолютное количество ключевого компонента в подслоях на каждом переходе зависит как от вероятности перехода P_0 , так и от концентрации этого компонента в рассматриваемых подслоях.

Если свойства ключевого и основного компонентов одинаковые, то будут одинаковыми и вероятности их перехода во внутренние подслоя. Таким образом, в конечном итоге основной задачей снижения негативного эффекта сегрегации является уменьшение интенсивности перехода частиц ключевого компонента во внутренние подслоя. Рассмотрим переход ключевого компонента из предпоследнего подслоя $n-1$ в последний – n . Пусть известна вероятность перехода P_0 и в рассматриваемый момент времени концентрация ключевого компонента в последнем подслое равна $C^{(n,k-1)}$, а в предпоследнем $C^{(n-1,k-1)}$. Тогда с учетом зависимости (3.20) объем ключевого компонента, который переходит из подслоя $n-1$ в подслой n при k -м переходе будет равен:

$$V_{\text{кл}}^{(n-1,n,k)} = P^{(n-1,n,k)} C^{(n-1,k-1)} V^{(n)}, \quad (3.21)$$

где согласно (3.17):

$$P^{(n-1,n,k)} = P_0 (1 - C^{(n,k-1)}). \quad (3.22)$$

Если используется вспомогательный компонент, то в рассматриваемый момент времени в последнем подслое кроме ключевого компонента будет присутствовать определенное количество вспомогательного компонента. Пусть концентрация вспомогательного компонента будет $C^{(n,k-1)}$, тогда вероятность перехода ключевого компонента будет равна:

$$P^{(n-1,n,k)} = P_0 (1 - C^{(n,k-1)} - C^{(n,k-1)}). \quad (3.23)$$

Результаты численных экспериментов показывают, что при одинаковых начальных данных по ключевому компоненту, вероятность $P^{(n-1,n,k)}$ с использованием вспомогательного компонента (3.23) будет меньше той же величины, рассчитанной без использования этого компонента (3.22). Как следствие и

объем ключевого компонента, который перейдет из подслоя $n-1$ в подслои n при использовании вспомогательного компонента, будет меньше.

Следует отметить, что не всегда удастся полностью выровнять свойства ключевого и вспомогательного компонентов (их диаметры частиц), но и их сближение приведет к затруднению продвижения ключевого компонента в область центра циркуляции. Пусть вероятность перехода частиц ключевого компонента в подслои, находящийся ближе к центру циркуляции, в котором находится только вспомогательный компонент, равна $P0' < P0$. В этом случае количество ключевого компонента, который перейдет из подслоя $n-1$ в подслои n при переходе k определяется следующим образом:

$$V_{\text{кл}}^{(n-1,n,k)} = P^{(n-1,n,k)} C^{(n-1,k-1)} V^{(n)} + P'^{(n-1,n,k)} C^{(n-1,k-1)} V^{(n)}, \quad (3.24)$$

где

$$P'^{(n-1,n,k)} = P0' C^{(n,k-1)}. \quad (3.25)$$

Вероятность $P^{(n-1,n,k)}$ рассчитывается по зависимости (3.23).

Представим зависимость (3.24) в виде:

$$V_{\text{кл}}^{(n-1,n,k)} = C^{(n-1,k-1)} V^{(n)} (P^{(n-1,n,k)} + P'^{(n-1,n,k)}).$$

Получим формулу для выражения в скобках, используя (3.23) и (3.25):

$$\begin{aligned} P^{(n-1,n,k)} + P'^{(n-1,n,k)} &= P0(1 - C^{(n,k-1)} - C^{(n,k-1)}) + P0' C^{(n,k-1)} = \\ &= P0(1 - C^{(n,k-1)}) + C^{(n,k-1)}(P0 - P0'). \end{aligned} \quad (3.26)$$

Левая часть суммы совпадает с выражением (3.22), однако при $P0' < P0$ к нему добавляется отрицательное слагаемое. Сомножители $C^{(n-1,k-1)} V^{(n)}$ в зависимостях (3.21) и (3.24) одинаковые, а суммарная вероятность для случая с использованием вспомогательного компонента оказывается меньше. Как следствие, результаты численных расчетов показывают, что при одинаковых начальных данных по ключевому компоненту, при использовании вспомогательного компонента, объем ключевого компонента, который перемещается из подслоя $n-1$ в подслои n , будет меньше, чем аналогичный объем без использования вспомогательного компонента. Другими словами использование вспомогательного компонента позволяет уменьшить интенсивность процесса сегрегации ключевого компонента в окрестностях центра циркуляции, т.е. в конечном итоге, повысить качество смеси в целом. Таким образом, даже при отличиях в свойствах ключевого и вспомогательного компонентов достигается желаемый эффект – снижение интенсивности перехода частиц ключевого компонента во внутренние подслои [69].

Установка для приготовления смесей сыпучих материалов включает в себя две основные составляющие: дозатор и смеситель. Совершенно очевидно, что характеристики дозатора (величина и форма отклонений производительности от номинальных значений) влияют на кинетику процесса смешивания и, в конечном итоге, на качество готовой смеси [70]. Как показали результаты предварительных экспериментов, пульсации в работе дозаторов наиболее близко описываются нормальным законом распределения, который характеризуется плотностью вероятности вида:

$$f(x) = 1/(\sigma\sqrt{2\pi}) e^{-\frac{(x-m_0)^2}{2\sigma^2}}, \quad (3.27)$$

где x – случайная величина; m_0 – математическое ожидание; σ – среднее квадратическое отклонение случайной величины.

Среднее квадратическое отклонение рассчитывают по зависимости:

$$\sigma = \sqrt{D_C}, \quad (3.28)$$

где D_C – дисперсия случайной величины.

Для непрерывной функции:

$$D_C = \int_{-\infty}^{\infty} (x - m_o)^2 f(x) dx. \quad (3.29)$$

Сглаживающая способность смесителя – отношение среднего квадратического отклонения пульсации расхода ключевого компонента на входе смесителя и на выходе из него. Элементом дискретности является использование для дальнейшего анализа промежутка времени Δt .

В тоже время отсутствуют теоретически или экспериментально обоснованные рекомендации и методики по выбору дозаторов и смесителей при проектировании смесительных установок. Учитывая это, была предпринята попытка создания такой методики.

Как показали проведенные в течение ряда лет исследования, равномерный характер загрузки ключевых компонентов обеспечивает достаточно высокое качество готового продукта. В связи с этим, в полной рост встает вопрос выбора типа дозатора, обеспечивающего равномерный характер подачи компонентов [71]. В конечном итоге, при выборе дозатора необходимо оценить влияние периода и амплитуды колебаний подачи компонентов по сравнению с номинальной производительностью при работе дозатора.

При использовании послойной модели процесса для смесителя барабанного типа большое значение имеет выбор толщины подслоя, которая, в свою очередь, определяется объемом пробы, необходимой для дальнейшего использования смеси. Можно предположить, что если длительность отклонений существенна и разница в отклонениях соизмерима с объемом подслоев, качество готовой смеси будет ухудшаться. При высокочастотных колебаниях ухудшение качества должно быть незначительным. Для проверки этих предположений были проведены расчеты по математической модели процесса смешивания в барабанном смесителе непрерывного действия [61].

Использование математической модели процесса смешивания позволяет при заданном качестве смеси и характеристиках смесителя (размеры, время пребывания ключевого компонента в смесителе) определить основные требования, предъявляемые к дозатору (максимальное отклонение от средней производительности и длительность этих отклонений) при которых смесительная установка гарантирует получение требуемого качества смеси [72].

На основе разработанных математических моделей периодического и непрерывного процесса смешивания [73] разработана методика, позволяющая подбирать смесители и дозаторы с оптимальным соответствием основных характеристик [74]. В зависимости от реальной производственной ситуации можно к существующему смесителю выбрать дозатор, обеспечивающий наилучшее качество смеси, либо к существующему дозатору рассчитать режимные и геометрические параметры смесителя, при которых также будет обеспечено получение смеси требуемого качества. При проектировании новых смесительных установок могут варьироваться как характеристики смесителя, так и дозатора.

Для проверки промышленного использования методики были проведены исследования качества смеси, полученной при использовании дозаторов с отклонениями 2...5 % от номинальных значений. При этом коэффициент неоднородности смеси составлял порядка 10 %, а при оптимальном соотношении смеситель–дозатор он снижался до 2...3 %.

Поскольку при постановке задачи исследования фактически не делалось никаких ограничений на конструкцию смесителя с детерминированным или детерминированно-стохастическим характером движения материала данная методика может быть использована не только для барабанных смесителей, но и для смесителей других указанных выше типов при наличии математической модели процесса.

Глава 4

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

4.1. ОПИСАНИЕ ЛАБОРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА СМЕШИВАНИЯ В ПЕРИОДИЧЕСКОМ РЕЖИМЕ И МЕТОДИКИ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ИССЛЕДОВАНИЯ

Как говорилось в предыдущем разделе, в горизонтальном барабанном смесителе преобладает детерминированная составляющая в характере движения компонентов смеси. Поэтому выбор в качестве объекта дальнейшего экспериментального исследования именно этого типа смесителей не случаен, хотя наличие детерминированной составляющей движения компонентов во всех шести исследованных типах смесителей подтверждает общность подходов к моделированию и экспериментальному исследованию циркуляционных типов смесителей.

Общий вид лабораторной установки для исследования поведения сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана представлен на рис. 4.1.

Установка состоит из прозрачного диска 1, выполненного из оргстекла, обечайки 2, непрозрачного диска 3, а также привода 4. Привод представляет собой двигатель постоянного тока, который может плавно изменять частоту вращения при изменении подаваемого на него напряжения. Перед прозрачным диском установлен прозрачный щит 5, на котором нанесена угловая шкала 6 и установлена подвижная линейка 7. Диски 1 и 3 зажимают обечайку 2 посредством шпилек 8.

Конструкция лабораторной установки позволяет изменять диаметр исследуемого барабана. Для этого достаточно заменить обечайку 2, установленную между дисками 1 и 3 на обечайку, имеющую другой диаметр.

Наличие прозрачного щита 5 и прозрачного диска 1 позволяет вести визуальное наблюдение за процессом смешивания, а также фотосъемку различных стадий процесса. Наличие угловой шкалы 6 позволяет фиксировать положение циркуляционного контура при различных частотах вращения и степени заполнения барабана. С помощью подвижной линейки 7 можно определить положение центра циркуляции.

Для исследования качественной картины процесса смешивания в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана использовался способ, заключающийся во внесении небольших порций ключевого компонента в слой основного компонента, неподвижного относительно обечайки вращающегося барабана, т.е. в поднимающийся слой АСВМ (см. рис. 2.1). Сущность этого способа можно пояснить, используя рис. 4.2.

Устройство включает в себя привод 1, непрозрачный диск 2, соединенный с прозрачным диском 3 посредством шпилек 5. Между дисками 2 и 3 расположена обечайка 4.

Узел ввода ключевого компонента содержит гильзу 6 с поршнем 7, которые установлены на кронштейне 8 с помощью резьбового соединения.

В гильзе имеется загрузочное отверстие 9, расположенное таким образом, что оно находится снаружи барабана в момент касания гильзы 6 с прозрачной торцевой стенкой 3.

Порядок работы устройства следующий: в барабан, через загрузочное отверстие в прозрачной торцевой стенке 3, засыпается основной компонент. В это время гильза 6 расположена так, как показано на рис. 4.2, б, т.е. гильза 6 касается торцевой стенки 3. Таким образом, в слое основного материала образуется полость, размеры которой ограничены наружной стенкой гильзы. После этого в нее через отверстие 9 засыпается ключевой компонент, поршень 7 перемещается вправо до совмещения с внутренней стенкой барабана 2, а гильза 6 перемещается в крайнее левое положение, как показано на рис. 4.2, в. В этом случае, в слое основного материала образуется участок ключевого компонента, размеры которого ограничены размерами гильзы. Его можно наблюдать через прозрачную стенку 3. Затем барабан приводится во вращение и появляется возможность исследования качественной картины характера распределения этого ключевого компонента в слое основного компонента [75].

Анализ проведенных экспериментальных исследований, а также результатов численных экспериментов, проведенных с использованием математических моделей процесса получения многокомпонентных смесей, показывают, что необходимо обеспечение подачи ключевых компонентов в смеситель в определенной последовательности и по определенному закону. Например, это может быть убывающий закон или закон возрастания, т.е. подача ключевых компонентов осуществляется неравномерно. Для реализации этого предложена схема проведения опытов по приготовлению трехкомпонентных смесей, изображенная на рис. 4.3. В соответствии с этой схемой ключевые компоненты подаются в барабан 1, соединенный с приводом 2 посредством транспортеров-дозаторов 3 и 4. Для обеспечения равномерного распределения ключевых компонентов по наружному циркуляционному контуру имеется наклонная пластина 5.

Чтобы обеспечить подачу ключевых компонентов в смеситель в определенной последовательности необходимо включение транспортеров-дозаторов в этой последовательности, а для обеспечения определенного закона подачи ключевых компонентов они насыпаются на ленту транспортера неравномерно, например, на рис. 4.3 показан возрастающий закон подачи ключевых компонентов.

Результаты предварительных экспериментов показали, что достаточно сложно произвести отбор проб из барабана, не нарушая взаимного расположения частиц смешиваемых компонентов при повороте барабана в горизонтальное положение, особенно в скатывающемся слое.

С целью увеличения объема информации, полученной при обработке результатов одного опыта, разработан способ исследования процесса смешивания сыпучих материалов [75, 76]. Сущность способа заключается в следующем: в барабан определенным образом загружаются смешиваемые компоненты, после чего он приводится во вращение. После смешивания компонентов барабан останавливается и через центральное отверстие съемной торцевой стенки на свободную поверхность смеси равномерно, по всей свободной поверхности, подается нейтральный материал. Затем барабан поворачивается до вертикального расположения оси его вращения. В это время нейтральный сыпучий материал образует скат (см. рис. 4.4), а смешиваемые компоненты остаются в том состоянии, которое они занимали сразу после остановки барабана. После этого осуществляется отбор проб методом квартования всей смеси.

Диаметр частиц нейтрального материала рассчитывается исходя из следующих соображений: 1) частицы смешиваемых компонентов не должны проникать в слой нейтрального материала при повороте барабана в вертикальное положение; 2) после эксперимента необходимо максимально облегчить отделение частиц нейтрального компонента от смеси (например, с помощью сит).

В каждой пробе осуществляется определение концентрации ключевого компонента и по известной методике рассчитывается коэффициент неоднородности смеси.

Однако дальнейшие экспериментальные исследования показали, что при определении оптимального регламента загрузки ключевых компонентов весьма ценной является информация об изменении концентрации ключевых компонентов по подслоям циркуляционного контура. Приведенный выше способ исследования процесса смешивания не позволял определять концентрацию по подслоям, поскольку после остановки барабана для отбора проб происходило изменение конфигурации циркуляционного контура и, следовательно, перемешивание в подслоях.

Для устранения этого явления предложено устройство для исследования процесса смешивания и сегрегации сыпучего материала [75, 77].

Принципиальная схема устройства показана на рис. 4.5. Устройство состоит из барабана 1, соединенного с приводом 2 прозрачной торцевой стенки 3, изогнутой пластины 4 с прямолинейными кромками, установленной внутри барабана с возможностью перемещения вдоль его радиуса и поворота вокруг оси вращения барабана на кронштейне 5. Изогнутая пластина 4 устанавливается внутри барабана таким образом, чтобы прямолинейные кромки были параллельны образующей барабана, а их длина равна длине барабана. Выбор расстояния между прямолинейными кромками изогнутой пластины меньше диаметра барабана обусловлен необходимостью ее свободного перемещения вдоль радиуса барабана.

Форма пластины 4 определяется экспериментально для конкретной скорости вращения барабана и объема исследуемого сыпучего материала.

Для исследования процесса смешивания в барабан 1 загружается смесь сыпучих материалов через отверстие в торцевой стенке 3. С помощью привода 2 барабан приводится во вращение. Пластина 4, через отверстие в торцевой стенке, выставляется параллельно свободной поверхности движущегося слоя материала, через определенное время пластина 4 перемещается до возникновения контакта со слоем ма-

териала и после поджатия слой материала оказывается зажатым между изогнутой пластиной и внутренней поверхностью барабана. При этом полностью сохраняется конфигурация циркуляционного контура и появляется возможность отбора проб из любой части поперечного сечения барабана для дальнейшего исследования.

4.2. МЕТОДИКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ОПРЕДЕЛЕНИЯ СКЛОННОСТИ К СЕГРЕГАЦИИ

Как было отмечено в предыдущем разделе, определение численного значения коэффициента P_{0ij} , характеризующего склонность к сегрегации i -го компонента движущегося вместе с частицами основного компонента j , является одной из ключевых проблем при математическом моделировании процесса смешивания. Традиционно, данный коэффициент или аналогичные ему коэффициенты определяют итерационными методами, используя кинетическую кривую процесса, полученную на лабораторном смесителе. Учитывая трудоемкость и большие временные затраты на построение кинетической кривой, была предпринята попытка определения численного значения коэффициента P_{0ij} с использованием универсальной лабораторной установки при минимальном времени на проведение эксперимента. Схема установки, выполненной по авторскому свидетельству [78] изображена на рис. 4.6.

Устройство содержит диск с приводом 1, лопасть в виде короба 2, установленную на диске, секционированный пробоотборник 3, шарнирно соединенный со ссыпавшим краем лопасти, причем перегородки пробоотборника располагаются параллельно ссыпавшему краю лопасти.

Шарнирное соединение пробоотборника 3 и лопасти 2 осуществляется с помощью стержня 4, установленного на ссыпавшем краю лопасти и втулки 5, жестко соединенной с кромкой пробоотборника.

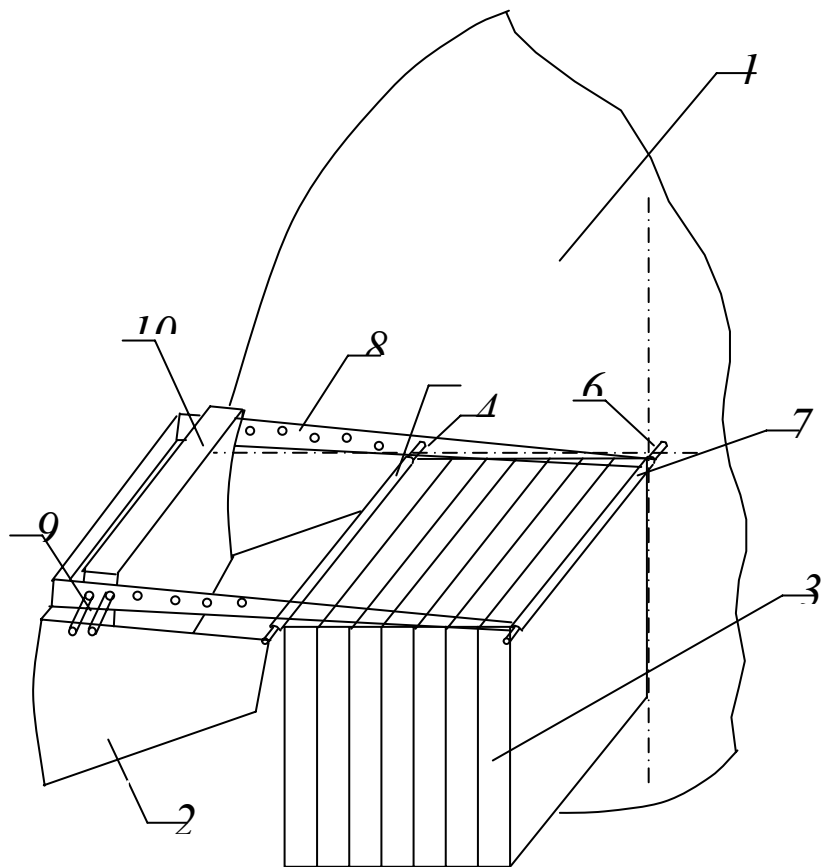


Рис. 4.6. Схема устройства для определения коэффициента вероятности перехода

В центре диска, вдоль его продольной оси, установлен стержень 6, на котором с помощью втулки 7 установлен кронштейн 8. На кронштейне 8 с помощью винтов 9 укреплена загрузочная емкость 10. Загрузочная емкость 10 представляет собой трубу прямоугольного сечения с шириной, совпадающей с шириной лопасти, изогнутую по дуге окружности.

Сущность предлагаемого способа заключается в следующем. Загрузочная емкость 10 опускается до соприкосновения с дном лопасти 2, находящейся в исходном положении, как показано на рис. 4.6. Исходным положением следует считать положение, при котором верхние кромки лопасти 2 расположе-

ны в горизонтальной плоскости. В загрузочную емкость засыпается ключевой компонент. На лопасть равномерно засыпается основной компонент, затем загрузочная емкость осторожно извлекается из слоя, засыпанного на лопасть материала, путем ее поворота вокруг оси вращения. После этого кронштейн 8 с загрузочной емкостью 10 может быть снят. После проведенной операции на лопасти 2 имеется комбинированная загрузка материала. Включается привод диска 1. В результате поворота лопасти вместе с диском частицы основного и ключевого компонентов распределяются в ячейках пробоотборника. По окончании ссыпания проводится количественный анализ частиц ключевого компонента в каждой секции пробоотборника. Численное значение коэффициента $P0_{ij}$, так же, как и в традиционных способах, определяется итерационными методами с использованием математической модели, аналогичной представленной в разделе 4.2.

В частности, лопасть по длине условно делится на участки, каждый из которых представляет собой часть кольца. Количество ячеек в пробоотборнике должно быть не меньше, чем количество участков. В математической модели предполагается, что число подслоев равно или кратно числу участков. Границы подслоев определяются так же, как и для гладкого барабана, т.е. из условия равенства производительности по подслоям. Число переходов при расчете по математической модели должно быть равно числу участков при разбиении лопасти по длине.

Для наиболее рационального использования представленной методики предполагается проведение тщательного исследования поведения компонентов «эталонной смеси» [79]. При этом производится определение склонности к сегрегации по известной методике с использованием барабанного смесителя. В результате этого получают какое-то значение склонности к сегрегации $P0_{12}$. Затем производится поиск значения склонности к сегрегации с использованием предлагаемого устройства и численных расчетов по математической модели процесса и вычисляется некое другое значение $P0_{12}^3$.

Чтобы оценить склонность к сегрегации другого ключевого компонента по отношению к тому же основному, нет необходимости в проведении экспериментов с использованием реального смесителя. Достаточно провести определение склонности к сегрегации с использованием предлагаемого устройства и результатов численного моделирования. Обозначим полученную величину через $P0_{32}^3$. Реальная склонность к сегрегации для выбранного барабанного смесителя может быть определена из соотношения $P0_{12}^3 / P0_{32}^3 = P0_{12} / P0_{32}$, с учетом того, что неизвестной остается только величина $P0_{32}$.

Возможно также использование предлагаемой методики для поиска коэффициента склонности к сегрегации любой другой пары компонентов, например, обозначим их цифрами 3 и 4. Достаточно провести поиск коэффициента склонности к сегрегации по предлагаемой методике $P0_{34}^3$ и далее из соотношения $P0_{12}^3 / P0_{34}^3 = P0_{12} / P0_{34}$ определить значение $P0_{34}$ для принятой конструкции смесителя.

Основным достоинством представленной методики является тот факт, что не имеет принципиального значения, чем определяется склонность к сегрегации: разностью размеров или плотностей компонентов смеси, шероховатостью их поверхностей или комплексом указанных отличий.

В настоящее время полномасштабная проверка использования методики на практике проведена лишь на трех модельных материалах.

4.3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ РЕЖИМНЫХ И ГЕОМЕТРИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ НА ПРОЦЕСС СМЕШИВАНИЯ В ПЕРИОДИЧЕСКОМ РЕЖИМЕ

Целью экспериментального исследования процесса приготовления двухкомпонентной смеси является установление влияния изменившихся условий проведения процесса на величину коэффициента вероятности перехода $P0$ [80]. В качестве модельной смеси использовалась смесь из кварцевого песка (средний диаметр частиц 0,2 мм) и стеклянных шариков (средний диаметр частиц 0,8 мм).

Рассмотрение вопросов изменения или сохранения величины параметра $P0$, при различных вариантах условий проведения процесса смешивания, представляет собой наибольший интерес с практической точки зрения и при использовании расчетов по математической модели.

Проанализируем более подробно эти варианты. В качестве первого – рассмотрим случай изменения коэффициента заполнения барабана при сохранении скорости вращения смесительного барабана постоянной. Второй вариант изменения условий проведения процесса – это изменение диаметра барабана при сохранении постоянной величины отношения $\omega_p / \omega_{кр}$. Третьим вариантом является изменение скорости вращения барабана при сохранении постоянной степени загрузки и радиуса смесительного барабана.

Проведенные численные и натурные эксперименты позволили сделать вывод, что при изменении условий проведения процесса смешивания на сохранение величины параметра вероятности перехода определяющее влияние оказывает порядок разбиения циркуляционного контура на подслои. Если при различных условиях проведения процесса толщина подслоя при этом разбиении остается постоянной, то величина параметра P_0 также остается постоянной.

Модельные эксперименты по исследованию процесса приготовления многокомпонентных смесей проводились на экспериментальной установке, конструкция которой была рассмотрена в разделе 4.1 этой главы.

Сыпучие материалы для проведения экспериментов должны достаточно хорошо разделяться при анализе их содержания в пробе. Наиболее простой метод разделения сыпучих материалов – разделение с помощью сит, поэтому, в качестве компонентов смеси использовался кварцевый песок (средний диаметр частиц 0,2 мм) и стеклянные шарики (диаметры частиц 0,4 мм и 0,8 мм).

Для проведения модельных экспериментов по приготовлению многокомпонентной смеси предварительно были определены коэффициенты вероятности перехода для каждой пары смешиваемых компонентов [81].

Целью экспериментов по приготовлению многокомпонентных смесей была проверка адекватности математической модели реальному процессу, поэтому сначала проводился численный эксперимент для определенных условий проведения процесса смешивания, затем на модельной кривой определялись наиболее характерные точки и, лишь после этого, проводились эксперименты для определения реального распределения по смеси ключевых компонентов в этих точках.

Результаты экспериментов удовлетворительно совпадали с расчетными значениями, а расхождение величин коэффициентов неоднородности, рассчитанных по модели и полученных в результате проведения опытов, не превышало 12...24 %.

По результатам проведенных исследований был сделан вывод о том, что математические модели процесса приготовления многокомпонентных смесей достаточно точно отражают реальные процессы, происходящие в барабанном смесителе периодического действия. Поэтому они могут стать фундаментом для поиска оптимальных вариантов загрузки ключевых компонентов, обеспечивающих высокое качество смеси.

4.4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ХАРАКТЕРА ДВИЖЕНИЯ И ОСЕВОГО СМЕШИВАНИЯ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ В БАРАБАННОМ СМЕСИТЕЛЕ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Результаты предварительных экспериментов показывают, что математические модели процесса смешивания в барабанных смесителях периодического действия, в том числе и для многокомпонентных смесей могут быть адаптированы для смесителей непрерывного действия, однако необходимо учитывать характер распределения сыпучего материала вдоль оси барабана. Как известно [24], при малых относительных угловых скоростях вращения барабана сыпучий материал в поперечном сечении распределен в виде кругового сегмента. По мере продвижения от загрузочного края барабана к разгрузочному, площадь сегмента уменьшается. Это обуславливает необходимость пересчета меняющихся параметров циркуляционного контура в различных поперечных сечениях барабана. Поскольку выполняется закон сохранения вещества, скорость осевого продвижения частиц должна увеличиваться.

Исследованию характера распределения сыпучего материала вдоль оси барабана посвящена работа [24]. В ней отмечается, что по результатам измерения высоты слоя сыпучего материала, за исключением сравнительно небольшого участка длины, примыкающего к ссыпавшему краю барабана, характер изменения этого параметра близок к линейному. Если конструкция имеет опорное кольцо на ссыпавшем краю, то можно сделать допущение о линейном характере распределения по всей длине барабана. Однако не совсем ясно насколько можно считать линейным изменение площади сегмента. Более того, конкретных экспериментальных данных, подтверждающих указанный характер распределения материала, в технической литературе не обнаружено.

Как видно из представленных в предыдущей главе рассуждений принципиальным моментом в моделировании процесса смешивания является допущение о линейном характере распределения сыпучего материала вдоль оси барабана. Исследованию этого вопроса были посвящены проведенные нами экспериментальные исследования [82]. Цель экспериментов – доказать, что в диапазоне, установленном для

работы барабанных смесителей можно говорить о линейном характере распределения сыпучего материала вдоль его оси.

Принципиальная схема экспериментальной установки представлена на рис. 4.7, а. Она включает в себя барабан 1 с изменяющимся углом наклона по отношению к горизонту от 0 до 5° и привод 2, позволяющий плавно изменять угловую скорость вращения в исследуемом диапазоне. Загрузочный край барабана опирается на опорный узел 3 и снабжен устройством для загрузки материала в смеситель в виде лотка 4. Производительность подачи материала изменяется за счет варьирования скорости подачи компонентов через питатель 5 в диапазоне от $4 \text{ г}\cdot\text{с}^{-1}$ до $16 \text{ г}\cdot\text{с}^{-1}$.

Для отбора проб с целью дальнейшего анализа характера распределения материала по длине барабана использовалась специальная конструкция пробоотборника, состоящая из пластин в виде полуокружностей 6, конфигурация которых показана на рис. 4.7, б, закрепленных на двух стержнях 7. При сборке этой конструкции между жестяными элементами размещаются съемные втулки определенной длины 8 на оба стержня. Изменяя длину втулок и количество пластин можно получать различную конфигурацию расположения пробоотборников.

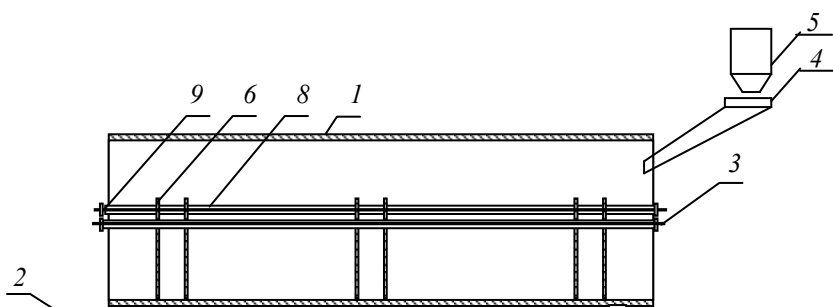
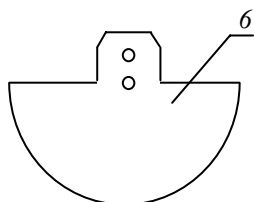


Рис. 4.7. Схема экспериментальной установки для исследования характера движения сыпучего материала вдоль оси барабанного смесителя



Размеры втулок при проведении экспериментов выбирались таким образом, чтобы при проведении экспериментальных исследований имелась возможность осуществлять отбор проб в непосредственной близости к разгрузочному и загрузочному краям, а также в центре барабана. Причем расстояние между элементами этих трех пар пластин с помощью втулок одинаковой длины выбиралось равным. После сборки втулок и пластин эти элементы скреплялись между собой с помощью гаек 9, накрученных на резьбовых концах стержней. Таким образом, получалась жесткая конструкция из пластин и втулок, одетых на стержни. Длины стержней выбирались несколько большими, чем длина барабана. Радиусы пластин, одетых на стержни, совпадали с внутренним радиусом смесительного барабана.

Порядок использования конструкции был следующим. После остановки барабана с материалом, распределенным вдоль его оси, снималось одно из торцевых колец, выполняющее функцию подпорного. Например, с загрузочного края барабана. После этого осуществлялось введение пробоотборника таким образом, чтобы полукруглые пластины касались поверхности барабана противоположной от сегмента, занятого сыпучим материалом. Когда конструкция полностью введена в смеситель, осуществлялся ее поворот вокруг оси на 180° . В результате этого сыпучий материал оказывался разделенным на отдельные порции или пробы между пластинами. Для изъятия этих проб из барабана и дальнейшего анализа отворачивались гайки со стержней с одной стороны пробоотбор-

ника, специальным стержнем с захватом снимались втулки и пластины, надетые на стержни, и сыпучий материал выгружался в специальные емкости. Три порции материала, расположенные между пластинами, подвергались дальнейшему анализу. Разборная конструкция пробоотборника позволяет с изменением длин и расположения распорных втулок определять характер распределения материала на любом участке барабана.

После остановки барабана исследовалось распределение вдоль его оси сыпучего материала двумя способами. Барабан экспериментальной установки был изготовлен из полупрозрачного материала (полипропилена) и при достаточной степени освещенности в лаборатории можно было измерять хорду, образованную компонентами в различных сечениях барабана при помощи штангенциркуля. Причем выбор места замера определялся дальнейшим использованием пробоотборника. При этом имелась возможность аналитического расчета объема каждой из этих проб. В результате использования пробоотборника определялся вес и объем каждой пробы, ограниченной пластинами.

В качестве исследуемых материалов использовались: кварцевый песок с диаметром частиц в диапазоне $d = 0,2 \dots 0,5$ мм, сернокислый калий с $d = 0,5 \dots 0,6$ мм, пшено $d = 1 \dots 1,5$ мм и гранулы полиэтилена с $d = 3 \dots 4$ мм.

Следует отметить, что при сравнении характера распределения компонентов вдоль оси барабана с линейной зависимостью более близкие значения были получены по результатам измерения хорды сыпучего материала и дальнейшего аналитического расчета. В этом случае разброс значений не превышал $5 \dots 7$ %. Это объясняется тем, что при измерениях подобного рода отсутствует воздействие на объект исследования. В случае использования пробоотборника возможны определенные ошибки, связанные с фазой введения устройства в слой материала и дальнейшей его выгрузкой. Однако использование пробоотборника подтверждает линейный характер распределения материала, хотя разброс значений оказывается несколько большим. По результатам проведенных экспериментов с различными сыпучими материалами можно сделать вывод о том, что в интересующем нас диапазоне работы барабанных смесителей характер распределения материала вдоль оси барабана близок к линейному. Таким образом, при разработке математической модели непрерывного процесса смешивания сделаны достаточно обоснованные допущения, позволяющие связывать объемы материала с длинами участков в различных сечениях барабана.

Как показали результаты анализа, представленные выше модели могут быть использованы для описания радиального процесса смешивания при непрерывном режиме. Однако они требуют доработки, поскольку при разработке математических моделей процесса смешивания в непрерывном режиме необходимо учитывать изменяющийся характер распределения сыпучего материала по длине барабана и, как следствие, изменение интенсивности осевого смешивания [83].

Для исследования этого явления была создана экспериментальная установка с соотношением длины барабана к его диаметру – от 2 до 6,5.

В качестве исследуемых материалов использовались: кварцевый песок с диаметром частиц в диапазоне $d = 0,2 \dots 0,6$ мм и пшено с $d = 1 \dots 1,5$ мм.

Для исследования характера осевого смешивания вводились порции окрашенных частиц в течение трех секунд через питатель 5. Загрузка этих частиц осуществлялась в двух вариантах: 1) вместо основной загрузки материала; 2) одновременно с ней.

Порядок проведения эксперимента был следующим [84]. После остановки барабана с материалом, распределенным вдоль его оси, снималось торцевое подпорное кольцо, расположенное на загрузочном краю барабана. После этого осуществлялось введение устройства для загрузки таким образом, чтобы полукруглые пластины касались поверхности барабана, противоположной от сегмента, занятого сыпучим материалом. Когда конструкция полностью введена в смеситель, осуществлялся ее поворот вокруг оси на 180° . В результате этого сыпучий материал оказывался разделенным на несколько порций. Порции материала, обозначенные буквами *B* и *C* на рис. 4.8, извлекались из барабана. Осуществлялось взвешивание порции *B* и вместо нее загружалось такое же количество окрашенного компонента. Размеры втулок, расположенных между пластинами выбирались таким образом, чтобы количество материала, обозначенное на рис. 4.8 буквой *B*, при выбранной производительности питателя поступало в смесительный барабан за 3 – 4 с.

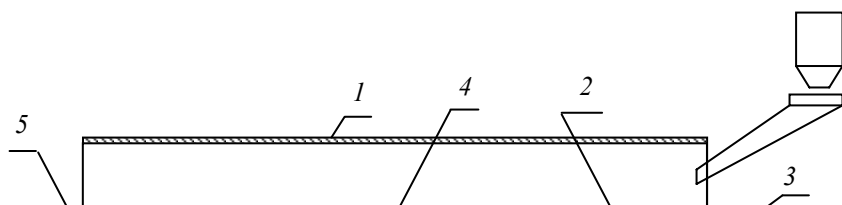


Рис. 4.8. Схема лабораторной установки для исследования характера **осевого смешивания в смесителе непрерывного действия**

После загрузки окрашенного компонента осуществлялась загрузка порции основного материала, обозначенного на рисунке буквой *C* на отведенное ему место. При этом оказывалось, что порция окрашенного материала располагалась на небольшом расстоянии от загрузочного края барабана. Это расстояние выбиралось таким образом, чтобы при дальнейшей работе смесительного барабана с одновременной загрузкой основного материала его частицы при падении на слой не достигали окрашенного материала. При этом создавались условия, когда на осевое смешивание не оказывает влияние разброс частиц в загрузочной области барабана при попадании в него с лотка.

При появлении окрашенного компонента на сыпавшем краю барабана осуществлялся отбор порций материала с принятым ранее интервалом.

Для оценки сглаживающей способности барабана были проведены эксперименты с кратковременным введением порций окрашенного материала с производительностью меньшей, чем производительность загрузки основного компонента. Причем на этот период загрузка основного компонента приостанавливалась. Производительность при введении окрашенного сыпучего материала была в 2,2 раза меньше производительности питателей для основного компонента.

По результатам проведенных экспериментов сделаны следующие выводы: 1) характер движения сыпучего материала вдоль оси барабанного смесителя без внутренних устройств можно считать поршневым и осевое смешивание рассматривать только в пределах участков, на которые делится барабан по длине при моделировании данного процесса; 2) барабанный смеситель обладает хорошей сглаживающей способностью при пульсациях производительности в подаче смешиваемых компонентов, и это необходимо учитывать при моделировании процесса и выборе дозаторов.

По результатам исследований непрерывного процесса смешивания сделан вывод о том, что они позволяют оценить лишь качественную картину распределения компонентов в смеси. При этом наблюдается нестабильное качество готового продукта. Разработанная математическая модель непрерыв-

ного процесса смешивания может стать основой для его описания. При этом так как ее основные положения базируются на принципах построения модели периодического процесса, экспериментальные исследования, проведенные на плоской модели барабанного смесителя, могут определять стратегию проведения процесса в непрерывном режиме.

Глава 5

РАСЧЕТ ГЕОМЕТРИЧЕСКИХ И РЕЖИМНЫХ ПАРАМЕТРОВ ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЕЙ

5.1. МЕТОДИКИ РАСЧЕТА ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ПРИГОТОВЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В ЦИРКУЛЯЦИОННЫХ СМЕСИТЕЛЯХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО И НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Одним из ключевых моментов практического использования разработанных математических моделей является поиск оптимальных режимов работы оборудования, обеспечивающих требуемое качество смеси за минимальное время [85].

В ряде практических случаев возникает необходимость получения смеси с минимальным коэффициентом неоднородности без ограничения времени смешивания.

Из анализа результатов, полученных при проведении численных экспериментов с циркуляционными смесителями периодического действия, можно сделать вывод, что оптимальное значение коэффициента неоднородности двухкомпонентной смеси, содержащей малое количество ключевого компонента, достигается в том случае, когда требуемая концентрация ключевого компонента в ней образуется в момент минимизации коэффициента неоднородности. Итерационными методами необходимо подобрать такую интенсивность равномерной подачи ключевого компонента, чтобы его оптимальное распределение по объему смеси совпадало по времени с достижением необходимой концентрации этого компонента в смеси. В случае получения многокомпонентных смесей необходимо провести такую процедуру поиска интенсивности загрузки по каждому ключевому компоненту. Совершенно ясно, что чем больше склонность к сегрегации какого-либо ключевого компонента по отношению к основному, тем за более короткий промежуток времени будет достигаться его оптимальное распределение по объему смеси, характеризуемое величиной коэффициента неоднородности VS . Причем, для подобных смесей необходимо разработать такой регламент загрузки, который обеспечит оптимальное распределение по объему смеси всех ключевых компонентов одновременно.

Итак, на начальном этапе определяется время равномерной загрузки до достижения минимального значения VS для каждого ключевого компонента. Рассчитывается оптимальная интенсивность загрузки каждого из них. Затем организовывается подача таким образом, чтобы вначале происходила загрузка наименее склонного к сегрегации ключевого компонента на слой основного компонента. Загрузку следующего ключевого компонента, более склонного к сегрегации, необходимо начать через определенный промежуток времени $\Delta\tau$ [86, 87, 88, 89]. Причем, известно время загрузки этого второго компонента до достижения оптимального распределения его в слое основного компонента (определено ранее, наряду с интенсивностью загрузки). Если вычесть его из времени загрузки первого компонента, получим время начала загрузки второго ключевого компонента T .

Подобную операцию необходимо провести по каждому ключевому компоненту в порядке нарастания их склонности к сегрегации. При этом исходим из того, что оптимальное распределение каждого из них по объему смеси будет достигнуто в этом случае одновременно.

Недостатком этого метода является то, что не учитывается изменившийся состав смеси и ее объема к моменту начала загрузки наиболее склонных к сегрегации ключевых компонентов. Вследствие малости их суммарных объемов, рассогласование минимумов коэффициентов неоднородности, по каждому из них во времени, будет невелико. Поэтому, необходимо будет несколько сместить время начала загрузки второго и последующих компонентов и незначительно изменить интенсивность загрузки каждо-

го из них. Но так как можно делать это вполне целенаправленно, учитывая время минимизации коэффициента неоднородности по каждому компоненту и его объемное содержание, имеющееся в смеси по продолжительности загрузки, то эти изменения не потребуют большого числа итераций.

Таким образом, для циркуляционного смесителя периодического действия возможно достижение оптимального состава смеси путем варьирования всего двух параметров по каждому ключевому компоненту: интенсивности его равномерной загрузки и времени начала осуществления этой загрузки [90].

Экспериментальная проверка этих закономерностей проводилась на трехкомпонентной смеси кварцевого песка и двух типоразмеров стеклянных шариков, описанной в предыдущей главе.

На основе методики, разработанной для циркуляционных смесителей периодического действия, рассчитан регламент загрузки ключевых компонентов, позволяющий получить высокое качество 96...97 % объема смеси, при проценте брака смеси, составляющем 3...4 %. Важно отметить, что местонахождение бракованного материала с повышенной концентрацией ключевых компонентов однозначно определялось координатами центра циркуляции смеси [91]. Поэтому, в промышленных смесителях не представляет особой сложности производить отбор части материала с повышенной концентрацией ключевых компонентов. Однако, при осуществлении этого отбора, вместе с бракованной смесью забирается некоторое количество годной смеси. Это приводит к тому, что процент брака в промышленных условиях достигает 6...8 % от объема готовой смеси, при высоком качестве остальной части получаемой смеси.

На рис. 5.1 показаны графики изменения коэффициентов неоднородности по первому и второму ключевому компоненту во времени. Эти графики соответствуют скорости вращения барабана $\omega = 0,23 \omega_{кр} = 2,07 \text{ с}^{-1}$, коэффициенту заполнения барабана, равному 0,197, содержанию ключевых компонентов в 96...97 % годной смеси по 4,5 % для каждого из них.

Время загрузки стеклянных шариков диаметром 0,4 мм составило 807 с, время начала загрузки кварцевого песка составило 474 с, при времени окончания загрузки 807 с от начала проведения процесса смешивания.

Оптимальные коэффициенты неоднородности по обоим компонентам были получены в одно и то же время и составили 2...3 %.

Экспериментальные точки, характеризующие состояние смеси через различные промежутки времени, обозначены для кварцевого песка \circ , а для стеклянных шариков \square .

Следует отметить, что при расчете экспериментальных значений коэффициента неоднородности отбрасывалось количество проб, составляющих 3...4 % от общего объема. Они располагаются в непосредственной близости от центра циркуляции. Качество смеси в этих пробах было наихудшим, и именно их относили к бракованной части смеси.

Учитывая вышесказанное, расхождение экспериментальных значений коэффициентов неоднородности с этими значениями, рассчитанными по модели, составило 10...22 %.

Проведенные предварительные исследования непрерывного процесса смешивания показали, что регламент загрузки компонентов влияет на интенсивность и эффективность процесса смешивания также существенно, как и в смесителях периодического действия.

Однако имеются некоторые отличия в проведении процесса в периодическом и непрерывном режимах. Более подробно остановимся на главном из них. Наиболее важным отличием является изменение коэффициента заполнения материалом рабочего объема смесителя вдоль его оси. В поперечных сечениях циркуляционного смесителя компоненты движутся по замкнутым циркуляционным контурам.

Как было показано ранее, для компонентов, склонных к сегрегации, интенсивность процесса смешивания во многом определяется скоростью продвижения ключевых компонентов, начиная с открытой поверхности в область центра циркуляции контура. Эта скорость в свою очередь непосредственно зависит от двух характеристик: склонности ключевого компонента к сегрегации и площади, занятой циркуляционным контуром в конкретном поперечном сечении смесителя.

При проведении процесса смешивания в непрерывном режиме вышеуказанная площадь уменьшается при продвижении от загрузочного края аппарата к его разгрузочному краю. В случае отсутствия подпорного кольца на разгрузочном краю это изменение весьма значительно. С учетом этого скорость проникновения ключевых компонентов в область центра циркуляции в различных поперечных сечениях смесителя – различна.

Скорость продвижения сыпучего материала в осевом направлении в различных поперечных сечениях циркуляционного смесителя также изменяется по определенному закону. Характер данного изменения непосредственно связан с условием неразрывности потока. Через различные поперечные сечения смесителя за одинаковые промежутки времени должно проходить в осевом направлении одно и то же количество сыпучего материала, а так как площадь циркуляционного контура при продвижении от загрузочного края к разгрузочному уменьшается, скорость продвижения возрастает.

В циркуляционных смесителях периодического действия процесс смешивания рассматривается только во времени, поскольку коэффициент заполнения аппарата сыпучим материалом одинаков для любого поперечного сечения. В смесителях непрерывного действия процесс необходимо рассматривать как во времени, так и в пространстве – по длине смесителя.

С точностью, достаточной для инженерных расчетов, можно допустить, что характер изменения площади циркуляционного контура по длине смесителя – линейный (за исключением небольшого по длине участка, примыкающего к разгрузочному краю конструкции). Однако в связи с тем, что скорость продвижения материала в продольном направлении аппарата возрастает, характер изменения площади, занятой циркуляционным контуром в поперечном сечении смесителя во времени, будет не линейным.

Вышесказанное позволяет сделать вывод, что методика расчета параметров процесса приготовления многокомпонентных композиций в циркуляционных смесителях непрерывного действия будет от-

личаться от подобной методики для аппаратов периодического действия. Основа этого – в отличии характера движения материала в продольном направлении циркуляционного смесителя непрерывного действия и, в связанном с этим, появлении не только временных, но и пространственных характеристик в регламенте загрузки ключевых компонентов.

Рассмотрим методику расчета параметров процесса приготовления многокомпонентной композиции для барабанного смесителя непрерывного действия с учетом изложенного выше [92, 93]. Методика представлена для смеси, состоящей из $n + 1$ компонентов, т.е. имеется n -е количество ключевых компонентов и один основной.

Если концентрация наименее склонного к сегрегации ключевого компонента в готовой смеси равна C_1 , то эта величина должна быть пересчитана для случая, когда остальные ключевые компоненты в смесь не загружаются:

$$C_{1T} = C_1 \left(1 + \sum_{i=2}^n C_i \right). \quad (5.1)$$

При полной загрузке всех составляющих смеси значение C_{1T} уменьшится до необходимого по процентному составу готовой смеси значения концентрации C_1 .

В зависимости (5.1) величина суммы представляет собой концентрацию в смеси всех ключевых компонентов, кроме наименее склонного к сегрегации. Этот параметр показывает, насколько увеличится объем композиции при их последующей загрузке в смеситель.

В дальнейшем моделируется равномерная загрузка первого ключевого компонента по всей длине барабанного смесителя и проверяется его содержание в двухкомпонентной смеси на момент достижения наилучшего качества. Затем методом последовательных приближений рассчитывается интенсивность загрузки данного компонента при условии, что к моменту достижения концентрации C_{1T} в смеси достигается минимальное значение коэффициента неоднородности смеси по первому ключевому компоненту. В результате вычисляется время смешивания двух компонентов T_1 и интенсивность загрузки первого ключевого компонента q_1 .

Наряду с этими параметрами необходимо получить две зависимости, характеризующие работу циркуляционного смесителя при заданных значениях его степени заполнения и угла наклона барабана к горизонту.

В качестве исходных данных в математическую модель закладываются величины, характеризующие площади циркуляционного контура материала на загрузочном краю барабана и на его разгрузочном краю. Если принять, что площадь циркуляционного контура на загрузочном краю аппарата была A , а на разгрузочном краю – B , то общий вид закона изменения этой величины по времени τ изображен на рис. 5.2. Степень кривизны этого графика определяется в первую очередь конечным значением площади на разгрузочном краю смесителя.

Необходимо также получить из численного эксперимента зависимость изменения пути L , пройденного сыпучим материалом во времени τ . Общий вид этой зависимости изображен на рис. 5.3. Очевидно, что с возрастанием скорости продвижения материала вдоль оси аппарата увеличивается и путь, пройденный частицами в этом направлении. Из рисунка видно, что данная зависимость имеет нелинейный характер [218].

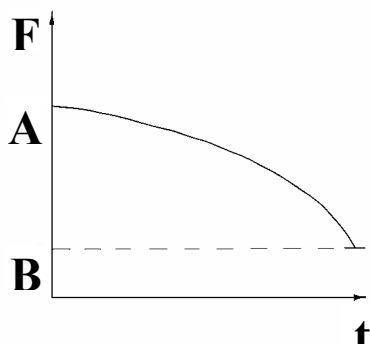


Рис. 5.2. График изменения площади циркуляционного контура в поперечном сечении смесителя F во времени t

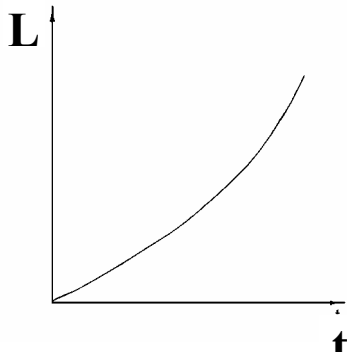


Рис. 5.3. График изменения пути L , пройденного сыпучим материалом в осевом направлении во времени t

После получения значений T_1 и q_1 , а также зависимостей $F(\tau)$ и $L(\tau)$ из расчета по математической модели для случая двухкомпонентной смеси, необходимо вычислить продолжительность загрузки каждого из оставшихся ключевых компонентов. При этом необходимо отметить, что на начальном этапе определяется продолжительность загрузки без учета характера изменения площади циркуляционного контура во времени.

Для каждого ключевого компонента продолжительность загрузки может быть рассчитана по зависимости:

$$T_{jT} = T_1 \left(\left(1 - \sum_{i=1}^n C_i \right) P_{0_{10}} / P_{0_{j0}} + \sum_{i=j-1}^1 C_i P_{0_{10}} / P_{0_{i+1i}} \right), \quad (5.2)$$

где j – номер ключевого компонента, меняется от 2 до n , $P_{0_{10}}$ – вероятность перехода частиц первого компонента в подслои, расположенный ближе к центру циркуляции, включающий в себя только частицы основного компонента, аналогично для других вероятностей перехода, например $P_{0_{i+1i}}$ – вероятность перехода частиц компонента $i + 1$ в подслои, расположенный ближе к центру циркуляции, включающий в себя только частицы компонента i ; $P_{0_{10}} / P_{0_{j0}}$ – соотношение вероятностей перехода первого и j -го компонентов в основной; $P_{0_{10}} / P_{0_{i+1i}}$ – соотношение вероятностей перехода первого в основной и $(i + 1)$ -го компонентов в i -й.

Например, для случая получения трехкомпонентной смеси, когда количество ключевых компонентов $n = 2$ имеем:

$$T_{2T} = T_1 \left(\left(1 - \sum_{i=1}^2 C_i \right) P_{0_{10}} / P_{0_{20}} + C_1 P_{0_{10}} / P_{0_{21}} \right). \quad (5.3)$$

Так как зависимости (5.2) и (5.3) не учитывают характера изменения площади, занятой циркуляционным контуром в различных поперечных сечениях смесителя, они аналогичны подобным зависимостям для случая расчета параметров процесса приготовления многокомпонентных смесей в барабанном смесителе периодического действия.

При этом в зависимости (5.2) первое слагаемое суммы, указанной в скобках, определяет, насколько быстрее будет происходить продвижение второго ключевого компонента по подслоям, с вытеснением основного компонента, по сравнению со скоростью продвижения первого компонента, по подслоям основного. Величина $\left(1 - \sum_{i=1}^n C_i \right)$ определяет долю основного компонента в составе смеси, а отношение $P_{0_{10}} / P_{0_{20}}$, показывающее соотношение вероятностей перехода первого компонента в основной и второго в основной, позволяет сравнивать скорости продвижения первого и второго ключевых компонентов по подслоям основного.

Второе слагаемое суммы позволяет сравнить скорость продвижения первого компонента в основном – $P0_{10}$ со скоростью продвижения второго компонента в первом – $P0_{21}$, так как второй ключевой компонент наиболее активен и может вытеснять первый компонент из подслоев, лежащих ближе к центру циркуляции.

Поскольку первое и второе слагаемые – сравнительные характеристики, причем сравнение производится со временем продвижения первого компонента по слою основного, то при умножении на это время можно получить время смешивания второго ключевого компонента, а, в общем случае, если смесь состоит из большего числа компонентов – время смешивания каждого из них.

После расчета продолжительности загрузки каждого ключевого компонента в барабанный смеситель, необходимо произвести ее корректировку с учетом изменяющегося характера площади, занятой циркуляционным контуром сыпучего материала во времени.

Для этого определяется среднее значение площади циркуляционного контура при загрузке наименее склонного к сегрегации ключевого компонента. С точностью, достаточной для инженерных расчетов, можно допустить, что эта величина будет соответствовать значению площади при половине времени пребывания материала в смесителе. Так как суммарное значение времени пребывания соответствует значению T_1 , то величина площади циркуляционного контура при значении $T_1/2$ может быть получена из графика, изображенного на рис. 5.2. Обозначим полученную величину через F_1 .

В связи с тем, что длительность загрузки каждого последующего ключевого компонента меньше, чем для первого, место начала введения для них смещено от загрузочного края барабана. При этом загрузка осуществляется на слой материала, образующий циркуляционный контур меньшей площади, чем в начале барабана.

Как было отмечено выше, скорость проникновения ключевого компонента от наружной поверхности контура в область центра циркуляции зависит от площади циркуляционного контура, а ее среднее значение для каждого ключевого компонента будет меньшим, чем для наименее склонного к сегрегации ключевого компонента. Рассчитывают его следующим образом. Время окончания загрузки для каждого ключевого компонента наступает одновременно в непосредственной близости от разгрузочного края смесителя. Зная длительность загрузки каждого из них легко определить время начала загрузки и по аналогии с вариантом для наименее склонного к сегрегации ключевого компонента, вычислить, используя график, изображенный на рис. 5.2, среднее значение площади циркуляционного контура для любого ключевого компонента F_j , где j изменяется от 2 до n .

С учетом неодновременного характера загрузки ключевых компонентов и переменной по длине барабана структуры циркуляционного контура сыпучего материала, производится пересчет продолжительности загрузки всех ключевых компонентов, кроме наименее склонного к сегрегации [93]:

$$T_j = T_{jT} (F_j / F_1), \quad (5.4)$$

где j – номер ключевого компонента, изменяется от 2 до n .

Если известно, что при определенной интенсивности загрузки первого ключевого компонента его содержание в смеси через время T_1 равно C_1 , то интенсивность загрузки любого ключевого компонента в смеси определяется по зависимости:

$$q_j = q_1 (T_1 / T_j) (C_j / C_1), \quad (5.5)$$

где j изменяется от 2 до n .

Произведение отношения времени загрузки первого ключевого компонента к времени загрузки j -го компонента в этой зависимости и величины интенсивности загрузки q_1 показывает, какова должна быть интенсивность загрузки j -го компонента для получения итоговой концентрации его в смеси C_1 . Отношение C_j / C_1 характеризует, насколько необходимо изменить эту интенсивность для получения итоговой концентрации в смеси этого компонента C_j .

После расчета интенсивности загрузки по каждому компоненту необходимо рассчитать время начала загрузки каждого из них. Оно может быть определено следующим образом:

$$T_{jH} = T_1 - T_j, \quad j = 2 \dots n. \quad (5.6)$$

Согласно этой зависимости определяется временной регламент загрузки ключевых компонентов и последовательность их загрузки. Вначале организуется подача ключевого компонента, наименее склонного к сегрегации, с интенсивностью q_1 . Затем, через время T_{jH} , организуется загрузка следующего по склонности к сегрегации компонента, с интенсивностью q_j и так далее, по мере нарастания их склонности к сегрегации.

Полученных в результате расчета параметров регламента загрузки ключевых компонентов было бы достаточно для получения смесей заданного качества в барабанных смесителях периодического действия. Однако для смесителей непрерывного действия важно не только знание времени начала загрузки каждого ключевого компонента, но и расстояния от загрузочного края смесителя до места начала введения в смесь каждого из них.

Рассчитать это расстояние можно с использованием зависимости $L(\tau)$, показанной на графике (рис. 5.3). В связи с тем, что нам известно время начала загрузки каждого ключевого компонента можно по данному графику определить расстояние от загрузочного края L_i , соответствующее месту начала равномерной загрузки каждого ключевого компонента.

Следует отметить, что данные зависимости лишь приблизительно определяют регламент загрузки ключевых компонентов, поскольку при их использовании делается ряд допущений (например, допущение о линейном характере изменения площади циркуляционного контура, занятого сыпучим материалом по длине смесителя; допущение о неизменном характере зависимостей $F(\tau)$ и $L(\tau)$ до и после осуществления загрузки всех ключевых компонентов). Однако результаты численных экспериментов, учитывающих данные допущения, показали, что расхождение в рассчитанном с помощью зависимостей (5.1) – (5.6) и полученном при расчете по математической модели процесса смешивания регламентах по всем параметрам (q , T , T_H , L) не превышало 1...1,5 %.

Для определения оптимального характера загрузки ключевых компонентов возможна, в случае повышенных требований к качеству готовой смеси по каждому ключевому компоненту, незначительная корректировка параметров регламента. Поскольку диапазон изменения параметра при корректировке не превышает 1,5 %, данная операция реализуется достаточно быстро.

На рис. 5.4 изображена блок-схема расчета оптимального регламента реализации процесса приготовления многокомпонентной смеси в соответствии с описанной выше методикой.

Разработанные методики позволяют рассчитать оптимальные регламенты как периодического, так и непрерывного процессов приготовления многокомпонентных композиций сыпучих материалов в циркуляционных смесителях (см. блок-схему, представленную на рис. 5.4), а также существенно (от 2 до 10 раз) сократить время компьютерной обработки данных [94, 95, 96].

5.2. НОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ И СПОСОБЫ ПОЛУЧЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ СЫПУЧИХ

материалов

Анализ экспериментальных данных, имеющихся в предыдущей главе, а также результатов расчета процесса смешивания по рассмотренным выше моделям, позволяет сделать вывод о том, что процесс загрузки ключевых компонентов в смеситель должен быть не одновременным, причем характер этого процесса должен быть предварительно рассчитан для различных сыпучих материалов. Осуществление различных регламентов загрузки ключевых компонентов на имеющихся типах оборудования представляется проблематичным [97], поэтому была предложена новая конструкция барабанного смесителя сыпучих материалов, представленная на рис. 5.5 [98].

Она состоит из барабана 1, который приводится во вращение приводом 2. Внутри барабана 1 (вдоль его оси) установлена труба 3 с щелевой прорезью по всей длине. Труба 3 приводится во вращение реверсивным приводом 4. Изменение направления вращения трубы 3 осуществляется механизмом 5. На одном из краев щелевой прорези установлена поворотная пластина 6 с возможностью перемещения в радиальном направлении относительно края щелевой прорези. Пластина 6 установлена в направляющие 7, и ее положение фиксируется зажимом 8. При использовании поворотной пластины 6 направляющие 7 прикреплены к трубе 3 с помощью шарнира 9 и фиксируются зажимом 10.

Смеситель работает следующим образом [97]: основной компонент загружают в барабан, а ключевой – в трубу 3. Барабан 1 приводом 2 приводится во вращение и основной компонент движется по замкнутому циркуляционному контуру внутри барабана. Труба 3 с помощью реверсивного привода 4 и механизма управления 5 поочередно поворачивается в противоположных направлениях относительно вертикального диаметра на угол, больший угла трения покоя сыпучего материала. При этом сыпучий материал равномерно распределяется по длине трубы. В качестве механизма управления 5 может быть использован командный прибор КЭП-12Э, который позволяет в определенные моменты времени замыкать или размыкать контакты, в результате чего не трудно организовать повороты реверсивного привода в противоположных направлениях на определенный угол. После того как ключевой компонент равномерно распределится по длине трубы 3, с помощью механизма управления 5 реверсивный привод начинает вращать трубу 3 с постоянной угловой скоростью в одном направлении – по часовой стрелке (см. рис. 5.5, б).

При достижении открытой поверхности сыпучего материала угла наклона к горизонту, равного углу трения покоя, ключевой компонент начинает высыпаться из трубы 3 и распределяться по наружной поверхности основного компонента, движущегося по замкнутому циркуляционному контуру в поперечном сечении вращающегося барабана.

При постоянной угловой скорости вращения трубы, точка A , за одинаковые промежутки времени Δt , будет поворачиваться на одинаковые углы $\Delta \varphi$. Поскольку угол наклона открытой поверхности сыпучего материала к горизонту в процессе ссыпания практически не изменяется, то используя принцип обращенного движения не трудно определить, какие количества материала будут высыпаться из трубы за промежутки времени Δt .

Рассмотрим на конкретном примере, как осуществляется расчет скорости вращения привода трубы [97]. Пусть нам необходимо произвести загрузку ключевого компонента в количестве Q_1 за время Δt_1 , при известном радиусе трубы R и ее длине L . Вначале необходимо найти угол δ_0 , который образует слой ключевого компонента, равномерно распределенного по трубе (см. рис. 5.5, б). Объем ключевого компонента, равномерно распределенного по трубе, будет равен:

$$Q_1 = \pi R^2 \delta_0 L / 360, \quad (5.7)$$

откуда

$$\delta_0 = Q_1 360 / (\pi R^2 L). \quad (5.8)$$

Зная величину δ_0 можно определить скорость вращения трубы, обеспечивающую равномерную загрузку данного количества ключевого компонента за промежутки времени $\Delta\tau_1$:

$$\omega_1 = \delta_0 / \Delta\tau_1. \quad (5.9)$$

Известно, что в зависимости от соотношения размеров или плотностей частиц смешиваемых компонентов, скорость движения мелких или тяжелых частиц к центру циркуляции будет различна. Кроме этого, объемы циркулирующих подслоев, по мере приближения к центру циркуляции, уменьшаются. Если не управлять загрузкой ключевого компонента, то нельзя выбрать такой момент времени в процессе смешивания, когда процентное содержание ключевого компонента во всех подслоях циркуляционного контура будет одинаковым.

Рассмотрим, как в имеющемся барабанном смесителе можно организовать процесс догрузки ключевого компонента неравномерно: 1) по закону постепенного уменьшения объемов догружаемого компонента; 2) по закону постепенного увеличения [99].

Для осуществления первого регламента догрузки ключевого компонента, необходимо установить поворотную пластину b в положение, указанное на рис. 5.6, a . В этом случае площадь $\Delta S_1 > \Delta S_2 > \dots > \Delta S_n$ и получим убывающий характер догрузки (при постоянной скорости вращения привода 4). Причем, чем дальше будет смещена точка B от центра трубы – точки O , тем более крутая зависимость будет описывать данный регламент загрузки.

Для построения зависимости, определяющей характер загрузки ключевого компонента в любой момент времени, разобьем угол δ_0 на ряд углов $\Delta\varphi$. В этом случае, объем каждого из участков можно определить по зависимости:

$$g_i = \pi R_i^2 \Delta\varphi L / 360, \quad i = 1 \dots n. \quad (5.10)$$

В этой зависимости значение R_i для каждого из секторов будет переменным и его можно определить следующим образом:

$$R_i = (BA_i + BA_{i+1})/2, \quad (5.11)$$

т.е. за искомым радиус принимаем средний радиус, расположенный между двумя радиусами BA_i и BA_{i+1} .

Промежуток времени, в течение которого осуществится поворот трубы на угол $\Delta\varphi$, может быть найден по зависимости:

$$\Delta\tau_1 = \Delta\tau/n. \quad (5.12)$$

По рассчитанным значениям g_i и $\Delta\tau_1$ можно построить график, общий вид которого изображен на рис. 5.7, а.

Для обеспечения возрастающего характера загрузки ключевого компонента можно использовать схему регулирования, изображенную на рис. 5.6, б. Зависимость, описывающая подобный регламент загрузки, показана на рисунке 5.7, б. Характер данной зависимости тем круче, чем больше расстояние между центром трубы (точка O) и концом пластины (точка B). Для построения этой зависимости можно воспользоваться формулами (5.10) – (5.12).

С помощью барабанного смесителя сыпучих материалов можно также обеспечить характер загрузки ключевого компонента, показанный на рис. 5.7, в. В этом случае пластина должна быть установлена в положении, показанном на рис. 5.5, в.

Пусть необходимо осуществить загрузку ключевого компонента объемом g_1 за время $\Delta\tau_1$, объема g_2 за время $\Delta\tau_2$ и объема g_3 за время $\Delta\tau_3$. При этом известно, что общий объем загружаемого ключевого компонента составляет:

$$G = g_1 + g_2 + g_3. \quad (5.13)$$

Зная величину угла δ_0 , определенную по формуле (5.8), который образует слой ключевого компонента объемом G , равномерно распределенный по трубе, необходимо определить значения углов δ_{01} , δ_{02} , δ_{03} , характеризующие количества ключевого компонента g_1 , g_2 , g_3 :

$$\delta_{0i} = g_i 360 / (\pi R^2 L), \quad i = 1, 2, 3 \quad (5.14)$$

После этого можно определить скорости вращения трубы $\omega_1, \omega_2, \omega_3$, обеспечивающие загрузку указанных выше количеств ключевого компонента за время $\Delta\tau_1, \Delta\tau_2, \Delta\tau_3$:

$$\omega_i = \delta_{0i} / \Delta\tau_i, \quad i = 1, 2, 3 \quad (5.15)$$

Основной сложностью в обеспечении данного регламента является необходимость ступенчатого изменения скорости вращения трубы, но технически это исполнимо, например, изменением напряжения постоянного тока, подаваемого на двигатель привода 2.

Необходимо также отметить, что барабанный смеситель для смешивания сыпучих материалов можно с успехом использовать для получения многокомпонентных смесей. В этом случае при последовательной загрузке ключевых компонентов можно использовать одну трубу со щелевой прорезью, а в случае одновременной загрузки ключевых компонентов можно использовать две или более трубы, расположенные последовательно друг за другом на одном уровне. В этом смесителе также можно организовать процесс догрузки ключевых компонентов по закону равномерного уменьшения объемов догружаемых компонентов (для случая трехкомпонентной смеси):

$$\int_{T_{11}}^{T_{12}} (a_1 - b_1 t) dt = Q_1; \quad \int_{T_{21}}^{T_{22}} (a_2 - b_2 t) dt = Q_2, \quad (5.16)$$

где Q_1, Q_2 – объемы догрузки первого и второго ключевых компонентов; T_{11}, T_{21} – время начала загрузки первого и второго ключевых компонентов; T_{12}, T_{22} – время окончания загрузки.

По закону равномерного увеличения:

$$\int_{T_{11}}^{T_{12}} (a_3 + b_3 t) dt = Q_1; \quad \int_{T_{21}}^{T_{22}} (a_4 + b_4 t) dt = Q_2, \quad (5.17)$$

а также режим загрузки, описываемый полиномом, например, для квадратичного полинома:

$$\int_{T_{11}}^{T_{12}} (a_5 + b_5^2 t) dt = Q_1; \quad \int_{T_{21}}^{T_{22}} (a_6 - b_6^2 t) dt = Q_2. \quad (5.18)$$

Данная конструкция смесителя была изготовлена и введена в эксплуатацию в ноябре 1989 г. на Ми-чуринском приборостроительном заводе «Прогресс», что подтверждается справкой об использовании результатов.

Известен способ приготовления многокомпонентных смесей сыпучих материалов [100], включающий непрерывное дозирование компонентов в смеситель, смешивание и выгрузку готовой смеси. Он заключается в том, что с целью повышения качества смеси, компоненты вводят в смеситель на расстоянии от места выгрузки, пропорциональном насыпным плотностям и/или размерам частицы. Недостатком данного технического решения является устойчивая неравномерность распределения частиц ключевых компонентов по объему смеси, снижающая ее качество.

Решение поставленной технической задачи достигается тем, что [101]: 1) В способе непрерывного приготовления многокомпонентных смесей сыпучих материалов, включающем в себя непрерывное дозирование компонентов, их загрузку в смеситель на расстоянии от места выгрузки, пропорциональном насыпным плотностям и/или размерам частиц, смешивание и выгрузку готовой смеси, загрузку каждого из компонентов осуществляют непрерывно по длине смесителя, вплоть до разгрузочного края барабана. Непрерывную загрузку компонентов по длине барабана осуществляют равномерно. 2) Устройство для приготовления n -компонентной смеси, содержащее смеситель непрерывного действия, дозаторы компонентов, узлы загрузки компонентов и выгрузки готовой смеси, дополнительно снабжено $n - 1$ перфорированными трубами, установленными внутри смесителя вдоль его оси, с приводами вращения. На перфорированной трубе с возможностью фиксированного поворота установлены перфорированные обечайки длиной:

$$L_{об} = L / N, \quad (5.19)$$

где N – число рядов отверстий по длине трубы L . Отверстия в обечайке имеют характерные размеры: d – вдоль оси трубы и l – на окружности, и разделены на M групп, в каждой из которых d одинаков и равен диаметру отверстий в перфорированной трубе, а l изменяется и равно:

$$l = d + (i-1)d, \quad (5.20)$$

где i – порядковый номер отверстия в группе, который изменяется от 1 до n/M ; n – количество отверстий в одном поперечном сечении трубы, выбирается кратным M ; расстояние между центрами отверстий в поперечном сечении трубы больше или равно $(n/M)d$, причем в исходном положении все отверстия в обечайках совпадают с отверстиями в трубе.

Для обоснования правильности выбранного способа процесса смешивания были проведены численные эксперименты с расчетами концентраций и качества смеси по математическим моделям процесса смешивания дисперсных материалов, отличающихся размерами частиц [101] и реальные эксперименты на действующих лабораторных установках. В качестве компонентов смеси использовались: стеклянные шарики с диаметром $d = 0,8$ мм – основной компонент; стеклянные шарики с $d = 0,4$ мм, и кварцевый песок $d = 0,2$ мм – ключевые компоненты.

Численные эксперименты проводились для нескольких случаев. Первый случай: одновременная загрузка основного и ключевых компонентов. Графики изменения коэффициентов неоднородности по первому и второму ключевым компонентам во времени изображены на рис. 5.8. Очевидно, что наиболее равномерное распределение ключевых компонентов по слою материала в поперечном сечении барабана происходит не одновременно. Для наиболее склонного к сегрегации ключевого компонента – кварцевого песка с диаметром частиц $d = 0,2$ мм – оно происходит гораздо раньше (в пределах 90 с пребывания частиц сыпучего материала в аппарате). Для второго ключевого компонента наилучшее распределение по слою материала происходит после осуществления процесса смешивания в течение 170 с. Следует отметить, что любое сечение по длине непрерывно действующего барабанного смесителя несложно охарактеризовать временем пребывания частиц в барабане, если начинать отчет с момента начала загрузки основного компонента.

Из анализа представленных графиков видно, что в этом случае невозможно достижение качественного распределения по смеси каждого ключевого компонента в одно и то же время. Причем коэффициенты неоднородности $VS1$ и $VS2$, характеризующие качество смеси по каждому ключевому компоненту, достигают весьма значительных величин (10,5 – для наиболее склонного к сегрегации; 11,6 – для наименее склонного к сегрегации компонента).

На рис. 5.9 показаны графики изменения коэффициента неоднородности для того же состава смеси, но соответствующего характеру загрузки компонентов в смеситель по способу [100]. В соответствии с ним ключевые компоненты загружаются в определенном сечении, т.е. на незначительном участке барабана, существенно меньшем его длины. Наименее склонный к сегрегации ключевой компонент загружался в смеситель непосредственно через узел загрузки на слой, образованный в смесителе частицами основного компонента. Наиболее склонный к сегрегации ключевой компонент загружался в смеситель на 85-ой секунде пребывания в барабане основного и наименее склонного к сегрегации ключевого компонента, т.е. узел загрузки для него находился на некотором расстоянии от загрузочного края барабана.

Во время продвижения вдоль оси барабана концентрация ключевых компонентов в наружных слоях циркуляционного контура уменьшается, а во внутренних – увеличивается. Результаты экспериментов на плоской модели барабана показали, что к моменту достижения минимального коэффициента неоднородности существует стабильная неравномерность, т.е. повторяющееся при разных опытах распределение компонентов по подслоям. В частности, минимальная концентрация наиболее склонного к сегрегации компонента наблюдалась во внешних подслоях, а максимальная – во внутренних. Для второго ключевого компонента наименьшая концентрация наблюдалась в наружных и внутренних подслоях, а наибольшая – в средних подслоях. Следует обратить внимание, что для обоих ключевых компонентов концентрация в наружных подслоях была меньше средней. Хотя наилучшее распределение компонентов по слою в поперечном сечении смесителя в этом случае происходит для стеклянных шариков диаметром $d = 0,4$ мм и кварцевого песка диаметром $d = 0,2$ мм одновременно.

Из анализа данного способа следует предлагаемое техническое решение – осуществление загрузки каждого из ключевых компонентов непрерывно по длине смесителя, вплоть до разгрузочного края барабана.

На рис. 5.10 показаны графики, характеризующие изменение качественного состава смеси в случае равномерной и непрерывной загрузки ключевых компонентов, вплоть до разгрузочного края барабана. Причем время начала загрузки первого и второго ключевых компонентов, как видно из графиков, не совпадает. Длительность проведения процесса в этом случае увеличивается, однако наилучшее качество готовой смеси по обоим ключевым компонентам достигается одновременно, и коэффициенты неоднородности не превышают 2...3 %.

Экспериментальная проверка указанных способов проведения процессов смешивания соответствовала условиям проведения численных экспериментов. При этом использовался барабанный смеситель диаметром 0,3 м и длиной 1 м. Концентрация ключевых компонентов в смеси по каждому из них составляла 5 %. Состояние смеси оценивалось только для случаев, соответствующих наилучшему распределению каждого ключевого компонента в поперечном сечении барабана, рассчитанных по математической модели процесса. Экспериментальные точки, характеризующие состояние смеси, обозначены для кварцевого песка – \circ , а для стеклянных шариков – \square .

Устройство для осуществления указанного способа показано на рис. 5.11. На рис. 5.12 показано поперечное сечение смесителя А – А.

Устройство содержит смеситель *1*, с узлами загрузки *2 – 4*, узел выгрузки готовой смеси *5*, дозаторы *6 – 8* для непрерывной подачи компонентов *A*, *B* и *C*, соответственно, перфорированные трубы *9* и *10* с приводами вращения *11* и *12*.

В качестве смесителя может быть использован барабанный смеситель непрерывного действия, у которого наблюдается циркуляционный характер движения в поперечных сечениях по его длине [102], для которого программа расчета на ЭВМ официально зарегистрирована [103].

Устройство работает следующим образом: основной компонент *A* с помощью узла загрузки вводится в смеситель [104]. Ключевые компоненты с помощью узлов загрузки *3* и *4* вводятся в перфорированные трубы таким образом, чтобы они были заполнены соответствующими сыпучими материалами. Перфорация на трубе *9* для подачи в барабан наиболее склонного к сегрегации ключевого компонента начинается не с начала трубы, а на определенном расстоянии от места выгрузки. В частности, компонент *C* начинали загружать в сечении, когда время пребывания двух основных составляющих смеси соответствовало расчетному моменту времени ввода данного компонента. При этом загрузка ключевых компонентов в смеситель осуществляется через отверстия перфорации в трубах [105, 106]. Диаметр отверстий подбирается таким образом, чтобы через них производилась вполне определенная, необходимая по требованиям к готовой смеси, загрузка ключевых компонентов в смеситель, в результате вращения труб приводами *11* и *12*.

На рис. 5.13 показано сечение трубы *1* с установленной на ней перфорированной обечайкой *2*. Отверстия на обечайке расположены таким образом, что в случае, показанном на этом рисунке возможна выгрузка сыпучего материала через все отверстия трубы. При повороте обечайки относительно трубы на некоторый угол против часовой стрелки возникает перекрытие одного отверстия трубы, двух и т.д. до полного перекрытия отверстий в трубе. Вследствие того, что на трубе установлен ряд подобных обечаек, возможно на определенных участках трубы как полное, так и частичное перекрытие отверстий для осуществления необходимого регламента загрузки ключевых компонентов.

Рассмотрим пример приготовления смеси, включающий в себя описанные выше компоненты с использованием представленного устройства. Параметры смесительного барабана также указаны выше. Внутри него, согласно рис. 5.11 располагались две перфорированные трубы с приводами вращения. Диаметр труб был одинаковым и составлял 0,06 м. Длины труб также были одинаковыми и соответствовали длине смесительного барабана.

Перфорация в трубе для подачи менее склонного к сегрегации компонента (стеклянные шарики с $d = 0,4$ мм) производилась от узла загрузки основного компонента (левое торцевое сечение барабана) до узла выгрузки готовой смеси. Диаметр отверстий $d_1 = 2$ мм, число рядов отверстий $N = 50$. Число групп M определялось необходимостью использования различных режимов загрузки по длине трубы и в нашем случае $M = 1$. Число отверстий в одном поперечном сечении трубы $n = 4$. Диаметр отверстий по окружности $l = d_1 + (i - 1)d_1$ изменялся от d_1 до $4d_1$. Расстояние между центрами отверстий должно быть больше или равно $(n/M)d_1 = (4/1) \cdot 2 = 8$ мм. В данном случае оно выбиралось таким образом, чтобы в случае установки перфорированной обечайки с совмещением отверстий в трубе была обеспечена выгрузка материала из всех четырех отверстий (вариант изображен на рис. 5.13).

Перфорированная труба для подачи наиболее склонного к сегрегации компонента отличалась следующими параметрами: перфорация начиналась не от узла загрузки, а, начиная с середины трубы, т.е. на расстоянии 0,5 м от узла выгрузки; диаметр отверстий принимался равным (в связи с меньшим диаметром частиц) $d_2 = 1$ мм; число рядов отверстий $N = 50$; число групп $M = 1$; число отверстий в одном поперечном сечении трубы $n = 4$, а диаметр отверстий по окружности l изменялся от d_2 до $4d_2$.

Основной компонент подавался с помощью дозатора в левом торцевом сечении барабана (см. рис. 5.11).

В случае поворота обечаек возможно перекрытие одного, двух, или трех отверстий на перфорированных трубах. При этом объем подаваемого ключевого компонента может изменяться в четыре раза. В описываемом случае на трубах было установлено по одной обечайке, тем самым моделировалось равномерная загрузка ключевых компонентов. Однако возможен вариант установки N обечаек по длине трубы.

В этом случае можно смоделировать различные варианты загрузки ключевых компонентов на каждом из участков трубы.

Апробация способа непрерывного приготовления многокомпонентных смесей и устройства для его реализации производилась в феврале 2003 г. на участке производства «Этрол» ФГУП Котовский завод пластмасс, о чем имеется справка в приложении к диссертационной работе. В ней отмечается, что барабанный смеситель непрерывного действия и способ непрерывного приготовления многокомпонентных смесей могут быть рекомендованы к промышленному использованию при приготовлении многокомпонентных смесей из смолы ПВХ, стабилизаторов, пигментов и наполнителей.

Рекомендации по организации процесса смешивания и нового аппаратного оформления в соответствии со способом непрерывного приготовления многокомпонентных смесей и устройством для его реализации использованы при производстве керамических изделий на ООО «Котовская керамика» в январе 2003 г. (справка об использовании результатов научной работы в приложении к диссертационной работе).

В справке отмечается, что указанные рекомендации обеспечили получение готовой смеси высокого качества при обеспечении требуемой производительности. Хорошее качество готовой продукции подтверждается результатами лабораторных исследований.

Барабанный смеситель непрерывного действия и способ непрерывного приготовления многокомпонентных смесей рекомендованы к промышленному использованию при приготовлении многокомпонентных смесей из глины ЛТО, каолина и песка.

Список ЛИТЕРАТУРЫ

1. Макаров Ю.И. Аппараты для смешения сыпучих материалов / Ю.И. Макаров. М.: Машинострое-

ние, 1973. 216 с.

2. Конструирование и расчет машин химических производств: Учебник для вузов / Ю.И. Гусев, И.Н. Карасев, Э.Э. Кольман-Иванов, Ю.И. Макаров, М.П. Макевнин, Н.И. Рассказов. М.: Машиностроение, 1985. 406 с.

3. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетики, подобия, моделирования, проектирования: В 5 т., Т. 1. Основы теории процессов химической технологии / Д.А. Баранов, А.В. Вязьмин, А.А. Гухман и др. М.: Логос, 2000. 408 с.

4. Першин В.Ф. Перспективы использования циркуляционных смесителей в промышленности / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, О.В. Демин // Химическая промышленность сегодня. 2003. № 11. С. 41 – 44.

5. Мозгов Н.Н. Моделирование и интенсификация процесса вибрационного смешивания: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / Н.Н. Мозгов. Иваново, 1980. 17 с.

6. С1 2162365 RU 7 B01F11/00. Вибрационный смеситель / А.А. Пасько, В.Ф. Першин, В.П. Таров, А.А. Коптев, В.Л. Негров (Тамб. гос. техн. ун). № 99110526/12; Заявл. 18.05.1999; Опубл. 27.01.2001 // Изобретение (Заявки и патенты). 2001. № 3.

7. Жариков В.В. Технологический процесс и оборудование получения композиционных металлополимерных материалов: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / В.В. Жариков. Тамбов, 2000. 16 с.

8. Демин О.В. Совершенствование методов расчета и конструкций лопастных смесителей: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / О.В. Демин. Тамбов, 2003. 17 с.

9. Barishnikova S.V. Some aspects of feeding components in circulation type mixers / S.V. Barishnikova, V.F. Pershin, A.V. Sherbakov, E.A. Mandrika // Proceedings of The 2-nd Israel conference for conveying and handling of particulate solids, Jerusalem, Israel. 1997. P. 11.82 – 11.86.

10. Rosato A.D. Vibratory particle size sorting in multi-component system. / A.D. Rosato, Y. Lian and D.N. Wang // Powder Technology. 1991. V. 66. P. 149 – 160.

11. Осецкий В.М. Движение сыпучего материала во вращающемся барабане при малых угловых скоростях // Сб. научных трудов МГУ, 1937. Вып. 3. С. 245 – 274.

12. Мурашов А.А. Метод расчета барабанной машины для интенсификации процесса нанесения покрывающих составов на транспортируемые частицы: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / А.А. Мурашов. Москва, 1984. 17 с.

13. Генералов М.Б. К вопросу определения количества скатывающегося материала во вращающихся барабанах / М.Б. Генералов, М.П. Макевнин, А.В. Трофимов // Сб. научных трудов МИХМ. 1973. Вып. 49. С. 86 – 89.

14. Першин В.Ф. Энергетический метод описания движения сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося цилиндра / В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 1988. Т. 22. № 2. С. 255 – 260.

15. Першин В.Ф. Моделирование процесса смешивания сыпучего материала в поперечном сечении вращающегося барабана / В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 1986. Т. 20. № 4. С. 508 – 513.

16. Хория Х. Вращающиеся емкостные смесители: Пер. с япон. // Санге кикай. 1978. № 339. С. 8 – 11. / ВЦП. № В-57308. М.: 22.11.80. 10 с.

17. Валуйский Б.Я. Продвижение сыпучих материалов через наклонный барабан / Б.Я. Валуйский // Пищевая технология. 1965. № 1. С. 139 – 142.

18. Макаров Ю.И. Отечественное и зарубежное оборудование для смешения сыпучих материалов / Ю.И. Макаров, Б.М. Ломакин, В.В. Харакос. М.: ЦИНТИАМ, 1964. 148 с.

19. Квасова А.Г. Движение фронта сыпучего материала во вращающемся трубчатом дозаторе / А.Г. Квасова, Ю.И. Гусев // Разработка, исследование оборудования для получения гранулированных материалов: Сб. науч. трудов. Москва, 1985. С. 58 – 62.

20. Ширко И.В. Механика гранулированных сред / И.В. Ширко. М.: Мир, 1985. 220 с.

21. Зайцев А.И. Теория и практика переработки сыпучих материалов / А.И. Зайцев, Д.О. Бытев, В.Н. Сидоров // Журнал Всесоюзного хим. общества им. Д.И. Менделеева. 1988. Т. 33. № 4. С. 30 – 35.

22. Гусев Ю.И. К расчету грануляторов барабанного типа / Ю.И. Гусев // Хим. и нефтяное машиностроение. 1969. № 12. С. 3 – 5.

23. Матвейкин В.Г. Математическое моделирование процесса движения сыпучего материала в гладких вращающихся барабанах / В.Г. Матвейкин, С.В. Фролов // Теор. основы хим. технологии. 1997. Т.

31. № 3. С. 318 – 323.

24. Макевнин М.П. Исследование движения сыпучего материала во вращающихся барабанах: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. / М.П. Макевнин. М., 1963. 16 с.
25. Блехман И.И. Что может вибрация? / И.И. Блехман. М.: Наука, 1988. 208 с.
26. Иванец Г.Е. Корреляционный анализ метода моделирования процесса смешивания / Г.Е. Иванец, Ю.А. Коршиков, Ю.И. Макаров // Хим. и нефтегазовое машиностроение. 2001. № 3. С. 7 – 9.
27. Мозгов Н.Н. Вибрационный смеситель для тонкодисперсных материалов / Н.Н. Мозгов // Современные машины и аппараты химических производств: Докл. II Всесоюз. науч. конф. Чимкент, 1980. С. 672 – 676.
28. Ганиев Р.Ф. О динамике твердых частиц взвешенных в несжимаемой жидкости при вибрационных воздействиях / Р.Ф. Ганиев, Л.Е. Украинский // Изв. АН СССР. Механика твердого тела. 1975. № 5. С. 31 – 40.
29. Ганиев Р.Ф. О динамике газовых пузырьков в жидкости, подверженной вибрационным воздействиям / Р.Ф. Ганиев, А.С. Цапенко // Вопросы математической физики и теории колебаний: Ивановский энергетический институт им. В.И. Ленина. 1975. Вып. 3. С. 5 – 13.
30. Айнштейн В.Г. Псевдооживление / В.Г. Айнштейн, А.П. Баскаков, Б.В. Берг. М.: Химия, 1991. 400 с.
31. Ehrichs E.E. Granular Convection Observed by Magnetic Resonance Imaging / E.E. Ehrichs, H. Joeger, G.S. Karczmar, J.B. Knight, V.Y. Kuperman, and S.R. Nagel // Science. 267, 1632 (1995).
32. Knight J.B. Experimental Study of Granular Convection. / J.B. Knight, E.E. Ehrichs, V.Y. Kuperman, J.K. Flint, H. Joeger, and S.R. Nagel // Phys. Rev. E. 54, 5726 (1996).
33. Кафаров В.В. Математическая модель кинетики смешивания бинарных смесей, содержащих твердую фазу / В.В. Кафаров, И.И. Дорохов, А.А. Александровский // Докл. АН СССР. 1975. Т. 24. № 5. С. 1134 – 1137.
34. Кафаров В.В. Системный анализ процессов химической технологии. Процессы измельчения и смешивания сыпучих материалов / В.В. Кафаров, И.И. Дорохов, С.Ю. Арутюнов. М.: Наука, 1985. 440 с.
35. Суркова Л.И. Метод расчета непрерывно-действующих барабанных смесителей / Л.И. Суркова, Ю.И. Макаров // Химическое и нефтяное машиностроение. 1972. № 11. С. 14 – 15.
36. Malhotra K. Particle flow patterns in a mechanically stirred two-dimensional cylindrical vessel / K. Malhotra, A.S. Mujumdar // Powder Technology. 1987. № 11. P. 15 – 19.
37. Валуйский Б.Я. О неравномерности продвижения частиц сыпучего материала через наклонный вращающийся барабан. / Б.Я. Валуйский // Изв. вузов: Пищевая технология. 1965. № 2. С. 127 – 131.
38. Сатома И. Смешивание твердых тел: Пер. с япон. // Пуранто когаку. 1968. Т. 10. № 5. С. 63 – 69 / ВЦП. № 93242/1. М., 1972. 21 с.
39. Макаров Ю.И. Основы расчета процессов смешивания сыпучих материалов. Исследование и разработка смесительных аппаратов: Автореф. дис. ... д-ра техн. наук / Ю.И. Макаров. М., 1975. 35 с.
40. Кога Д. Исследование процесса смешения частиц с различной плотностью в горизонтальном барабанном смесителе: Пер. с япон. // Рикакогу кэнкюсе хококу. 1980. Т. 56. № 5, 6. С. 95 – 102 / ВЦП. № Г-36703. М.: 18.12.81. 22 с.
41. Аун М. Математическая модель смесителя периодического действия / М. Аун, Е.А. Баранцева, К. Марик, В.Е. Мизонов, А. Бертъе // Вестник вузов. Химия и хим. технология. 2001. Т. 44. Вып. 3. С. 140 – 142.
42. Зайцев И.А. Применение кусочно-линейных распределений для моделирования процесса смешения сыпучих материалов / И.А. Зайцев, М.Ю. Таршис, Л.В. Королев, Д.О. Бытев // Вестник вузов. Химия и хим. технология. 2000. Т. 43. Вып. 6. С. 88 – 91.
43. Бабенко Ю.И. Операторные методы расчета ячеечных моделей химических аппаратов / Ю.И. Бабенко, А.И. Мошинский // Химическая промышленность. 1999. № 2. С. 104 – 110.

44. Бабенко Ю.И. Операторные методы расчета ячеечных моделей химических аппаратов / Ю.И. Бабенко, А.И. Мошинский // Химическая промышленность. 1999. № 7. С. 59 – 64.
45. Марик К. Математическая модель процесса непрерывного смешения сыпучих материалов / К. Марик, Е.А. Баранцева, В.Е. Мизонов, А. Бертъе // Вестник вузов. Химия и хим. технология. 2001. Т. 44. Вып. 2. С. 121 – 123.
46. Пасько А.А. Математическое моделирование процесса смешения сыпучих материалов в вибрационном смесителе / А.А. Пасько, В.Ф. Першин, В.П. Таров, В.Л. Негров // Вестник ТГТУ. 2000. № 2. С. 242 – 246.
47. Орлов А.В. Некоторые аспекты моделирования процесса смешивания в барабанном смесителе непрерывного действия / А.В. Орлов, Ю.Т. Селиванов // Технологические процессы и оборудование: Труды ТГТУ: Сборник научных статей молодых ученых и студентов. Тамбов, 2001. Вып. 8. С. 114 – 117.
48. Селиванов Ю.Т. Моделирование процесса смешивания дисперсных материалов, отличающихся размерами частиц / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 2001. Т. 35. № 1. С. 90 – 93.
49. Першин В.Ф. Модель процесса смешения сыпучего материала в поперечном сечении гладкого вращающегося барабана. / В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 1989. Т. 23. № 3. С. 370 – 377.
50. Perschin V.F. The mixing and segregation of particulate solids of different particle size / V.F. Perschin, U.T. Selivsnov, A.G. Tkachev // Abstracts of the 10 International congress of chemical equipment and automatics, «CHISA-90», Praha, Czechoslovakia, 1990. P. 49.
51. Першин В.Ф. Модель процесса смешения сыпучего материала в поперечном сечении вращающегося барабана / В.Ф. Першин // Порошковая металлургия. 1986. № 10. С. 1 – 5.
52. Першин В.Ф. Моделирование процесса смешивания полидисперсных материалов / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов // Технология сыпучих материалов «ХИМТЕХНИКА-86»: Тез. докл. Всесоюз. конф. Белгород, 1986. С. 49 – 50.
53. Першин В.Ф. Моделирование процесса смешения сыпучих материалов в барабанном смесителе непрерывного действия / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов // Процессы и аппараты для микробиологических производств «БИОТЕХНИКА-86»: Тез. докл. Всесоюз. конф. Грозный, 1986. С. 31.
54. Селиванов Ю.Т. К вопросу выбора критерия оценки качества смеси / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Тез. докл. VI науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2001. С. 238.
55. Першин В.Ф. Механизм пересчета концентраций компонентов по подслоям в барабанном смесителе / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Хим. и нефтегазовое машиностроение. 2003. № 2. С. 5 – 8.
56. Pershin V. Modeling of mixing and segregation of particulate solids in a rotation drum / V. Pershin, U. Selivanov, V. Artemov, S. Barishnikova, A. Tkachev // Вестник ТГТУ. 1998. Т. 4. № 2, 3. С. 230 – 237.
57. Селиванов Ю.Т. Модель многофазового процесса смешивания сыпучих материалов / Ю.Т. Селиванов // Технологическое оборудование, производственные процессы, строительные конструкции: Сб. науч. трудов ТГТУ. Ч. 1. Тамбов, 1998. С. 63 – 67.
58. Селиванов Ю.Т. Моделирование процесса смешивания в барабанном смесителе при периодическом и непрерывном режиме / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Математические методы в технике и технологиях: Сб. XV Междунар. науч. конф. В 10 т. / Под общ. ред. В.С. Балакирева; ТГТУ. Тамбов, 2002. Т. 10. С. 50 – 51.
59. Селиванов Ю.Т. Математическое моделирование и практические рекомендации по проведению процесса смешивания сыпучих материалов / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. VII науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2002. С. 119.
60. Селиванов Ю.Т. Моделирование процесса смешивания с учетом характера движения сыпучего материала в барабане непрерывного действия / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. VI науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2001. С. 237.
61. Першин В.Ф. Моделирование процесса смешивания сыпучих материалов в циркуляционных смесителях непрерывного действия / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Теор. основы хим. технологии. 2003. Т. 37. № 6. С. 629 – 635.
62. Селиванов Ю.Т. Исследование влияния осевого движения на процесс непрерывного сме-

шивания сыпучих материалов во вращающемся барабане / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Известия вузов. Химия и химическая технология. 2003. Т. 46. Вып. 7. С. 42 – 45.

63. Негров В.Л. Тепловой расчет барабанных сушилок с применением ЭВМ / В.Л. Негров, В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // «Биотехника – 89»: Тез. Всесоюз. науч.-техн. конф. Грозный, 1989. С. 12.

64. Pershin V.F. Particulate solids motion and distribution in drum dryers / V.F. Pershin, V.L. Negrov, U.T. Selivanov // Abstracts of the 10 International congress of chemical equipment and automatics, «CHISA-90», Praha, Czechoslovakia, 1990. P. 48.

65. Першин В.Ф. Зонная модель процесса теплообмена в барабанных сушилках / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов // Роль молодых конструкторов и исследователей хим. машиностроения в реализации целевых программ, направленных на ускорение НТП в отрасли: Тез. докл. Всесоюз. науч.-техн. конф. Зеленогорск, 1988. С. 32.

66. Першин В.Ф. Методика теплового расчета барабанных сушилок с применением ЭВМ / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, В.Л. Негров // Роль молодых конструкторов и исследователей хим. машиностроения в реализации целевых программ, направленных на ускорение НТП в отрасли: Тез. докл. Всесоюз. науч.-техн. конф. Зеленогорск, 1988. С. 33.

67. Першин В.Ф. Состояние и перспективы развития научных исследований по порошковой технологии / В.Ф. Першин, С.В. Барышникова, В.Н. Артемов, О.Ю. Косарева, В.Л. Негров, А.В. Паско, Ю.Т. Селиванов // Технологическое оборудование, производственные процессы, строительные конструкции: Сб. науч. тр. ТГТУ. Ч. 1. Тамбов, 1998. С. 53 – 58.

68. Селиванов Ю.Т. Оптимизация процессов смешивания сыпучих материалов в барабанных смесителях непрерывного действия / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Математические методы в технике и технологиях: Сб. XV Междунар. науч. конф. В 10 т. / Под общ. ред. В.С. Балакирева; ТГТУ. Тамбов, 2002. Т. 6. С. 34 – 35.

69. Першин В.Ф. Использование численных экспериментов для оптимизации процесса смешивания сыпучих материалов / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Теор. основы химической технологии. Т. 38. № 2. 2004. С. 209 – 214.

70. Pershin V.F. Influence of the feeder's capacity and accuracy on the mixture quality / V.F. Pershin, S.V. Barishnikova, U.T. Selivanov // Proceedings of the First European Congress of Chemical Engineering, Florence, Italy, 1997. P. 997 – 999.

71. Селиванов Ю.Т. Моделирование процесса смешивания с учетом погрешностей дозирования / Ю.Т. Селиванов, В.В. Воинов, А.А. Осипов // Технологические процессы и оборудование: Труды ТГТУ: Сборник научных статей молодых ученых и студентов. Тамбов, 1998. С. 48 – 51.

72. Селиванов Ю.Т. Некоторые особенности моделирования процесса смешивания с регулируемой загрузкой компонента / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. V науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2000. С. 241.

73. Селиванов Ю.Т. Некоторые особенности моделирования процесса смешивания с регулируемой загрузкой компонента / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. V науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2000. С. 241.

74. Селиванов Ю.Т. К вопросу оптимального проектирования смесительных установок / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Химическая промышленность сегодня. 2003. № 2. С. 43 – 46.

75. Селиванов Ю.Т. Экспериментальное исследование процесса смешивания дисперсных материалов, отличающихся размерами частиц / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 2001. Т. 35. № 2. С. 218 – 220.

76. A1 1755905 SU 5 B01F3/18. Способ исследования процесса смешивания сыпучих материалов / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, В.Л. Негров (Тамб. ин. хим. машиностроения). № 4819902/26. Заявл. 26.04.90; Оpubл. 23.08.92 // Изобретение (Заявки и патенты). 1992. № 31.

77. A1 1722550 SU 5 B01F3/18. Устройство для исследования процессов смешивания и сегрегации сыпучих материалов / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов (Тамб. ин. хим. машиностроения). № 4837061/26. Заявл. 13.04.90; Оpubл. 30.03.92. // Изобретение (Заявки и патенты). 1992. № 12.

78. A1 1742668 SU 5 G01N1/20 Устройство для исследования движения сыпучего материала на лопасти машины барабанного типа / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов (Тамб. ин. хим. машиностроения). № 4823470/26. Заявл. 26.03.90; Оpubл. 23.06.92. // Изобретение (Заявки и патенты). 1992. № 23.

79. Pershin V.F. Determination of mixture inclination to segregation. / V.F. Pershin, S.V. Barishnikova, U.T. Selivanov, A.A. Pasko // Abstracts of Papers World Congress on Particle Technology 3, Brighton, UK, 1998. P. 173.

80. Artemov V.A. Experimental and theoretical study of the mixing of particulate solids in a rotating drum / V.A. Artemov, V.F. Pershin, U.T. Selivanov, A.G. Tkachev // Proceedings The 2-nd Israel Conference for Conveying and Handling of Particulate Solids, Jerusalem, Israel, 1997. P. 11.68 – 11.74.
81. Pershin V. Research of mixing with the ordered loading of components / V. Pershin, U. Selivanov, O. Demin, A. Orlov // 15th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA-2002, Praha, Czech. Republic, 2002. P. 562.
82. Першин В.Ф. Экспериментальные исследования характера движения сыпучего материала вдоль оси барабанного смесителя / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Вестник ТГТУ. 2002. Т.8. № 2. С. 265 – 271.
83. Селиванов Ю.Т. Экспериментальные исследования характера осевого смешивания в барабанном смесителе непрерывного действия / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Теор. основы хим. технологии. 2004. Т. 38. № 1. С. 103 – 105.
84. Селиванов Ю.Т. Экспериментальная установка для исследования процесса смешивания сыпучих материалов в барабанном смесителе / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Технологические процессы и оборудование: Труды ТГТУ. Тамбов, 2002. Вып. 11. С. 50 – 54.
85. Пасько А.А. Компьютерная система для исследования процесса смешивания сыпучих материалов / А.А. Пасько, В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, М.М. Свиридов // Компьютерные технологии в науке, проектировании и производстве: Тез. докл. I Всерос. науч.-техн. конф. Нижний Новгород, 1999. С. 17.
86. Казаков М.Г. Исследование процесса приготовления многокомпонентных смесей / М.Г. Казаков, В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов, А.Г. Ткачев // Тез. докл. I науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 1994. С. 81.
87. Першин В.Ф. Влияние регламента загрузки компонентов на работу барабанного смесителя / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Новые технологии, процессы и оборудование для производства электрических машин малой мощности: Тез. докл. VIII Всесоюзн. науч.-техн. конф. Тбилиси, 1987. С. 2.
88. Першин В.Ф. Использование циркуляционных смесителей для смешивания компонентов, отличающихся размерами и плотностью частиц / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Технология сыпучих материалов. «Химтехника – 89»: Тез. докл. Всесоюзн. науч.-техн. конф. Ярославль, 1989. Т. 2. С. 39.
89. Першин В.Ф. Исследование процесса смешивания полидисперсных материалов / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. V Всесоюзн. науч.-техн. конф. Северодонецк, 1986. С. 28.
90. Першин В.Ф. Расчет регламента загрузки компонентов в барабанный смеситель / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Вестник ТГТУ. 2001. Т. 7. № 4. С. 591 – 598.
91. Селиванов Ю.Т. К вопросу повышения эффективности работы барабанных смесителей сыпучих материалов / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Химическая промышленность. 2002. № 7. С. 52 – 54.
92. Селиванов Ю.Т. Некоторые рекомендации по регламенту процесса приготовления многокомпонентных смесей, склонных к сегрегации / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Тез. докл. VII науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2002. С. 120.
93. Селиванов Ю.Т. Методика расчета параметров процесса приготовления многокомпонентных смесей в циркуляционных смесителях непрерывного действия / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2004. № 2. С. 7 – 10.
94. Селиванов Ю.Т. Специфика использования экспериментальных данных при моделировании процесса смешивания сыпучих материалов / Ю.Т. Селиванов, А.А. Осипов // Технологические процессы и оборудование. Вып. 6: Сб. науч. тр. Тамбов, 2000. С. 129 – 131.
95. Першин В.Ф. Основы стратегии создания САПР машин и аппаратов барабанного типа / В.Ф. Першин, В.Л. Негров, Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. Международ. науч.-техн. конф. Киев, 1989. С. 21.
96. Першин В.Ф. Разработка САПР барабанных смесителей / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Тез. обл. науч.-техн. конф. Тамбов, 1989. С. 62.
97. Першин В.Ф. Расчет барабанного смесителя с упорядоченной загрузкой компонентов / В.Ф. Першин, Ю.Т. Селиванов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2002. № 2. С. 12 – 14.
98. A1 1599073 SU 5 B01F9/02. Барабанный смеситель сыпучих материалов / В.Ф. Першин,

Ю.Т. Селиванов, А.Г. Ткачев, В.И. Токарев, А.В. Суворов (Тамб. ин. хим. машиностроения). № 4434980/31-26. Заявл. 26.06.88; Оpubл. 15.10.90 // Изобретение (Заявки и патенты). 1990. № 38.

99. Селиванов Ю.Т. Разработка конструкций барабанных смесителей и методик расчета процесса смешивания компонентов, склонных к сегрегации: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. / Ю.Т. Селиванов. Тамбов, 1996. 16 с.

100. A1 1297894 SU 5 B01F3/18. Способ приготовления многокомпонентных смесей сыпучих материалов / В.Ф. Першин (Тамб. ин. хим. машиностроения). № 3861237/31-26. Заявл. 02.01.85; Оpubл. 23.03.87 // Изобретение (Заявки и патенты). 1987. № 11.

101. C2 2207900 RU 7B01F3/18. Способ непрерывного приготовления многокомпонентных смесей и устройство для его реализации / Ю.Т. Селиванов, В.Ф. Першин, А.В. Орлов (Тамб. гос. техн. ун.). № 2001110153/12; Заявл. 13.04.01; Оpubл. 10.07.03 // Изобретение (Заявки и патенты). 2003. № 19.

102. Свидетельство об официальной регистрации программы для ЭВМ № 2002612031. Оптимизация процесса смешивания сыпучих материалов в барабанных смесителях непрерывного действия (смешивание в барабанном смесителе) / Селиванов Ю.Т., Першин В.Ф., Орлов А.В. (Тамб. гос. техн. ун.). № 2002611772; Заявл. 03.10.2002. Зарегистрировано 03.12.2002.

103. Селиванов Ю.Т. Некоторые аспекты классификации смесителей сыпучих материалов. / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. VIII науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2003. С. 136.

104. Pershin V. The ordered mixing of bulk solids / V. Pershin, A. Pasko, M. Sviridov, U. Selivanov // 14th International Congress of Chemical and Process Engineering CHISA-2000, Praha, Czech. Republic, 2000. P. 1.169.

105. Селиванов Ю.Т. Влияние характеристик дозатора на кинетику процесса смешивания сыпучих материалов / Ю.Т. Селиванов, А.В. Орлов // Тез. докл. VIII науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 2003. С. 137.

106. Селиванов Ю.Т. Использование детерминированных режимов при смешивании частиц, склонных к сегрегации / Ю.Т. Селиванов // Тез. докл. IV науч. конф. ТГТУ. Тамбов, 1998. С. 127.