

АКАДЕМИЯ НАУК СССР
ОРДЕНА ЛЕНИНА ИНСТИТУТ ОБЩЕЙ И НЕОРГАНИЧЕСКОЙ
ХИМИИ им. Н. С. КУРНАКОВА

На правах рукописи

НИКОЛАИШВИЛИ Ермолай Константинович

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ РАСТВОРЕНИЯ
ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ В СИСТЕМЕ
ТВЕРДОЕ ТЕЛО — ЖИДКОСТЬ

05.17.08 — Процессы и аппараты химической технологии

Автореферат
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Москва, 1980 г.

АКАДЕМИЯ НАУК СССР
ОРДЕНА ЛЕНИНА ИНСТИТУТ ОБЩЕЙ И НЕОРГАНИЧЕСКОЙ
ХИМИИ ИМ.Н.С.КУРНАКОВА

На правах рукописи

НИКОЛАИШВИЛИ Ермолай Константинович

Исследование кинетики растворения при перемешивании
в системе твердое тело - жидкость

05.17.08 - Процессы и аппараты химической технологии.

Автореферат
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Москва, 1980 г.

Работа выполнена в ордена Ленина Институте общей и неорганической химии им.Н.С.Курнакова АН СССР и в ордена Трудового Красного Знамени Московском институте химического машиностроения.

Научные руководители:

Заслуженный деятель науки и техники РСФСР, доктор технических наук, профессор А.Н.Плановский

Старший научный сотрудник, кандидат химических наук Н.Н.Кулов.

Официальные оппоненты:

Доктор технических наук, профессор В.В.Дильман

Старший научный сотрудник, кандидат химических наук Л.П.Холпанов.

Ведущая организация: Ленинградский технологический институт им.Ленсовета.

Защита состоится "25" декабря 1980 г. в 10 час. на заседании специализированного совета К.002.37.02 по химии и технологии неорганических веществ ордена Ленина Института общей и неорганической химии им.Н.С.Курнакова АН СССР (Москва, Ленинский проспект, 31).

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке института.

Автореферат разослан "25" ноября 1980 г.

Ученый секретарь специализированного совета, К.Х.Н.



В.П.Данилов

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность работы. Процессы растворения измельченных твердых веществ в жидкостях, осуществляемые чаще всего в аппаратах с перемешивающими устройствами, находят широкое применение в практике многих отраслей промышленности, в том числе в производстве минеральных удобрений, органических полупродуктов и красителей и т.п. Однако, вследствие недостаточной изученности процесса, расчет и проектирование соответствующей аппаратуры в ряде случаев бывает затруднен.

Постановка настоящей работы вызвана необходимостью разработать научно-обоснованные методы расчета растворения при перемешивании. При этом, установление взаимосвязи между характеристиками турбулентного потока и скоростью растворения твердых частиц, взвешенных в нем, с целью описания процесса растворения в аппаратах с мешалками является одним из наиболее актуальных вопросов рассматриваемой проблемы.

Возможность осуществления расчета процесса без проведения специальных полупромышленных испытаний представляет весьма большой интерес для практики проектирования аппаратов для растворения твердых частиц.

Целью настоящей работы является экспериментальное и теоретическое исследование кинетики массового растворения твердых частиц произвольного фракционного состава, взвешенных в турбулентном потоке жидкости в различного типа аппаратах с мешалками, и разработка методики расчета процесса растворения при перемешивании.

Научная новизна диссертационной работы заключается в том, что в ней впервые: 1) дано математическое описание кинетики растворения систем твердых частиц произвольного фракционного состава в аппаратах с мешалками; 2) разработана модель и получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи от твердых частиц к турбулентному потоку жидкости; 3) на основе экспериментальных исследований установлена количественная связь между распределением интенсивности турбулентности по радиусу аппарата и скоростью растворения; 4) установлена закономерность изменения локального коэффициента массоотдачи с увеличением диамет-

ра аппарата без отражательных перегородок.

Практическая ценность работы определяется тем, что на основе проведенных исследований составлена методика расчета аппаратов с перемешивающими устройствами для осуществления процессов растворения твердых частиц, а также даны рекомендации и предложены соотношения между определяющими параметрами, позволяющие осуществить масштабный переход на основе использования результатов лабораторных исследований при проектировании промышленных аппаратов. Полученные результаты уже нашли применение при модернизации в ЛНПО "Пигмент" аппаратов с перемешивающими устройствами объемом 5 м³ для проведения процессов массообмена.

Апробация работы. Основные результаты работы доложены и обсуждены на 2-й Всесоюзной научной конференции "Современные машины и аппараты химических производств" (Чимкент, 1980), на 7-й Всесоюзной конференции "Химреактор-7" (Баку, 1980) и на Всесоюзном семинаре по проблеме "Теоретические основы химической технологии" (Москва, 1980).

По теме диссертация имеет 5 публикаций.

Структура и объем работы. Диссертация состоит из введения, пяти глав, выводов, библиографии и трех приложений.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В первой главе проведен анализ имеющихся теоретических и экспериментальных работ по растворению твердых частиц в аппаратах с мешалками.

Кинетика растворения, т.е. скорость переноса массы растворившегося вещества от поверхности частицы, где раствор насыщен, вглубь жидкой фазы - предмет многочисленных теоретических и экспериментальных исследований. Однако сложность процесса не позволила до сих пор получить достаточно общие расчетные формулы, необходимые при проектировании соответствующих аппаратов с механическими перемешивающими устройствами.

Во время растворения частиц, контролируемого внешней диффузией, изменяется их размер, поверхность и движущая сила, а скорость процесса существенным образом зависит от гидродинамических условий его реализации.

Попытки учесть изменение поверхности массообмена и движущей силы процесса при растворении были предприняты Хиксоном и

Кровеллом и Сейдлом и Влчеком, однако для практических расчетов чаще применяется приближенное уравнение Хиксона и Баума, которые, используя фиктивную среднюю движущую силу для всего периода растворения и среднюю поверхность массообмена за этот отрезок времени, рассмотрели несколько предельных случаев.

На практике растворимая твердая фаза обычно характеризуется сложным фракционным составом частиц. Попытка учесть функцию распределения частиц по размерам была предпринята Е.М. Витдорчиком и А.Б. Шейнином, однако эти авторы предлагают при расчете использовать экспериментальные кинетические функции, получаемые в результате физического моделирования в промышленных условиях.

Систему твердых частиц в литературе часто характеризуют условным поверхностно-объемным диаметром, что позволяет рассматривать растворение частиц одного размера. Заметим, что вносимая при этом в расчеты погрешность обычно не анализируется.

Наибольшую трудность представляет определение величины коэффициента массоотдачи β , поскольку до настоящего времени не был ясен механизм переноса массы от поверхности твердой частицы в ядро турбулентного потока. Рекомендованное иногда в литературе для определения β уравнение Фросслинга, строго говоря, применимо только для медленного падения твердой сферической частицы в неподвижной жидкости и дает величины β , существенно отличающиеся от экспериментальных.

Среди публикаций по растворению в аппаратах с мешалками следует выделить работы, в которых сделана попытка использовать теорию локально-изотропной турбулентности для расчета коэффициента массоотдачи. Впервые такой подход был развит в работе В. Коларжа и П. Кальдербанка. Характерной чертой большинства работ в этом направлении, опубликованных до настоящего времени, является применение теории Колмогорова-Обухова только для отскакивания вида определяющего параметра. Зависимость β от этого параметра, как правило, дается либо в виде критерияльного уравнения, либо путем прямого использования уравнений, полученных классическими методами пограничного слоя для обтекания твердой стенки. Таким образом, надежных теоретических уравнений, позволяющих производить расчет кинетики массоотдачи от твердых частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости, до настоящего времени получено не было.

В литературе по перемешиванию имеется большое количество работ, в которых экспериментальные данные по растворению обобщены в виде критериальных зависимостей. К сожалению, из-за большого разнообразия перемешивающих устройств, гидродинамических условий перемешивания и систем, подлежащих растворению, эти уравнения имеют очень ограниченную область применения и какие-либо предсказания на их основе затруднены.

Неясным остается также вопрос о характере влияния отражательных перегородок в сосуде на кинетику растворения. Так, Ф. Стренк в своей книге "Перемешивание и аппараты с мешалками" отмечает, что размещение в сосуде отражательных перегородок, вызывающих значительный расход мощности, затрачиваемой на перемешивание, мало влияет на интенсивность массообмена и поэтому не целесообразно. По данным Дин Вея, С. Я. Гзовского и А. Н. Плановского, интенсивность массообмена при установке отражательных перегородок даже уменьшается. Обычно данные по растворению, полученные в сосудах с отражательными перегородками и без них, описываются разными уравнениями.

Существуют также различные мнения относительно характера влияния диаметра частиц на скорость растворения. Поскольку все теоретические и полуэмпирические корреляции обычно строят на концепции относительной скорости движения частиц, то в качестве характерного линейного размера, естественно, вводят в уравнения диаметр частиц d . Однако для частиц размером от 100 мкм более это противоречит экспериментальным данным, которые показывают, что β не зависит от d . Этот факт отмечается П. Харриотом и рядом других исследователей.

Проведенный анализ литературных данных позволил сформулировать следующие задачи исследования: 1) разработка математической модели для расчета кинетики растворения твердых частиц с учетом функции распределения частиц по размерам; 2) разработка метода расчета коэффициентов массоотдачи от частицы к турбулентному потоку жидкости и 3) разработка рекомендаций по осуществлению масштабного перехода при использовании результатов лабораторных исследований для проектирования промышленных аппаратов.

Во второй главе описано экспериментальное оборудование и методика измерений. Изучали растворение кристаллов поваренной соли (ГОСТ 13830-68) в воде при комнатной температуре. Фрак-

цлонный состав кристаллов иллюстрируется на рис. I.

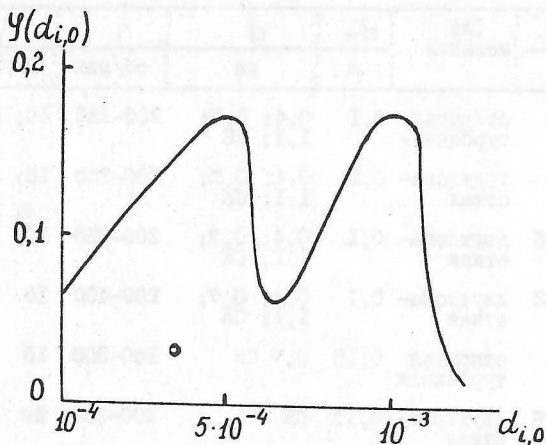


Рис. I. Распределение частиц по размерам.

В опытах использовали исходную смесь кристаллов различного размера (диапазон изменения диаметров частиц составлял от 0,1 до 2,5 мм), а также узкие фракции с диаметром частиц 0,1; 0,6; 0,7; 0,8; 1,1; 1,5; 2,5 мм.

Геометрические размеры сосудов, характеристики мешалок и другие условия экспериментов суммированы в приводимой ниже таблице, где СК - обозначает упомянутую выше смесь кристаллов.

Все указанные в таблице эксперименты проводили как в сосудах с отражательными перегородками, так и без них.

Измерение концентрации поваренной соли в растворе осуществляли кондуктометрически с помощью прибора фирмы "Ределикс" ОК-102/1 с платиновым датчиком ОК-9023. Кривая растворения записывалась на ленте электронного самопишущего потенциометра при одновременной регистрации времени растворения. Опыты на сосуде диаметром 0,8 м проводились в ЛениИхиммаше на полупромышленной установке.

Условия экспериментов

D	H	\bar{r}_m	Тип мешалки	d_m	d	n	Сред.
м	м	-		м	мм	об/мин	кг/м ³
0,3	0,3	8,4	открытая турбинная	0,1	0,4; 0,7; 1,1; СК	200-350	10; 30; 60
0,3	0,3	5,3	трехлопастная	0,1	0,4; 0,7; 1,1; СК	200-350	10; 30; 60
0,3	0,3	1,76	двухлопастная	0,1	0,4; 0,7; 1,1; СК	200-350	10
0,3	0,3	3,32	двухлопастная	0,1	0,4; 0,7; 1,1; СК	200-400	10
0,5	0,5	8,4	открытая турбинная	0,15	0,7 СК	150-300	10
0,5	0,5	1,76	двухлопастная	0,15	СК	200-500	10
0,8	1,0	8,4	открытая турбинная	0,16	2,5; 0,8; 1,5; 0,6; СК	380-840	2,5

Третья глава посвящена экспериментальному и теоретическому изучению кинетики растворения в аппаратах с отражательными перегородками.

Модель кинетики растворения. Скорость растворения узких фракций частиц начального диаметра $d_{i,0}$ в смеси произвольного фракционного состава в момент времени τ после начала растворения определяется уравнением

$$\frac{dx_i}{d\tau} = -\beta f_i (C^* - C). \quad (1)$$

Полагая, что частицы имеют сферическую форму, скорость растворения всех частиц рассматриваемой узкой фракции одинакова и форма их в процессе растворения не изменяется, можно представить удельную поверхность этих частиц в виде

$$f_i = \pi z_i d_i^2 = 6 x_{i,0} \omega_i^{2/3} / \rho_s d_{i,0}. \quad (2)$$

Далее, используя функцию распределения исходной массы растворяемого вещества X_0 по радиусу частиц $\mathcal{Y}(r_0) = (1/X_0)(dx_0/dr)$, определяемому на основе ситового анализа исходного материала, и

принимая во внимание связь концентрации раствора с изменением массы твердой фазы, получим окончательно уравнение, описывающее диффузионную кинетику растворения совокупности частиц заданного гранулометрического состава

$$\frac{dx_i}{d\tau} = - \int_{d_{min}/2}^{d_{max}/2} \frac{6\beta\omega_i^{2/3} X_0 \gamma(r_{i,0})}{\rho_s d_{i,0}} (C^* - X_0 + x_i) dz \quad (3)$$

Для узкой фракции с исходным диаметром частиц d_0 при условиях $\beta = const$ и $C^* \gg C$ интегрирование уравнения (3) дает

$$\omega = (1 - 2\beta C^* \tau / \rho_s d_0)^3 \quad (4)$$

откуда нетрудно, например, получить предельное время полного растворения частиц данной фракции $\tau_\infty = \rho_s d_0 / 2\beta C^*$.

Полученные выше выражения (3) и (4) позволяют рассчитывать скорость растворения, если известна величина коэффициента массоотдачи β , который зависит от гидродинамических условий процесса и физико-химических свойств системы.

Массоотдача от твердых частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости. Запишем поток вещества j (кг/м².с, от единицы площади поверхности частицы в направлении y по нормали к ней в виде

$$j = (D_{AB} + D_t) \frac{dC}{dy} = (D_{AB} + d_0^2 \cdot \nu_0 \cdot \eta^4) \frac{dC}{dy} \quad (5)$$

где $\eta = y/d_0$, d_0 - толщина, а ν_0 - характерная скорость на внешней границе вязкого подслоя. Записывая коэффициент массоотдачи в виде $\beta = j/(C^* - C)$ и интегрируя поток в пределах от $y = 0$ до $y = \infty$, что справедливо при больших значениях Sc , характерных для растворения, получим

$$\beta = 0,9 \sqrt[4]{\nu_0^3 D_{AB} / d_0^3} \quad (6)$$

При выводе уравнения (6) считали, что $d_0^2 \ll d$.

Примем далее, как это было сделано при записи выражения для турбулентной диффузии, что перенос массы в вязком подслое определяется пульсациями размера d_0^* с характерной скоростью ν_0^* , причем $d_0^* (\nu_0^* / \nu_0) = 11,5$ и учтем связь характерной скорости пульсаций d_0^* с удельной скоростью диссипации энергии

$\mathcal{V}_0 \approx (\varepsilon \hat{\sigma}_0)^{1/3}$. Тогда уравнение (6) может быть преобразовано к виду

$$\beta = 0,267 Sc_L^{-3/4} (\varepsilon \mathcal{V}_L)^{1/4} \quad (7)$$

Из формулы (7) вытекает, что коэффициент массоотдачи не зависит от диаметра частиц. Тип мешалки, геометрические размеры сосуда, способ установки мешалки в сосуде, наличие отражательных перегородок и т.п. учитывается величиной удельной скорости диссипации энергии ε , которая может быть рассчитана по мощности, затрачиваемой на перемещение N , если диссипация энергии происходит равномерно по всему объему V сосуда

$$\varepsilon = \bar{\varepsilon} = N / \rho_L V. \quad (8)$$

Обсуждение экспериментальных данных по растворению в сосудах с отражательными перегородками. На рис.2 рассчитанные значения коэффициентов массоотдачи (сплошная линия) сопоставлены с экспериментальными данными настоящей работы (растворение кристаллов поваренной соли с размерами частиц 0,4; 0,7 и 1,1 мм при использовании турбинной и лопастной мешалок) и с данными других исследователей (растворение шариков бензойной кислоты), полученных в аппаратах с отражательными перегородками при растворении узких фракций частиц с однородным начальным диаметром

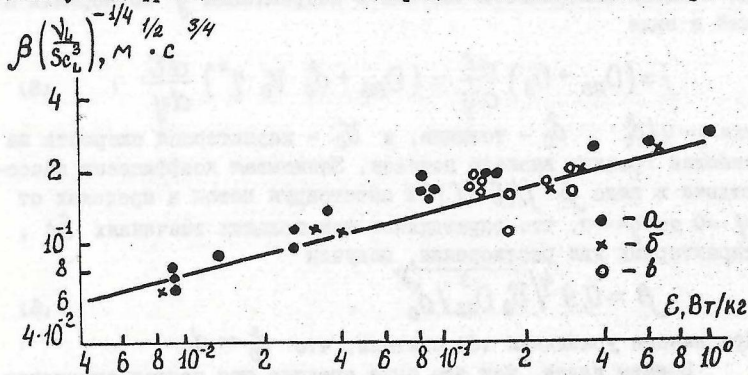


Рис.2. Сплошная линия рассчитана по формулам (4), (7) и (8); а - данные Хиксона и Баума; б - данные Баркера и Трейбала; в - данные настоящей работы.

Кинетическая кривая растворения в воде кристаллов поваренной соли сложного фракционного состава (см. рис. I) в аппаратах с четырьмя отражательными перегородками показана на рис. 3.

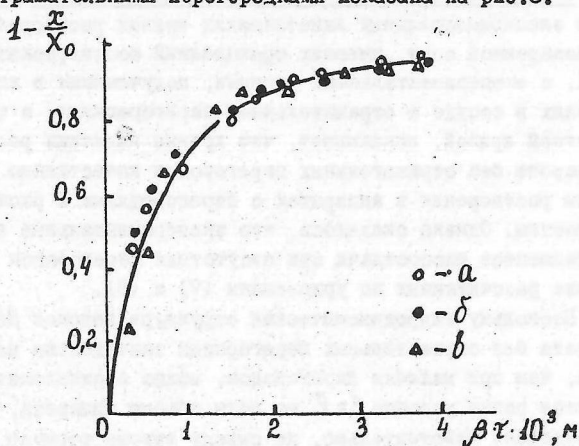


Рис. 3. Сплошная линия - расчет по уравнениям (3), (7) и (8); а - $D = 0,3$ м, мешалка двухлопастная; б - $D = 0,5$ м, мешалка открытая турбинная; в - $D = 0,8$ м, мешалка открытая турбинная.

Сопоставление расчета по предложенной модели с результатами эксперимента свидетельствует о хорошем согласии данных и поэтому изложенный выше метод расчета в сочетании с экспериментально найденной исходной функцией распределения частиц по размерам может быть рекомендован для определения скорости растворения измельченных твердых веществ с произвольным фракционным составом в аппаратах с отражательными перегородками.

Поскольку аппараты с отражательными перегородками характеризуются повышенным расходом энергии, представляло интерес определять $\bar{\epsilon}_{min}$, при котором процесс все еще протекает по описанному выше механизму.

Из условия равномерного распределения частиц по высоте аппарата нашли, что $\bar{\epsilon}_{min} \approx 4 \cdot 10^2 K_N W_{oc}^3 / \gamma_m D$. Таким образом, математическая модель процесса для аппарата с отражательными перегородками должна быть дополнена условием $\bar{\epsilon} \geq \bar{\epsilon}_{min}$.

Кинетика растворения в аппаратах без отражательных перегородок рассмотрена в главе четвертой.

Обсуждение экспериментальных данных по растворению. Сравнение экспериментальных кинетических кривых растворения кристаллов поваренной соли, имеющих фракционный состав, показанный на рис. I, с экспериментальными данными, полученными в идентичных условиях в сосуде с отражательными перегородками, а также с расчетной кривой, показывает, что кривые кинетики растворения в аппарате без отражательных перегородок качественно подобны кривым растворения в аппаратах с перегородками и расчетным зависимостям. Однако оказалось, что экспериментальные значения коэффициентов массоотдачи при отсутствии перегородок существенно выше рассчитанных по уравнениям (7) и (8).

Поскольку гидродинамическая структура потоков по радиусу аппарата без отражательных перегородок значительно менее однородна, чем при наличии перегородок, можно предположить, что принятое ранее условие $\varepsilon = \bar{\varepsilon}$ во всем объеме аппарата, перестает выполняться. Действительно, по смыслу вывода формулы (7) в нее необходимо подставлять локальное значение ε , которое в случае сосудов без отражательных перегородок, будет существенно изменяться по радиусу аппарата. С целью проверки этого предположения было предпринято экспериментальное изучение микроструктуры потоков в аппаратах без отражательных перегородок.

Распределение интенсивности турбулентности. Измерение радиальных профилей тангенциальной составляющей скорости и интенсивности турбулентности было выполнено в гладкостенном сосуде диаметром 0,23 м с трехлопастной мешалкой диаметром 140 мм при различных скоростях вращения.

Измерения проводили лазерным доплеровским методом, по схеме прямого рассеивания, с помощью стандартного комплекса ДИСА 55 L. Оказалось, что в основной части объема аппарата интенсивность турбулентности изменяется незначительно, однако в пристенной области ($r > 0,85R$, где r - текущий радиус; $R = D/2$), объем которой составляет около 25% объема аппарата, наблюдается увеличение пульсационной скорости V' приблизительно в 2,5-3 раза. Поскольку локальное значение удельной скорости диссипации энергии $\varepsilon_{\text{лок}} \sim |V'|^3$, то в пристеночной зоне $\varepsilon_{\text{лок}} \approx 27\bar{\varepsilon}$, что должно приводить к увеличению коэффициента массоотдачи в $\sqrt[4]{27} \approx 2,3$ раза, т.е. $\beta_{\text{лок}} \approx 2,3\beta(\bar{\varepsilon})$, где

$\beta(\bar{\epsilon})$ рассчитывается по формулам (7) и (8).

Расчет кинетической кривой растворения по формулам (3) и (7) с подстановкой в формулу (7) значения $\bar{\epsilon}_{лок} = 27 \bar{\epsilon}$, где $\bar{\epsilon}$ определяется по уравнению (8), хорошо совпал с экспериментальной кривой, полученной в сосуде без отражательных перегородок диаметром 0,3 м.

Коэффициент K_{β} . Корректировка методики расчета. Из литературы известно, что в сосудах без отражательных перегородок, для которых характерно преимущественно окружное движение жидкости, возникает существенная неравномерность распределения частиц в радиальном направлении, вызываемая действием центробежной силы, и твердые частицы концентрируются в пристеночной области, где, как отмечалось выше, наблюдается повышенная диссипация энергии.

Л.Н.Брагинским, В.И.Бегачевым, О.Н.Маньковской и В.М.Барашем было получено выражение, позволяющее по известным гидродинамическим параметрам процесса и геометрическим характеристикам аппарата рассчитать величину отношения средней концентрации частиц в аппарате \bar{X} к концентрации частиц у стенки $X_{лок}$, характеризующее степень неравномерности распределения частиц по радиусу аппарата.

Если локальный коэффициент массоотдачи записать в общем виде как $\beta_{лок} = K_{\beta} \beta(\bar{\epsilon})$, обобщив полученное выше частное соотношение для $\beta_{лок}$, то неоднородность распределения частиц и скорости диссипации энергии по радиусу аппарата будет учитываться коэффициентом K_{β} . Таким образом, для корректировки разработанной выше модели необходимо знать зависимость $K_{\beta} = f(\bar{X}/X_{лок})$.

Сопоставление экспериментально найденных значений K_{β} для аппаратов различного диаметра (0,3; 0,5 и 0,8 м) с рассчитанными для соответствующих условий проведения опытов величинами $\bar{X}/X_{лок}$ показано на рис.4.

Полученная в работе графическая зависимость $K_{\beta} = f(\bar{X}/X_{лок})$, которая оказалась линейной, или аппроксимирующее ее выражение, могут быть использованы для расчета величины K_{β} , исходя из геометрических характеристик аппарата с мешалкой и свойств перемешиваемых фаз.

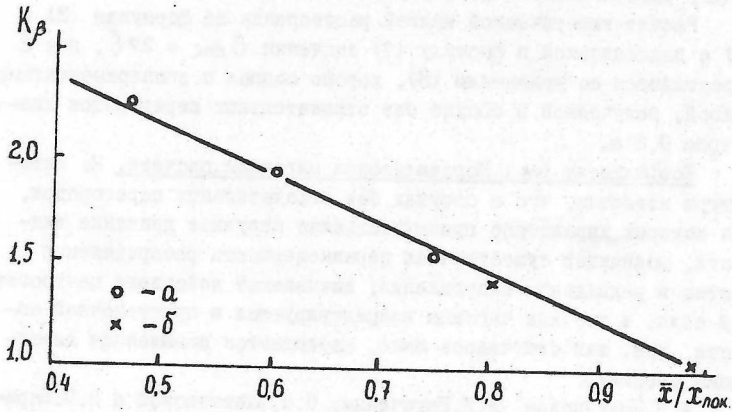


Рис. 4.

На рис. 5 экспериментальные данные по скорости растворения кристаллов поваренной соли сложного фракционного состава, полученные в аппаратах различного диаметра без отражательных перегородок, сопоставлены с расчетом по формулам (3), (7) и (8) с учетом поправочного коэффициента K_{β} .

Хорошее согласие вычисленных и опытных величин позволяет считать, что приведенные выше соотношения могут быть использованы для расчета кинетики растворения твердых частиц в промышленных аппаратах без отражательных перегородок.

В настоящей работе впервые вскрыты закономерности, определяющие различие кинетики растворения в сосудах с отражательными перегородками и без них, и показано, как с учетом этих особенностей проводить расчет аппаратов по единой методике.

Анализ, выполненный в настоящей работе, позволил также установить, что при значениях

$$K_{\beta} = 9 W_{\text{ос}} / (\Gamma_D - 0,75)^2 \sqrt{d_M} \leq 0,1$$

радиальный профиль концентрации твердой фазы оказывается практически выровненным. Поскольку на практике скорость осаждения твердых частиц $W_{\text{ос}}$, как правило, не превышает 0,05 м/с, а

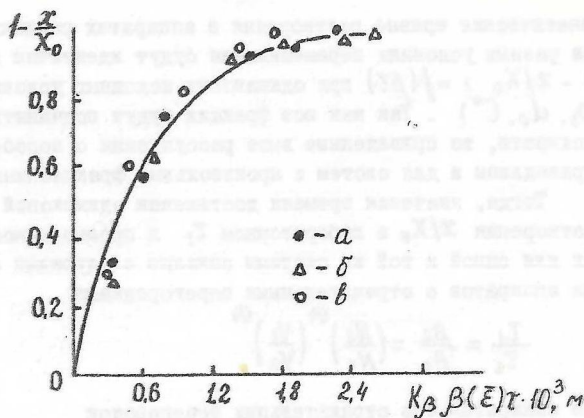


Рис.5. Сплошная линия - расчетная; а - $D = 0,8$; б - $0,5$ м; в - $0,3$ м.

величина $\Gamma_D = D/d_M$ для промышленных аппаратов приблизительно равна трем, из приведенного выше неравенства можно найти, что неоднородность распределения твердых частиц по радиусу становится несущественной в аппаратах диаметром 2,4 м и более. Следовательно, для таких аппаратов с достаточным основанием можно принять $K_B = 1$ и проводить их расчет по тем же формулам, что и расчет аппаратов с отражательными перегородками.

Глава пятая посвящена обсуждению последовательности расчета различного типа аппаратов с перемешивающими устройствами для проведения процессов растворения (примеры расчетов помещены в приложениях) и некоторым вопросам масштабного перехода.

Моделирование промышленных аппаратов по результатам лабораторных исследований. На практике иногда отсутствуют данные о фракционном составе частиц, их растворимости и коэффициентах диффузии растворенного вещества в жидкости. В этих случаях рациональным оказывается измерение кинетики растворения на модели и последующее решение задачи масштабного перехода, который предполагает использование результатов лабораторных экспериментов в качестве основы для расчета промышленного аппарата.

Как следует из формулы 4, для узких фракций частиц все

кинетические кривые растворения в аппаратах различных размеров при разных условиях перемешивания будут идентичны в координатах $(1 - X/X_0) = f(\beta\tau)$ при одинаковых исходных условиях (ρ_s, d_0, C^*) . Так как все фракции будут подчиняться этой зависимости, то приведенные выше рассуждения о подобии кривых справедливы и для систем с произвольным фракционным составом.

Тогда, значения времени достижения одинаковой степени растворения X/X_0 в лабораторном τ_1 и промышленном τ_2 аппаратах для одной и той же системы связаны следующими соотношениями: для аппаратов с отражательными перегородками

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{\beta_2}{\beta_1} = \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{1/4} \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{1/4} \quad (9)$$

для аппаратов без отражательных перегородок

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{(K_\beta)_2}{(K_\beta)_1} \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^{1/4} \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{1/4} \quad (10)$$

Здесь и далее индекс 1 относится к лабораторной установке, а индекс 2 - к промышленной.

Как следует из формулы (10) для предсказания скорости растворения в аппаратах без отражательных перегородок необходимо наряду с проведением лабораторных опытов определить также значения поправочных коэффициентов K_β для модели и промышленного аппарата.

Анализ уравнения (10) позволяет также объяснить, почему продолжительность подавляющего числа технологических процессов растворения, проводимых в аппаратах с мешалками, как правило, в несколько раз больше предельного времени растворения для лабораторных моделей.

Действительно, согласно выражению (10) для полного воспроизведения кинетических кривых растворения необходимо выполнение равенства

$$(K_\beta)_2 (N_2/V_2)^{1/4} = (K_\beta)_1 (N_1/V_1)^{1/4}$$

Поскольку, как было показано выше, $(K_\beta)_2$ всегда больше $(K_\beta)_1$, воспроизведение лабораторной кинетики в промышленном аппарате, влечет за собой значительное увеличение удельных затрат мощности, расходуемой на перемешивание. Чтобы избежать излишнего увеличения мощности на практике обычно принимают $\tau_2 > \tau_1$.

Таким образом, приведенные в настоящем разделе простые соотношения (9) и (10) дают возможность рассчитывать кинетику растворения твердых частиц в различного типа аппаратах с перемешивающими устройствами на основе данных полученных в лабораторных условиях.

В в о д н

1. Проведено экспериментальное исследование кинетики растворения кристаллов поваренной соли сложного фракционного состава и узких фракций частиц в аппаратах диаметром 0,3; 0,5 и 0,8 м с отражательными перегородками и без них, снабженных мешалками различного типа.

2. Получено выражение, описывающее диффузионную кинетику растворения совокупности частиц произвольного гранулометрического состава, для выполнения расчетов по которому необходимо знать помимо режимных параметров и физико-химических свойств системы также коэффициент массоотдачи и исходную функцию распределения частиц по размерам, определяемую на основе результатов ситового анализа твердой фазы, поступающей на растворение.

3. Предложена новая модель массоотдачи от твердой частицы, взвешенной в турбулентном потоке жидкости, основанная на гипотезе Ландау о характере затухания турбулентности в вязком подслое и результатах теории локально-изотропной турбулентности Колмогорова-Обухова, и получено теоретическое выражение для расчета коэффициента массоотдачи. Показано хорошее согласие результатов теоретического расчета с экспериментальными данными настоящей работы, а также с данными других исследователей.

4. Теоретически объяснен экспериментальный факт, что скорость массоотдачи для частиц размером более 100 мкм не зависит от диаметра частицы.

5. Показано, что использование среднего поверхностно-объемного диаметра частиц, часто встречающегося в литературе и расчетной практике, вместо учета фактического фракционного состава может приводить к существенным погрешностям в расчетах.

6. Показано, что расчет по предложенной в настоящей работе модели позволяет предсказать кинетику растворения твердых

частиц в аппаратах с отражательными перегородками и с удовлетворительной точностью описывает экспериментальные данные, если принять среднюю скорость диссипации энергии, равномерно распределенной по объему аппарата и равной средней удельной мощности, потребляемой мешалкой.

7. Экспериментально установлено, что в аппаратах без отражательных перегородок скорость диссипации энергии в пристенной области, где вследствие центробежного эффекта концентрируются твердые частицы, существенно выше, чем в основном объеме жидкости. На основании анализа экспериментальных данных, полученных в аппаратах различного диаметра, найдена поправка к коэффициенту массоотдачи, позволяющая рассчитывать кинетику растворения в сосудах без отражательных перегородок. Показано, что для типичных в промышленности условиях неоднородность распределения твердых частиц по радиусу становится несущественной в аппаратах диаметром 2,4 м и более.

8. Получены простые соотношения для оценки предельного (максимального) времени растворения при осуществлении масштабного перехода от лабораторных экспериментов к расчету промышленного аппарата и дано объяснение известному из практики перемешивания факту, что рациональная производительность подавляющего числа технологических процессов растворения обычно бывает в 5-6 раз выше соответствующего времени растворения в лабораторном оборудовании.

9. Предложена единая методика расчета различного типа аппаратов с перемешивающими устройствами для проведения процессов растворения твердых частиц, применимость которой подтверждена сопоставлением результатов расчета с экспериментальными данными.

Обозначения

C - текущая концентрация раствора, кг/м³; C^* - концентрация насыщенного раствора, кг/м³; D_{AB} - коэффициент диффузии растворенного вещества в жидкости, м²/сек; D_t - коэффициент турбулентной диффузии, м²/сек; d - диаметр частицы, м; D - диаметр аппарата, м; d_M - диаметр мешалки, м; H - высота слоя жидкости в аппарате, м; K_M - коэффициент мощности;

K_{β} - поправочный коэффициент; N - мощность, затрачиваемая на перемешивание, Вт; Π - скорость вращения мешалки, сек⁻¹; V - объем жидкости в аппарате, м³; $W_{ос}$ - скорость осаждения частиц, м/сек; X_0 - исходная масса всех фракций твердой фазы в единице объема суспензии, кг/м³; X - масса узкой фракции твердой фазы в единице объема суспензии в произвольный момент времени τ , кг/м³; β - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/сек; $\beta_{лок}$ - локальное значение коэффициента массоотдачи в зоне наибольшей концентрации частиц, м/сек; $\Gamma_D = D/d_M$ - геометрический симплекс; ε - количество энергии, диссипируемой в единицу времени, приходящееся на единицу массы раствора, Вт/кг; ν_L - кинематическая вязкость жидкости, м²/сек; ξ_M - коэффициент сопротивления мешалки; ρ_s - плотность твердой фазы, кг/м³; ρ_L - плотность жидкости, кг/м³; τ - время, сек; τ_{∞} - время полного растворения твердой фазы, сек; $\omega_i = x_i/x_{i,0}$ - доля нерастворившейся твердой фазы с диаметром частиц $d_{0,i}$; $Sc_L = \nu_L/D_{AB}$ - число Шмидта для жидкости; $\psi = 1 + (H/D)$.

Индексы: 0 - начальное состояние, i - i -я фракция.

Основное содержание диссертации изложено в следующих работах:

1. Е.К. Николашвили, В.М. Барабаш, Л.Н. Брагинский, Н.Н. Кулов, В.А. Малюсов. "Скорость растворения твердых частиц в аппаратах с мешалками". Теор. основы хим. технологии, т. XIV, № 3, 349-357, 1980.
2. Е.К. Николашвили, В.М. Барабаш, Л.Н. Брагинский, Н.Н. Кулов, В.А. Малюсов. "Растворение твердых частиц при перемешивании в аппаратах без отрагательных перегородок". Теор. основы хим. технологии, т. XIV, № 4, 604-606, 1980.
3. В.М. Барабаш, Е.К. Николашвили, Л.Н. Брагинский, Н.Н. Кулов, В.А. Малюсов, А.Н. Плановский. "Методы расчета процесса растворения в аппаратах с мешалками". Теор. основы хим. технологии, т. XIV, № 5, 683-690, 1980.
4. Е.К. Николашвили, В.В. Максимов, Н.Н. Кулов, В.А. Орлов. "Измерение скорости и интенсивности турбулентности в аппарате с мешалкой доплеровским методом". Экспресс-информация, серия "Эксплуатация, ремонт и защита от коррозии оборудования", вып. 2, 15-17, М., НИИТЭХИМ, 1980.

5. Е.К.Николашвили, В.М.Барабаш, Л.Н.Брагинский, Н.Н.Кулов, "Массообдача от твердых частиц, взвешенных в турбулентном потоке жидкости в аппаратах с механическим перемешиванием". Тр.2-ой Всес.научной конференции "Современные машины и аппараты химических производств", 23-25 сентября 1980 г., т.1, 610-614, Чимкент, 1980.
6. Е.К.Николашвили, В.М.Барабаш, Л.Н.Брагинский, Н.Н.Кулов, В.А.Малюсов. Семинар по проблеме "Теоретические основы химической технологии". Хроника. Теор.основы хим.технологии, т.ХУ, № 5, 793-794, 1980.

Т-18616 от 14/XI-80 г.

Заказ 1461

Тираж 250

Типография ХОЗУ Минтяжстроя СССР