



Академия наук СССР

Ордена Ленина Институт общей и неорганической химии
имени Н.С.Курнакова

На правах рукописи

УДК 66.015.24.063.8

БАРАБАШ ВАДИМ МАРКУСОВИЧ

ТЕПЛОМАССОБМЕН В АППАРАТАХ
С ПЕРЕМЕШИВАЮЩИМИ УСТРОЙСТВАМИ
ПРИ ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМЕ

Специальность 05.17.08 - Процессы и аппараты химической
технологии

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Москва - 1989

Работа выполнена в Ленинградском ордена "Знак Почета"
научно-исследовательском и конструкторском институте
химического машиностроения

Официальные оппоненты: доктор технических наук,
профессор Г.А.Аксельруд; доктор технических наук, профессор
В.В.Дильман; доктор технических наук, профессор Г.П.Соломаха

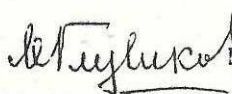
Ведущее предприятие - Научно-исследовательский институт
органических полупродуктов и красителей (НИОПИК г.Москва)

Защита диссертации состоится "28" ИЮНЯ 1989 г. в 11 ч 40 мин.
на заседании Специализированного совета Д.002.37.01 Инсти-
тута общей и неорганической химии им.Н.С.Кузнецова АН СССР
по адресу: 117907, Москва, Ленинский проспект, д.31.

С диссертацией можно ознакомиться в научной библиотеке
ОИЛ БЕН АН СССР по адресу, 117907, ГСП-1, Москва, Ленин-
ский пр.д.31.

Автореферат разослан "25" МАЯ 1989 г.

Ученый секретарь
Специализированного совета,
кандидат химических наук

 М.А.Глушкова

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность работы

Аппараты с перемешивающими устройствами являются одним из наиболее распространенных видов химической аппаратуры и используются для проведения широкого круга технологических процессов. При этом около четверти общего выпуска аппаратов предназначено для проведения процессов массообмена, а более чем половина случаев применения перемешивания связана с необходимостью интенсификации теплообмена.

В соответствии с современными представлениями интенсивность протекания процессов тепло- и массообмена определяется маломасштабными характеристиками течения вблизи межфазной поверхности. В то же время основная часть исследований процессов перемешивания, проведенных в СССР и за рубежом, и методы расчета, разработанные на основании этих работ, относятся к макромасштабным характеристикам течения и переноса. В связи с этим существующие методы инженерного расчета процессов тепло- и массообмена хотя и обеспечивают возможность приближенного инженерного расчета аппаратов, но не позволяют осуществлять оптимальный выбор конструктивных характеристик и режимов перемешивания с учетом конкретных особенностей процессов.

Особенно актуальной проблема выбора оптимальных характеристик приобретает в связи с завершающимся переходом к модульному принципу компоновки аппаратов, обеспечивающему возможность изготовления практически неограниченного числа сочетаний корпусов, мешалок и внутренних устройств на основе применения серийно выпускаемых унифицированных модулей.

Разработка современных научно обоснованных методов расчета процессов тепло- и массообмена при перемешивании с уче-

том локальных характеристик необходима для возможности дальнейшей интенсификации процессов, а также снижения энерго- и металлоемкости аппаратов, создаваемых на основе модульного принципа, и является важной народнохозяйственной проблемой. Эта тематика предусмотрена Координационными планами важнейших научно-исследовательских работ АН СССР по направлению "Теоретические основы химической технологии" на 1976-80 гг., 1981-85 гг., 1986-90 гг.

Целью работы явилось изучение основных закономерностей процессов теплообмена при перемешивании гомогенных и гетерогенных систем, а также создание на этой основе теоретически обоснованных методов расчета для разработки и проектирования аппаратов с механическими перемешивающими устройствами.

Научная новизна. Разработан единый подход для расчета гидродинамических и энергетических характеристик, а также процессов тепло- и массообмена в аппаратах с перемешивающими устройствами на основе использования локальных характеристик распределения скорости диссипации энергии, определяемых с учетом макро- и микроструктуры потоков в аппарате. В частности:

- рассмотрен механизм формирования и разработан метод расчета радиального профиля тангенциальной составляющей скорости в аппаратах с мешалками в широком диапазоне отношений высоты заполнения аппарата к его диаметру при наличии неподвижных и внутренних устройств в объеме смешения и при их отсутствии;

- на основе учета реальной структуры потоков в аппаратах с мешалками и неподвижными внутренними устройствами разработан метод расчета циркуляционного расхода для аппаратов с мешалками различных конструкции и геометрических соотношений;

- разработан новый подход, позволяющий многосторонне проанализировать процесс перемешивания суспензии в аппаратах с мешалками на основе учета локальных характеристик течения. Получены расчетные зависимости для определения условий перемешивания, обеспечивающих подъем твердых частиц с дна аппарата и их распределение в объеме смешения для суспензий с различной концентрацией твердых частиц. Впервые проанализировано влияние концентрации твердых частиц на гидродинамические и энергетические характеристики аппаратов с мешалками при перемешивании высококонцентрированных суспензий;

- проанализирован механизм и разработана модель массоотдачи при растворении твердых тел в аппаратах с мешалками, основанная на учете турбулентных пульсаций, проникающих к поверхности растворяющегося тела. Получены соотношения для расчета коэффициента массоотдачи в зависимости от свойств сплошной и дисперсной фаз, размеров твердых частиц, а также условий перемешивания. Показано существенное влияние на интенсивность массоотдачи локальных значений скорости диссипации энергии в объеме аппарата с мешалкой;

- разработаны методы расчета процессов растворения в аппаратах как непрерывного, так и периодического действия в зависимости от конструктивных особенностей и геометрических характеристик аппаратов с мешалкой, свойств фаз, а также фракционного состава используемых твердых частиц. Получены соотношения, обеспечивающие возможность решения некоторых задач масштабного перехода при растворении;

- получены расчетные зависимости, связывающие в явном виде коэффициенты теплоотдачи с локальными значениями скорости диссипации энергии в аппаратах с мешалками и различными тепло-

обменными устройствами. Впервые теоретически проанализировано и экспериментально подтверждено влияние на интенсивность теплоотдачи локальных значений скорости диссипации энергии в потоке, обусловленных конструкцией аппарата с мешалкой и соответствующей структурой потока;

- получены расчетные зависимости, позволяющие определить локальные и средние значения газосодержания в объеме аппарата с мешалкой с учетом расхода газа, подаваемого через барботер, и газа, захватываемого с поверхности раздела объема рабочей среды и воздушной подушки. Проанализирован физический механизм захвата газа с поверхности и впервые получены соотношения, позволяющие количественно определить расход газа при поверхностной аэрации за счет турбулизации приповерхностной зоны.

Практическая ценность и реализация работы

Результаты теоретического и экспериментального исследования закономерностей гидродинамики и теплообмена при перемешивании однородных и гетерогенных систем позволили получить расчетные соотношения для разработки и проектирования аппаратов с механическими перемешивающими устройствами применительно к разнообразным технологическим процессам.

Сформулированный подход, разработанные расчетные методы и алгоритмы расчета использованы при создании:

- системы автоматизированного проектирования аппаратов с механическими перемешивающими устройствами;

- отраслевого Руководящего документа РД 26-01-90-85 "Механические перемешивающие устройства. Метод расчета";

- новой модели безредукторных аппаратов с быстроходной фрезерной мешалкой БФ (БФР), которые аттестованы на ГЗК, се-

риино выпускаются Староусским заводом "ХИММАШ" в количестве 150 штук в год с экономическим эффектом 1355 руб. на один аппарат;

- новых моделей и каталога на гуммированные аппараты с мешалками, которые аттестованы на ГЭК, серийно выпускаются заводом Курганархимаш в количестве 800 штук в год с экономическим эффектом 3800 руб. на один аппарат;

- новых моделей и каталога на передвижные и переносные мешалки, серийно выпускаемые Дмитровградским заводом "ХИММАШ";

- нового каталога на серийные аппараты объемом от 1 до 50 м³, в основе которого используется модульный принцип компоновки аппарата из стандартных элементов, представленных в каталоге;

- отраслевого стандарта на мешалки и различных СТП на методы инженерного расчета;

- параметрического ряда автономных перемешивающих устройств для установки в аппаратах объемом от 16 до 3000 м³;

- рекомендаций по заказу серийных аппаратов с мешалками для различных отраслей народного хозяйства (ежегодно рассматривается свыше 3000 комплектов "Исходных данных" для заказа аппаратов);

- аппаратов ПМ-400 для хранения фосфорной кислоты на ПО "Фосфорит";

- перемешивающих устройств для резервуаров объемом 200, 300, 900 и 2000 м³, предназначенных для подготовки пульпы железорудного концентрата в линиях гидротранспортирования;

- аппаратов ПМ-400 для хранения суспензий;

- аппаратов для сульфирования объемом 2; 5; 6,3 и 12 м³.

Экономический эффект от внедрения оборудования, при раз-

работке которого использованы результаты диссертационной работы, превышает 4 млн.рублей в год.

Апробация работы. Результаты работы должны на 7-м (1981 г.) Международном конгрессе по инженерной химии, химическому оборудованию и автоматизации химико-технологических процессов (ХИСА-81); на 2-й (1973 г), 4-й (1982 г.) и 5-й (1986г.) Всесоюзных конференциях по теории и практике перемешивания в жидких средах; на 7-й (1985 г) Всесоюзной конференции "Двухфазный поток в энергетических машинах и аппаратах; на 2-й (1980 г) Всесоюзной конференции "Динамика процессов и аппаратов химической технологии"; на Всесоюзной научной конференции "Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств" (1985 г); на Ленинградском семинаре по теплофизике (1982 г); на семинаре в институте теплообмена (ИТМО) АН СССР г.Минск (1982 г.)

Объем работы. Диссертация состоит из введения, 7 разделов, выводов, списка литературы и приложений, включает 251 стр. машинописного текста и 120 рисунков. В приложении содержится 9 наименований.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

I. Введение

В этом разделе обосновывается значение выбранной темы, показывается ее актуальность и формулируются основные положения предложенного научного подхода, а также направления исследований, способствующие его реализации.

В частности, отмечается, что скорость большого числа технологических процессов, проводимых в аппаратах с мешалками, в значительной степени определяется особенностями течения вблизи

межфазной поверхности и зависит от локальной микроструктуры потоков в аппарате. Практически во всех этих случаях доминирующую роль на интенсивность процесса оказывает гидродинамика течения в слое, для которого характерно затухание конвективного и турбулентного переноса.

Современная измерительная техника, направленная на фундаментальные исследования турбулентных потоков, позволила значительно расширить информацию о локальных характеристиках турбулентных течений в различных технических устройствах, в том числе и в аппаратах с мешалками. Этим обеспечивается возможность развития традиционных подходов для изучения процессов перемешивания на основании учета неравномерности распределения скорости диссипации энергии в объеме аппарата, особенностей турбулентного течения вблизи межфазной поверхности и некоторых статистических характеристик турбулентности.

II. Общая характеристика методов расчета процессов переноса в турбулентных потоках

Строгое описание явления турбулентности как неупорядоченного движения предполагает использование статистической теории, основанной на применении законов теории вероятностей (статистический подход). Тем не менее весьма сложный математический аппарат, а также достаточно ограниченная область распространения полученных в рамках этого подхода результатов в значительной степени сдерживает его распространение на различные технические приложения.

Основным инструментом инженера при описании турбулентных течений уже многие десятилетия являются полуэмпирические методы, базирующиеся на комбинациях различных феноменологических теорий и результатов экспериментальных исследований.

Расчет турбулентных течений со сдвигом, по существу, сводится к поиску модели для рейнгольдсовых напряжений (модели замыкания) и решению уравнений Рейнольдса, описывающих в наиболее общей форме турбулентное движение.

В этом случае наиболее широкое применение получили модели, основанные на полуэмпирической теории пути перемешивания Прантля (модели нулевого порядка). В рамках этого класса моделей расчет сводится к решению системы дифференциальных уравнений в частных производных относительно поля только средних скоростей. Кроме того, на практике используются однопараметрические модели, в которых наряду с этими уравнениями используются дифференциальные уравнения в частных производных для масштаба скорости турбулентного потока, а также двухпараметрические модели, дополненные дифференциальным уравнением в частных производных для турбулентного линейного масштаба.

К более сложному классу относятся модели, которые содержат дифференциальные уравнения в частных производных для всех компонентов рейнгольдсовых напряжений, а в общем случае и для масштабов длины.

Несмотря на достаточно большие возможности таких подходов, область их применения весьма ограничена в связи с необходимостью использования эмпирических коэффициентов, зависящих от конкретной гидродинамической ситуации.

Следует отметить, что хотя рассмотренная выше постановка задачи в рамках принятого подхода представляется наиболее строгой, практические возможности решения уравнений Рейнольдса в подавляющем большинстве инженерных приложений оказываются крайне ограниченными из-за сложности задания граничных условий и трудностей вычислительного характера. Кроме того, в ре-

альных условиях из-за недостатка экспериментальной информации не могут быть достаточно надежно определены локальные значения пространственных составляющих скорости, а также коэффициентов турбулентной диффузии и температуропроводности при анализе переноса примесей и теплоты. В ряде случаев отмеченные трудности удается успешно преодолеть, учитывая особенности структуры потока и используя, где это возможно, осредненные значения коэффициентов переноса. Так, например, применительно к аппаратам с перемешивающими устройствами, использование осредненных характеристик течения позволило разработать обобщенные методы расчета ряда гидродинамических характеристик и мощности, потребляемой на перемешивание. Были получены расчетные соотношения для количественной оценки интенсивности турбулентного и конвективного переноса в рабочем объеме аппарата. На базе этих зависимостей разработаны подходы для решения задач крупномасштабного переноса при определении полей концентрации и температур, времени смешения взаиморастворимых жидкостей, а также распределения частиц в объеме аппарата при перемешивании суспензий с незначительным объемным содержанием твердой фазы.

Все эти результаты относятся к процессам, интенсивность которых определяется макромасштабными характеристиками потока жидкости в аппарате, и распространяются в основном на области, удаленные от ограничивающих течение поверхностей, где влиянием молекулярной вязкости, диффузии и теплопроводности можно пренебречь. В этих случаях основное влияние на интенсивность переноса оказывает движение энергосодержащих крупномасштабных вихрей. В то же время широкий круг задач химической технологии, энергетики и других отраслей промышленности составляют процес-

сы переноса в областях, непосредственно прилегающих к границам турбулентных течений. К этому классу относятся течения вблизи твердых поверхностей как при их внутреннем, так и внешнем обтекании, а также течения вблизи деформируемых поверхностей (свободная поверхность жидкости, капли, пузыри и т.д.). Характер переноса в этих областях в подавляющем числе случаев определяет интенсивность процессов теплообмена, а также массообмена, скорость которого лимитирована переносом во внешнедиффузионной области.

В наиболее общей форме математическая формулировка и решение задач турбулентного переноса в этих случаях, как и ранее, предполагает использование информации о поле скоростей в основном объеме и вблизи межфазной поверхности, а также предположения о сдвиговом характере движения рабочей среды.

Применительно к техническим устройствам, особенно с искусственными источниками турбулизации, данные о локальных скоростях практически отсутствуют, а движение не всегда может быть отнесено к классу сдвиговых. Для количественной оценки характеристик турбулентного переноса в таких потоках с успехом может быть использована теория локальной изотропной турбулентности Колмогорова-Обухова, которая, вообще говоря, не выполняется в течениях со сдвигом из-за преимущественной ориентации среднего движения. Однако этот эффект в значительной степени ослабевает в вихрях малого масштаба, которые непосредственно взаимодействуют не со средним движением, а с движением вихрей несколько большего масштаба.

Использование этого подхода позволяет определить не только осредненные, но и локальные характеристики турбулентного переноса при известной информации о локальных значениях скоро-

сти диссипации энергии. Опыт применения расчетных зависимостей в рамках теории локальной однородной турбулентности показывает, что в ряде случаев при определении локальных характеристик переноса особенно в потоках с развитой искусственной турбулизацией в качестве первого приближения связывается достаточным использовать среднее значение скорости диссипации энергии. Однако учитывая, что распределение энергии в системе может быть крайне неравномерным, такой подход нередко приводит к существенным погрешностям.

Для определения локального значения скорости диссипации энергии, вносимой в систему тем или иным источником, необходимо иметь данные о закономерностях переноса кинетической энергии и диссипации в турбулентных потоках. По рассмотренной выше классификации моделей для расчета турбулентных течений вопросы, связанные с переносом кинетической энергии, рассматриваются в рамках моделей для напряжений. В зависимости от вида соотношения, связывающего касательные напряжения с кинетической энергией, модели переноса кинетической энергии турбулентности подразделяются на две группы: модели Невзглядова-Драйдена и модели Прандтля-Колмогорова. Одним из наиболее часто применяемых вариантов модели Прандтля-Колмогорова является подход, использующий в качестве зависимой переменной в уравнении переноса скорость диссипации турбулентной кинетической энергии.

Круг проблем, связанных с расчетом турбулентных течений, в настоящее время настолько широк, а методы расчета применительно к реальным техническим устройствам столь далеки от завершения, что в инженерной деятельности оказывается оправданным применение полуэмпирических методов, базирующихся на некоторых теоретических представлениях и использовании экспери-

ментальной информации как фундаментального характера, так и полученной применительно к конкретному конструктивному оформлению процесса. Этот подход и был использован в настоящей работе при анализе процессов теплообмена в аппаратах с мешалками при перемешивании гомогенных и гетерогенных систем.

III. Некоторые вопросы теоретического анализа гидродинамики перемешивания в жидких средах.

В настоящем разделе выполнен теоретический анализ гидродинамики перемешивания гомогенных систем в аппаратах с мешалками в широком диапазоне отношений высоты заполнения к диаметру как при наличии, так и при отсутствии в рабочем объеме неподвижных внутренних устройств различного технологического назначения.

Тангенциальная скорость жидкости

Применительно к аппаратам, в которых тангенциальное движение среды является преобладающим, анализ базировался на использовании уравнения сохранения момента

$$dM_{кр} - dM_{сопр} - dM_{кас} = 0. \quad (I)$$

Выражая изменение крутящего момента ($dM_{кр}$) через плотность его распределения, приращение момента сил трения между соседними слоями жидкости ($dM_{кас}$) через турбулентное трение (τ_r), а изменение момента сил сопротивления на внутренних устройствах и дне аппарата ($dM_{сопр}$) с помощью соотношений, отражающих взаимодействие рабочей среды с этими конструктивными элементами, можно получить уравнение

$$\frac{d}{dz} (r^2 \tau_r) = - \frac{c_f \rho v^2(z) r^2}{2H} - \frac{\psi(z)}{2\pi H} - \frac{\varphi(z)}{2\pi H}, \quad (2)$$

решение которого позволяет определить радиальный профиль тангенциальной составляющей скорости в зависимости от свойств рабочей среды и условий перемешивания при известных зависимостях для турбулентного трения и коэффициента гидравлического сопротивления корпуса аппарата C_f .

В работе было проанализировано несколько наиболее часто используемых на практике выражений для C_f , основанных на теории пути перемешивания Прандтля, и показано, что выбор гипотезы должен производиться лишь из адекватности модели и простоты расчетной схемы (рис. I).

Теоретическая оценка коэффициента гидравлического сопротивления корпуса аппарата основывалась на анализе особенностей течения среды вблизи твердых поверхностей. Записывая перенос импульса вблизи твердой поверхности с помощью модели стационарного пограничного слоя, используя закон изменения турбулентной вязкости в вязком подслое, а также принимая во внимание соотношение для толщины вязкого подслоя и закон "двух-третей" Колмогорова-Обухова, оказалось возможным получить расчетное соотношение для коэффициента гидравлического сопротивления корпуса аппарата

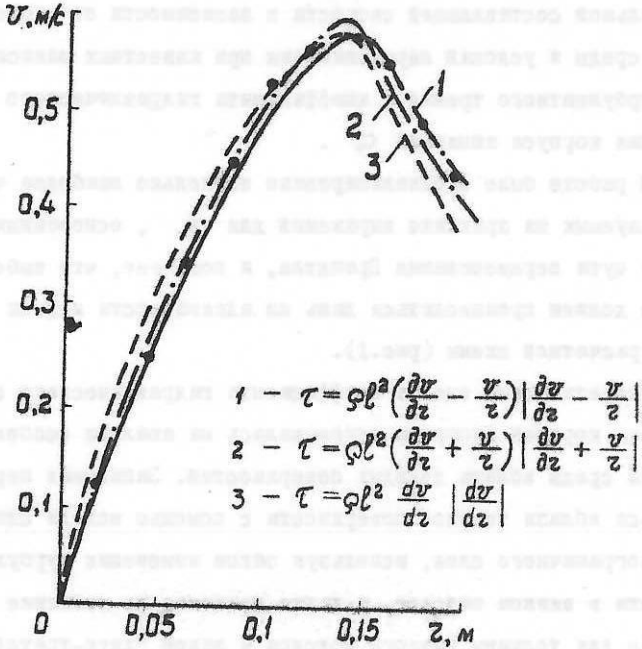
$$C_f = \lambda_r \text{Re}^{-0.25} = 0,288 \epsilon_0^{0.25} \frac{v(R) R^{0.25}}{v_{cp}^{1.75}} \text{Re}^{-0.75} \quad (5)$$

На рис. 2 приведено сопоставление расчетных значений коэффициента λ_r с опытными данными.

Меридиональная циркуляция

Установка в аппарате неподвижных внутренних устройств с большим гидравлическим сопротивлением (змеевики, отражательные перегородки и т.д.) приводит к выравниванию по радиусу тангенциальной скорости и созданию интенсивной меридиональной цирку-

Радиальный профиль тангенциальной скорости



$D=0,4\text{ м}; H=0,4\text{ м}; d_m=0,1\text{ м}; n=1,03\text{ с}^{-1}; \xi_m=0,88$
 $\rho=1000\text{ кг/м}^3; \mu=17\text{ спз}; \bullet$ - экспериментальные данные.

Рис. 1.

Зависимость $\lambda_T = f(\bar{R})$ при $\bar{R} \geq 1,5$

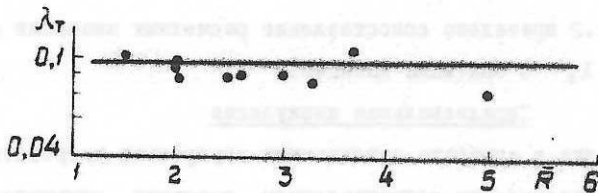


Рис. 2.

ляции. При теоретическом анализе циркуляционного движения в аппаратах с внутренними устройствами использовался энергетический подход. Циркуляционный контур рассматривался симметричным относительно оси аппарата и состоящим из двух прямолинейных участков и двух зон поворота потока.

Для поддержания движения рабочей среды по циркуляционному контуру необходимо подводить энергию E_u , теряемую жидкостью в единицу времени на преодоление сил турбулентного трения и на преодоление местных сопротивлений, обусловленных изменением направления движения потока на поворотах

$$E_u = \rho (\gamma, R)^2 V \left| \frac{dw}{dz} \right|_{cp}^2 + \rho \xi_n \pi R^2 w_{cp}^3 \quad (4)$$

Величина E_u составляет лишь часть общей энергии, затрачиваемой на перемешивание

$$\bullet \quad \bar{E}_u = \varphi_u N = \varphi_u \rho K_N n^3 d_m^5 \quad (5)$$

В результате решения уравнений (4) и (5) с использованием соотношения для радиального профиля осевой скорости

$$w(z) = \frac{4K_q n d_m^3}{\pi R^2} \left(2 \frac{z^2}{R^2} - 1 \right) \quad (6)$$

было получено выражение для коэффициента циркуляционного расхода

$$K_q = 0,037 \sqrt{\frac{\pi^2 K_N \varphi_u (D/d_m)^4}{\frac{H}{D} \gamma + 0,0033 \xi_n}} \quad (7)$$

Энергия, подводимая мешалкой в единицу времени, затрачивается на обтекание лопастей мешалки, создание циркуляционного движения и преодоление сопротивления внутренних устройств.

Из уравнения, отражающего этот баланс энергии, было получено выражение для величины φ_u - доли энергии, затрачиваемой на поддержание циркуляционного движения

$$\varphi_{\text{ц}} = 1 - \sin \beta_{\lambda} \left[1 - \frac{0,33 \bar{v}_{\text{ср}} - \bar{v}_{\text{ср}}^2 + (1 - \bar{\tau}_{\text{вн}}) \bar{v}_{\text{ср}}^3}{0,25 - 0,67 \bar{v}_{\text{ср}} + 0,5 \bar{v}_{\text{ср}}^2} \right] \bar{v}_{\text{ср}} \frac{\sum \xi_{\text{вн}} f_i}{\sum \xi_{\text{вн}} f_i \bar{\tau}_i} \quad (8)$$

Совместное рассмотрение уравнений (7) и (8) позволило рассчитать значение циркуляционного расхода q при заданных характеристиках аппарата, мешалки и неподвижных внутренних устройств.

Экспериментальные исследования циркуляционного расхода проводились на основе измерения числа проходов частицы трассера нулевой плавучести по циркуляционному контуру за фиксированный промежуток времени. Значение q рассчитывалось по формуле

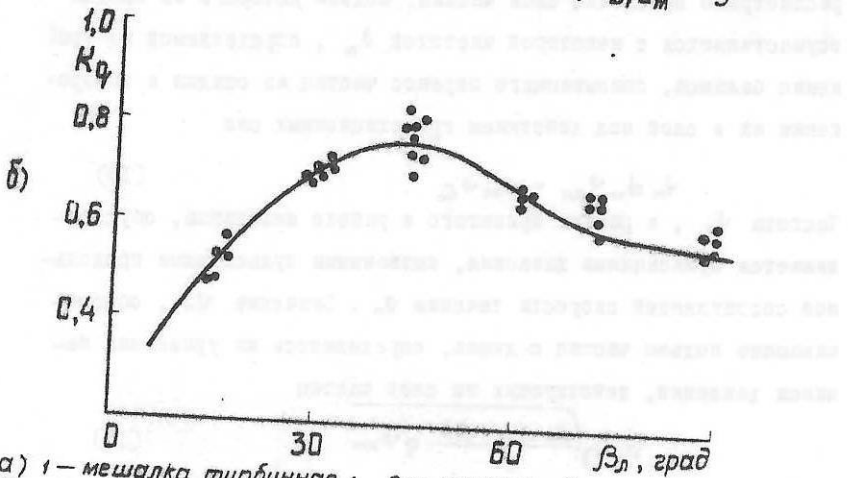
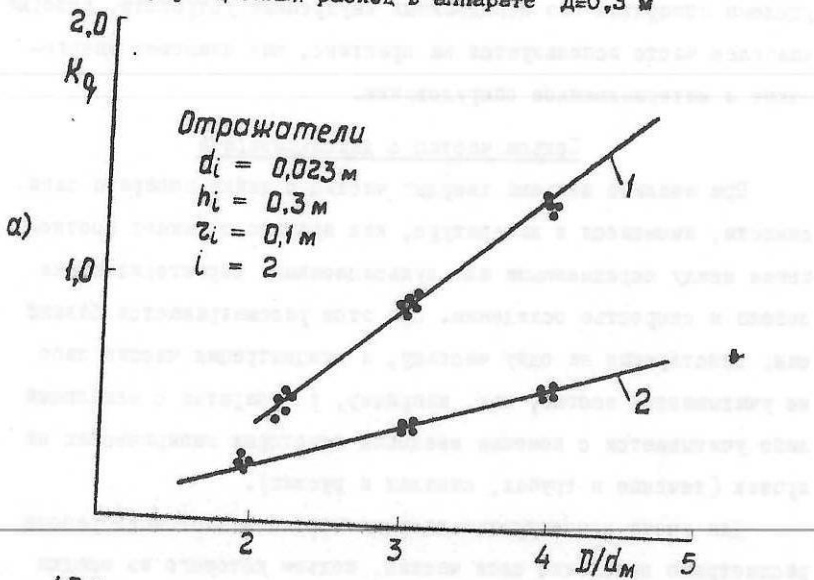
$$q = K_q \rho d_m^3 = \frac{V}{\tau_{\text{ср}}^4}, \quad (9)$$

где $\tau_{\text{ср}}^4$ - среднее время одной циркуляции, определяемое путем статистической обработки опытных данных. Рабочей средой служила вода и водные растворы глицерина ($\rho = 1000 \div 1215 \text{ кг/м}^3$; $\mu = 1 \div 100 \text{ слз}$). В качестве неподвижных внутренних устройств использовались отражательные перегородки, трубы, отражатели и змеевики. Съемы проводились с сосудами ($V = 3,2 \div 400 \text{ л}$) и мешалками различных типов и размеров. Опытные и расчетные значения K_q приведены на рис.3.

IV. Перемешивание суспензий в аппаратах с мешалками

К числу наиболее широко распространенных на практике процессов, проводимых в аппаратах с мешалками, относится перемешивание суспензий, при котором необходимо обеспечить отсутствие осадка на дне аппарата и заданную степень однородности распределения твердых частиц в объеме смешения. При рассмотрении этих вопросов основное внимание в настоящей работе было

Циркуляционный расход в аппарате $D=0,3$ м



а) 1 — мешалка турбинная ; 2 — мешалка двухлопастная
б) мешалка трехлопастная ; $d_m = 0,1$ м ;
сплошные линии — расчет.

Рис. 3.

уделено аппаратам без неподвижных внутренних устройств, которые наиболее часто используются на практике, как наименее энергоемкое и материалоемкое оборудование.

Подъем частиц с дна аппарата

При анализе подъема твердых частиц с дна аппарата зависимости, имеющиеся в литературе, как правило, отражают соотношение между осредненными или пульсационными характеристиками потока и скоростью осаждения. При этом рассматривается баланс сил, действующих на одну частицу, а концентрация частиц либо не учитывается вообще, как, например, в аппаратах с мешалками либо учитывается с помощью введения некоторых эмпирических поправок (течения в трубах, каналах и руслах).

Для учета концентрации твердых частиц в настоящей работе рассмотрено поведение слоя частиц, подъем которого из осадка осуществляется с некоторой частотой ν_n , определяемой из уравнения баланса, описывающего перенос частиц из осадка и возвращение их в слой под действием гравитационных сил

$$\nu_n d_n \psi_{дн} = w_{ос} \psi_{г_0} \quad (I0)$$

Частота ν_n , в рамках принятого в работе механизма, обуславливается пульсациями давления, вызванными пульсациями продольной составляющей скорости течения \dot{v}_n . Значение \dot{v}_n , обеспечивающее подъем частиц с дна, определялось из уравнения баланса давлений, действующих на слой частиц

$$\dot{v}_n = \sqrt{\frac{d_n (\rho_n - \rho)}{\rho}} g \psi_{дн} \quad (II)$$

При этом предполагалось отсутствие сил сцепления между частицами, находящимися в слое осадка, а форма частиц принималась близкой к сферической.

Для определения характеристик потока, которые обеспечивают необходимые для подъема частоту ν_n и пульсационную скорость ν'_n , была рассмотрена область вязкого подслоя δ_0 вблизи верхнего слоя частиц, как наиболее ответственная за их подъем, поскольку именно в этой области затухают осредненные и пульсационные характеристики потока.

С учетом нормального закона распределения пульсационных скоростей фиксированного масштаба, выражения для толщины вязкого подслоя

$$\frac{\nu'_o \delta_0}{\nu_{cm}} = 11,5 \quad (12)$$

и соотношения между продольной и нормальной составляющими пульсационной скорости

$$\nu'_{on} = \beta_c \nu'_o \quad (13)$$

было получено выражение для расчета нормальной составляющей пульсационной скорости масштаба вязкого подслоя, обеспечивающей отсутствие осадка на днище

$$\nu'_o = \sqrt{\frac{11,5}{\beta_c} \nu_n \nu_{cm} \over 1 - 2 \Phi (\nu'_n / \nu'_{on})} \quad (14)$$

Для использования полученных соотношений при расчете и проектировании аппаратов с мешалками пульсационные характеристики потока были выражены через осредненные, связь которых с геометрическими параметрами аппарата наиболее изучена.

$$\nu_{кр} = 1,06 \nu'_o C_{fc}^{-0,5} \quad (15)$$

Условие отсутствия осадка при этом определялось неравенством

$$\nu(R) \geq \nu_{кр} \quad (16)$$

Как следует из уравнения (14), для расчета $v_{кр}$ необходима информация о кинематической вязкости суспензии $\nu_{см}^{\delta_0}$ на границе вязкого подслоя, которая зависит от концентрации твердых частиц (φ_{δ_0}) в этой зоне. Определение φ_{δ_0} связано с решением задачи о распределении твердых частиц по высоте аппарата.

Осевое распределение твердых частиц

Для определения степени неоднородности в осевом направлении предложено математическое описание, основанное на учете транспорта фаз через горизонтальную поверхность в аппарате периодического действия

$$-w_u \varphi - D_u \frac{d\varphi}{dh} = 0 \quad (17)$$

$$-w_{ос} (1-\varphi) + D_{ос} \frac{d\varphi}{dh} = 0$$

Учитывая, что разница между скоростью движения частиц w_u и жидкости $w_{ос}$ есть не что иное, как скорость осаждения $w_{ос}$, а также принимая во внимание результаты количественной оценки величины D_u и $D_{ос}$, можно записать

$$\frac{d\varphi}{dh} = -w_{ос} \frac{\varphi(1-\varphi)}{D_{\tau}}, \quad (18)$$

где $D_{\tau} = D_u = D_{ос}$. (19)

С учетом зависимости скорости осаждения частиц от концентрации

$$w_{ос} = w_{ос}^i (1-\varphi)^{2,5} \quad (20)$$

в результате решения уравнения (18) было получено выражение

$$\frac{w_{ос}^i h}{D_{\tau}} + \ln \left| \frac{1 + \sqrt{1-\varphi_0}}{1 - \sqrt{1-\varphi_0}} \right| = \frac{2}{\sqrt{1-\varphi_0}} \left[1 + \frac{1}{3(1-\varphi_0)} \right] + \quad (21)$$

$$+ \frac{1}{5(1-\varphi_0)^2}] = \operatorname{erf} \left| \frac{1 + \sqrt{1-\varphi}}{1 - \sqrt{1-\varphi}} \right| - \frac{2}{\sqrt{1-\varphi}} \left[1 + \frac{1}{3(1-\varphi)} + \frac{1}{5(1-\varphi)^2} \right],$$

которое в сочетании с интегральным условием

$$\frac{1}{H} \int_0^H \varphi(h) dh = \varphi_{\text{ср}} \quad (22)$$

позволяет определить распределение частиц по высоте аппарата, а следовательно и свойства суспензии в придонной области.

Кроме того, при расчете скорости $\varphi_{\text{ср}}$ по уравнению (14) необходима информация о влиянии концентрации твердых частиц на коэффициент гидравлического сопротивления корпуса аппарата $C_{\text{гс}}$, а также данные о коэффициенте β_c в соотношении (13). Для определения этих параметров были проведены экспериментальные исследования, в задачу которых входила также проверка соотношений для описания подъема частиц с дна, их распределения по высоте аппарата и расчета мощности, затрачиваемой при перемешивании суспензий.

С этой целью использовались аппараты объемом от 5 до 300 л, мешалки различных типов и размеров. В качестве рабочих сред применялись суспензии, в которых дисперсной фазой служили песок, стеклянные шарики, монообменная смола и железорудный концентрат, а сплошной фазой - вода.

Зависимости коэффициента гидравлического сопротивления корпуса аппарата $C_{\text{гс}}$ и коэффициента мощности K_M от концентрации твердых частиц в суспензии представлены на рис. 4 и 5. При экспериментальном определении условий подъема осадка с дна за ним велось визуальное наблюдение с помощью зеркал и системы световодов. Фиксировалась частота вращения мешалки, которой соответствовало отсутствие на дне неподвижного слоя частиц.

Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления корпуса аппарата от концентрации твердых частиц в суспензии



Рис. 4.

Зависимость коэффициента мощности от концентрации твердых частиц в суспензии

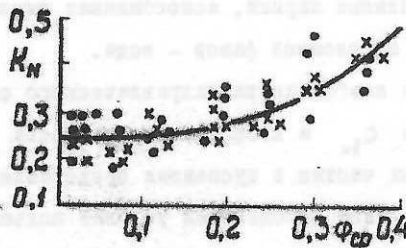


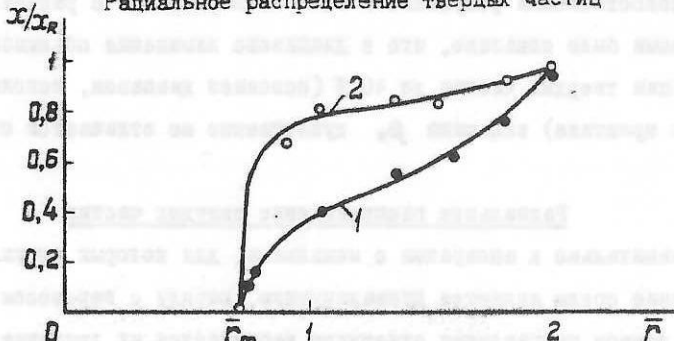
Рис. 5.

Из сопоставления результатов этих экспериментов с расчетными данными было показано, что в диапазоне изменения объемной концентрации твердых частиц до 40 % (основной диапазон, используемый на практике) величина β_c существенно не отличается от единицы.

Радиальное распределение твердых частиц

Применительно к аппаратам с мешалками, для которых окружное движение среды является превалирующим, наряду с переносом частиц в осевом направлении отчетливо наблюдается их движение по радиусу аппарата. Распределение концентрации частиц по радиусу устанавливается в результате их движения под действием центробежной силы (сепарирующий фактор) и переноса в противоположном направлении турбулентной диффузией (смешивающий фактор). Основу математической модели в этом случае составили уравнения радиальной диффузии с переменным коэффициентом переноса. Результаты решения этих уравнений так же, как и опытные данные, показывают, что при плотности твердых частиц, превышающей плотность среды, основная масса твердой фазы оказывается сосредоточенной в периферийной зоне (рис.6), а при использовании частиц более легких, чем среда - в центральной зоне аппарата. Следует отметить, что степень неоднородности по радиусу аппарата, в отличие от неоднородности по высоте, не может быть уменьшена путем увеличения частоты вращения мешалки. Данные, приведенные на рис.7, позволяют выбрать область ($K_{ц} \leq 0,15$) наиболее рационального использования аппаратов без отражательных перегородок при перемешивании суспензий. Проведенный анализ показывает также, что в аппаратах стандартных конструкций, объем которых превышает 5 м^3 , перепад концентрации в периферийной зоне становится незначительным.

Радиальное распределение твердых частиц



$D=0,3\text{м}; d_M=0,1\text{м}; \xi_M=0,88; 1-W_{oc}=0,063\text{м/с}; 2-W_{oc}=0,01\text{м/с};$
сплошные линии - расчет.

Рис. 6.

Зависимость $x_0/x_R = f(K_u)$

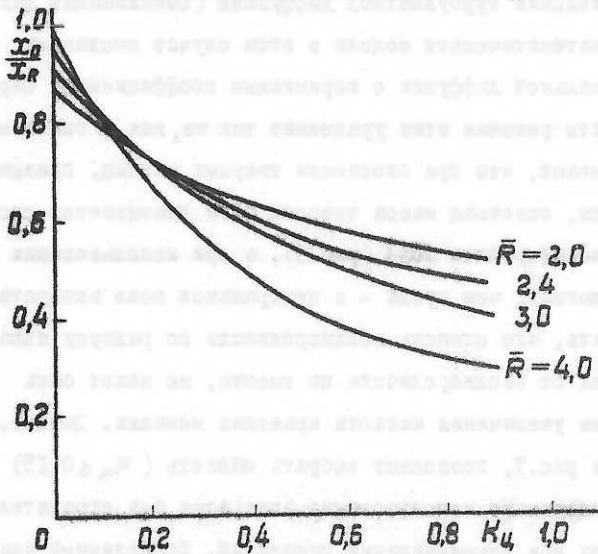


Рис. 7.

У. Растворение при перемешивании

твердое тело - жидкость

Результаты, полученные в двух предыдущих разделах, позволили перейти к рассмотрению процессов растворения в системе твердое тело - жидкость, базируясь на учете основных закономерностей движения частиц и сплошной среды в основном объеме аппарата и вблизи твердых поверхностей.

Массоотдача при растворении твердых тел

Процесс массоотдачи от неподвижной твердой поверхности рассматривался на основе предположения о том, что влияние интенсивности перемешивания на массообмен в основном определяется проникновением мелкомасштабных пульсаций в область, непосредственно прилегающую к растворяющейся поверхности. В основе анализа были использованы известные представления о структуре диффузионного пограничного слоя, а также гипотеза о плавном затухании турбулентного движения в вязком подслое.

Записывая выражение для потока вещества в соответствии с моделью диффузионного пограничного слоя

$$j = (D_m + D_r) \frac{dc}{dy} \quad (23)$$

и используя закон изменения коэффициента турбулентной диффузии в вязком подслое, который играет роль основного диффузионного сопротивления

$$D_r = \frac{v_0' y^4}{\delta_0^3}, \quad (24)$$

можно получить зависимость для расчета коэффициента массоотдачи

$$\beta = 0,9 D_m^{4/3} \sqrt{\frac{v_0'}{D_m \delta_0}} \quad (25)$$

Определяя толщину вязкого подслоя δ_0 из соотношения (12), а характерную скорость турбулентных пульсаций масштаба вязкого подслоя v_0' по закону "двух-третей" Колмогорова-Обухова, оказалось возможным получить окончательное выражение для коэффициента массоотдачи

$$\beta = \frac{0,257 (\xi^{\wedge} v)^{0,25}}{Sc^{0,75}} \quad (26)$$

При исследовании массообмена от частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости, создаваемом мешалкой, анализ, аналогичный вышерассмотренному с учетом сферичности поверхности частицы, позволил получить соотношение для расчета коэффициента массоотдачи в зависимости от свойств рабочих систем, условий перемешивания и размера частиц

$$\beta_s = \frac{D_m}{ab \int_0^{\xi} \frac{d\xi}{(1+\xi^4)(\xi+b)^2}}, \quad (27)$$

где $b = \alpha \left(\frac{v_0'}{D_m \delta_0} \right)^{0,25}$; $\xi = (\alpha - \alpha) \left(\frac{v_0'}{D_m \delta_0} \right)^{0,25}$.

Из выражения (27) следует, что при растворении частиц большого размера ($b \gg 1$) коэффициент массоотдачи от частиц оказывается идентичным рассчитанному для плоской поверхности. Для малых частиц ($b \ll 1$) анализ соотношения (27) позволил получить известную из литературы нижнюю границу для оценки коэффициента массоотдачи - $St_v = 2$. Результаты сопоставления расчетных и опытных значений коэффициентов массоотдачи для неподвижных поверхностей и твердых частиц представлены на рис.8 и 9. Влияние объемной концентрации твердой фазы при ее изменении до 40 % на коэффициент массоотдачи не обнаружено.

Применительно к аппаратам с отражательными перегородками в качестве локального значения скорости диссипации энергии ξ^{\wedge}

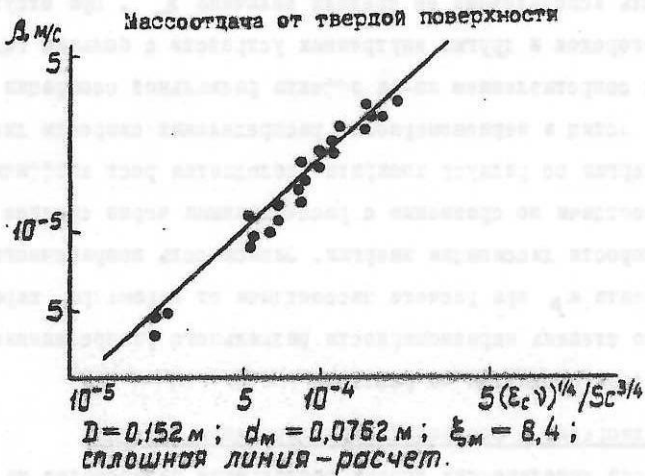


Рис. 8.



Рис. 9.

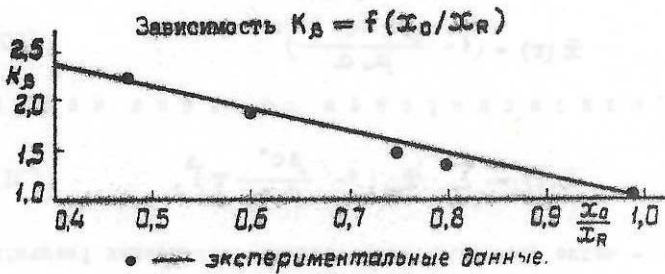


Рис. 10.

может быть использована ее средняя величина ϵ_0 . При отсутствии перегородок и других внутренних устройств с большим гидравлическим сопротивлением из-за эффекта радиальной сепарации твердых частиц и неравномерности распределения скорости диссипации энергии по радиусу аппарата наблюдается рост коэффициентов массоотдачи по сравнению с рассчитанными через среднее значение скорости диссипации энергии. Зависимость поправочного коэффициента K_p при расчете массоотдачи от параметра, характеризующего степень неравномерности радиального распределения твердой фазы, показана на рис.10.

Растворение в аппаратах периодического действия

Анализ кинетических кривых растворения базировался на использовании уравнения, основной переменной в котором является функция распределения частиц по размерам - $f(r, \tau)$

$$\frac{\partial f(r, \tau)}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial r} \left[f(r, \tau) \left| \frac{dr}{d\tau} \right| \right] \quad (28)$$

С учетом выражения

$$\frac{dr}{d\tau} = - \frac{\beta}{\rho_u} (c^* - c) \quad (29)$$

в результате решения (28) были получены следующие соотношения.

Система узкого фракционного
состава

$$\bar{x}(\tau) = \left(1 - \frac{\beta c^* \tau}{\rho_u a} \right)^3 \quad (30)$$

Полидисперсная система частиц

$$\bar{x}(\tau) = \sum_{i=1}^k \bar{x}_{oi} \left(1 - \frac{\beta c^*}{\rho_u a_i} \tau \right)^3, \quad (31)$$

где k - число фракций узкого состава, заменяющих реальную

функцию распределения частиц по размерам.

Сопоставление расчетных и опытных кинетических кривых растворения при различных условиях перемешивания приведено на рис. II.

Растворение в аппаратах непрерывного действия

В основе анализа использовалось уравнение, учитывающее непрерывную подачу исходных компонентов и отвод среды из рабочего объема аппарата

$$\frac{d}{dz} \left[f(z) \left| \frac{dz}{dt} \right| \right] + \frac{G}{V} [f_{вх}(z) - f(z)] = 0 \quad (32)$$

При условии отсутствия в системе крупных частиц

$$f(z) \longrightarrow 0 \quad \text{при} \quad z \longrightarrow \infty \quad (33)$$

было получено решение уравнения (32) применительно к системам с различным фракционным составом твердой фазы

Система узкого фракционного состава

$$\bar{x} = 0,25 \bar{\tau}_n - 0,05 \bar{\tau}_n^2 \quad ; \quad \bar{\tau}_n = \frac{G \rho_s a}{V \beta c^*} \quad (34)$$

Полидисперсная система частиц

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^k \bar{x}_0^i [0,25 \bar{\tau}_n^i - 0,05 (\bar{\tau}_n^i)^2] \quad ; \quad \bar{\tau}_n^i = \frac{G \rho_{s_i} a_i}{V \beta c^*} \quad (35)$$

Сопоставление расчетных и опытных значений концентрации твердой фазы при растворении в аппаратах непрерывного действия показано на рис. I2.

Экспериментальная проверка результатов, полученных в ходе теоретического анализа, была проведена на аппаратах объемом от 10 до 500 л с использованием мешалок различных типов и размеров, а также различных твердых веществ: NaCl , $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$; NaHCO_3 ; NaF . В качестве сплошной

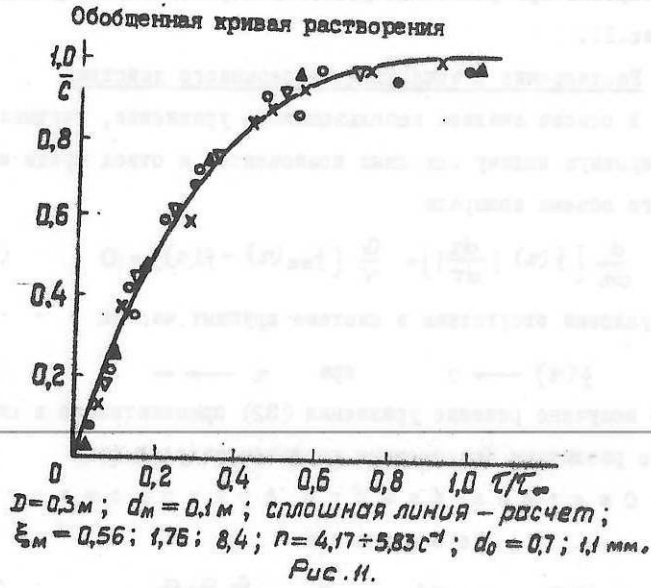


Рис. 12

фазы использовалась вода. Концентрация растворенного вещества определялась кондуктометрическим методом.

Масштабный переход при растворении

Соотношения (30), (31), (34) и (35) позволяют рассчитать аппарат при известном фракционном составе и свойствах твердых частиц. На практике эти сведения по тем или иным причинам часто отсутствуют, что делает рациональным измерение кинетической кривой растворения в лабораторных условиях и использование этой информации для расчета промышленного аппарата, то есть решение задачи масштабного перехода. Анализ отмеченных выше зависимостей позволил получить соотношения, обеспечивающие решение этой задачи:

$$\frac{(\tau_{\bar{x}})_1}{(\tau_{\bar{x}})_2} = \frac{\beta_2}{\beta_1} = \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{0,25} \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{0,25} \quad (36)$$

$$\frac{(\tau_{\bar{x}})_1}{(\tau_{\bar{x}})_2} = \frac{(K_{\rho})_2}{(K_{\rho})_1} \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{0,25} \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{0,25} \quad (37)$$

$$\frac{(\tau_{\bar{x}})_1}{(\tau_{\bar{x}})_2} = \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{0,25} \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{0,25} (K_{\rho})_2 \quad (38)$$

$$\tau_2 = \frac{\beta_1}{\beta_2 \tau_{cp}} \left[\int_0^{\infty} \alpha(\tau) d\tau - \frac{\beta_1}{\beta_2 \tau_{cp}} \int_0^{\infty} \tau \alpha(\tau) d\tau \right], \quad (39)$$

где индекс 1 относится к лабораторному, а индекс 2 - к промышленному аппарату.

Так, например, зависимость (39) позволяет рассчитать промышленный аппарат непрерывного действия на основе лишь кинетической кривой растворения, полученной в лабораторных условиях на аппарате периодического действия, без какой-либо информации о свойствах и фракционном составе твердых частиц.

VI. Теплообмен в аппаратах с мешалками

Аналогичный подход, учитывающий особенности структуры

пограничного слоя и характер затухания турбулентности вблизи твердых поверхностей, использовался при анализе процессов теплообмена в аппаратах с мешалками, в результате чего была получена зависимость для расчета коэффициентов теплоотдачи от жидкой среды к теплопередающей поверхности

$$\alpha = \frac{0,267 c_p \rho (\varepsilon_c^\wedge \nu)^{0,25}}{\rho_2^{0,75}} \quad (40)$$

Теплообмен от стенки аппарата

Зависимость (40) была использована для расчета теплообмена в аппаратах с теплообменными рубашками как при наличии, так и при отсутствии в рабочем объеме отражательных перегородок (рис.13). Следует отметить, что расчетные значения на этом рисунке были получены при использовании в качестве локального значения ε_c^\wedge скорости диссипации энергии ее средней величины. Такое допущение оказывается оправданным для аппаратов с традиционным отношением высоты заполнения к диаметру $0,5 \leq \frac{H}{D} \leq 1$. В случаях, когда это отношение превышает единицу, определение коэффициентов теплоотдачи было выполнено с учетом неравномерности распределения скорости диссипации энергии по высоте аппарата. Зависимость, позволяющая оценить отличие значений α , вычисленных по среднему и локальным значениям скорости диссипации энергии, представлена на рис.14, из которого следует, что в случае использования аппаратов с отношением $\frac{H}{D} > 1$, для правильного выбора теплообменной поверхности необходимо учитывать закон изменения скорости диссипации энергии по высоте аппарата.

Другим примером необходимости использования локального значения скорости диссипации энергии для расчетов коэффициентов теплоотдачи является случай, когда в качестве теплообмен-

Теплоотдача от стенки аппарата с отраженными перегородками

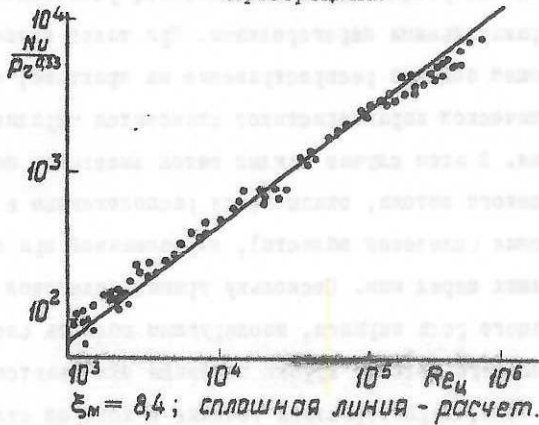


Рис. 13.

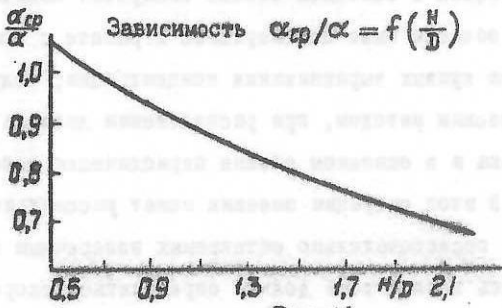
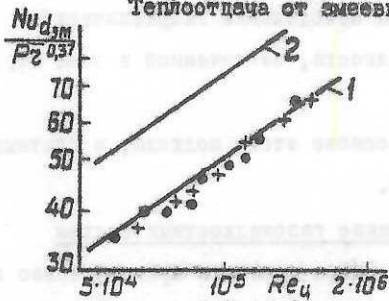


Рис. 14.

Теплоотдача от змеевика



1 - расчет по следовой области; 2 - расчет по среднему значению ϵ_0 .

Рис. 15.

ного устройства используется встроенный змеевик, установленный в аппаратах с стержательными перегородками. При такой компоновке аппарата, змеевик имеет большое распространение на практике, основной гидродинамической характеристикой становится меридиональная циркуляция. В этом случае каждый виток змеевика, находящийся в зоне осевого потока, оказывается расположенным в зоне отрывного течения (следовой области), образованной при обтекании витков, стоящих перед ним. Поскольку граница следовой области является своего рода экраном, изолирующим область следа от воздействия внешнего потока, трубки змеевика оказываются расположенными в зоне, характеристики течения в которой отличаются от характеристик в основном объеме аппарата. Наличие такой изолированной области было подтверждено в работе с помощью измерения и анализа кривых выравнивания концентрации, полученных кондуктометрическим методом, при расположении датчика между трубками змеевика и в основном объеме периодически действующего аппарата. В этой ситуации змеевик может рассматриваться как пучок труб, последовательно обтекаемых поперечным потоком, а интенсивность теплообмена должна определяться скоростью диссипации энергии в следовой области, определяемой как отношение мощности, расходуемой на преодоление гидравлического сопротивления пучка, к массе жидкости, заключенной в зоне отрывного течения.

Расчеты, выполненные на основе этого подхода, и опытные данные представлены на рис.15.

УП. Перемешивание газожидкостных систем

Для надежного расчета и выбора аппарата применительно к процессам перемешивания газожидкостных систем необходима информация о локальных и среднем значениях газосодержания, во мно-

гом определяющих интенсивность массообмена.

Учитывая, что процессы перемешивания газо-жидкостных систем проводятся только при наличии отражательных перегородок в условиях интенсивного турбулентного режима, а также используя опыт описания процессов перемешивания суспензий в аппаратах такой конструкции, для описания переноса газовой фазы была использована однопараметрическая диффузионная модель, предполагающая отсутствие градиента концентрации газовой фазы по радиусу аппарата и существование неоднородности газосодержания лишь в осевом направлении

$$w_{bc} \frac{d\varphi}{dh} - D_T \frac{d^2\varphi}{dh^2} = 0 \quad (41)$$

Решение этого уравнения с условиями однозначности

$$w_{bc}\varphi - D_T \frac{d\varphi}{dh} = w' \quad (42)$$

$$\varphi = \varphi_n \quad \text{при} \quad h = H_T \quad (43)$$

позволило получить соотношения для расчета распределения газосодержания и его среднего значения в рабочем объеме аппарата. Величина поверхностного газосодержания φ_n , входящая в эти зависимости, в значительной степени определяется закономерностями захвата газа с поверхности.

Для количественного описания этого явления в работе рассматривалось уравнение баланса по газу в приповерхностной зоне, характеристики турбулентного переноса в котором определялись через локальные значения скорости диссипации энергии вблизи поверхности. Для оценки расхода газа, захватываемого с поверхности, и величины φ_n , в работе был предложен вероятностный механизм, в основе которого лежит деформация поверхности турбулентными пульсациями и периодическое возобновление и за-

хлопывание небольших турбулентных вихреобразований "каверн", сопровождающееся увлечением образующихся при этом пузырей в слой жидкости.

С учетом нормального закона распределения пульсационных скоростей фиксированного масштаба, закона "двух-третей" Колмогорова-Обухова, а также предположения о том, что объем захватываемого пузыря равен объему образующейся каверны было получено выражение для газосодержания в приповерхностной области

$$\varphi_n = \frac{w' + 0,88 \left(\frac{S}{\rho}\right)^{0,2} (\varepsilon_s^A)^{0,2} \left[1 - 2\Phi\left(\frac{w_{sc}^n}{v_{\alpha, \lambda}}\right)\right] + \frac{D_T^A}{H_T} \left.\frac{d\varphi}{dz}\right|_{z=1}}{w_{sc}^n + 0,88 \left(\frac{S}{\rho}\right)^{0,2} (\varepsilon_s^A)^{0,2} \left[1 - 2\Phi\left(\frac{w_{sc}^n}{v_{\alpha, \lambda}}\right)\right]} \quad (44)$$

Проверка результатов теоретического анализа и определение параметров модели проводились на аппаратах объемом от 15 до 100 л с мешалками различных типов и размеров в условиях развитого турбулентного режима. Рабочая система - вода-воздух. Измерения газосодержания выполнялись с помощью комплекса "Импулс-05", основным измерительным элементом которого является кондуктометрический датчик игельчатого типа.

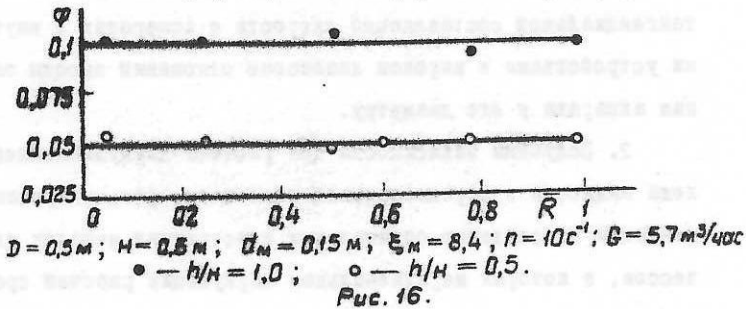
Сопоставление расчетных и опытных данных по распределению газосодержания в объеме смешения, среднему газосодержанию и его значению в приповерхностной области приведено на рис.16-18.

РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЯ И ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ

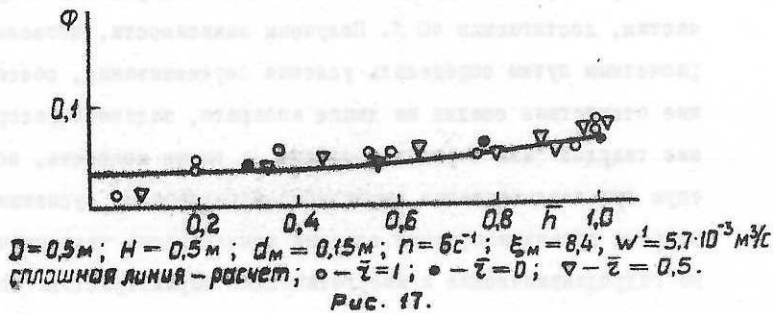
Анализ физического механизма гидродинамических процессов, а также процессов теплообмена в аппаратах с мешалками при перемешивании гомогенных и гетерогенных систем позволил получить следующие результаты:

I. Разработан метод расчета коэффициента гидравлического

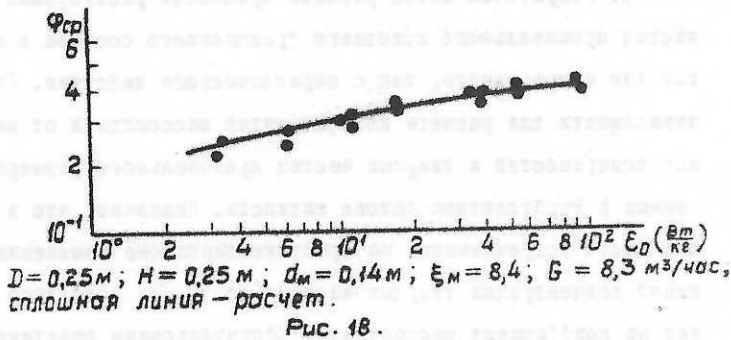
Распределение газосодержания по радиусу



Зависимость $\phi = f(\bar{h})$



Зависимость $\phi_{\text{ср}} = f(\epsilon_0)$



сопротивления корпуса аппарата и радиального распределения тангенциальной составляющей скорости в аппаратах с внутренними устройствами в широком диапазоне отношений высоты заполнения аппарата к его диаметру.

2. Получены зависимости для расчета циркуляционного расхода жидкости в меридиональной плоскости. Сформулированы рекомендации по созданию оптимальных конструкций мешалок для процессов, в которых меридиональная циркуляция рабочей среды является определяющей.

3. Разработан метод расчета аппаратов, предназначенных для перемешивания суспензий с объемным содержанием твердых частиц, достигающим 40 %. Получены зависимости, позволяющие расчетным путем определить условия перемешивания, обеспечивающие отсутствие осадка на днище аппарата, заданное распределение твердой фазы в рабочем объеме, а также мощность, потребляемую при перемешивании высококонцентрированных суспензий. Впервые проанализировано влияние концентрации твердых частиц на гидродинамические и энергетические характеристики аппарата с мешалкой.

4. Разработан метод расчета процессов растворения твердых частиц произвольного исходного фракционного состава в аппаратах как непрерывного, так и периодического действия. Получены зависимости для расчета коэффициентов массоотдачи от неподвижных поверхностей и твердых частиц произвольного размера, введенных в турбулентном потоке жидкости. Показано, что в наиболее часто встречающемся на практике диапазоне изменения объемной концентрации твердых частиц (до 40 %), последняя не влияет на коэффициент массоотдачи. Сформулированы практические ре-

комендации по эффективному проведению процессов растворения в непрерывном режиме. Предложен метод, позволяющий рассчитать промышленный аппарат для проведения процессов растворения твердых частиц неизвестного фракционного состава на основе данных о кинетических кривых растворения, полученных в лабораторных условиях.

5. Получены расчетные зависимости для определения коэффициентов теплоотдачи от внутренней стенки аппарата и внешней поверхности погружного змеевика. Показано, что введение в рабочий объем аппарата дополнительных внутренних теплообменных устройств может приводить к существенной трансформации потока и организации изолированных от основного потока областей, теплообмен в которых обуславливается исключительно их энергетическими характеристиками.

6. Разработан метод расчета среднего газосодержания и его распределения в объеме аппарата при перемешивании газокикловых систем. Предложен вероятностный механизм и получены расчетные зависимости для количественной оценки интенсивности поверхностной аэрации.

7. Разработанные методы расчета позволили значительно расширить возможности научно-технической документации по научно обоснованному расчету и выбору аппаратов с мешалками для различных промышленных процессов. Значительно расширены области применения расчетных методик, повышена их надежность. Использование полученных в работе результатов позволило в ряде случаев сократить энергоемкость и материалоемкость оборудования, а также повысить его производительность.

8. Разработанные методы расчета составили основу автома-

тизированной системы проектирования аппаратов с мешалками, применение которой на практике позволило значительно повысить надежность разрабатываемого оборудования и его эффективность за счет выбора оптимальных проектных решений в условиях существующей нормативно-технической документации.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

D - диаметр аппарата, м; R - радиус аппарата, м; H - высота заполнения аппарата, м; r - текущее значение радиуса, м;
 $\varphi(r)$, $\psi(r)$ - плотности распределения крутящего момента и момента сопротивления на внутренних устройствах, Н; v_{cp} , $v(r)$ - среднее и текущее значения тангенциальной скорости, м/с; w_{cp} - среднее значение осевой скорости, м/с; n - частота вращения мешалки, с⁻¹; d_m - диаметр мешалки, м; ξ_n - коэффициент сопротивления поворота потока; $z_{вн}$ - количество внутренних устройств; ξ_i - коэффициент сопротивления i -го внутреннего устройства; r_i - радиус установки i -го внутреннего устройства, м; f_i - проекция площади i -го внутреннего устройства на меридиональную плоскость, м²; $r_{вн}$ - радиус внутренней кромки лопасти мешалки, м; r_0 - радиус мешалки, м; β_n - угол наклона лопастей мешалки, град; d_c - диаметр твердых частиц, м;
 C_{cp} , $C_{дн}$, C - объемная концентрация дисперсной фазы - средняя, на дне, текущее значение; w'_{oc} - скорость осаждения твердых частиц в свободных условиях, м/с; ρ_c - плотность твердых частиц, кг/м³; Φ - функция Лапласа; D_c , $D_{жс}$ - коэффициенты турбулентной диффузии частиц и жидкости, м²/с;
 x_0 , x_R - массовая концентрация твердых частиц - средняя и у стенки аппарата, кг/м³; x_{0i} - массовая концентрация твердых частиц i -ой фракции, кг/м³; D_m - коэффициент молекул

лярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; a - начальный радиус твердой частицы, м ; r_d - текущий радиус частицы, м ; a_0 - начальный радиус твердых частиц i -ой фракции, м ; c - концентрация растворенного вещества, $\text{кг}/\text{м}^3$; c^* - растворимость, $\text{кг}/\text{м}^3$; τ - время, с ; $\tau_{\text{ср}}$ - среднее время пребывания среды в аппарате, с ; τ_d - время, соответствующее степени растворения \bar{x} , с ; c_0 - удельная теплоемкость среды, $\text{Дж}/\text{кг}\cdot\text{К}$; ν - кинематическая вязкость среды, $\text{м}^2/\text{с}$; λ - теплопроводность среды, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; $w_{\text{вс}}$, $w_{\text{вс}}^n$ - скорость всплывания пузыря в объеме и на поверхности, $\text{м}/\text{с}$; H_r - высота газожидкостного слоя, м ; w' - приведенная скорость газа, $\text{м}/\text{с}$; G - расход среды через аппарат, $\text{м}^3/\text{с}$.

$$Re = \frac{\rho \bar{v}_{\text{ср}} R}{\mu} ; \quad \bar{v}_{\text{ср}} = \frac{v_{\text{ср}}}{\omega_0 r_0} ; \quad \bar{z}_{\text{вн}} = \frac{z_{\text{вн}}}{r_0} ; \quad P_2 = \frac{\mu c p}{\lambda}$$

$$Sh = \frac{\beta d_d}{D_m} ; \quad K_{\text{ц}} = \frac{w_{\text{ос}}}{0,05 \left(\frac{D}{d_m} - \bar{z}_m \right)^2 \sqrt{\frac{g d_m}{2}}} ; \quad \bar{z}_m = \frac{z_m}{r_0}$$

Основное содержание диссертации отражено

в следующих печатных работах:

1. Брагинский Л.Н., Барабаш В.М., Маньковский О.Н.; Кулухов В.А. Исследование турбулентной диффузии и циркуляции в гладкостенных аппаратах с мешалками // Тез. докл. II Всесоюзн. конф. Теория и практика перемешивания в жидких средах, 29 мая - 1 июня 1973 г., Черкассы. - И. НИИ ТОХИМ, 1973. - С.59-66.
2. Брагинский Л.Н., Барабаш В.М., Бегачев В.И., Маньковский О.Н. Решение некоторых задач крупномасштабного переноса в гладкостенных аппаратах с мешалками. // Тез. докл. II Всесоюзн. конф. Теория и практика перемешивания в жидких

- средах, 29 мая - I июня 1973 г., Черкассы. - М., НИИТЭХИМ, 1973. - С.66-74.
3. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М., Маньковский О.Н. О среднем времени пребывания частиц при перемешивании суспензий в гладкостенных аппаратах.// Теор.основы хим.технол., 1975. - т.9. - № I. - С.241-247.
 4. Аппараты с механическими перемешивающими устройствами вертикальные. Метод расчета. РД26-01-90-76. Л., 1975. -163 с.
 5. Садовский В.Л., Брагинский Л.Н., Барабаш В.М. Об использовании полумпирических теорий турбулентности при расчете поля скоростей в аппаратах с механическими перемешивающими устройствами.// Сб.науч.тр. (Химическое машиностроение-80). Аппаратура с перемешивающими устройствами. - М., НИИХИМАШ, 1978. - С.13-21.
 6. Барабаш В.М., Кокотов Г.В. О режимах работы аппаратов при перемешивании газожидкостных систем.// Указатель ВИНТИ. "Деп.рукописи". - 1979. - № 9(95). - С.82-83.
 7. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Смирнова Н.А. О массопередаче при растворении в аппаратах с мешалками.// Теор. основы хим.технол. - 1980. - Т.14. - № 2. - С.193-196.
 8. Моделирование аэрационных сооружений для очистки сточных вод / Брагинский Л.Н., Евилевич М.А., Бегачев В.И., Барабаш В.М., Гордеев Л.С., Маньковский О.Н., - Л.: Химия, 1980. - 142 с.
 9. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н. Об оценке интенсивности тепло- и массообмена в потоках с искусственной турбулизацией // Инженерно-физический журнал. - 1981. - Т.40. - № I. - С.16-20.

10. Барабаш В.М., Кокотов Г.В., Пивоваров М.А. Математическое моделирование процессов крупномасштабного переноса в багроботажных аппаратах // Теор. основы хим.технол. - 1981. - Т.15. - № 5. - С.650-658.
11. Николаишвили Е.К., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Кулов Н.Н., Малысов В.А. Скорость массового растворения в аппаратах с мешалками. // Теор. основы хим.технол. - 1980. - Т.14. - № 3. - С.349-355.
12. Николаишвили Е.К., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Кулов Н.Н., Малысов В.А. Об особенностях растворения твердых частиц при перемешивании в аппаратах без отражательных перегородок. // Теор. основы хим.технол. - 1980. - Т.14. - № 4. - С.603-608.
13. Николаишвили Е.К., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Кулов Н.Н. Массообмен от твердых частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости в аппаратах с мешалками. // Тез. докл. II Всесоюз. конф. Современные машины и аппараты химических производств. 23-25 сентября 1980 г. Чимкент. - Чимкент, 1977. - Т.1. - С.610-614.
14. Кулов Н.Н., Николаишвили Е.К., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Малысов В.А., Заворонков Н.М. Растворение твердых частиц в аппаратах с мешалками. // В кн.: Труды 7-го Международного конгресса по оборудованию химических производств и автоматизации ХИСА-81. Прага. - 422 с.
15. Барабаш В.М., Николаишвили Е.К., Брагинский Л.Н., Плановский А.Н., Кулов Н.Н., Малысов В.А. Методы расчета процессов растворения в аппаратах с мешалками. // Теор. основы хим. технол. - 1980. - Т.14. - № 5. - С.683-690.
16. Барабаш В.М., Бегачев В.И., Брагинский Л.Н. О расчете те-

- плобшена в аппаратах с механическим перемешиванием. // Теор. основы хим.технол. - 1982. - Т.16. - № 6. - С.16-20.
17. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Вишневецкая О.Е. О непрерывном растворении твердых частиц в аппаратах с мешалками. // Тез.докл. IV Всесоюз. конф. Теория и практика перемешивания в жидких средах, 12-14 октября 1982 г., Зеленогорск.- М., НИИ ЮУХИ, 1982. - С.65-67.
18. Соболев В.И., Барабаш В.М., Горшков Л.А., Дрошенко В.В. Интенсификация перемешивания в промышленных малогабаритных аппаратах. // Тез.докл. IV Всесоюз. конф. Теория и практика перемешивания в жидких средах, 12-14 октября 1982 г., Зеленогорск. - М. НИИ ЮУХИ, 1982. - С.108-110.
19. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Давынт Р.А., Садовский В.Л. Влияние пристенной турбулентности на гидродинамику перемешивания. // Теор. основы хим.технол. - 1986. - Т.20. - № 6. - С.709-804.
20. Барабаш В.М., Соболев В.И., Горшков Л.А., Дрошенко В.В. Газоредукторные аппараты с быстроходными трехрежными мешалками. // Химическое и нефтяное машиностроение. - 1985. - № 9. - С.13-14.
21. Kulov N N , Nikolaishvili E.K , Barabash V M , Braгинski L N , Malysov V A , Zhavoronkov N M Dissolution of solid particle suspended in agitated vessels// Chem. Eng. Comm. - 1982. - V.21. - P.259-271.
22. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Вишневецкая О.Е. О расчете непрерывного процесса растворения в аппаратах с мешалками. // Теор. основы хим.технол. - 1984. - Т.18. - № 6. - С.744-748.

23. Вишневецкая С.Е., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Смирнов Н.Н. О расчете непрерывного процесса растворения в аппаратах с металками при неизвестном фракционном составе твердой фазы. // Журнал прикладной химии. - 1984. - № 11. - С.2708-2711.
24. Брагинский Л.Н., Бегачев В.Р., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. - Л.: Химия, 1984. - 336 с.
25. Прошенко В.В., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н. Динамика процесса нестационарного теплообмена в аппаратах со змеевиком. // Тез. докл. II Всесоюз. конф. Динамика процессов и аппаратов химической технологии, 19-21 марта 1985 г. Воронеж. - Черкассы, НИИТЭХИМ. - С.112-113.
26. Вишневецкая С.Е., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Смирнов Н.Н. Кинетика процессов растворения полидисперсных систем в насыщенных растворах. // Тез. докл. Всесоюз. научн. конф. Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств, 11 - 13 июня 1985г. Харьков - Харьков - Т.4. - С.9-10.
27. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н. О влиянии приповерхностной турбулентности на увлечение газа с поверхности в баббистинском объеме с механическим перемешиванием. // Тез. докл. УП Всесоюз. конф. Двухфазный поток в энергетических машинах и аппаратах. 23-25 октября 1985 г. Ленинград. - Л.: 1985. - Т.3. - С.187-189.
28. Козлова Е.Г., Барабаш В.М., Брагинский Л.Н. О влиянии концентрации твердой фазы на локальные характеристики турбулентности при анализе донного слоя частиц с дна аппарата. //

- Рез. докл. У Всесоюз. конф. Теория и практика перемешивания в жидких средах, 14-16 октября, Зеленогорск. - Л., 1986. - С.45-47.
29. Механические перемешивающие устройства. Метод расчета. ГИИТ-01-90-85. Л., 1985. - 206 с.
30. Брагинский Л.Н., Барабаш В.М., Горбачева Г.В. Газосодержание в приповерхностной зоне перемешиваемой жидкости. // Рез. докл. У Всесоюз. конф. Теория и практика перемешивания в жидких средах, 14-16 октября 1986, Зеленогорск. - 1986. - С.56-58.
31. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Ярошенко В.В. Расчет локальных коэффициентов теплоотдачи в аппаратах с мешалками. // Теплотехническая и тепломассообменная аппаратура. Об. научн. тр. НИИхиммаш. - М., 1986. - С.40-41.
32. Брагинский Л.Н., Барабаш В.М., Ярошенко В.В. Меридиональная циркуляция жидкости в аппаратах с мешалками и отрагательными перегородками // Теор. основы хим. технол. - 1988. - Т.22. - № 6. - С.787-793.
33. Барабаш В.М., Брагинский Л.Н., Горбачева Г.В. О расчете газосодержания в аппаратах с мешалками // Теор. основы хим. технол. - 1987. - Т.21. - № 5. - С.654-660.
34. Гуммированное химическое оборудование. Каталог. М.: ЦНИИхимнефтемаш, 1984. 24 с.
35. Переносные и передвижные перемешивающие устройства. Каталог. М.: ЦНИИхимнефтемаш, 1986. 8 с.
36. Вертикальные стальные сварные аппараты с перемешивающими устройствами. Каталог. М.: ЦНИИхимнефтемаш, 1988. 16 с.
37. А.с. И156723, ИИ³ В ОI F 7/16. Аппарат с перемешивающим устройством (его варианты) / Л.Н.Брагинский, Г.А.Горшков.

В.И.Бегачев, В.М.Барабаш, В.Л.Садовский, Г.Г.Игорова,
В.И.Бобоедов, О.М.Здасюк (СССР) // Открытия. Изобретения.-
1985. - № 19.

А.С. 1414438, МКП⁴ В О I F 7/26. Мешалка.

Л.Н.Брагинский, В.М.Барабаш, В.В.Горбачев, В.Л.Садовский,
В.И.Бобоедов, В.В. Ярошенко (СССР) // Открытия. Изобрете-
ния. - 1988. - № 29.

Сопискатель

Барабаш

1. ...
2. ...
3. ...

4. ...
5. ...
6. ...

[Handwritten signature]

Подписано к печати 5.01.89 г. М-33503. Заказ 34 100 экз.
формат 60x84/16. Бесплатно. РГП ЛенНИИхиммаша.