

Министерство высшего и среднего специального образования
РСФСР

Ленинградский ордена Ленина, ордена Октябрьской Революции
и ордена Трудового Красного Знамени горный институт
им. Г.В.Плеханова

Г.Н.ДОБРОХОТОВ

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ГИДРОМЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие

Ленинград
1978

УДК 66.023+66.083.04+68.087(075.80)

В пособии изложены методы расчета и моделирования процессов и аппаратов гидрометаллургических производств, рассмотрены основные положения теории подобия и принципы физического моделирования, особенности конструкций типовых реакторов, приемы моделирования тепло- и массообмена, образования суспензий, расхода энергии на перемешивание, кинетики гидрометаллургических реакций.

Значительное внимание уделено решению конкретных примеров и задач.

Пособие предназначено для студентов специальности 0402 "Металлургия цветных металлов", 0405 "Физико-химические исследования металлургических процессов" и 0635 "Автоматизация и комплексная механика — ция металлургического производства" и может быть полезным для аспирантов и специалистов, работающих в области гидрометаллургии.

Научный редактор ст.науч.сотр. А.М. Виростов:

Гомилан 1978 г.,
поз. 693

© Ленинградский горный
институт им. Г.В.Плеханова,
1978 г.

I. ПРИНЦИПЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ

Основные положения

Исследование процессов и аппаратов в промышленных условиях всегда сложно, длительно и дорого. В производственной обстановке трудно учесть влияние всех определяющих факторов и установить эффективность их совместного воздействия. Результаты наблюдений трудно распространить на родственные или близкие явления с другими параметрами и условиями эксперимента. Поэтому получаемые сведения в большинстве случаев пригодны лишь для отдельных случаев инженерной практики и имеют ограниченную научную ценность.

Более прогрессивен теоретический метод исследований, основанный на объективном математическом описании процессов и последующем расчетном анализе. В этом случае все опытные данные обрабатываются приемами теории подобия. Теория подобия — учение о методах научного обобщения эксперимента — указывает, как надо проводить опыты и обрабатывать экспериментальные данные, чтобы при сравнительно небольшом объеме исследований получить результаты в виде общих уравнений, справедливых для всех подобных явлений и подобных аппаратов.

Содержание таких исследований или моделирование процессов и аппаратов заключается в изучении явлений на моделях в условиях, допускающих распространение результатов на любые масштабы, в том числе и на явления, наблюдаемые в промышленной или натурной практике. В этом случае лабораторные исследования заменяют собой сложное и дорогое промышленное экспериментирование.

В большинстве случаев под термином модель понимают некоторый материальный объект — физико-химический процесс или аппарат, на котором с различной степенью точности и приближенностью к натуре демонстрируют и изучают наиболее существенные стороны какого-либо явления. В изолированном виде эту явления и осо-

бенности изучают в различных курсах по химической кинетике, гидродинамике, процессам и аппаратам и т.д., но в теории подобия они рассматриваются только в их взаимосвязанном (синтезированном) виде. Во многих случаях возможности такого синтеза существенно ограничены и создаваемая приближенная модель учитывает влияние лишь наиболее важных факторов.

Иногда моделью считают некоторую познавательную или мысленную схему, которая с той или иной степенью точности отражает наиболее существенные стороны изучаемого процесса. Такие модели в отличие от материальных называют идеальными. Их используют при математическом анализе процессов.

На первом этапе технологических исследований обычно рассматривают приближенную физическую модель, способную воспроизвести определенную физическую или химическую сущность изучаемого объекта. Физическими моделями могут быть аналоги тепловых и диффузионных процессов, сходственные химические операции, геометрически уменьшенные конструкции производственных аппаратов, приближенные аналоги технологических переделов и т.п. Материальная часть физической модели представляет собой лабораторную установку для проведения различных целевых и вспомогательных опытов. Она должна быть сравнительно простой в изготовлении и допускать экспериментирование с учетом влияния возможно большего набора определяющих факторов.

Разработка совершенной физической модели создает необходимые предпосылки для математического описания явлений, внедрения математических аналогий и математического моделирования.

Математическое моделирование обычно выполняют для особо сложных процессов и превращений, зависящих от большого числа определяющих факторов. При этом реальную физическую систему часто заменяют условной электрической моделью, описываемой однотипными дифференциальными уравнениями. Электрическую аналогию затем воспроизводят на ЭВМ. Такой метод исследований не только позволяет получать более полные и надежные результаты, он часто оказывается более простым и удобным. Примерами технических аналогий между разнородными физическими явлениями и про-

цессами, используемыми при математическом моделировании, являются электролизные установки. Соответствующие водные модели хорошо копируют, например, фильтрацию воды под плотинами, распределение тока и нагрузок в электропечах и высокотемпературных электролизерах, различные коррозионные явления и многие другие физические процессы.

Заключительным этапом математического моделирования является оптимизация процессов – выбор лучших или оптимальных условий проведения операций. Этот выбор связан с разработкой критерия оптимизации, который может быть функцией многих параметров, между которыми существует сложная взаимосвязь, затрудняющая выбор общего или единого показателя. Обычно задача оптимизации сводится к поиску экспериментального значения (минимума или максимума) целевой функции, выражающей зависимость выбранного критерия оптимизации от определяющих факторов. При антагонистических определяющих условиях оптимальным решением может быть компромиссный вариант.

Наиболее универсальными являются экономические критерии оптимизации, отражающие общие затраты на строительство предприятия или на производство продукции. Оптимизация на основе экономических критериев связана с наличием гибкой системы цен, оперативно отражающей изменение стоимости строительства или продукции вместе с общим развитием производства, организации труда, науки и технического прогресса. В области цветной металлургии экономическая оптимизация процессов в настоящее время разработана лишь на отдельных примерах и схемах.

Теоремы подобия

Основные положения теории подобия обобщаются тремя теоремами.

Первая теорема утверждает, что подобные явления характеризуются сходственными критериями подобия, которые получают преобразованием однотипных уравнений, описывающих изучаемые

явления, процессы и работу оборудования сходственными категориями. Соответственно, первая теорема указывает, какие экспериментальные величины следует измерять и какие результаты обобщать. Измерять надо те величины, которые содержатся в критериях подобия, а получать результаты, отражающие сходственность изучаемых явлений.

Согласно второй теореме, любая зависимость между физическими величинами, характеризующими явление, может быть представлена в виде функции между критериями подобия. Она устанавливает методику обработки опытных результатов. Их надо обрабатывать и выражать в форме функциональной зависимости между различными критериями подобия и представлять в виде соответствующих критерийных уравнений.

Согласно третьей теореме, подобными явлениями считаются те, которые описываются одной и той же системой аналитических уравнений при соблюдении условий однозначности определяющих критериев подобия. Следовательно, явления в модели и в натуре будут подобны, если определяющие критерии этих явлений численно равны друг другу.

В сущности, теория подобия является теорией эксперимента. Она отвечает на вопрос, какие величины надо измерять или определять, в какой форме следует обрабатывать опытные данные и какими приемами можно распространять их на другие условия.

Критерии подобия

Основной принцип теории подобия заключается в выделении из большого числа различных экспериментальных признаков определенной, зависящей от цели исследования, группы сходственных или подобных явлений. Таковыми называют те, для которых отношения, характеризующие сходственные величины, являются постоянными или инвариантными (неизменяемыми). Отношения однородных физических величин (параметров), или инварианты физического подобия, называют параметрическими критериями (константами подобия) или симплексами.

Геометрическое подобие предполагает равную пропорциональность (масштабность) всех одностипных геометрических величин модели и природы, т.е. равную пропорциональность их линейных размеров, радиусов сфер и сопряжений:

$$\frac{l_M}{l_N} = \frac{R_M}{R_N} = \frac{\pi_M}{\pi_N} = \Gamma_1 = inv^* = idem^*,$$

где l_M и l_N - определяющие линейные размеры модели и природы; R_M и R_N - радиусы модели и природы; π_M и π_N - углы сопряжений; Γ_1 - масштаб или симплекс геометрического подобия.

Физическое подобие соблюдается при инвариантах подобия скоростных полей модели и природы ω

$$\frac{\omega_M}{\omega_N} = \Gamma_\omega = inv = idem,$$

плотностей рабочих сред

$$\frac{\rho_M}{\rho_N} = \Gamma_\rho = inv = idem,$$

их динамической вязкости

$$\frac{\mu_M}{\mu_N} = \Gamma_\mu = inv = idem,$$

температуры

$$\frac{t_M}{t_N} = \Gamma_t = inv = idem$$

и других физических свойств.

Эти и другие симплексы при полном геометрическом подобии модели и природы могут быть постоянными. Некоторые из них, особенно при нарушении геометрических соотношений модели и природы, могут меняться. В уравнениях подобия эти изменения учитываются степенными показателями, определяемыми экспериментально.

Кинетическое подобие отвечает инвариантам констант скорости реакций K

* inv и $idem$ означают инвариантно (неизменно), одно и то же.

$$\frac{K_M}{K_N} = \Gamma_c = \text{invariant},$$

наблюдаемым в модельных и натуральных системах. Частный случай $K_M = K_N$ отвечает полному воспроизводству кинетических показателей в натуральных установках. Константа подобия K входит в состав критерия подобия Шервуда Sh .

Из теории подобия следует, что сходственность инвариантов подобия или однозначность симплексов различных систем полного подобия модели и природы еще не определяет. Согласно первой и третьей теоремам подобия, для достижения полной тождественности системы необходима одинаковая численная оценка сходственных комплексов, называемых критериями подобия. При этом равенство критериев подобия может обеспечиваться или полной тождественностью определяющих симплексов и составляющих величин или разнонаправленными изменениями состояния модели и природы. Во втором случае изменения одних величин должны компенсироваться пропорциональными изменениями других. На практике второй вариант более удобен.

Все критерии подобия по своей природе выражают собой меру отношений между различными физическими свойствами и эффектами (размерами, силами, скоростями потоков, скоростями реакций и т.д.) и потому всегда имеют определенный физико-химический смысл. Это позволяет выражать различные технологические процессы как соотношения критериев. По существу аналитическая часть моделирования сводится к подбору определяющих критериев и выявлению функциональной связи между ними.

Установив такую связь, по заданным значениям определяющих констант находят величину определяемого критерия и численное значение нужной величины. Определяющими критериями называют составленные из величин, входящих в условия однозначности подобия. Ими могут быть, например, критерии Рейнольдса Re , Прандтля Pr , Шмидта Sc и др., определяющие гидродинамические режимы и физические свойства рабочей среды. Определяемыми критериями считают те, которые, отвечая условиям однозначности, вместе с тем являются функциями определяющих критериев.

К ним относят, например, критерии Пусселя Nu , Шервуда Sh , Эйлера Eu и др., характеризующие скорости тепло- и массообмена и расход энергии на перемещение или перемешивание рабочего материала.

Какой из критериев является определяемым, зависит от формулировки задачи. Например, однородность суспензий зависит от соотношения физических свойств жидкости и твердых частиц, и это соотношение характеризуется критерием Архимеда At . Этот критерий будет определяющим. Тот гидродинамический режим, который необходим для достижения однородности суспензии, характеризуется числом Рейнольдса (Re или Re_M), и для этого случая этот критерий будет определяемым. Исходя из его значения рассчитывают скорости, необходимые для получения однородной суспензии.

Если изменение какого-либо критерия не влияет на показатели процесса, то режим называют автомодельным. Автомодельный режим по критерию Рейнольдса наблюдается, например, при смешанных диффузионно-кинетических процессах, когда высокая интенсивность перемешивания снимает возможные ограничения по доставке реагентов.

В автомодельной области константа скорости реакции K и критерий Шервуда Sh инвариантны в отношении критерия Re . Аналогично инвариантными могут быть критерии мощности Eu , Eu_M и др.

В отличие от симплексов критерии подобия не измеряют непосредственно, а определяют расчетным путем. Но подобно симплексам все критерии подобия безразмерны и инвариантны в отношении систем измерения единиц. Это означает, что симплексы и критерии подобия, рассчитанные по различным системам измерения, всегда имеют одни и те же численные значения. В практических расчетах более предпочтительна система единиц измерения СИ. Одновременная проверка размерности позволяет избежать возможных ошибок, вносимых разнообразной табличной информацией старых изданий.

Физические величины, входящие в уравнения критериев подобия:

Величина	Обозначение	Размерность в системе СИ	Единица измерения
Периметр аппарата, смачиваемый потоком	π	м	м
Удельное давление	P	кг/(м·с ²)	Па, Н/м ²
Коэффициент молекулярной диффузии	D	м ² /с	м ² /с
Мощность, расходуемая на перемещение	N	кг·м ² /с ³	Вт
Площадь сечения потока	S	м ²	м ²
Коэффициент теплопроводности	a	м ² /с	м ² /с
Удельная теплоемкость при постоянном давлении	C_p	м ² /(с ² ·град)	Дж/(кг·град)
Диаметр мешалки	d_M	м	м
Диаметр эквивалентный	$d_3 = 4S/\pi$	м	м
Ускорение свободного падения	g	м/с ²	м/с ²
Определяющий размер	l	м	м
Частота вращения мешалки	n	с ⁻¹	с ⁻¹
Средняя скорость потока	w	м/с	м/с
Коэффициент теплоотдачи	α	кг/(с ² ·град)	Вт/(м ² ·град)
Коэффициент объемного расширения среды (теплоносителя)	β	град ⁻¹	град ⁻¹
Удельный (объемный) вес	$\gamma = g\rho$	кг/(м ² ·с ²)	Н/м ³
Теплопроводность теплоносителя	λ	кг·м/(с ² ·град)	Вт/(м·град)
Динамическая вязкость среды	μ	кг/(м·с)	Па·с, Н·с/м
Кинематическая вязкость среды	$\nu = \mu/\rho$	м ² /с	м ² /с
Плотность сплошной среды	ρ	кг/м ³	кг/м ³
Плотность твердой фазы	ρ_T	кг/м ³	кг/м ³
Разность давлений в потоке	ΔP	кг/(м·с ²)	Па, Н/м ²
Разность температур при теплообмене	Δt	град	град

Критерий Архимеда характеризует гидродинамическое состояние систем в условиях естественного (свободного) движения, вызываемого разностью плотностей сплошной и непрерывной фаз:

$$Ar = \frac{g l^3}{\nu^2} = \frac{\rho_T - \rho}{\rho} = \frac{g l^3 \rho^2}{\mu^2} \frac{\rho_T - \rho}{\rho} \quad (I)$$

Этот критерий является мерой соотношения сил тяжести, молекулярного трения и подъемной силы частиц. От своего аналога - критерия Галилея - он отличается сочетанием плотностей, выраженным в безразмерной форме $(\rho_T - \rho) / \rho$.

Определяющим геометрическим размером l принят диаметр частиц d .

Значения $Ar < 36$ отвечают ламинарному режиму сплошной среды, значения $Ar > 83\ 000$ - турбулентному состоянию. Область $36 < Ar < 83\ 000$ является переходной. По сравнению с критерием Рейнольдса, выбор критерия Архимеда оправдывается исключением неизвестной скорости оседания (возникновения) частиц w .

Критерий Галилея Gr характеризует гидродинамическое состояние среды в условиях естественного (свободного) движения, вызываемого разницей плотностей рабочей фазы, и определяет соотношение сил тяжести и сил молекулярного трения:

$$Gr = \frac{g l^3}{\nu^2} = \frac{g l^3 \rho^2}{\mu^2} \quad (2)$$

Критерий Галилея используют для оценки систем с естественной (свободной) конвекцией. В его состав не входит скорость потока w , определение которой в некоторых случаях затруднительно или невозможно.

Критерий Грасгофа Gr является аналогом критерия Галилея, учитывающим особенности теплообмена в условиях естественной конвекции, обусловленной разностью плотностей нагретых и холодных объемов:

$$Gr = \frac{g l^3 \beta \Delta t}{\nu^2} = \frac{g l^3 \rho^2 \beta \Delta t}{\mu^2} \quad (3)$$

Он отличается от критерия Галилея дополнительным безразмерным множителем $\beta \Delta t$. Определяющими размерами являются диаметр трубы, а для плоской вертикальной стенки - ее высота. В целом, критерий Грасгофа характеризует гидродинамическое состояние среды в условиях естественной конвекции, вызываемой температурными изменениями.

Критерий Рейнольдса Re характеризует состояние гидроаэродинамического состояния жидкости (газа) в условиях принудительного движения:

$$Re = \frac{w l}{\nu} = \frac{w l \rho}{\mu} \quad (4)$$

При движении среды в прямых каналах за определяющий размер l принимают реальный диаметр трубы d или эквивалентный диаметр канала $d_3 = 4S/\pi$ (S - площадь сечения потока, π - периметр канала, смачиваемый жидкостью).

При $Re < 2300$ режим потока ламинарен; при $Re > 10000$ - устойчиво турбулентен. Область $Re = 2300 \div 2800$ является переходной, а область $Re = 2800 \div 10000$ отвечает режимам неустойчивой турбулентности.

При движении жидкости (газа) относительно частиц за определяющий размер l принимают диаметр сфер x . Ламинарное состояние жидкости характеризуется числом $Re < 2$, турбулентное - $Re > 500$. Область $2 < Re < 500$ является переходной.

В реакторах с мешалками рабочая среда движется по сложным и неустойчивым траекториям. Поэтому за определяющий размер l принимают условный диаметр мешалки d_M , точнее - диаметр окружности, ометаемой мешалкой. Гидродинамическое состояние среды в таком случае оценивают модифицированным критерием Рейнольдса

$$Re_M = \frac{n d_M^2}{\nu} = \frac{n d_M^2 \rho}{\mu} \quad (5)$$

При $Re_M < 10$ в реакторах наблюдают слабое и ламинарное трехмерное течение пульпы. Значения $10 < Re_M < 1000$ характеризуют формирование центральных цилиндрических вихрей и общий переходный режим. Величины $Re_M > 10^4 \div 10^6$ отвечает турбулентным состояниям центральной части и всей массы пульпы в целом. В указанных пределах меньшие значения Re_M относятся к лабораторным установкам, большие - к промышленным.

Критерий Эйлера E_u отражает подобие энергетического состояния системы:

$$E_u = \frac{\Delta p}{\omega^2 \rho} \quad (6)$$

В устройствах с прямым направлением потока критерий Эйлера характеризует влияние перепада давления. Для реакторов с мешалками, в которых перепады давления и диссипация энергии в пульсе разнообразны и неупорядочены, используют модифицированный критерий Эйлера

$$E_{uM} = \frac{N}{n^3 d_M^5 \rho} \quad (7)$$

В области сильно развитой турбулентности, обеспечивающей достижение высокой скорости реакций или эффективное образование суспензий, критерий Эйлера для реакторов с быстроходными пропеллерными или турбинными мешалками и отражательными перегородками имеет значения соответственно 0,3–1,5 и 3–6. Тихоходные лопастные и якорные перемешивающие устройства характеризуются значениями $E_{uM} = 0,1+0,4$.

Критерий Пекле Pe является мерой соотношения между количествами тепла, переносимого конвекцией, и теплопроводностью при принудительном движении теплоносителя:

$$Pe = \frac{\omega l}{a} = \frac{\omega l \rho c_p}{\lambda} \quad (8)$$

Критерий Прандтля Pr характеризует подобие физических свойств теплоносителя и используется при моделировании процессов теплообмена:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu c_p}{\lambda} \quad (9)$$

Например, для воздуха при 298 К (25°C) $\left\{ \begin{array}{l} \rho = 1,2 \text{ кг/м}^3 \\ c_p = 1005 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{град)} \\ \mu = 18,4 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с} \\ \lambda = 3,2 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)} \end{array} \right.$
[2]

$$Pr = \frac{1005 \cdot 18,4 \cdot 10^{-6}}{3,2 \cdot 10^{-2}} \frac{m^2 (c^2 \cdot \text{град}) \cdot \text{кг} / (\text{м} \cdot \text{с})}{\text{кг} \cdot \text{м} / (\text{с}^3 \cdot \text{град})} = 0,6.$$

Для воды при 298 К; $c_p = 4179 \text{ Дж} / (\text{кг} \cdot \text{град})$; $\mu = 894 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$;
 $\lambda = 0,618 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{град})$

$$Pr = \frac{4179 \cdot 894 \cdot 10^{-6}}{0,618} = 6,2.$$

При изменении температуры вязкость и теплопроводность газов меняются симбатно и критерий Прандтля остается практически постоянным.

Вязкость и теплопроводность водных растворов меняются антисимбатно, и с повышением температуры значение критерия Прандтля быстро уменьшается.

Критерий Нуссельта Nu является мерой соотношения между интенсивностью теплопередачи и напряженностью температурного поля теплоносителя:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad (10)$$

Он характеризует подобие интенсивности теплообмена на поверхности раздела фаз. В системах с линейным движением потока за определяющий размер l принимают диаметр трубы или эквивалентный диаметр канала d_g . В реакторах с мешалками, в которых движение пульпы неупорядочено, за определяющий размер принимают диаметр мешалки d_M . В области развитой турбулентности $Nu = 200 + 5000$. При моделировании при известных величинах l и λ по формуле (10) рассчитывают коэффициент теплоотдачи α .

Критерий Шмидта Sc предложен как диффузионный аналог критерия подобия Прандтля. Он также составлен из величин, выражающих только физические свойства среды, и характеризует подобие этих свойств в процессах массообмена:

$$Sc = Pr_g = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu}{D\rho} \quad (II)$$

Для газов, например для азота, при 298 К ($\mu = 17,8 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D = 0,221 \cdot 10^{-4}$ м²/с; $\rho = 1,170$ кг/м³ [2])

$$Sc = \frac{17,8 \cdot 10^{-6}}{0,221 \cdot 10^{-4} \cdot 1,170} \frac{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})}{(\text{м}^2/\text{с})(\text{кг}/\text{м}^3)} = 0,7.$$

Для разбавленных водных растворов при 298 К ($\mu = 894 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D = 1,5 \cdot 10^{-9}$ м²/с; $\rho = 997$ кг/м³ [9])

$$Sc = \frac{894 \cdot 10^{-6}}{1,5 \cdot 10^{-9} \cdot 997} = 600.$$

Столь значительное различие критериев Шмидта для газов и жидкостей отражает особенности кинетических и концентрационных эппр пограничного слоя. Как известно, распределение скоростей в диффузионном слое определяется кинетической вязкостью рабочей среды: при малой вязкости среды (воздух), профиль скоростей представляется в виде сплюснутой, а при большой вязкости среды (вода) - в виде вытянутой параболы (рис. I). На распределение концентрации аналогично влияет изменение коэффициента диффузии. Критерий Шмидта суммирует влияние обоих факторов, выделяя отмеченные особенности физического подобия систем.

По закону Стокса - Эйнштейна коэффициент молекулярной диффузии D связан с динамической вязкостью среды μ уравнением

$$D = \frac{RT}{N} \frac{1}{8\pi r \mu} \quad (12)$$

где R - газовая постоянная; T - температура; r - радиус диффундирующих молекул (ионов); N - число Авогадро.

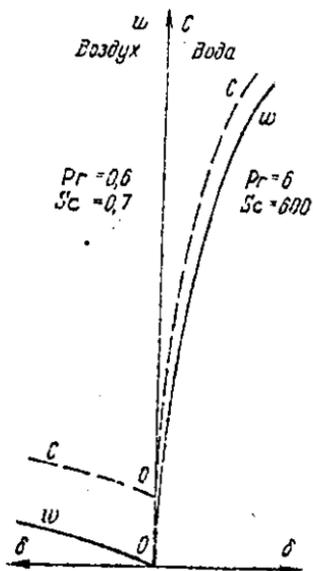


Рис. 1. Распределение скоростей w и концентраций C в пограничном слое при разных значениях критерия Прандтля и Шмидта

Влияние температуры на скорость диффузии и вязкость водных растворов сказывается антисимбатно (рис. 2). С повышением температуры критерий Шмидта быстро уменьшается, и это снижение для всех газов и водных растворов приблизительно одинаково (см. раздел VII).

Физические свойства суспензий и эмульсий - их плотность и вязкость - определяются объемным соотношением фаз, составляющих систему, а также физическими свойствами самих фаз.

Средняя плотность суспензий

$$\rho_{\text{ср}} = \rho_{\text{Т}} \varphi + \rho (1 - \varphi), \quad (13)$$

где $\rho_{\text{Т}}$ и ρ - плотность дисперсной и сплошной фаз; φ - объемная доля дисперсной фазы.

Вязкость суспензий определяется содержанием твердой фазы и не зависит от размера частиц. Средняя вязкость суспензий при $\varphi < 10\%$

$$\mu_{\text{ср}} = \mu (1 + 2,5 \varphi), \quad (14)$$

при $\varphi > 10\%$

$$\mu_{\text{ср}} = \mu (1 + 4,5 \varphi), \quad (15)$$

где μ - вязкость сплошной фазы.

Критерий Шервуда Sh - диффузионный аналог критерия Нуссельта - является мерой соотношения между интенсивностью массообмена и "напряженностью химической реакции" - ее удель-

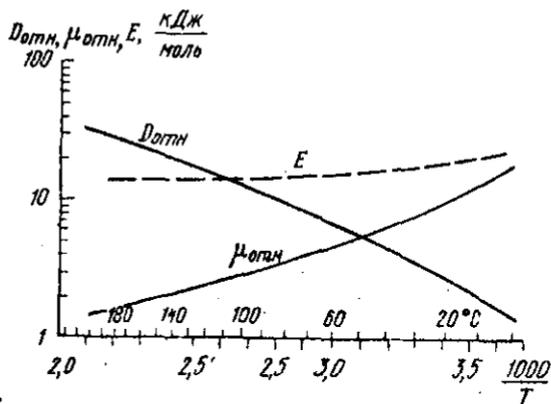


Рис. 2. Изменение наблюдаемой энергии активации диффузии E , относительного коэффициента диффузии $D_{отн}$ и относительной динамической вязкости водных растворов $\mu_{отн}$ в зависимости от температуры

ной скоростью. Он характеризует подобие интенсивности массообмена на поверхности фаз:

$$Sh = Nu_g = \frac{Kl}{D} \quad (16)$$

В суспензиях за определяющий размер l принимают диаметр твердых частиц α , в системах с линейным потоком пуль-

пы - эквивалентный диаметр канала d_g , в реакторах с мешалками - диаметр мешалки d_M .

При отсутствии конвекции, когда транспорт реагентов осуществляется только за счет молекулярной (ионной) диффузии, $Sh = 2$. При турбулентном переносе веществ от индивидуальных зерен $Sh = 100 + 2000$, и в реакторах с мешалками при турбулентных потоках пульпы $Sh = 10^3 + 10^6$.

Так же, как и критерий Нуссельта, критерий Шервуда - определяемая величина, зависящая от значений определяющих критериев Re , Sc и др. При моделировании процессов и аппаратов из найденных значений Sh , при известных величинах l и D , находят значения константы скорости реакции K .

Приложение теории подобия к решению практических задач

Основная задача моделирования сводится к нахождению функциональной зависимости между определяющими и определяемыми кри-

териями подобия. Каждый из них отражает содержание сходственных явлений и параметров, и достижение однозначности критериев модели и природы свидетельствует о тождественности изучаемых систем. Оценка критериев подобия и определение функциональной связи между ними, выполненные согласно теоремам подобия, позволяют представить изучаемый процесс в объективных математических категориях.

Наиболее полно изучены функции теплообмена и энергетических затрат [5,7,10,13-15]. Они позволяют найти рабочие параметры модельных и натуральных установок при практически любых конструктивных решениях.

Моделирование кинетики химических реакций и скорости массообмена изучено менее полно. Наблюдаемые в этом случае затруднения объясняются многообразием и сложностью изучаемых физико-химических превращений и теми отклонениями от равномерности гидродинамических условий, которые обычно возникают и растут с увеличением размеров аппаратов. Внешне они проявляются в усилении так называемого эффекта продольного перемешивания. Оценка эффекта продольного перемешивания требует экспериментирования на массообменных аппаратах крупнотоннажных производств, что затруднительно.

Изучение скорости массообмена в реакторах различного типа большей частью проводится на лабораторных установках. Экстраполяция опытных данных за граничные условия неизбежно связана с погрешностями. Однако возможные в этом случае отклонения всегда должны быть меньше тех, которые могут наблюдаться при расчетах, не учитывающих принципа подобия. Это обстоятельство оправдывает принцип экстраполяции при инженерных расчетах.

Во многих случаях обработка лабораторного материала позволяет получать сравнительно простые уравнения, связывающие основные параметры модельных и натуральных установок. Как и при моделировании теплообмена, эти уравнения еще более упрощаются при соблюдении некоторых экспериментальных условий.

Содержание функциональных связей между критериями подобия и рабочие уравнения, применяемые при инженерных расчетах, рассмотрены в пособии применительно к наиболее распространенным типам гидрометаллургических реакторов.

II. КОНСТРУКЦИИ ГИДРОМЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ

Работа гидрометаллургических реакторов — аппаратов для проведения химических реакций — заключается главным образом в перемешивании рабочей среды (суспензий или эмульсий) и смешивании ее с реагентами. Перемешивание способствует более равномерному распределению твердых или жидких частиц, лучшему дроблению дисперсной жидкой или газовой фаз и снижению возможных тепловых и диффузионных сопротивлений. Перемешивание обеспечивает более устойчивое течение технологических процессов и ускоряет их.

Известные конструкции гидрометаллургических реакторов отличаются большим разнообразием форм, принципов работы и методов перемешивания, что объясняется отставанием теоретических исследований и отсутствием надежных рекомендаций по оптимальным производственным стандартам. Это, в свою очередь, привело к тому, что разработка технологических процессов сопровождалась бесполезным ростом количества новых типов реакторов и новых конструкций перемешивающих устройств.

В настоящее время основными приемами перемешивания рабочих сред являются механический, осуществляемый мешалками различных конструкций, псевдоожиженный, при котором подвижный ("кипящий") слой твердых частиц обрабатывается восходящим потоком раствора, и пневматический, производимый сжатым воздухом или инертным газом. Более ограниченно применяют смешивание в трубопроводах или за счет выносных насосов и сопел. Известны также конструкции трубчатых (шнековых) аппаратов и вертикальных экс-

тракторов, используемых, главным образом, для извлечения ценных компонентов из сравнительно крупного (гранулированного) материала.

Наиболее известны аппараты, работа которых основана на механическом перемешивании пульпы дисперсного материала. Показатели их работы определяются в основном формой рабочего сосуда и конструкцией самого перемешивающего устройства. Влияние этих факторов проявляется в строении образующихся циркуляционных контуров и в гидродинамическом состоянии рабочей среды.

При малой частоте вращения мешалки жидкость, находящаяся, например, в цилиндрических сосудах, движется послойно (ламинарно) и ее поверхность образует более или менее глубокую воронку (рис. 3,а). Твердые частицы суспензии скользят по дну сосуда,

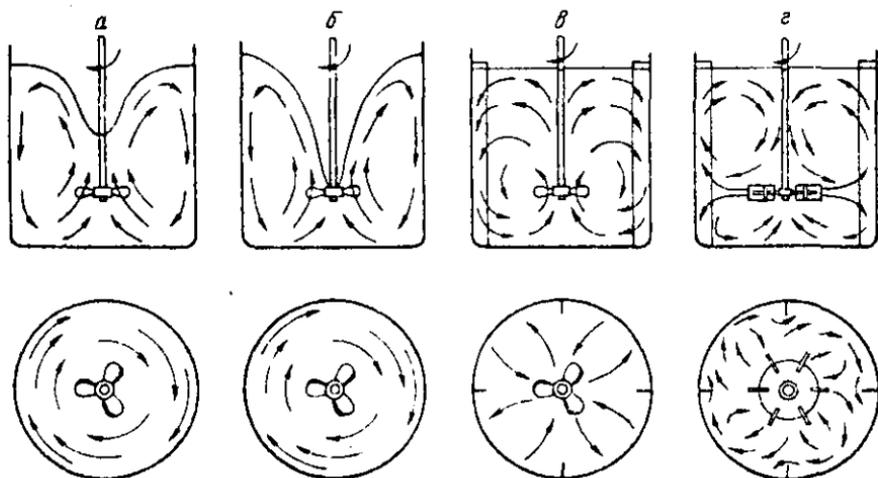


Рис. 3. Циркуляционные контуры в аппаратах с механическим перемешиванием без отражательных перегородок (а,б) и с перегородками (в,г)

преимущественно скапливаясь на периферии и под мешалкой. С увеличением числа оборотов воронка углубляется и твердые частицы вовлекаются в общую циркуляцию. При этом круговой характер движения суспензий существенно не меняется (рис. 3,б), а изохронное перемещение жидкости и твердых частиц почти не нарушается.

Вращательное движение суспензии устраняют установкой направляющих диффузоров или вертикальных отражательных перегородок. Диффузоры позволяют намного снизить высоту сосуда, уменьшить длину вала и увеличить частоту его вращения. Отражательные перегородки более просты и более эффективны (рис. 3, в, г). Предотвращая вращение суспензии, они способствуют возникновению местных завихрений и повышению общей турбулентности. Они допускают переработку пульпы при большей частоте вращения мешалок и большей интенсивности перемешивания. Наблюдаемое ускорение движения осевых при пропеллерных мешалках (рис. 3, в) и радиальных при турбинных мешалках (рис. 3, г) составляющих потока увеличивает протяженность активного контакта фаз.

Отмеченные особенности характерны для лопастных, листовых, якорных и рамных мешалок (рис. 4), работающих без ограничительных приспособлений. Так как глубокие воронки увеличивают высоту сосуда, вылет и вибрацию вала мешалки, то перемешивающие устройства этих реакторов должны работать при сравнительно небольшой частоте вращения и малой интенсивности перемешивания. Соответственно, наблюдаемые скорости тепло- и массообмена получаются небольшими.

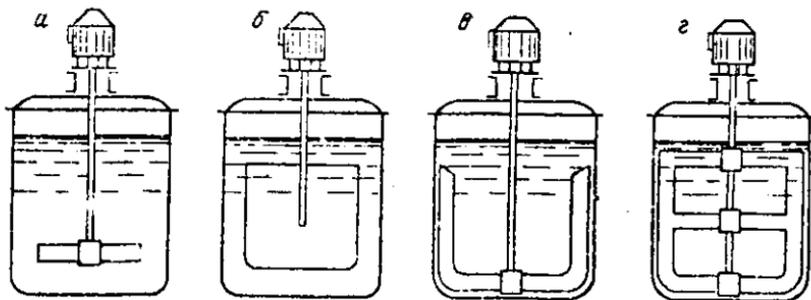


Рис. 4. Реакторы с тихоходными мешалками, создающими преимущественно круговые потоки жидкости: а - лопастной; б - листовой; в - якорной; г - рамной

Влияние отражательных перегородок снижается по мере повышения вязкости суспензий. Эта особенность объясняется быстрой

диссипацией энергии при преодолении сил трения, в результате чего высокоскоростные потоки, создаваемые пропеллерными или турбинными мешалками, не проникают в периферийные части сосудов.

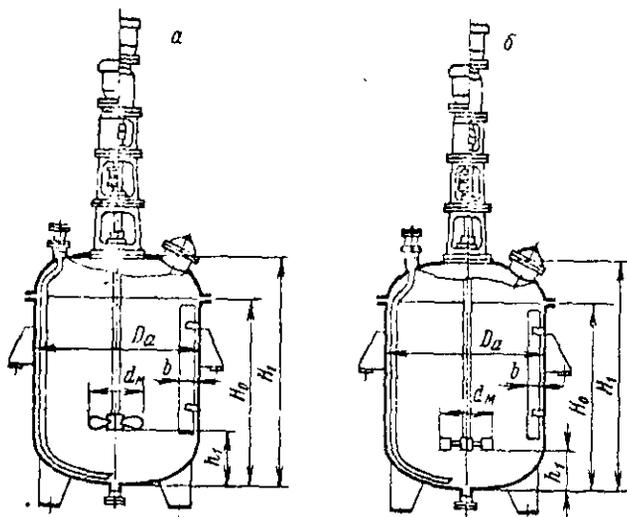


Рис. 5. Аппараты с эллиптическим днищем и крышкой и с пропеллерным (а) и турбинным (б) перемешивающим устройством

Практически установлено, что в суспензиях с вязкостью более 10 Па·с (100 П) создание турбулентных потоков с помощью пропеллерных и турбинных мешалок затруднительно. При вязкости более 20 Па·с отрагательные перегородки можно не устанавливать, так как тормозящее влияние перегородок замещается природным сопротивлением суспензий.

Моделирование технологических процессов значительно упрощается при геометрическом подобии рабочих элементов опытных и промышленных сооружений (рис. 5-7, табл. I). Поэтому лабораторное экспериментирование следует проводить на моделях, гео-

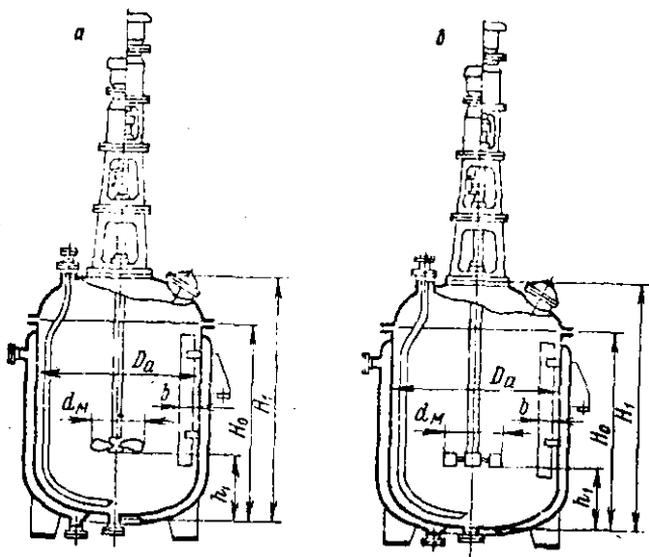


Рис. 8. Аппараты разборные с рубашкой, эллиптическим дном и крышкой и с пропеллерным (а) и турбинным (б) перемешивающим устройством

метрически полно копирующих типовые промышленные устройства (табл. 2). Если конструкция промышленного реактора не выбрана, то предпочтение должно быть отдано типовому аппарату (рис. 8).

Эта модель снабжена турбинной мешалкой с шестью прямыми лопатками и имеет следующие геометрические характеристики: диаметр сосуда D_a равен трем диаметрам турбины; высота суспензии H равна диаметру сосуда; высота расположения турбины над дном аппарата h равна диаметру турбины; ширина и длина лопатки турбины равны соответственно $1/5$ и $1/4$ диаметра турбины; длина части лопатки турбины на центральном диске равна $1/8$ диаметра турбины; число отрагательных перегородок равно 4; ширина отрагательной перегородки b (их четыре) равна $1/10$ диаметра сосуда.

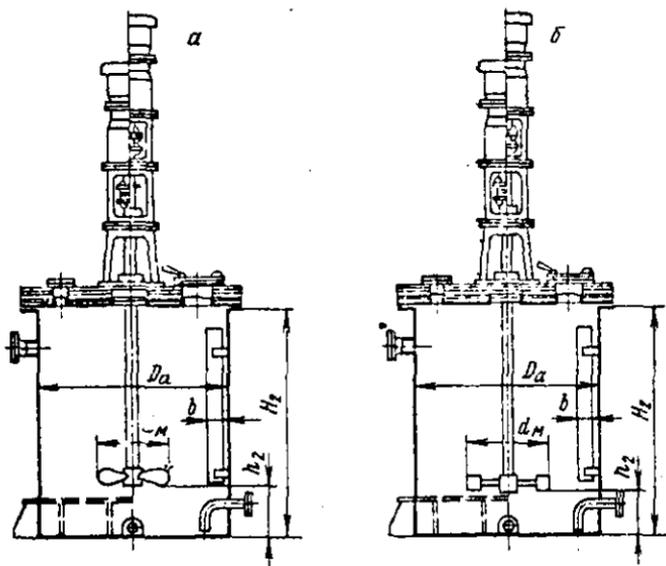


Рис. 7. Аппараты с плоским дном и крышкой и с пропеллерным (а) и турбинным (б) перемешивающим устройством.

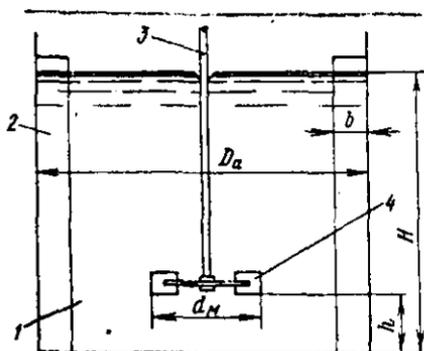


Рис. 8. Реактор стандартной конструкции
1 - сосуд; 2 - отражательная перегородка; 3 - вал; 4 - турбина

Рекомендуемый минимальный объем лабораторного реактора $V = 25 \text{ дм}^3$ ($D_a = 0,32 \text{ м}$). При меньших размерах модели достижение точного геометрического и динамического подобия природы становится затруднительным.

Все реакторы, описанные выше, снабжены редукторными приводами, снижающими частоту вращения стандартных электродвигателей. Редукторы заметно увеличивают

Т а б л и ц а 1

Характеристики и размеры вертикальных аппаратов с перемещающимися устройствами (рис. 5-7) [3]

Номинальная мощность, мз	Частота вращения, с ⁻¹	Номинальная мощность, кВт	Поверхность теплообмена, м ²	Основные размеры, мм						
				d_0	k_1	k_2	H_0	H_1	H_2^x	b
1	4,17	1,5/3,0	4,5	1000	300	220	1375	1710	1600/1250	100
2	3,34	3,0/5,5	6,5	1400	400	300	1475	1925	1600/1250	140
3,2	3,34	5,5/13	8,5	1600	500	380	1675	2175	1900	160
4	3,34	7,5/17	11,3	1600	500	380	2225	2725	2000	160
5	3,34	7,5/30	12,0	1800	600	450	2090	2790	2000	180
6,3	2,08/2,67	5,5/22	14,8	1800	600	450	2500	3200	2500	180
8	2,08/2,67	7,5/22	15,8	2000	600	450	2580	2850	2500	200
10	2,08/2,67	17/40	16,0	2200	700	520	2930	3030	2800	220
12,5	2,08/2,67	30/40	18,7	2400	700	520	3080	3130	2800	240
16	2,08	30	23,3	2600, 2400 ^{xx}	700	520	3480	3530	3600	290, 240 ^{xx}

Примечания. ^x В числителе даны диаметры аппаратов с проволочными, а в знаменателе с турбинными перемещающими устройствами.

^{xx} Размер аппарата с плоским днищем и крышками

Таблица 2

Характеристика и размеры вертикальных реакторов с винтовым перемешивающим устройством и частотой вращения винта 15 с^{-1} [11]

Номинальная емкость, м ³	Номинальная мощность привода, кВт	Поверхность теплообмена, м ²	Основные размеры, мм				
			d_b	d	d_k	D_d	H
1,0	7,5	21	300	400	500	700	3 400
1,6	7,5	31	300	500	600	800	4 200
2,5	17	46	450	600	700	900	4 900
4,0	17	68	450	700	800	1 000	6 200
6,8	30	91	450	800	1 000	1 200	6 700
10	30	125	450	1 100	1 200	1 400	7 600
16	55	160	800	1 200	1 300	1 600	9 200

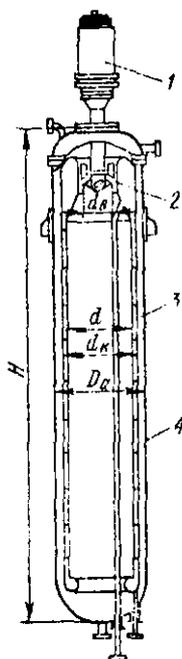


Рис.9. Реактор вертикальный с винтовым перемешивающим устройством
 1 - электродвигатель; 2 - винт; 3 - теплообменник; 4 - сосуд

общую высоту аппаратов и зону их обслуживания, что из-за сравнительно больших размеров реакторов в плане приводит к увеличению объема производственных помещений. С этой точки зрения более перспективны вертикальные реакторы с винтовым перемешивающим устройством, работающим непосредственно от двигателя (рис. 9, табл. 2) [4, II]. Циркуляционные контуры вертикальных реакторов также более совершенны, что повышает надежность работы и упрощает моделирование.

Со снижением высоты вертикальных реакторов анизотропность потоков увеличивается и становится особенно заметной при $H/D_0 < 5$. Поэтому винтовые перемешивающие устройства рациональнее устанавливать в более высоких сосудах. Примечательной особенностью аппаратов с винтовым перемешивающим устройством является развитая поверхность теплообмена. Это делает аппараты наиболее выгодными в процессах, протекающих с большим потреблением или выделением тепла.

Аппараты с подвижным кипящим слоем (КС) отличаются простотой конструкции, отсутствием движущихся частей и возможностью практически полной автоматизации. Например, аппаратная схема очистки никелевого электролита от меди (рис. 10) основана на противоточном двухступенчатом использовании цементаторов КС (рис. 11). Рабочий объем каждого из них составляет 25 м^3 , а массовая загрузка постели, состоящей из цементной меди и никелевого порошка, 60 т. Соль большое количество реагента обеспечивает минимальное время реакции цементации (4-5 мин). При этом содержание меди в головном цементаторе снижается от 0,7-

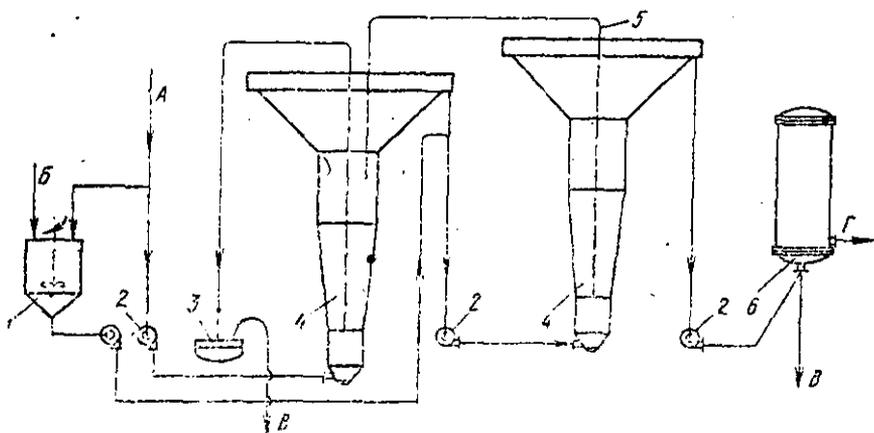


Рис. 10. Схема аппаратов очистки никелевого электролита от меди
 1 - бак для приготовления пульпы никелевого порошка; 2 - насос;
 3 - штиффильтр; 4 - цементатор КС; 5 - автоперелуск; 6 - фильтр;
 А - исходный раствор; Б - никелевый порошок; В - цементная медь;
 Г - чистый раствор

0,8 до 0,03-0,1 г/дм³ и в хвостовом (контрольном) до 2-4 мг/дм³. Получаемая цементная медь содержит 70-80% меди и 8-10% никеля.

Переменявание постели достигается тангенциальным вводом раствора со скоростью около 2,5 м/с и выбором надлежащей линейной скорости восходящего потока в рабочей части цементатора (0,03-0,08 м/с). Эта скорость превосходит критическую скорость начала псевдооживления в 5-10 раз. Коническая форма нижней части цементатора необходима для равномерного распределения частиц никелевого порошка и цементной меди согласно их гидравлической крупности. Верхняя часть цементатора служит классификатором. При нормальной работе цементатора верхняя граница постели находится примерно на нижнем срезе верхнего конуса.

Надшки постели хвостового цементатора по сифону (автоперелуску) переливаются в головной цементатор, где обрабатываются раствором с более высоким содержанием меди. Пульпа ко-

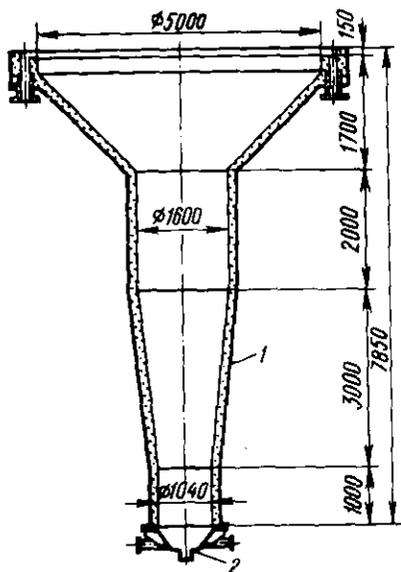


Рис. 11. Цементатор для очистки никелевого электролита от меди
1 - цементатор; 2 - конус

нечной цементной меди аналогичным образом сливается на нутч-фильтр. Применение принципа противотока способствует достижению более высоких технологических показателей.

Пневматический способ перемешивания, обычно реализуемый в аппаратах с аэролифтами, также сравнительно прост и удобен. Работа таких реакторов всегда связана с быстро увеличивающимся с повышением температуры испарением воды в проходящий газ.

Наблюдаемый при этом рост теплопотерь и снижение скорости сорбции газообразных реагентов ограничивают область применения пневматического метода температурами 70–80°C. Малая скорость движения пульпы и

низкий уровень ее турбулизации обуславливают низкие технологические показатели. Энергетические затраты на получение компримированного воздуха и на перемешивание суспензий механическими устройствами примерно одинаковы. Поэтому в энергетическом отношении пневматический способ равноценен механическому, и в настоящее время его применяют главным образом при проведении сравнительно медленных и низкотемпературных технологических операций.

Основным критерием, определяющим выбор типа перемешивающего устройства и, соответственно, тип реактора, является вязкость рабочей среды [13, 14]. Для перемешивания суспензий с низкой вязкостью наиболее пригодны высокоскоростные мешалки; для жидкостей с большой вязкостью выбирают тихоходные

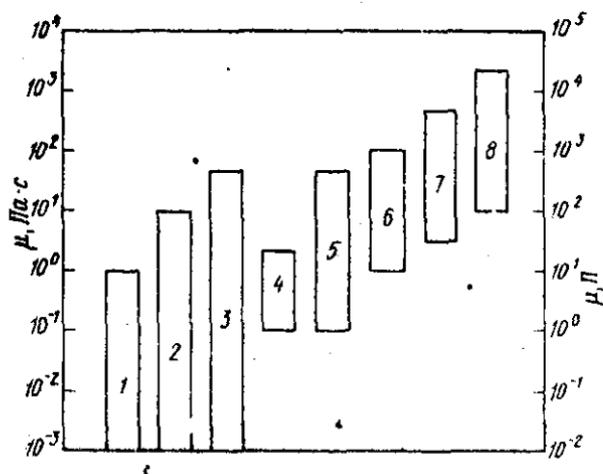


Рис. 12. Диапазон применения мешалок в зависимости от вязкости рабочей среды
 1 - винтовая мешалка; 2 - пропеллерная; 3 - турбинная;
 4 - якорная; 5 - лопастная; 6 - рамная; 7 - шнековая;
 8 - ленточная

устройства (рис. 12). Примерные значения динамической вязкости суспензий некоторых гидрометаллургических производств даны в табл. 3. В большинстве случаев они предопределяют выбор быстротходных пропеллерных, турбинных и винтовых мешалок. Дополнительными критериями при

Таблица 3
 Динамическая вязкость суспензий некоторых гидрометаллургических производств

Условия получения суспензий	Вязкость при температуре (°C), 10 ³ Па·с				
	20	40	60	80	100
Щелочное выщелачивание боксита	58	20	8	5	4
Кислотное выщелачивание цинкового огарка	4,7	3,1	2,2	1,7	1,2
Аммиачное выщелачивание никелевого сбра	1,7	0,8	0,8	0,5	0,4

Примечание. Для пересчета в сантипуазы приведенные значения следует умножить на 10³.

выборе перемешивающих устройств могут быть особенности технологии и целевые задачи перемешивания. Например, потребность в одновременной аэрации растворов делает предпочтительными специальные механические диспергаторы газа, а при хранении суспензий в буферных емкостях — конструкции с минимальным расходом энергии. В сложных процессах сравнение и выбор аппаратов производят по результатам испытания лабораторных моделей.

III. МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕНА

Состояние температурного поля движущейся системы может быть выражено в виде сложной функции различных переменных, в том числе скорости и плотности рабочей среды (жидкости или газа). При моделировании установившихся процессов определяемый критерий Нуссельта выражают в форме зависимости от определяющих критериев Рейнольдса, Прандтля, Грасгофа (выбирая их по сходственности физических явлений) и дополнительных симплексов геометрического, физического и других видов подобия. В самой общей форме эта зависимость имеет вид:

в условиях вынужденной конвекции

$$Nu = f(Re, Pr, \Gamma_1 \dots);$$

в условиях естественной конвекции, когда нахождение скорости свободного перемещения нагретых и холодных объемов затруднительно,

$$Nu = f(Gr, Pr, \Gamma_1 \dots).$$

Эти функции определяют опытным путем, придавая им степенную форму:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} = C Re^m Pr^n \Gamma_1^p \dots; \quad (I7)$$

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} = C Gr^q Pr^n \Gamma_1^p \dots, \quad (I8)$$

где C, m, n, p, q — коэффициенты, определяемые экспериментально.

Установив на модели полную структуру уравнения (17) или (18), определяют затем численное значение критерия Нуссельта и по предложенным параметрам l и λ природы находят величину коэффициента теплоотдачи α в новых условиях.

В настоящее время содержание уравнений (17) и (18) изучено достаточно полно [7, 10, 13-15]. В геометрически подобных аппаратах с линейным движением жидкости (газа) уравнение (17) имеет вид

$$Nu = C Re^m Pr^n \quad (19)$$

или в развернутой форме

$$\alpha = \frac{C\lambda}{d_3} \left(\frac{w d_3 \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{\mu C_p}{\lambda} \right)^n, \quad (20)$$

где $C \approx 0,023$; $m \approx 0,8$; $n = 0,4$.

Аналогичные уравнения теплопередачи в реакторах с мешалками и встроенными нагревающими (охлаждающими) элементами или рубашками имеют вид

$$Nu = C Re_M^m Pr^n \Gamma_\mu^s \quad (21)$$

и в развернутой форме

$$\alpha = \frac{C\lambda}{d_M} \left(\frac{n d_M^2 \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{\mu C_p}{\lambda} \right)^n \left(\frac{\mu}{\mu_n} \right)^s, \quad (22)$$

где $C = 0,36 + 1,40$; $m = 0,67$; $n = 0,33$; $s = 0,14$; μ и μ_n - динамическая вязкость при средней температуре и при температуре теплопередающей поверхности соответственно.

Для различных процессов теплообмена практикой установлены следующие примерные значения коэффициента теплоотдачи α , Вт/(м²·град):

Нагревание и охлаждение газов при атмосферном давлении	10-50
Нагревание и охлаждение органических жидкостей	50-1 500
Нагревание и охлаждение воды	200-10 000
Кипение воды	500-10 000
Конденсация водяных паров	4 000-15 000
Конденсация паров органических жидкостей	500-2 000

Перенос расчетных определений с модели на натуру значительно облегчается при введении ряда упрощающих положений: полного геометрического подобия модели и натуре, тождественности рабочих сред, устойчивости гидродинамических режимов и др. Рассмотрим некоторые следствия, получаемые в результате таких упрощений.

Холодное (водяное) моделирование высокотемпературных (газовых) реакторов. При полном геометрическом подобии модели и натуре однозначный симплекс Γ_1 включается в состав коэффициента C . Объединение вариантов уравнения (17) для модели и натуре дает

$$\frac{\alpha_M}{\alpha_N} = \frac{d_{э.Н}}{d_{э.М}} \frac{\lambda_M}{\lambda_N} \left(\frac{Re_M}{Re_N} \right)^m \left(\frac{Pr_M}{Pr_N} \right)^n =$$

$$\frac{d_{э.Н}}{d_{э.М}} \frac{\lambda_M}{\lambda_N} \left(\frac{w_M d_{э.М} \nu_M}{w_N d_{э.Н} \nu_N} \right)^m \left(\frac{Pr_M}{Pr_N} \right)^n.$$

При $m = 0,8$, $n = 0,4$, примерном соотношении размеров холодной модели (вода при 298 К) и горячей натуре (печной газ при 1100 К) $d_{э.М} : d_{э.Н} = 1 : 25$ и соотношении параметров $\alpha_M : \alpha_N = 10 : 1$; $\lambda_M : \lambda_N = 6$; $\nu_N : \nu_M = 130$; $Pr_M : Pr_N = 12$ [5] получим

$$\frac{\alpha_M}{\alpha_N} = 25 \cdot 6 \left(\frac{w_M}{w_N} \frac{130}{25} \right)^{0,8} \cdot 12^{0,4} = 1516 \left(\frac{w_M}{w_N} \right)^{0,8} = 10,$$

откуда $w_M \approx 0,002 w_H$.

Этот пример показывает, что скорости потоков в холодных гидравлических моделях должны быть много меньше тех, которые характерны для натуральных газовых устройств. Малые скорости потоков в гидравлических моделях намного упрощают экспериментирование.

Моделирование гидрометаллургических реакторов с линейным движением пульпы [4]. В этом случае, при полном геометрическом подобии модели и натуре, выборе рабочей среды с однозначными свойствами и введении в состав уравнения (17) дополнительного симплекса физического подобия Γ_ϕ , представляющего собой отношение физических свойств воды к физическим свойствам рабочей суспензии, моделирование также намного упрощается. Этим приемом неизвестные свойства рабочего материала заменяются табличными константами воды в ее стандартном состоянии. Тогда $\Gamma_{1M} = \Gamma_{1H}$; $\Gamma_{\phi M} = \Gamma_{\phi H}$; $\lambda_M = \lambda_H$ и $Pr_M = Pr_H$ и из уравнения (20) следует, что

$$\frac{\alpha_M}{\alpha_H} = \frac{d_{э.н}}{d_{э.м}} \left(\frac{Re_M}{Re_H} \right)^m = \left(\frac{d_{э.н}}{d_{э.м}} \right)^{1-m} \left(\frac{w_M}{w_H} \right)^m \quad (23)$$

При $\alpha_M = \alpha_H = const$

$$w_H = w_M \left(\frac{d_{э.н}}{d_{э.м}} \right)^{\frac{1-m}{m}} \quad (24)$$

где w_H и w_M - средние скорости пульпы в кольцевых пространствах натуре и модели соответственно.

Например, при $m = 0,8$ и соотношении $d_{э.н} : d_{э.м} = 10 : 1$ имеем

$$w_H = w_M \cdot 10^{(1-0,8)/0,8} = w_M \cdot 10^{0,25} = 1,78 w_M.$$

Этот результат указывает на возможность моделирования реакторов в сравнительно простых условиях. Так как показатели свойств среды в конечные уравнения моделирования не входят, то экспериментирование и расчеты можно проводить с использованием любой модельной жидкости.

Моделирование гидрометаллургических реакторов с мешалками. В этом случае экспериментирование также значительно упрощается при полном геометрическом подобии модели и природы и выборе одной типичной рабочей среды.

Из уравнения (22) следует, что

$$\frac{\alpha_M}{\alpha_N} = \frac{d_{M,N}}{d_{M,M}} \left(\frac{Re_{M,M}}{Re_{M,N}} \right)^m = \left(\frac{d_{M,N}}{d_{M,M}} \right)^{1-2m} \left(\frac{n_M}{n_N} \right)^m \quad (25)$$

При $\alpha = const$ получим

$$n_N = n_M \left(\frac{d_{M,N}}{d_{M,M}} \right)^{\frac{1-2m}{m}} \quad (26)$$

Например, при $m = 0,67$ и соотношении $d_{M,N} : d_{M,M} = 10 : 1$

$$n_N = n_M 10^{(1-2 \cdot 0,67)/0,67} = n_M 10^{-0,508} = 0,311 n_M .$$

Из уравнения (26) и рассмотренного примера следует, что при равных коэффициентах теплоотдачи частота вращения мешалок природы должна быть много меньше частоты вращения мешалок модели.

Пример I. 20%-ный раствор хлористого натрия, поступающий с объемной скоростью $5,4 \text{ м}^3/\text{ч}$, охлаждаются водой, протекающей со скоростью $3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ в теплообменнике типа "труба в трубе". Диаметры внутренней трубы, по которой движется раствор: внутренний $39,5 \text{ мм}$, наружный $44,5 \text{ мм}$. Внутренний диаметр наружной трубы 70 мм . Физические характеристики раствора и воды следующие:

	Раствор	Вода
Плотность ρ , кг/м ³	1130	983
Вязкость динамическая μ , Па·с	$740 \cdot 10^{-6}$	$469 \cdot 10^{-6}$

Требуется определить характер движения раствора и охлаждающей воды.

Решение. Определяем рабочее сечение каналов: сечение внутренней трубы

$$\frac{\pi \cdot 0,039^2}{4} = 0,001225 \text{ м}^2,$$

сечение межтрубного пространства

$$\frac{\pi (0,070^2 - 0,044^2)}{4} = 0,0023 \text{ м}^2.$$

Находим скорости движения жидкостей в каналах: скорость раствора во внутренней трубе

$$\frac{5,4}{3600 \cdot 0,001225} = 1,22 \text{ м/с},$$

скорость воды в межтрубном пространстве

$$\frac{3,6}{3600 \cdot 0,0023} = 0,435 \text{ м/с}.$$

Характер движения жидкостей определяем по значению критерия Рейнольдса. Его рассчитываем по уравнению (4), принимая размерности величин по системе СИ.

Для раствора, движущегося по внутренней трубе,

$$Re = \frac{1,22 \cdot 0,039 \cdot 1130}{740 \cdot 10^{-6}} \frac{(\text{м/с}) \cdot \text{м} \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{кг/м} \cdot \text{с}} = 73590.$$

Для определения характера движения воды в межтрубном пространстве предварительно рассчитываем эквивалентный диаметр канала:

$$d_3 = \frac{4S}{\Pi} = 4 \frac{(\frac{\pi \cdot 0,070^2}{4} - \frac{\pi \cdot 0,044^2}{4})}{\pi(0,070 + 0,0445)} = 0,0255 \text{ м.}$$

Соответственно

$$Re = \frac{0,435 \cdot 0,0255 \cdot 983}{469 \cdot 10^{-6}} = 23250.$$

Следовательно, оба режима ($Re > 10000$) характеризуются устойчивой и вполне развитой турбулентностью.

Пример 2. По данным примера I рассчитать коэффициенты теплоотдачи поверхностей внутренней трубы теплообменника. Тепловые константы раствора и воды следующие:

	Раствор	Вода
Теплоемкость удельная c_p , Дж/(кг·град)	3901	4190
Теплопроводность λ , Вт/(м·град)	0,626	0,658

Решение. Сначала по уравнению (8) определяем критерий Прандтля для раствора и воды соответственно:

$$Pr = \frac{740 \cdot 10^{-6} \cdot 3901 \text{ (кг/м} \cdot \text{с)} \cdot \text{м}^2 / (\text{с}^2 \cdot \text{град})}{0,626 \text{ кг} \cdot \text{м} / (\text{с}^3 \cdot \text{град})} = 4,61;$$

$$Pr = \frac{469 \cdot 10^{-6} \cdot 4190}{0,658} = 2,99.$$

Далее по уравнению (I9) находим критерий Нуссельта для внутренней поверхности трубы;

$$Nu = 0,023 \cdot 73 \cdot 590^{0,8} \cdot 4,61^{0,4} = 322,$$

и по уравнению (I0) вычисляем коэффициент теплоотдачи от раствора к поверхности труб:

$$\alpha = \frac{322 \cdot 0,626}{0,0395} \frac{\text{кг} \cdot \text{м} / (\text{с} \cdot \text{град})}{\text{м}} = 5100 \text{ кг} / (\text{с}^3 \cdot \text{град}) = 5100 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{град}).$$

Находим критерий Нуссельта для наружной поверхности внутренней трубы по уточненному уравнению теплопередачи в кольцевом канале [7, с.299]:

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{d_{\text{нар}}}{d_{\text{вн}}} \right)^{0,45} = 0,023 \cdot 23250^{0,8} \cdot 2,99^{0,4} \times \left(\frac{0,070}{0,0445} \right)^{0,45} = III,$$

и по уравнению (I0) вычисляем коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \frac{III \cdot 0,658}{0,0255} \frac{\text{кг} \cdot \text{м} / (\text{с}^3 \cdot \text{град})}{\text{м}} = 2864 \text{ кг} / (\text{с}^3 \cdot \text{град}) = 2864 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{град}).$$

Пример 3. Технологические опыты вели в лабораторном реакторе с винтовым перемешивающим устройством, геометрически копирующим промышленную конструкцию (см. рис.9, табл.2) [II]. Рассчитать гидродинамический режим промышленного реактора, обеспечивающий достижение равного коэффициента теплоотдачи. Физические свойства рабочей среды в модельном и натурном аппаратах принять одинаковыми.

Характеристики лабораторного и промышленного реакторов следующие:

Реактор	Лабораторный	Промышленный
Номинальный объем, м ³	0,04	18
Высота, м	1,49	10,8
Диаметр внутреннего канала, м	0,165	1,2
Диаметр кольцевого пространства, м:		
внутренний	0,179	1,3
наружный	0,220	1,8
Средняя скорость потока пульпы, м/с:		
во внутреннем канале	1,00	-
в кольцевом пространстве	1,67	-

Решение. Поскольку физические свойства рабочей среды однозначны, то расчеты выполняем по уравнению (24).

Эквивалентный диаметр внутреннего канала модели $d_{э.вн} = 0,165$ м; эквивалентный диаметр кольцевого пространства модели $d_{э.к} = 0,220 - 0,179 = 0,041$ м.

Эквивалентный диаметр внутреннего канала промышленного реактора $d_{э.вн} = 1,2$ м; эквивалентный диаметр кольцевого пространства $d_{э.к} = 1,8 - 1,3 = 0,5$ м.

Так как по условию задания скорость движения пульпы во внутреннем канале модели $w_M = 1,0$ м/с, то принимая $m = 0,8$, для внутреннего канала натуре получим скорость

$$w_H = 1,0 \cdot \left(\frac{1,2}{0,165} \right)^{\frac{1-0,8}{0,8}} = 1,64 \text{ м/с.}$$

Аналогично для кольцевого канала натуре при $w_M = 1,67$ м/с

$$w_H = 1,67 \cdot \left(\frac{0,3}{0,041} \right)^{\frac{1-0,8}{0,8}} = 2,75 \text{ м/с.}$$

Найденные значения ω_n проверяем по ожидаемым дебитам.
Для внутреннего канала дебит воды

$$\frac{\pi \cdot 1,2^2 \cdot 1,64}{4} \text{ м}^2 \cdot (\text{м/с}) = 1,9 \text{ м}^3/\text{с},$$

для кольцевого пространства

$$\frac{\pi \cdot (1,6^2 - 1,3^2) \cdot 2,75}{4} = 1,9 \text{ м}^3/\text{с}.$$

В данном случае дебиты обоих каналов одинаковы и соотношение внутренних размеров реактора выбрано правильно.

Пример 4. Коэффициент теплоотдачи от стенки к пульпе определяют в лабораторном реакторе с рубашкой и турбинной мешалкой при $d_{\text{м.м}} = 0,1 \text{ м}$; $D_{\text{а.м}} = H_{\text{м}} = 0,3 \text{ м}$; $V_{\text{м}} = 0,0213 \text{ м}^3$; $n = 20 \text{ с}^{-1}$ (1 200 об/мин). Рекомендовать тип и рассчитать размеры промышленного аппарата емкостью $21,3 \text{ м}^3$ (масштаб моделирования 1:1 000). Определить гидродинамические характеристики реактора, обеспечивающие достижение равного коэффициента теплоотдачи. Физические свойства пульпы в модельной и промышленной установках принять подобными.

Решение. Размеры лабораторной модели отвечают типовой конструкции (см. рис.8). Размеры геометрически подобного промышленного аппарата рассчитываем из соотношения

$$\frac{21,3}{0,0213} = \frac{(\pi D_{\text{а.н}}^2 H_{\text{н}})/4}{(\pi D_{\text{а.м}}^2 H_{\text{м}})/4} = \frac{D_{\text{а.н}}^3}{D_{\text{а.м}}^3} = \frac{D_{\text{а.н}}^3}{0,3^3},$$

откуда $D_{\text{а.н}} = H_{\text{н}} = 3,0 \text{ м}$; $d_{\text{м.н}} = D_{\text{а.н}} : 3 = 3,0 : 3 = 1,0 \text{ м}$.

Так как физические свойства среды в модельном и промышленном реакторах одинаковы, то гидродинамические аппараты рассчитываем по физическим свойствам воды: $t = 298 \text{ К}$; $\rho = 997 \text{ кг/м}^3$; $\mu = 894 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Согласно уравнению (5), модифицированный критерий Рейнольдса лабораторного реактора

$$Re_M = \frac{20 \cdot 0,1^2 \cdot 997}{894 \cdot 10^{-6}} \frac{m^2 \cdot kg/m^3}{c \cdot kg/(m \cdot c)} = 223 \ 000.$$

Частоту вращения мешалки промышленного реактора, необходимую для достижения равного коэффициента теплоотдачи, рассчитываем по уравнению (26). При этом, учитывая имеющиеся экспериментальные данные, принимаем $m = 0,67$. Тогда

$$n_H = 20 \left(\frac{1,0}{0,1} \right)^{0,67} = 6,22 \text{ с}^{-1} \text{ (373 об/мин)}.$$

Водное число Рейнольдса промышленного реактора

$$Re_{M.H} = \frac{6,22 \cdot 1,0^2 \cdot 997}{894 \cdot 10^{-6}} = 6 \ 940 \ 000.$$

В обоих случаях $Re_M > 10 \ 000$, и гидродинамические режимы обоих реакторов характеризуются сильно развитой турбулентностью.

IV. МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕНА

Кинетика массообмена

Моделирование массообмена в сложных гетерогенных процессах имеет целью воспроизводство скорости и механизма протекающих реакций. В наиболее простом кинетическом режиме концентрация вещества (реагента) на поверхности раздела фаз $c_b(c_p)$ близ-

ка к общей (рис. 13, а и б) и скорость процесса не зависит от темпов доставки реагента или отвода продукта реакции. В этом случае моделирование условий массообмена сводится к простому воспроизводству аналогичного (автомодельного) гидродинамического режима.

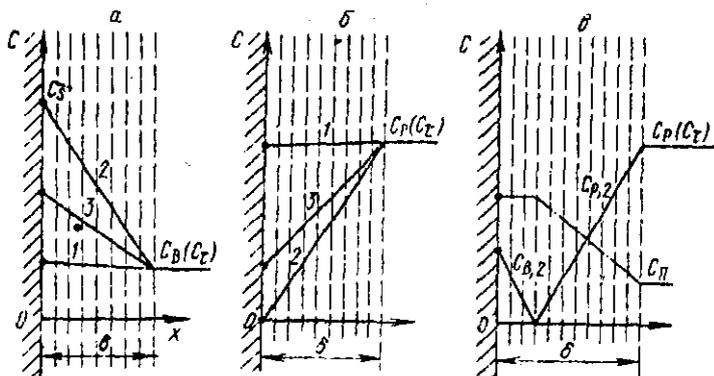


Рис. 13. Изменение концентрации растворяющегося вещества C_B (а), реагента C_p (б) и получаемого продукта $C_П$ (в) по толщине пограничного диффузионного слоя.

1 - кинетический режим; 2 - диффузионный режим; 3 - смешанный режим. Точками выделены концентрации, наблюдаемые на поверхности твердой фазы.

В случае полного диффузионного торможения, характерного, например, для процессов физического растворения солей в воде или быстро протекающих химических реакций, сопротивление реакции, в основном, определяется толщиной и строением пограничного диффузионного слоя. Эти свойства тесно связаны с интенсивностью перемешивания и свойствами среды и потому зависят от критериев Рейнольдса и Шмидта. В этом случае задачей моделирования является нахождение функциональной зависимости кинетических констант от указанных и других факторов.

В смешанных режимах скорость процесса одновременно контролируется и скоростью собственно химической реакции и ско-

росты диффузионного массопереноса. В более сложных процессах, например при взаимодействии бензойной кислоты с раствором едкого натра, химическая реакция нейтрализации пространственно протекает в толще пограничного диффузионного слоя (рис. 13, в), и кинетическое описание процесса также включает критерии подобия динамики и свойств среды.

Наиболее отчетливо особенности кинетики массообмена проявляются в условиях диффузионного растворения. По закону Фика количество вещества dm , диффундирующее через площадь S на расстояние δ , нормальное к площади S , за время $d\tau$, определяется по формуле

$$-\frac{dm}{d\tau} = \frac{V}{a} \frac{dc_{\tau}}{d\tau} = \frac{DS}{a\delta} (c_s - c_{\tau}) = \frac{KS}{a} (c_s - c_{\tau}), \quad (27)$$

где V - объем раствора; a - долевое содержание вещества в реагирующем материале; D - коэффициент диффузии вещества в растворе; δ - толщина пограничного слоя; c_s - концентрация насыщения, наблюдаемая на поверхности реагирующего потенциала; c_{τ} - концентрация вещества за пределами диффузионного слоя; K - константа скорости массообмена,

$$K = \frac{dm / d\tau}{S(c_s - c_{\tau})}$$

В системе СИ

$$[K] = \frac{(\text{кг/с})}{\text{м}^2(\text{кг/м}^3)} = \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

и только в таком определении эта константа используется при моделировании.

В химической кинетике константы скорости топочимических реакций обычно выражают в удельных массовых категориях k или k_M . При моделировании массообмена их значения должны быть пересчитаны в величины K , например, по уравнениям

$$K = \frac{k}{a \rho}; \quad (28)$$

$$[K] = \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right) \left(\frac{\text{м}^3}{\text{кг}} \right) = \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$$K = \frac{k_M M}{a \rho}; \quad (29)$$

$$[K] = \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right) \left(\frac{\text{м}^3}{\text{кг}} \right) = \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

где ρ - плотность материала, $\text{кг}/\text{м}^3$; k и k_M - удельные массовые категории, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ и $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; M - молекулярная масса.

В диффузионных процессах значения K приблизительно однозначны, что объясняется состоянием определяющих величин. Коэффициенты диффузии неорганических соединений в воде имеют значения $(1+2) \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$, а толщина пограничного слоя при развитой турбулентности равна $(30+70) \cdot 10^{-6} \text{ м}$. Поэтому константа скорости диффузионного массообмена

$$K = \frac{D}{\delta} = \frac{(1+2) \cdot 10^{-9}}{(30+70) \cdot 10^{-6}} \frac{\text{м}^2/\text{с}}{\text{м}} \approx 30 \cdot 10^{-6} \text{ м}/\text{с}.$$

Согласно уравнению (27), скорость диффузионного растворения

$$-\frac{d c_{\tau}}{d \tau} = \frac{D S}{\delta V} (c_s - c_{\tau}) = \frac{K S}{V} (c_s - c_{\tau}). \quad (30)$$

Если поверхность материала S постоянна, то после разделения переменных

$$-\frac{d c_{\tau}}{c_s - c_{\tau}} = \frac{K S d \tau}{V} = K_{\text{общ}} d \tau,$$

и последующее интегрирование дает

$$\ln \frac{C_s - C_0}{C_s - C_\tau} = K_{\text{общ}} \tau, \quad (31)$$

где C_0 и C_τ - начальная и текущая концентрации вещества в растворе, кг/м³.

В режиме реагирования (см. рис. 13,б), аналогично:

$$-\frac{dC_\tau}{C_\tau} = \frac{KS d\tau}{V} = K_{\text{общ}} d\tau$$

и

$$\ln \frac{C_0}{C_\tau} = K_{\text{общ}} \tau, \quad (32)$$

где C_0 и C_τ - начальная и текущая концентрации реагента, кг/м³.

В общем случае поверхность растворяющегося материала переменна. Так как для правильных сфер

$$m = \frac{\pi x^3 \rho}{6} \quad \text{и} \quad x = \left(\frac{6m}{\pi \rho} \right)^{\frac{1}{3}},$$

где x - диаметр сфер, то

$$S = \pi x^2 = \pi \left(\frac{6m}{\pi \rho} \right)^{\frac{2}{3}} = \alpha_1 m^{\frac{2}{3}}, \quad (33)$$

где α_1 - коэффициент, учитывающий геометрию и плотность частиц.

В прерывных опытах переменной величиной является также концентрация вещества

$$C_\tau = C_0 + \frac{a(m_0 - m)}{V},$$

где m_0 - масса исходной загрузки, кг.

После подстановки значений S и C_τ в уравнение (27) получим

$$-\frac{a dm}{m^{2/3} \left[C_s - C_0 \frac{a(m_0 - m)}{V} \right]} = K \alpha_1 d\tau, \quad (34)$$

а последующее интегрирование позволяет определить рабочую функцию K .

Большее практическое значение имеют условия непрерывных процессов, при которых концентрация C_T постоянна. Для этого случая из уравнения (27) получаем

$$-\frac{dm}{m^{2/3}} = \frac{\alpha_1 K}{a} (C_s - C_T) d\tau$$

и после интегрирования

$$m^{1/3} = m_0^{1/3} - \frac{\alpha_1 K (C_s - C_T) \tau}{3a} = m_0^{1/3} - K_{\text{обш}} \tau. \quad (35)$$

Уравнение (35) было предложено в 1931 г. и в настоящее время известно под названием закона кубического корня. Оно легко анализируется в координатах $\sqrt[3]{m} - \tau$, что позволяет найти неизвестные значения K .

Из уравнения (35) следует, что если предельная растворимость C_s вещества велика, то оно и растворяется быстрее. Эта особенность может быть использована в процессах селективного выщелачивания.

При химическом взаимодействии загрузки с реагентом концентрация реагента на поверхности материала близка к нулю (рис. 13,б) и скорость процесса пропорциональна концентрации реагента C_T . В непрерывных процессах концентрация C_T постоянна, и потому скорость процесса

$$-\frac{dm}{d\tau} = \frac{\alpha_2 K S C_T}{a} = \frac{\alpha_1 \alpha_2 K m^{2/3} C_T}{a},$$

где α_2 — стехиометрический коэффициент.

После интегрирования

$$m^{1/3} = m_0^{1/3} - \frac{\alpha_1 \alpha_2}{3a} K C_T \tau = m_0^{1/3} - K_{\text{общ}} \tau. \quad (36)$$

Структуры уравнений (36) и (35) аналогичны. Так же как и в случае физического растворения материала, анализ кинетики химического взаимодействия, проведенный по закону кубического корня, позволяет судить о технологии процессов по объективным константам скорости K .

Если растворение материала протекает с образованием нерастворимого остатка, то наблюдаемое диффузионное сопротивление создается главным образом медленным транспортом реагентов через растущий слой шлама. Поскольку в данном случае определяющим параметром является градиент концентрации в слое шлама (рис. 14), то по уравнению (27)

$$\frac{dC_T}{d\tau} = \frac{DS(C_S - C_T)}{V\delta_{\text{ш}}} = \frac{KS(C_S - C_T)}{V}. \quad (37)$$

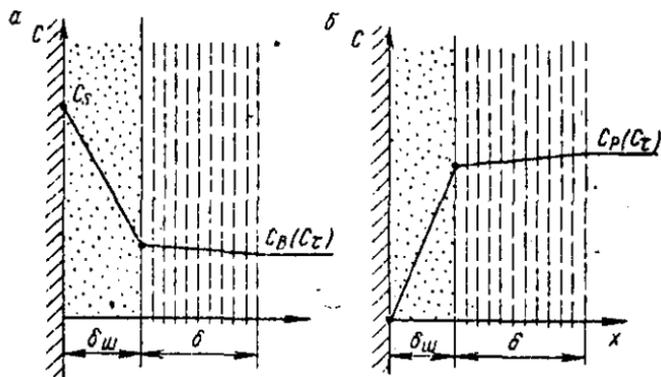


Рис. 14. Изменение концентрации растворяющегося вещества C_B (а) и реагента C_P (б) в зависимости от толщины шлама $\delta_{\text{ш}}$ и подвижного пограничного слоя раствора δ

При этом толщина слоя шлама

$$\delta_{\text{ш}} = \frac{\alpha_3 V}{a S} (c_{\tau} - c_0), \quad (38)$$

где α_3 - коэффициент пропорциональности.

После преобразования уравнения (37) при постоянной поверхности загрузки S и $(c_s - c_{\tau}) \approx c_s$, получим

$$(c_{\tau} - c_0) d c_{\tau} = \frac{D c_s S^2 d \tau}{\alpha_3 V^2}$$

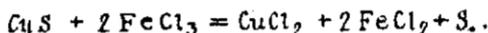
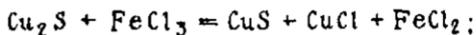
и после интегрирования

$$(c_{\tau} - c_0)^2 = \frac{2 D c_s S^2 \tau}{\alpha_3 V^2}. \quad (39)$$

Если $c_0 = 0$, то

$$c_{\tau}^2 = \frac{2 D c_s S^2 \tau}{\alpha_3 V^2} = K_{\text{овщ}} \tau. \quad (40)$$

Уравнения (39) и (40) вполне удовлетворительно согласуются с опытными данными. Рассмотрим, например, кинетику растворения халькозина в хлорном железе (рис. 15), отвечающую химическим реакциям



В этом процессе диффузионное сопротивление подвижного слоя жидкости незначительно и скорость окисления халькозина не зависит от интенсивности перемешивания раствора.

При растворении дисперсного материала поверхность реакции S изменяется во времени. Если значения параметров соответствуют условиям непрерывных процессов, т.е. $S = \alpha_1 m^{2/3}$, $(c_s - c_{\tau})$ и $(c_{\tau} - c_0)$ постоянны, то из уравнений (27) и (38) изме-

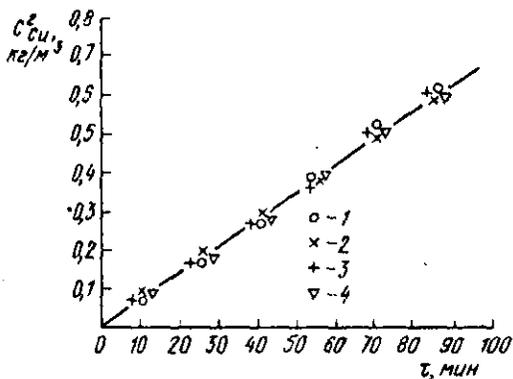


Рис. 15. Кинетика растворения халькозина в растворах хлорного железа (150 мг; $FeCl_2 \cdot 7H_2O$) при 353 К. Частота вращения мешалки, с⁻¹: 1 - 1,87; 2 - 6,0; 3 - 10,9; 4 - 15,0

$$-\frac{dm}{m^{4/3}} = \frac{\alpha_1^2 D (C_s - C_\tau) d\tau}{\alpha_3 V (C_\tau - C_0)}$$

и после интегрирования

$$m^{-1/3} = m_0^{-1/3} + \frac{\alpha_1^2 D (C_s - C_\tau) \tau}{3\alpha_3 V (C_\tau - C_0)} = m_0^{-1/3} + K_{\text{общ}} \tau. \quad (41)$$

Растворение с образованием слоя шлама протекает медленнее, чем растворение с открытой поверхностью. Оба режима диагностируются методом графического анализа с выбором координатных осей $\sqrt[3]{m} - \tau$ и $1/\sqrt[3]{m} - \tau$.

Если реакция протекает без образования слоя шлама, то продолжительность полного растворения частиц загрузки τ_0 и изменение размера частиц во времени определяются уравнениями

$$\tau_0 = \frac{x_0}{2K}; \quad (42)$$

$$x = x_0 - 2K\tau, \quad (43)$$

где x_0 - размер частиц загрузки; x - их размер во времени τ .
Разделив уравнение (35) или уравнение (36) на $m_0^{1/3}$, получим

$$\frac{m^{1/3}}{m_0^{1/3}} = \omega^{1/3}(\tau) = \frac{x}{x_0} = 1 - \frac{K\alpha_1(C_g - C_\tau)\tau}{3m_0^{1/3}} = 1 - \frac{2K(C_g - C_\tau)\tau}{\rho x_0}$$

и

$$\frac{m^{1/3}}{m_0^{1/3}} = \omega^{1/3}(\tau) = \frac{x}{x_0} = 1 - \frac{K\alpha_1\alpha_2 C_\tau \tau}{3m_0^{1/3}} = 1 - \frac{2K\alpha_2 C_\tau \tau}{\rho x_0}$$

или в общем случае

$$\omega(\tau) = \left(\frac{x}{x_0}\right)^3 = \frac{m}{m_0} = \left(1 - \frac{\tau}{\tau_0}\right)^3 \quad (44)$$

Полученная "функция растворения" $\omega(\tau)$, выражает долю нерастворившегося материала загрузки. Ее используют при расчетах непрерывных процессов [6].

Долю растворившегося материала или "функцию превращения" находят по уравнению

$$\eta(\tau) = 1 - \omega(\tau) = 1 - \frac{m}{m_0} = 1 - \left(1 - \frac{\tau}{\tau_0}\right)^3 \quad (45)$$

Другую форму этого уравнения

$$1 - [1 - \eta(\tau)]^{1/3} = K' \tau \quad (46)$$

используют при графической обработке экспериментальных данных. Линейный вид графиков извлечения металлов (рис. 16) служит доказательством незначительного влияния внутреннего диффузионного сопротивления.

Если реакция протекает с образованием тормозящего слоя шлама, то аналогичные уравнения (корректные только при значениях $0 < \eta(\tau) < 0,6+0,8$) имеют вид

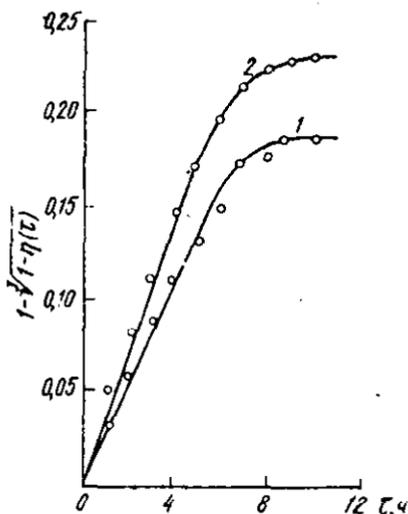


Рис. 16. Кинетика солевого выщелачивания кобальт-мышьяковой руды аммиачно-карбонатными растворами
1 - извлечение кобальта; 2 - никеля

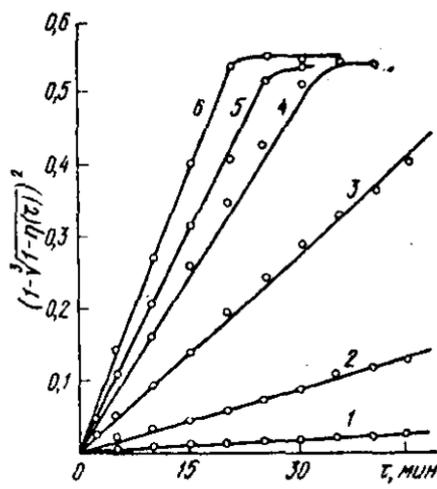


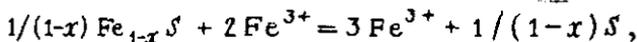
Рис. 17. Кинетика окислительного выщелачивания пирротина растворами феррихлорида
1 - при температуре 80°C; 2 - 60°C; 3 - 70°C; 4 - 80°C; 5 - 80°C; 6 - 95°C

$$\omega(\tau) = [1 - (K'\tau)^2]^3; \quad (47)$$

$$\eta(\tau) = 1 - [1 - (K'\tau)^2]^3; \quad (48)$$

$$1 - [1 - \eta(\tau)]^{1/3} = K'\tau^2. \quad (49)$$

С большим внутренним сопротивлением протекает, например, реакция окисления пирротина феррисолями



скорость которой лимитируется медленным транспортом ионов Fe^{3+} через растущий слой элементарной серы. Кинетика этого процесса (рис. 17) хорошо согласуется с уравнением (49).

Подобие массообмена

Теория подобия массообмена связывает кинетические особенности реакций с физическими условиями эксперимента. Эту связь выражают в виде зависимости критерия Шервуда от определяющих критериев и симплексов подобия Re , Ar , Sc , Γ_i и записывают в следующей форме:

$$Sh = \frac{Kl}{D} = A + B Re^m Sc^n \Gamma_i^p \dots, \quad (50)$$

в которой неизвестные коэффициенты A , B , m , n и p определяют экспериментально.

В идеально статических условиях, т.е. при $Re = 0$, $Sh = A = 2$. В естественных условиях, вследствие возникновения концентрированной конвекции, $Re \neq 0$ и $Sh > 2$.

В устройствах с принудительным перемешиванием численное значение второго слагаемого уравнения (50) намного больше $A=2$. Поэтому для аппаратов с перемешиванием подобие массообмена выражают более простым уравнением

$$Sh = B Re^m Sc^n \Gamma_i^p \dots \quad (51)$$

Значения эмпирического коэффициента m лежат в пределах от 0 до 0,6–0,9, причем верхняя граница интервала имеет тенденцию к повышению с ростом размеров аппаратов и увеличением Re . В кинетическом режиме изменение интенсивности перемешивания не влияет на скорость реакций и $m = 0$. В модельных установках небольшого и среднего масштаба с реакторами объемом 0,02–0,2 м³ при имитировании простых диффузионных процессов $m \approx 0,8$. Промежуточные значения m , лежащие в пределах $0 < m < 0,8$, отвечают сложным диффузионно-кинетическим процессам и служат мерой приближения реакции к тому или другому кинетическому режиму.

Величина коэффициента n , отвечающая современным теоретическим представлениям о природе пограничного диффузионного слоя [12], равна 0,33. Практически она несколько увеличива-

ется с ростом значения Sc и в особо вязких средах (при $Sc > 10^4$) достигает значений, примерно равных 0,5 [16].

Испытание моделей позволяет уточнить уравнения (50), (51). Так как они одновременно отражают также и параметры работы натурных установок, то последующие расчеты позволяют определить условия кинетической тождественности реакций.

Подобие конструкций

Конструктивные особенности реакторов существенно влияют на скорость массообмена. Рассмотрим наиболее характерные случаи.

Моделирование массообмена единичных частиц и в слое. Известно, что свободное движение частиц в жидкости или газе сопровождается важными изменениями структуры пограничного слоя. При малых размерах частиц и большой вязкости жидкости (газа) сопротивление движению вызывается в основном силами внутреннего трения и наблюдаемые пограничные слои имеют глубокое ламинарное строение. В этом случае относительная скорость свободного движения частиц w (нестесненного осаждения зерен, всплывания капель в спокойной среде, собственно потока сплошной среды в режиме свободного витания частиц и т.д.) определяется законом Стокса

$$w = \frac{g x^2 \Delta \rho}{18 \mu} \quad (52)$$

где x - размер элементарных частиц, м; $\Delta \rho$ - разность плотностей частиц и сплошной среды, кг/м^3 .

Так как толщина ламинарного слоя δ значительна, то наблюдаемая скорость реакции K невелика.

При частицах большого размера и малой вязкости среды сопротивление движению в основном возникает за счет образования инерционных вихрей и общей турбулизации потока. В этом режиме скорость свободного движения частиц характеризуется законом Ньютона

$$w = 5,46 \sqrt{\frac{x \Delta \rho}{\rho}} \quad (53)$$

Турбулизация среды уменьшает толщину пограничного диффузионного слоя δ и приводит к увеличению константы скорости реакции K .

В промежуточной области, когда влияние сил внутреннего трения и инертной турбулизации сопоставимы, справедлива формула Аллена

$$w \approx 0,78 \frac{x^{1,143} \Delta p^{0,715}}{\mu^{0,43} \rho^{0,285}} \quad (34)$$

В этом случае константа скорости реакции имеет промежуточное значение.

Примерные размеры частиц при осаждении минеральных зерен в воздухе и воде, отвечающие указанным режимам, приведены в табл. 4.

Таблица 4

Размеры частиц и значения критериев подобия их движения в различных средах

Характер потока	Размер минеральных частиц при движении, мкм		Критерии		Соотношение критериев
	в воздухе	в воде	Re	Ar	
Ламинарный	3-70	10-100	0,0001-2	0,002-38	Re = 0,95C Ar
Смешанный	70-800	100-500	2-500	38-83000	Re = 0,152Ar ^{0,715}
Турбулентный	1000	500	> 500	> 83000	Re = 1,74Ar ^{0,5}

Металлургические материалы, получаемые в результате тонкого измельчения руды и последующей переработки, например флотационные концентраты и продукты их обжиги, имеют размеры зерен менее 50-70 мкм, что в условиях свободного движения отвечает лишь ламинарному строению пограничного слоя. Соответ-

венно, переработка этого материала в аппаратах без принудительного перемешивания характеризуется низкими кинетическими показателями. Принудительная турбулизация среды ускоряет массообмен. Она особенно необходима, например, при переработке гидрокарбонатов и гидроокисей, а также при растворении окиси цинка в схемах сернокислотного выщелачивания цинкового огарка.

В противоположность особенностям гидродинамики мелких частиц свободное передвижение крупных зерен (примерно более 1 мм) сопровождается естественной турбулизацией потока. В этом случае дополнительное перемешивание пульпы не может быть особенно эффективным.

Нижний предел применимости закона Стокса соответствует $Re \approx 0,000 I$. В этом режиме размеры частиц и их масса соизмеримы с величиной и массой ионов и молекул среды и движение частиц хаотично.

При моделировании процессов растворения по критериальному уравнению (50) за определяющий линейный размер l принимают диаметр частиц x . Если действительная форма зерен отличается от шарообразной, то определяющим размером служит диаметр эквивалентного шара x_0 равного объема. При больших различиях в форме зерен геометрические особенности учитывают в виде дополнительного симплекса геометрического подобия Γ_1 . Зерна различной плотности сравнивают по равной гидравлической крупности, т.е. по равной скорости свободного осаждения по Стоксу. При значениях критерия $Re < 30$ совместный учет естественной и принудительной конвекций затруднителен. В этой области приближенное уравнение массообмена при диффузионном реагировании зерен имеет вид

$$Sh = 2 + 0,95Re^{0,5} Sc^{0,33} \quad (55)$$

При значениях $Re = 30-30\ 000$ закономерности растворения единичных сфер выражают уравнением

$$Sh = (4,55I + 0,240 I Re^{0,655} Sc^{0,33}) \quad (56)$$

Для описания скорости диффузионного массообмена в неподвижном слое зерен в условиях принудительной циркуляции предложено уравнение

$$Sh = 2,4 Re^{0,33} Sc^{0,33} (50 + Re^{1,33})^{0,167}, \quad (57)$$

применимое в интервале $0,01 < Re < 1000$. Так же как и в предыдущем случае, равная скорость массообмена в модели и натуре при идентичности технологического материала достигается при $w_M = w_N$.

При некоторой скорости восходящего потока (ее называют критической) слой зернистого материала переходит в псевдооживленное состояние и при конусной конструкции реакторов дифференцируется по гидравлической крупности. Дальнейший рост скорости жидкости приводит к разрушению слоя и выносу тонких фракций. Критериальное уравнение, обобщающее экспериментальные данные по скорости массообмена в псевдооживленном состоянии в пределах $Re = 1,7+900$ и $Sc = 750+5400$, имеет вид

$$Sh = B Re^{0,25} Sc^{0,63} Ar^{0,25}, \quad (58)$$

где B - коэффициент, учитывающий форму и размер частиц, для мелких зерен $B = 0,024$.

Подстановка в уравнение (58) уравнений (4), (II) и (I) дает выражение, удобное для моделирования:

$$K = \frac{BD}{x} \left(\frac{wx}{v} \right)^{0,25} \left(\frac{v}{D} \right)^{0,63} \left(\frac{g x^3}{v^2} \frac{\Delta p}{\rho} \right)^{0,25} = 0,0425 \left(\frac{w \Delta p}{\rho} \right)^{0,25} \frac{D^{0,37}}{v^{0,12}} \quad (59)$$

Показано, что в условиях псевдооживленного состояния коэффициенты диффузионной массоотдачи имеют более низкие значения, чем в условиях плотного слоя. Это относится в особенности к коэффициентам массообмена, рассчитанным на единицу объема слоя. Однако простая конструкция реакторов псевдооживленного (кипяще-

го) слоя и удобств их обслуживания во многих случаях делают их более выгодными.

Скорость свободного витания элементарных частиц обычно принимают по скорости свободного (нестесненного) падения. Так как такие расчеты возможны по трем вариантным уравнениям (51)–(53), то определения w и Re производят методом последовательных приближений. Затруднения этого метода преодолевают предварительной оценкой критерия Ar , в котором неизвестная величина w отсутствует. Далее по величине Ar определяют соответствующую гидродинамическую зону (см. табл. 4), затем точно рассчитывают искомые параметры Re и w .

Массообмен в реакторах с линейным движением пульпы. При моделировании массообмена в вертикальных реакторах с винтовым перемешивающим устройством (см. рис. 9) используют уравнение (51). Экспериментирование и расчеты значительно упрощаются при полном геометрическом подобии модели и природы, а также при тождественности физических свойств технологического материала. Согласно уравнению (51), кинетическое подобие установок достигается при

$$K_M = \frac{Re_M^m}{d_{э.М}} = K_H = \frac{Re_H^m}{d_{э.Н}} = idem \quad (60)$$

Последующая расшифровка содержания критериев Рейнольдса и сокращение постоянного множителя $\nu = \mu/\rho$ дает

$$\frac{d_{э.Н}}{d_{э.М}} = \left(\frac{Re_H}{Re_M} \right)^m = \left(\frac{w_H d_{э.Н}}{w_M d_{э.М}} \right)^m,$$

откуда

$$w_H = w_M \left(\frac{d_{э.Н}}{d_{э.М}} \right)^{\frac{1-m}{m}} \quad (61)$$

где w_H и w_M – средние скорости пульпы в кольцевых пространствах моделей и природы, м/с.

При вполне диффузионных процессах $m \approx 0,8$, поэтому

$$w_H = w_M \left(\frac{d_{э.Н}}{d_{э.М}} \right)^{0,15} \quad (62)$$

Из уравнения (62) следует, что кинетически подобные натурные аппараты должны иметь более высокие скорости потока w_H и характеризоваться более высокими значениями критерия Re , чем модельные устройства.

Исключение технологических констант намного упрощает моделирование. Так как показатели физических свойств среды не входят в конечные уравнения (61) и (62), то гидродинамическую оценку модели и натурн можно проводить на любой жидкости, например воде. В этом случае рассчитывают не фактические, а условные (водные) гидродинамические режимы, при которых переработка аналогичного технологического материала обеспечивает достижение подобных кинетических результатов.

Массообмен в реакторах с пропеллерными и турбинными мешалками. Структура потоков, наблюдаемая в реакторах с пропеллерными и турбинными мешалками, крайне неоднородна. Вихри различной интенсивности, возникающие в результате перемешивания и ударного действия лопастей мешалок, наблюдаются по всем траекториям и не поддаются критериальным оценкам. Прямые наблюдения за скоростями движения мелких сфер из нафталина ($x = 110$ мкм, $\rho = 1010$ кг/м³), алюминия ($x = 80+90$ мкм, $\rho = 2690$ кг/м³) и железа ($x = 80+90$ мкм, $\rho = 7280$ кг/м³) в реакторе с турбинной мешалкой показали, что твердые частицы и элементы жидкости передвигаются практически синхронно: скольжение частиц алюминия и железа в тангенциальных и радиальных направлениях составляет всего лишь 1-2%. Эта скорость скольжения несоизмерима со скоростью свободного осаждения. Было показано также, что в инвариантных условиях перемешивания скорость диффузионного массообмена K не зависит от размера сфер. Результаты этих наблюдений исключают возможность аналитического описания скорости массообмена, исходя из размеров и физических свойств

самих частиц. Поэтому процессы, протекающие в реакторах с мешалками, моделируют по критериальному уравнению (51), принимая за определяющий параметр диаметр мешалки d_M .

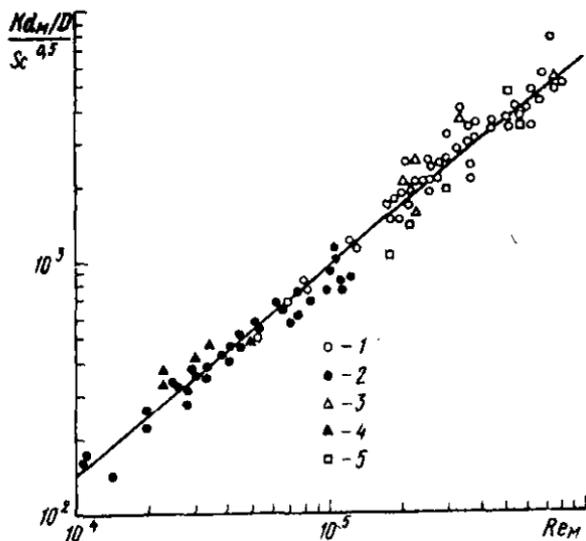


Рис. 18. Влияние гидродинамического режима на скорость растворения частиц

1 и 2 - борной кислоты в воде и 45%-ном растворе сахара, $X_0 = 0,86 \pm 3,33$ мм; 3 и 4 - бензойной кислоты в воде и 45%-ном растворе сахара, $X_0 = 3,20 \pm 5,84$ мм; 5 - поваренной соли в воде, $X_0 = 2,36 \pm 14,8$ мм

Величина B в формуле (51) отражает индивидуальные особенности диффузионного массообмена различных веществ и отличается большим разнообразием. Средние значения степенных коэффициентов $m \approx 0,8$ и $n = 0,5$. Уравнение (51) применимо к процессам диффузионного растворения некоторых веществ в реакторах с турбинными мешалками и отражательными перегородками [16] (рис.18).

Несмотря на значительное разнообразие определяющих величин - индивидуальных свойств твердой фазы, размеров частиц и аппаратов, частоты вращения мешалки и т.д., критериальное уравнение (51) связывает эти факторы в единую зависимость. Раскрывая содержание критериев Re_M и Sc , при $m = 0,8$ и $n = 0,5$ получим

$$K = \frac{BD}{d_M} \left(\frac{n d_M^2 \rho}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{\mu}{D\rho} \right)^{0,5} = B'D^{0,5} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0,5} n^{0,8} d_M^{0,6}, \quad (63)$$

где B' - симплекс геометрического подобия.

Как следует из уравнения (63), на скорость диффузионного массообмена влияют в основном изменения частоты вращения мешалки и ее диаметра d_M . Влияние температуры проявляется в увеличении коэффициента диффузии D и в антисимпатном снижении динамической вязкости среды μ . Все это необходимо учитывать при моделировании.

Как и в других случаях массообмена, моделирование реакторов с мешалками значительно упрощается при подобии физических свойств рабочей среды и геометрического соответствия модели и натуры. При $K_M = K_N = 1$ det, $Sc_M = Sc_N$ и $\Gamma_{1,M} = \Gamma_{1,N}$ из уравнения (61) следует

$$n_N = n_M \left(\frac{d_{M,N}}{d_{M,M}} \right)^{\frac{1-2m}{m}} \quad (64)$$

При вполне диффузионных процессах $m \approx 0,8$ и потому

$$n_N = n_M \left(\frac{d_{M,M}}{d_{M,N}} \right)^{0,75} \quad (65)$$

Из уравнений (64) и (65) следует, что при принятых выше ограничениях для полного описания условий кинетического подобия массообмена необходимы и достаточны параметры n и d_M . Определение лишь одного из них недостаточно. Поскольку величина второго множителя в уравнении (65) меньше единицы, то частота вращения мешалки натурального устройства всегда меньше, чем у модельной установки.

Пример I. При растворении навески англезита ($5 \text{ кг РbSO}_4/\text{м}^3$) в воде при 293 К (20°C) были получены следующие данные по изменению раствора во времени:

Продолжительность растворения, ч	0	0,1	0,25	0,50	0,75	1,0	1,5
Содержание $PbSO_4$ в растворе, 10^3 кг/м ³	0	7,3	15,5	25,0	31,1	35,1	39,2

Определить константу скорости растворения англезита и эффективную толщину пограничного диффузионного слоя. Форму частиц навески считать шарообразной, а размер частиц $x_0 = 100 \cdot 10^{-6}$ м (100 мкм).

Решение. По табличным данным, предельная растворимость сульфата свинца в воде при 295 К $C_s = 0,042$ г/м³. Поскольку она невелика и отвечает всего лишь 0,842% загрузки, то поверхность англезита S принимаем постоянной,

$$S = \frac{6m}{\rho x} = \frac{6 \cdot 5}{6 \cdot 300 \cdot 100 \cdot 10^{-6}} = 47,6 \text{ м}^2,$$

где m - навеска англезита, $m = 5$ кг; ρ - плотность англезита, $\rho = 6 \cdot 300$ кг/м³; x_0 - размер частиц загрузки, $x_0 = 100 \cdot 10^{-6}$ м.

Константу скорости растворения рассчитываем по уравнению (3I), дополняя расчет графическим построением. Так как $V = 1$ м³, $S = 47,6$ м², $C_0 = 0$, то

$$\ln \frac{0,042 \text{ г} - 0}{0,042 \text{ г} - C_T} = K_{\text{общ}} \tau = \frac{K S \tau}{V} = \frac{K \cdot 47,6 \tau}{1};$$

$$\lg \frac{0,042 \text{ г}}{0,042 \text{ г} - C_T} = 20,7 K \tau.$$

Экспериментальные данные, представленные в координатах $\lg(0,042 \text{ г} - C_T) - \tau$ (рис. 19), хорошо согласуются с требованием теории. Наклон полученного графика $20,7 K =$

$= 1g(0,042 I - c_T)/\tau = 0,78 \text{ ч}^{-1}$, что определяет константу скорости

$$K = \frac{0,78}{20,7 \cdot 3 \cdot 600} = 10,5 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

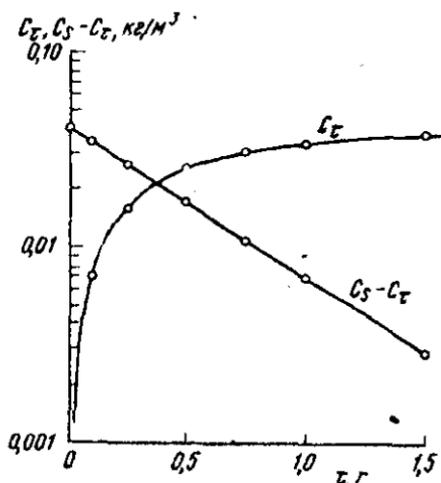


Рис. 18. Изменение состава раствора при растворении англезита

растворе сульфата цинка. Размер частиц гематита $\chi_0 = 50 \cdot 10^{-6} \text{ м}$, плотность гематита $\rho = 5 \cdot 200 \text{ кг/м}^3$, содержание цинка в растворе 120 кг/м^3 .

Решение. В промышленных растворах цинкового производства содержание примесей незначительно. Поэтому свойства цинкового раствора оцениваем по характеристикам чистых смесей. По справочным данным, раствор указанной концентрации ($296 \text{ г/дм}^3 \text{ ZnSO}_4$ или $23,1 \text{ вес.}\%$) при 293 K имеет плотность $\rho = 1 \cdot 276 \text{ кг/м}^3$ и

Так как $K = D/\delta$ (D - коэффициент диффузии сульфата свинца, $D = 0,4 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$, δ - толщина диффузионного слоя, м), то

$$\delta = \frac{0,4 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}}{10,5 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}} = 38 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 38 \text{ мкм.}$$

Пример 2. Расчитать критерии подобия Архимеда и Рейнольдса, а также скорость свободного осаждения частиц гематита в промышленном

растворе сульфата цинка. Размер частиц гематита $\chi_0 = 50 \cdot 10^{-6} \text{ м}$, плотность гематита $\rho = 5 \cdot 200 \text{ кг/м}^3$, содержание цинка в растворе 120 кг/м^3 .

динамическую вязкость $\mu = 2\,770 \cdot 10^{-6}$ Па·с = 2,77 сП. Эти данные хорошо согласуются с экспериментальными определениями.

Критерий Архимеда рассчитываем по уравнению (I)

$$Ar = \frac{9,81 \cdot (50 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 1\,276^2}{(2\,770 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{(5\,200 - 1\,276)}{1\,276}$$

$$\frac{\text{м/с}^2 \cdot \text{м}^3 \cdot (\text{кг/м}^3)^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})^2 \cdot (\text{кг/м}^3)} = 0,8.$$

Из табл. 4 находим, что полученное значение критерия Архимеда лежит в пределах 0,002–36, отвечающих ламинарному строению пограничного слоя. Корреспондирующее значение критерия Рейнольдса

$$Re = 0,056 Ar = 0,056 \cdot 0,8 = 0,0448.$$

Скорость осаждения частиц гематита по значению критерия Рейнольдса, согласно уравнению (4),

$$w = \frac{0,0448 \cdot 2\,770 \cdot 10^{-6}}{50 \cdot 10^{-6} \cdot 1\,276} \cdot \frac{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})}{\text{м} \cdot (\text{кг/м}^3)} = 0,00195 \text{ м/с},$$

по уравнению Стокса (52)

$$w = \frac{9,81(50 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (5\,200 - 1\,276)}{18 \cdot 2\,770 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{(\text{м/с}^2) \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})} =$$

$$= 0,00195 \text{ м/с}.$$

Пример 3. Окислительное выщелачивание никель-кобальтового штейна ($x_0 = 74 \cdot 10^{-6}$ м, $\rho = 5\,080$ кг/м³) вели

при парциальном давлении кислорода 0,1 МПа (1,02 ат) и температуре 398 К (125°C). Оно характеризовалось константой скорости реакции $K = 0,5 \text{ г-иона Ni}^{2+}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Состав штейна, %: Ni 22,8; Co 50; Cu 1; Fe 44; S 27,1.

Требуется выразить константу скорости в системе единиц измерения, принятой в теории подобия, рассчитать значение константы скорости при давлении кислорода 1,0 МПа (10,2 ат) и температуре 423 К (150°C). При расчете принять, что выщелачивание штейна протекает диффузионно и лимитируется недостаточным транспортом кислорода.

Решение. Пересчет константы скорости в единицы системы СИ производим по уравнению (29):

$$K_{\text{общ}} = \frac{0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 58,71}{3 \cdot 600 \cdot 0,228 \cdot 5 \cdot 080} = 7,05 \cdot 10^{-9} \text{ м/с.}$$

Согласно уравнению (42), продолжительность полного растворения частиц штейна

$$\tau_0 = \frac{74 \cdot 10^{-6}}{2 \cdot 7,05 \cdot 10^{-9}} = 5240 \text{ с (87 мин).}$$

Так как скорость выщелачивания штейна контролируется диффузией кислорода, то константа скорости будет прямо пропорциональной давлению кислорода и в новом варианте увеличится в 1,0:0,1 = 10 раз. При указанных температурах наблюдаемая энергия активации $E \approx 16 \text{ кДж/моль}$. Температурное ускорение реакции находим по уравнению Аррениуса:

$$\lg \frac{K_2}{K_1} = \frac{E}{2,303 R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) = \frac{16 \cdot 000(423-398)}{2,303 \cdot 8,314 \cdot 423 \cdot 398} = 0,124,$$

откуда $K_2/K_1 = 1,33$.

В новых условиях $K_2 = 7,05 \cdot 10^{-9} \cdot 10^{-1,33} = 93,7 \cdot 10^{-9}$ м/с
и продолжительность растворения частиц штейна

$$\tau_0 = \frac{74 \cdot 10^{-6}}{2 \cdot 93,7 \cdot 10^{-9}} = 395 \text{ с (6,6 мин)}.$$

Пример 4. По условиям и результатам примера 3 определить кинетические функции растворения штейна $\omega(\tau)$ и $\eta(\omega)$, необходимые для расчета непрерывных процессов. Исходная пульпа имеет отношение Г:Ж = 1:3.

Решение. Пренебрегая технологическими потерями металлов с осадком образующейся гидроокиси железа, находим, что при растворении всего штейна конечный раствор будет содержать 228:3 = 76,1 кг Ni^{2+} / 1 000 кг H_2O . Соответственно, текущие концентрации никеля определяем по уравнению $C_\tau = 76,1 \eta(\tau)$, где $\eta(\tau)$ — "функция превращения".

"Функции растворения" $\omega(\tau)$ и "функции превращения" $\eta(\tau)$ определяем по уравнениям (44) и (45), исходя из продолжительности полного растворения навески $\tau_0 = 5\,240$ с (вариант выщелачивания при 398 К) и $\tau_0 = 395$ с (вариант выщелачивания при 423 К):

$$\omega(\tau)_{398} = \left(1 - \frac{\tau}{5\,240}\right)^3 = \left(1 - 19,1 \cdot 10^{-5} \tau\right)^3;$$

$$\eta(\tau)_{398} = 1 - \left(1 - \frac{\tau}{5\,240}\right)^3 = 1 - \left(1 - 19,1 \cdot 10^{-5} \tau\right)^3;$$

$$\omega(\tau)_{423} = \left(1 - \frac{\tau}{395}\right)^3 = \left(1 - 253,2 \cdot 10^{-5} \tau\right)^3;$$

$$\eta(\tau)_{423} = 1 - \left(1 - \frac{\tau}{395}\right)^3 = 1 - \left(1 - 253,2 \cdot 10^{-5} \tau\right)^3.$$

Численные значения этих функций следующие:
для выщелачивания при 398 К

τ, c	0	500	1000	2000	3000	4000	5240
$\omega(\tau)$	1000	0,741	0,530	0,237	0,078	0,013	0
$\eta(\tau)$	0	0,259	0,470	0,763	0,922	0,987	1,000
$C_{\tau}, \text{кг/м}^3$	0	19,7	35,8	58,1	70,2	75,1	76,1

для выщелачивания при 423 К

τ, c	0	50	100	200	300	395
$\omega(\tau)$	1000	0,865	0,417	0,121	0,014	0
$\eta(\tau)$	0	0,335	0,583	0,879	0,988	1,000
$C_{\tau}, \text{кг/м}^3$	0	25,4	44,4	66,9	75,0	76,1

Полученные данные могут быть линеаризованы выбором координатных осей $[\omega^{1/3}] - \tau$; $[1 - (1 - \eta)^{1/3}] - \tau$ и $[1 - (1 - C_{\tau}/76,1)^{1/3}] - \tau$.

Пример 5. Технологические исследования по окислительному выщелачиванию никель-кобальтового штейна вели в лабораторном автоклаве ($d_3 = 3,055 \text{ м}$), являющимся моделью промышленного сооружения. Гидродинамический режим лабораторной конструкции, определенный по воде, характеризовался значениями $\omega = 0,70 \text{ м/с}$ и $Re = 42\,900$. Рассчитать условный (водный) гидродинамический режим промышленного автоклава объемом $V = 16 \text{ м}^3$ (см. табл. 3, рис. 10), обеспечивающий достижение подобных технологических результатов.

Решение. Определяем размеры промышленного аппарата (см. табл. 2), необходимые для последующих расчетов. Эквивалентный диаметр внутреннего канала $d_{9, \text{ВК}} = 1,2 \text{ м}$; эквивалентный диаметр кольцевого пространства $d_{9, \text{К}} = 1,6 - 1,3 = 0,3 \text{ м}$.

Достижение подобных технологических результатов обеспечивается при равных удельных скоростях массообмена, т.е. при $K_{\text{Н}} = K_{\text{М}} = \text{idem}$. Поэтому гидродинамический режим промышленного автоклава рассчитываем по уравнению (62). Скорость движения

условной жидкости (воды) в кольцевом пространстве промышленного автоклава

$$w_H = 0,70 \left(\frac{0,3}{0,055} \right)^{0,25} = 1,08 \text{ м/с,}$$

а условный (водный) критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{1,08 \cdot 0,3 \cdot 997}{894 \cdot 10^{-6}} = 360 \text{ 000.}$$

Скорость движения жидкости во внутреннем канале рассчитываем из равенства дебитов кольцевого пространства и внутреннего канала автоклава. Дебит кольцевого пространства

$$\left[\pi (1,6^2 - 1,3^2) : 4 \right] \cdot 1,08 \text{ м}^2 \cdot \text{м/с} = 0,738 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Скорость движения воды во внутреннем канале

$$\frac{0,738 \cdot 4}{\pi 1,2^2} \frac{(\text{м}^3/\text{с})}{\text{м}^2} = 0,653 \text{ м/с.}$$

Условный (водный) критерий Рейнольдса потока во внутреннем канале

$$Re = \frac{0,653 \cdot 1,2 \cdot 997}{894 \cdot 10^{-6}} = 870 \text{ 000.}$$

Пример 6. В промышленных условиях нейтральное выщелачивание цинкового огарка ведут в реакторах с пропеллерными мешалками. Диаметр бака реактора $D_{a.H} = 6,2 \text{ м}$, высота $H_H = 3,1 \text{ м}$, объем $V = 100 \text{ м}^3$. Диаметр мешалки $d_{M.H} = 1,3 \text{ м}$, частота вращения $0,833 \text{ с}^{-1}$ (50 об/мин). Плотность пульпы $\rho = 1380 \text{ кг/м}^3$, динамическая вязкость $\mu = 6250 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с} = 6,25 \text{ сП.}$

Определить гидродинамический режим промышленного реактора и размеры и характеристики лабораторной модели, обеспечивающие экспериментирование в подобных технологических условиях.

Решение. Гидродинамический режим промышленного реактора рассчитываем по уравнению (5):

$$Re_{M.H} = \frac{0,833 \cdot 1,3^2 \cdot 1380 \frac{m^2 \cdot kg/m^3}{c \cdot kg/(m \cdot c)}}{6250 \cdot 10^{-6}} = 310000.$$

Предложенный гидродинамический режим характеризуется умеренно развитой турбулентностью ($Re_M < 10^6$).

Масштаб лабораторной модели принимаем равным 20:1, а ее размеры следующими: $D_{a.M} = 0,31$ м; $H_M = 0,155$ м; $V = 0,014$ м³, $d_M = 0,065$ м.

Так как физические свойства натуры и модели подобны, то частоту вращения мешалки модели рассчитываем по уравнению (65). При $n_H = 0,833$ с⁻¹

$$n_M = 0,833 \left(\frac{1,3}{0,065} \right)^{0,75} = 7,89 \text{ с}^{-1} = 473 \text{ об/мин}$$

и

$$Re_M = \frac{7,89 \cdot 0,065^2 \cdot 1380}{6250 \cdot 10^{-6}} = 7400.$$

Так же как и в натурном устройстве, гидродинамический режим модели характеризуется умеренно развитой турбулентностью ($Re_M < 10^4$).

У. МОДЕЛИРОВАНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ СУСПЕНЗИЙ

Когда скорость восходящего потока жидкости достигает скорости осаждения частиц, они приходят во взвешенное (витающее) состояние. Эту скорость движения жидкости называют критической. Методы ее определения изложены в разделе IV.

Рассмотрим более сложные условия образования суспензий в аппаратах с мешалками. Минимальную частоту вращения мешалки n_0 , необходимую для образования устойчивой суспензии, называют определяющей. Она зависит от размеров частиц, физических свойств твердой и жидкой фаз, конструкции сосуда, типа перемешивающего устройства и некоторых других факторов. В теории подобия определяющую частоту обычно связывают с диаметром мешалки d_M .

Для аппаратов без отражательных перегородок критериальное уравнение образования суспензий имеет вид [10]

$$\frac{n_0 d_M^2 \rho}{\mu} = C \left(\frac{g d_M^3 \rho^2}{\mu} \right)^k \left(\frac{\rho_T}{\rho} \right)^l \left(\frac{x}{d_M} \right)^p \left(\frac{D_a}{d_M} \right)^q, \quad (66)$$

где C, k, l, p, q - коэффициенты.

Значения коэффициентов для мешалок разного типа следующие:

Коэффициенты	C	k	l	p	q
Мешалки					
пропеллерные	0,105	0,60	0,80	0,40	1,90
турбинные	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Уравнение (66) получено при $D_a = H = 0,3$ м; $D_a/d_M = 2+3$; $Re_M = 730+380\ 000$ и $Gr_a = 3,5 \cdot 10^6 + 7 \cdot 10^{10}$.

Для аппаратов с укороченными отражательными перегородками и с пропеллерными или турбинными перемешивающими устройствами предложены уравнения:

$$\frac{n_0 d_M^2 \rho}{\mu} = c \left(\frac{g d_M^3 \rho^2}{\mu^2} \right)^{0,45} \left(\frac{\rho_T - \rho}{\rho} \right)^{0,6} \left(\frac{T}{Ж} \right)^{0,17} \left(\frac{x}{d_M} \right)^{0,25} \left(\frac{n}{d_M} \right)^{0,19} \left(\frac{D_a}{d_M} \right); \quad (67)$$

$$n_0 d_M^{0,85} = c \left(\frac{g(\rho_T - \rho)}{\rho} \right)^{0,45} \left(\frac{Ж}{T} \right)^{0,15} x^{0,20} \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{0,1} \left(\frac{D_a}{d_M} \right). \quad (68)$$

Значения коэффициента c для уравнений (67) и (68) следующие: для пропеллерной мешалки 10,3 и 2,6 соответственно, для турбинной 4,6 и 2,5 соответственно.

Наиболее высокие значения n_0 получают при расчетах по уравнению (68). Они выше величин n_0 , рассчитанных по формуле (66), примерно на 20%. Уравнения (66)–(68) достаточно верны только при условии сохранения инвариантности омплекса ($h/d_M \approx 1$, где h – высота установки мешалки над дном реактора).

Моделирование образования суспензий намного упрощается при соблюдении некоторых условий. К ним, в частности, относятся полное геометрическое подобие модели и натуре и полная тождественность физических свойств технологического материала. С учетом этих условий преобразование уравнений (66)–(68) дает

$$n_{0н} = n_{0м} \left(\frac{d_{М.м}}{d_{М.н}} \right)^q, \quad (69)$$

где q – эмпирический коэффициент, $q = 0,60 \div 0,62$ по уравнению (66), $q = 0,90$ по уравнению (67) и $q = 0,85$ по уравнению (68).

Эти значения близки к $q = 0,51$, наблюдаемому при равных коэффициентах теплообмена в аппаратах без отражательных перегородок при $m = 0,67$ по уравнению (26); $q = 0,75$, отвечающему равным коэффициентам массообмена в реакторах с отражательными перегородками при $m = 0,8$ по уравнению (65), и $q = 1,00$, определяем из равенства окружных скоростей мешалок. Примечательно, что отсутствие отражательных перегородок уменьшает величину q и, следовательно, требует большей частоты вращения мешалок натуральных устройств. Такие конструкции нуждаются в дополнительной расчетной проверке, чтобы исключить образование глубоких центральных воронок.

Моделирование образования суспензий (рис. 20, кривая 3) отвечает меньшим значениям n_{0H}/n_{0M} , чем при моделировании процессов тепло- и массообмена (кривые 1 и 2). Это означает,

что параметры натуральных устройств, рассчитанные из условий достижения равных коэффициентов теплопередачи α или равной скорости массообмена K , дополнительной проверки при моделировании образования суспензий не требует.

Пример I. Пульпу, получаемую при выделывании боксита, разбавляют промывной водой в реакторе с турбинной мешалкой и отражательными перегородками. Образующаяся суспензия имеет массовой отношение Т:Ж = 1:20. Плотность раствора $\rho = 1230$ кг/м³, динамичес-

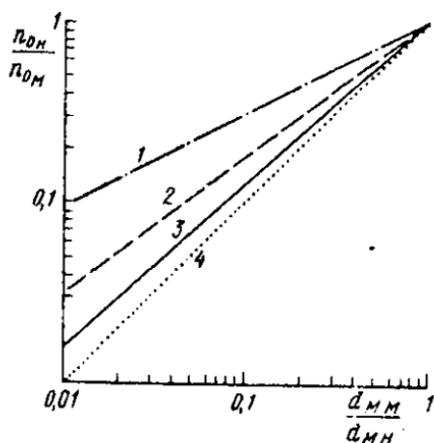


Рис. 20. Соотношения между размерами перемешивающих устройств и частотой вращения мешалок

1 - при равных коэффициентах теплообмена в аппаратах без отражательных перегородок при $q = 0,51$; 2 - при равных коэффициентах тепло- и массообмена в аппаратах с отражательными перегородками при $q = 0,75$; 3 - при образовании взвесей, $q = 0,80$; 4 - при равной окружной скорости мешалок, $q = 1,00$

кая вязкость $\mu = 1\,300 \cdot 10^{-6}$ Па·с = 1,3 П. Плотность частиц шлама $\rho_T = 3\,200$ кг/м³, размер частиц шлама $x = 74 \cdot 10^{-6}$ м.

Размеры реактора $H = D_a = 5,0$ м, диаметр турбины $d_M = 1,5$ м, высота установки турбины $h = 1,3$ м, полезная емкость реактора $V = 100$ м³.

Расчитать определяющую частоту вращения турбинной мешалки, необходимую для образования однородной суспензии.

Решение. Расчет производим по уравнению (67). Сначала определяем значение безразмерных величин, входящих в правую часть этого уравнения:

$$\frac{\rho d_M^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9,81 \cdot 1,5^3 \cdot 1\,230^2}{(1\,300 \cdot 10^{-6})^2} \frac{(\text{м/с}^2) \cdot \text{м}^3 \cdot (\text{кг/м}^3)^2}{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})^2} =$$

$$= 29,64 \cdot 10^{12};$$

$$\frac{\rho_T - \rho}{\rho} = \frac{3\,200 - 1\,230}{1\,230} = 2,41; \quad \frac{x}{d_M} = \frac{74 \cdot 10^{-6}}{1,5} = 49,3 \cdot 10^{-6};$$

$$\frac{h}{d_M} = \frac{1,3}{1,5} = 0,867; \quad \frac{D_a}{d_M} = \frac{5,0}{1,5} = 3,33.$$

Согласно уравнению (67),

$$\frac{n_0 d_M^2 \rho}{\mu} = 4,6(29,64 \cdot 10^{12})^{0,45} \cdot 2,41^{0,6} \cdot 0,05^{0,17} \times$$

$$\times (49,3 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,867^{0,19} \cdot 3,33 \frac{\text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{с} \cdot \text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})} = 1,33 \cdot 10^6.$$

Определяющее число оборотов мешалки

$$n_0 = \frac{1,33 \cdot 10^6 \cdot 1 \cdot 300 \cdot 10^{-6}}{1,5^2 \cdot 1 \cdot 230} \frac{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})}{\text{м}^2 \cdot (\text{кг}/\text{м}^3)} = 0,625 \text{ с}^{-1} = 38 \text{ об/мин.}$$

Пример 2. Проверить гидродинамику промышленного аппарата примера 1 на модели, сооружаемой в масштабе 10:1. Модель должна работать или в тождественных технологических условиях (вариант 1) или на водной пульпе кварцевого песка при $T:\lambda = 1:10$, $x = 147 \cdot 10^{-6}$ м и 293 К (20°C) (вариант 2). Рассчитать определяющую частоту вращения мешалки модели.

Решение. Определяем размеры модели. Для геометрически подобной конструкции $H = D_a = 0,50$ м; $d_M = 0,15$ м; $h = 0,13$ м; $V = 0,1$ м³.

Вариант 1. При полном подобии технологических параметров определяющую частоту вращения мешалки рассчитываем по уравнению (69). В данном случае $n_{0H} = 0,625 \text{ с}^{-1}$, $d_{M,H} = 1,5$ м, $d_{M,M} = 0,15$ м, $q = 0,75$. Следовательно,

$$n_{0M} = 0,625 \left(\frac{1,5}{0,15} \right)^{0,75} = 3,51 \text{ с}^{-1} = 210 \text{ об/мин.}$$

Вариант 2. Холодная модель с более крупным кварцевым песком удобнее для экспериментирования и наблюдений, чем горячая технологическая модель с тонкими и окрашенными частицами шлама. Для расчета модели используем уравнение (67) в его полной записи.

По табличным данным, плотность воды $\rho = 998,2$ кг/м³, ее динамическая вязкость $\mu = 1 \cdot 005 \cdot 10^{-6}$ Па·с = 1,005 сП. Определяем значения величин, входящих в правую часть уравнения (67):

$$\frac{g d_M^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9,81 \cdot 0,15^3 \cdot 998,2^2}{(1,005 \cdot 10^{-6})^2} \frac{(\text{м/с})^2 \cdot \text{м}^3 \cdot (\text{кг/м}^3)^2}{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})^2} = 32,66 \cdot 10^9;$$

$$\frac{f_T - f}{f} = \frac{2 \cdot 650 - 998,2}{998,2} = 1,655; \quad \frac{x}{d_M} = \frac{147 \cdot 10^{-6}}{0,15} = 980 \cdot 10^{-6};$$

$$\frac{h}{d_M} = \frac{0,13}{0,15} = 0,867; \quad \frac{D_a}{d_M} = \frac{0,50}{0,15} = 3,33.$$

Согласно уравнению (67),

$$\frac{n_0 d_M^2 \rho}{\mu} = 4,6 (32,66 \cdot 10^9)^{0,45} \cdot 1,655^{0,6} \cdot 0,1^{0,17} (980 \cdot 10^{-6})^{0,25} \times \\ \times 0,867^{0,19} \cdot 3,33 \frac{\text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{с} \cdot (\text{кг/м} \cdot \text{с})} = 130 \text{ 000},$$

следовательно, определяющее число оборотов мешалки

$$n_0 = \frac{130 \text{ 000} \cdot 1,005 \cdot 10^{-6}}{0,15^2 \cdot 998,2} \frac{\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})}{\text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)} = 5,82 \text{ с}^{-1} = 350 \text{ об/мин.}$$

VI. МОДЕЛИРОВАНИЕ РАСХОДА ЭНЕРГИИ

Расход энергии на перемешивание определяется частотой вращения мешалок, размерами и конструктивными особенностями реакторов, а также физическими свойствами среды. Обычно его выражают через мощность перемешивающего устройства реактора N .

В теории подобия критерием мощности винтовых мешалок является безразмерный комплекс – критерий Эйлера E_u и для ме-

шалок с радиальными и тангенциальными потоками жидкости - модифицированный критерий Эйлера Eu_M .

Обширные аналитические и экспериментальные исследования энергетических затрат на перемешивание показали, что критерий мощности Эйлера является сложной функцией критериев Рейнольдса, Фруда и ряда симплексов геометрического подобия:

$$Eu_M = A Re_M^x Fr_M^y \Gamma_1^a \Gamma_2^b \dots,$$

где A, x, y, a, b - эмпирические коэффициенты; Fr_M - критерий Фруда для мешалок, $Fr_M = n^2 d_M / g = 0,102 n^2 d_M$.

Влияние силы тяжести сказывается на образовании центральной воронки и волн на свободной поверхности. При наличии отражательных перегородок или при эксцентричном расположении мешалок влияние гравитационных сил незначительно и $y \approx 0$. Соответственно, при полном геометрическом подобии модели и натуре

$$Eu_M = A' Re_M^x, \quad (70)$$

где A' - частное значение коэффициента A .

Уравнение (70) применяют для расчета мощности мешалок по известной величине критерия Eu_M . Графическая интерпретация

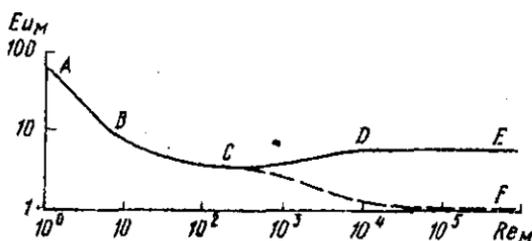


Рис. 21. Изменение критерия Эйлера в зависимости от критерия Рейнольдса в реакторах с турбинными мешалками и отражательными перегородками

этого уравнения (рис. 21) для реактора стандартного типа (см. рис. 8) позволяет выделить наиболее характерные гидродинамические режимы.

При низких значениях критерия Рейнольдса (участок AB) лопасти мешалки спокойно захватывают

жидкость, приводя ее центральные части в плавное ламинарное движение. В этом случае $\alpha = -1$. При увеличении критерия Рейнольдса ламинарный поток постепенно преобразуется в турбулентный (участок BCD). В точке C жидкости сообщается энергия, достаточная для образования центральной вихревой воронки. Отражательные перегородки противодействуют этому, и переходная область растягивается до $Re_M \approx 10\,000$ (точка D). Участок DE отвечает состояниям вполне развитой турбулентности. В этой области (ее называют автомодельной) критерий Эйлера не зависит от Re_M и $\alpha = 0$.

В аппаратах без направляющих устройств или при отсутствии отражательных перегородок переходная зона BC растягивается в область высоких чисел Re_M (показана пунктиром). При этом возможные автомодельные условия характеризуются более низкими значениями критерия Eu_M (точка F). Диффузионные сопротивления в этой зоне велики, а моделирование аппаратуры, вследствие изменений коэффициентов α и γ , сопряжено со значительными экспериментальными трудностями.

Условия работы промышленных устройств практически всегда отвечают параметрам автомодельных зон. Турбинные мешалки характеризуются более высокими значениями критерия Эйлера ($Eu_M = 3+6$), чем пропеллерные ($Eu_M = 0,3+1,5$), лопастные или якорные ($Eu_M = 0,1+0,4$), отражая этим более высокие затраты энергии и более высокую степень турбулизации раствора, достигаемую по всему объему реактора.

Турбины с направляющими аппаратами (старорами) способствуют интенсивному массообмену в рабочей зоне мешалки и сравнительно спокойному перемещению общего объема пульпы. Такие условия желательны, например, при проведении газо-жидкостных процессов, требующих местного интенсивного разрушения межфазной поверхности. В частном случае, при равном удельном расходе мощности на перемешивание $N_y = N_M/V_M = \text{const}$, принимая $V \propto d_M^3$, имеем

$$N_y = \frac{Eu_M n^3 d_M^5 \rho}{d_M^3} = A n^3 d_M^2 = A' n^3 V^{2/3} \quad (71)$$

При оптимизации технологических процессов и выборе оборудования сравнивают величины энергетических затрат с получаемым технологическим эффектом — интенсивностью тепло- и массообмена. В решении аналогичных задач теория подобия позволяет найти верные и определяющие положения.

Рассмотрим сначала зависимость между удельными энергетическими затратами и удельной способностью к теплообмену. Количество тепла, передаваемое в единице объема,

$$Q_y = \frac{Q}{V} = \frac{k \Delta t S}{V},$$

где k — коэффициент теплопередачи.

При $k \propto \alpha$, $\Delta t = \text{const}$, $S \propto d_M^2$ и $V \propto d_M^3$ получаем $Q_y \propto \alpha/d_M$. Этот результат согласуется с тем очевидным положением, что увеличение размеров реактора приводит к росту поверхности теплообмена пропорционально квадрату и увеличению рабочего объема пропорционально кубу диаметра сосуда. С учетом уравнения (22) получим

$$Q_y = \frac{\lambda}{d_M^2} \left(\frac{n d_M^2 \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{\mu C_p}{\lambda} \right)^n \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^3, \quad (72)$$

где $\mu_{ст}$ — вязкость жидкости при температуре стенки.

Разделив уравнение (71) на уравнение (72), получим

$$\frac{N_y}{Q_y} = n^{3-m} d_M^{2(2-m)},$$

и при $m = 0,75$

$$N_y = Q_y n^{2,25} d_M^{2,5}. \quad (73)$$

Как следует из уравнения (73), удельные затраты энергии на перемешивание быстро растут с увеличением частоты вращения мешалок и их размеров, причем увеличение затрат энергии намного превышает рост скорости теплоотдачи.

Условия достижения однозначности коэффициентов теплоот-

дачи α находим, объединив уравнения (22) и (26) с уравнением (71). Конечные формулы имеют вид

$$N_{y.H} = N_{y.M} \left(\frac{n_H}{n_M} \right)^{\frac{3-4m}{1-2m}}; \quad (74)$$

$$N_y = \alpha C n^{2,25} d_M^{1,5}. \quad (75)$$

При $m = 0,75$, т.е. при величине, достаточно близкой к экспериментальному значению $m = 0,67$, из уравнения (74) следует

$$N_{y.H} = N_{y.M}. \quad (76)$$

Итак, тождественности коэффициентов теплоотдачи, наблюдаемой в геометрически подобных натуральных и модельных установках, отвечают равные удельные расходы энергии на перемешивание.

Теория подобия позволяет также установить зависимости между расходом энергии на перемешивание и интенсивностью массообмена.

Из уравнений (51) и (71) получим

$$\frac{N_y}{K} = C n^{3-m} d_M^{3-2m},$$

и при $m = 0,75$

$$N_y = K C n^{2,25} d_M^{1,5} \quad (77)$$

Типовые конструкции реакторов (см. рис. 5-7), разработанные Ленинхиммаш [3], обеспечивают приблизительное постоянство констант скорости массообмена K по всему диапазону размеров (рис. 22).

Условия кинетического подобия природы и модели определяем из уравнений (71) и (64), отвечающим инварианту $K_H = K_M = \text{const}$. Для геометрически подобных сооружений

$$N_{y.H} = N_{y.M} \left(\frac{n_H}{n_M} \right)^{\frac{3-4m}{1-2m}}$$

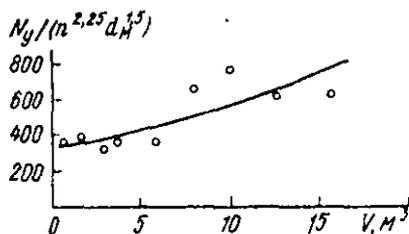


Рис. 22. Изменение констант скорости диффузионных реакций в типовых аппаратах с турбинными мешалками и отражательными перегородками

и при $m = 0,75$, практически совпадающим с экспериментальным значением $m \approx 0,8$, получим уравнение (76).

Из уравнения (76) следует, что равным скоростям массообмена, наблюдаемым в геометрически подобных натуральных и модельных установках, отвечают равные удельные энергетические расходы.

Пример I. Рассчитать критерий Эйлера Eu_M промышленного реактора, изготовленного по нормам Ленинградского завода [3]. Реактор имеет турбинное перемешивающее устройство и снабжен отражательными перегородками. Объем реактора $V = 3,3 \text{ м}^3$; диаметр мешалки $d_M = 0,5 \text{ м}$; частота вращения мешалки $n = 3,33 \text{ с}^{-1}$ (200 об/мин); номинальная мощность привода 13 кВт.

При расчете принять плотность рабочей среды $\rho = 1300 \text{ кг/м}^3$, динамическую вязкость среды $\mu = 6000 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с} = 6,0 \text{ сП}$; общий КПД привода равным 0,8.

Решение. Сначала определяем гидродинамический режим перемешивания. Он характеризуется величиной модифицированного критерия Рейнольдса

$$Re_M = \frac{3,33 \cdot 0,5^2 \cdot 1300}{6000 \cdot 10^{-6}} \frac{\text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{с} \cdot \text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})} = 180000.$$

Эта величина намного превышает нижнюю границу турбулентного состояния ($Re_M \approx 10000$) и отвечает автомобильной области. Дальнейший расчет производим по уравнению (7):

$$Eu_M = \frac{13000 \cdot 0,8}{3,33^3 \cdot 0,5^5 \cdot 1300} \frac{(\text{кг} \cdot \text{м}^2/\text{с}^3) \cdot \text{с}^3}{\text{м}^5 \cdot (\text{кг/м}^3)} = 6,9.$$

Сравнивая полученный результат с другими значениями $E_{\text{и.м}}$, наблюдаемыми на практике, находим, что реактор, предложенный заданием, имеет высокие эксплуатационные характеристики.

Пример 2. Опытный реактор объемом 1 м^3 , снабженный отражательными перегородками, имеет турбинное перемешивающее устройство с $d_{\text{м}} = 0,3 \text{ м}$ и частотой вращения $n = 4,17 \text{ с}^{-1} = 250 \text{ об/мин}$. Номинальная мощность привода $N = 1,5 \text{ кВт}$. Рассчитать мощность привода геометрически подобного промышленного аппарата объемом 16 м^3 с $d_{\text{м}} = 0,7 \text{ м}$ и $n = 2,08 \text{ с}^{-1}$ (125 об/мин) КПД приводов обоих аппаратов одинаковы.

Решение. Для выбора расчетной формулы сначала определяем гидродинамические режимы аппаратов. Их оцениваем в числах Рейнольдса по условной жидкости (воде). Ее физические свойства: температура 293 К , плотность $\rho = 998,2 \text{ кг/м}^3$, динамическая вязкость $\mu = 1,005 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Критерий Рейнольдса опытного реактора

$$Re_{\text{м}} = \frac{4,17 \cdot 0,3^2 \cdot 998,2}{1,005 \cdot 10^{-6}} \frac{\text{м}^2 \cdot (\text{кг/м}^3)}{\text{с} \cdot (\text{кг/м}\cdot\text{с})} = 370 \text{ 000.}$$

Критерий Рейнольдса промышленного реактора

$$Re_{\text{м}} = \frac{2,08 \cdot 0,7^2 \cdot 998,2}{1,005 \cdot 10^{-6}} = 1 \text{ 000 000.}$$

Оба режима ($Re_{\text{м}} > 10 \text{ 000}$) отвечают автомобильной области, поэтому потребную мощность промышленного реактора рассчитываем из условия $E_{\text{и.м.н}} = E_{\text{и.м.м}} = \text{const}$:

$$N_{\text{н}} = 1 \text{ 500} \left(\frac{2,08}{4,17} \right)^3 \cdot \left(\frac{0,7}{0,3} \right)^5 \frac{(\text{кг}\cdot\text{м}^2)}{\text{с}^3} \left(\frac{\text{с}}{\text{с}} \right)^3 \left(\frac{\text{м}}{\text{м}} \right)^5 = 12 \text{ 875} \frac{\text{кг}\cdot\text{м}^2}{\text{с}^3} \\ = 12,875 \text{ кВт.}$$

Пример 3. Технологический процесс вести в опытном реакторе объемом 1 м^3 с диаметром мешалки $d_M = 0,3 \text{ м}$ и частотой ее вращения $n = 4,17 \text{ с}^{-1}$. Номинальная мощность привода $1,5 \text{ кВт}$. Характеристика промышленного реактора: объем 16 м^3 ; $d_M = 0,7 \text{ м}$; $n = 2,08 \text{ с}^{-1}$; $N = 12,875 \text{ кВт}$. КПД приводов обоих реакторов одинаковы.

Рассчитать относительное изменение скорости массообмена и условия достижения кинетического подобия.

Решение. Как следует из предыдущего примера, режимы перемешивания обоих аппаратов автомодельны, поэтому расчет скорости массообмена производим по уравнению (77).

Удельный расход мощности опытного реактора $N_{у.М} = 1500:1 = 1500 \text{ Вт/м}^3$; промышленного реактора $N_{у.Н} = 12875:16 = 805 \text{ Вт/м}^3$.

Сравним параметры обоих реакторов по уравнению (77):

$$\frac{N_{у.М}}{N_{у.Н}} = \frac{1500}{805} = \frac{K_M}{K_N} \left(\frac{4,17}{2,08} \right)^{2,25} \cdot \left(\frac{0,3}{0,7} \right)^{1,5}$$

откуда $K_N = 0,72 K_M$.

Следовательно, удельная производительность промышленного реактора будет составлять только 72% от удельной производительности опытной установки.

Согласно уравнению (76), для достижения кинетического подобия удельная мощность привода промышленного реактора должна быть увеличена до сходственной величины $N_{у.Н} = N_{у.М} = 1500 \text{ Вт/м}^3$, а общая мощность до $1500 \cdot 16 = 24000 \text{ Вт}$.

В этом случае

$$\frac{N_{у.М}}{N_{у.Н}} = \frac{1500}{1500} = \left(\frac{4,17}{n_N} \right)^{2,25} \cdot \left(\frac{0,3}{0,7} \right)^{1,5}$$

откуда $n_N = 2,67 \text{ с}^{-1} = 160 \text{ об/мин}$.

Следовательно, условия кинетического подобия аппаратов создаются при увеличении частоты вращения мешалки промышленного реактора с 2,08 до 2,67 с⁻¹. При этом номинальная мощность привода промышленного реактора возрастает с 12,875 до 24,0 кВт.

VII. МОДЕЛИРОВАНИЕ КИНЕТИКИ РЕАКЦИЙ

Разнообразные задачи, решаемые при изучении кинетики гидрометаллургических реакций, большей частью сводятся к нахождению количественных зависимостей, отражающих особенности изучаемой технологии. Характеризуя законы развития материи, эти зависимости включают многие известные положения физической химии. Соответственно, теория подобия кинетики химических реакций исходит из представления о существовании объективной зависимости скорости технологических процессов от основных определяющих факторов:

$$\frac{d_i i}{d\tau} = \pm A V f(c_1^a c_2^b \exp[-1000 E/RT] Re^m S^p K_c^q), \quad (78)$$

где A, a, b, m, p, q — эмпирические коэффициенты; V — полезный объем реактора, м³; c_1 и c_2 — концентрации реагентов, кмоль/м³; E — наблюдаемая энергия активации, кДж/моль; R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·град); S — поверхность реакции, м²; K_c — сульфитное число, кмоль Na₂SO₃/(м³·ч·ат).

Численные значения коэффициентов являются признаками механизма протекающих реакций.

При анализе реакций, протекающих на твердой поверхности, обычно используют количественную схему Ленгмюра [8]. Согласно этой теории, скорость химического массообмена, протекающего в адсорбционном слое, определяется концентрацией реагента на поверхности. При этом мерой поверхностной концентрации счи-

тают не фактическую концентрацию вещества в растворе C , а долю активной части поверхности, покрытую реагентом (адсорбатом) S_0 . Если адсорбируется лишь одно вещество и продукты реакции покидают поверхность достаточно быстро, то

$$S_0 = \frac{\alpha C}{\beta + C} \quad (79)$$

где α и β - эмпирические коэффициенты. Например, скорость мономолекулярной реакции

$$-\frac{dC}{d\tau} = Kq = \frac{K\alpha C}{\beta + C} \quad (80)$$

Рассмотрим три случая кинетики.

1. Реагирующее вещество сорбируется слабо. Тогда величина β по сравнению с наблюдаемой концентрацией C относительно велика и $\beta + C \approx \beta'$. Соответственно, получаем уравнение реакции первого порядка

$$-\frac{dC}{d\tau} = \frac{K\alpha C}{\beta'} = K' C \quad (81)$$

2. Реагирующее вещество сорбируется сильно и энергично насыщает поверхность. Тогда значение C велико по сравнению с β и $S_0 = 1$ (полное покрытие поверхности адсорбатом). Следовательно,

$$-\frac{dC}{d\tau} = K \quad (82)$$

и реакция протекает по уравнению нулевого порядка (в частном случае, когда концентрация реагента мала, адсорбционный слой перестает быть насыщенным и порядок реакции увеличивается).

3. Реагирующее вещество сорбируется умеренно. Для этого режима следует применять выражение (80). Практически удобнее заменить его эмпирическим уравнением изотермы сорбции Фрейндлиха

$$S_0 = \alpha C^a,$$

где α и a — постоянные величины.

Здесь $0 < a < 1$, причем в большинстве случаев с ростом температуры величина a приближается к единице. Так как

$$-\frac{dC}{d\tau} = Kq = K\alpha C^a = K' C^a, \quad (83)$$

то при умеренной сорбции реакция протекает по уравнению дробного порядка.

Аналогичным образом выражают кинетику бимолекулярных реакций. Если оба вещества адсорбируются слабо, то

$$-\frac{dC}{d\tau} = Kq_1 q_2 = K' C_1 C_2$$

и реакция протекает по уравнению второго порядка.

При избирательной сорбции реакция может протекать по уравнениям первого, дробного и нулевого порядков.

Аналогом бимолекулярных реакций могут быть процессы, протекающие с активированной сорбцией реагентов. Подробные реакции характерны, например, для процессов с газообразными реагентами, сорбция которых сопровождается диссоциацией молекул на атомы. Тогда в уравнении (81) величина C отвечает содержанию атомарного (активированного) реагента. Например, при восстановлении металлов водородом $H_2 \rightleftharpoons 2H_*$ (H_* характеризует состояние активированного водорода),

$$K = C_{H_*}^2 / C_{H_2}; \quad C_{H_*} = (K C_{H_2})^{0,5} = K' P_{H_2}^{0,5}$$

Соответственно, в изобарных условиях восстановления

$$-\frac{dC}{d\tau} = K'' P_{H_2}^{0,5} C^a,$$

где C — концентрация восстанавливаемого вещества.

Здесь порядок реакции a может меняться от 0 (в случае диффузионных ограничений) до 1 (при удовлетворительном насыщении раствора водородом).

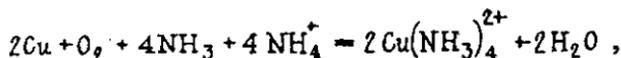
Аналогично при окислении кислородом

$$-\frac{dC}{d\tau} = K'' p_{O_2}^{0.5} C^a,$$

где C - концентрация окисляющегося вещества.

Много сложнее кинетическое описание процессов, протекающих с малой скоростью адсорбции, и тех реакций, продукты которых десорбируются медленно. Прикрывая часть поверхности, эти продукты уменьшают активные концентрации и замедляют реакцию.

Реакции, протекающие диффузионно, также протекают по уравнению первого порядка (81). Но в отличие от реакций с химическим "торможением" их характеризуют более низкие значения наблюдаемой энергии активации и зависимость скорости процессов от интенсивности перемешивания. Эти экспериментальные признаки используют при диагностировании сложных и конкурирующих реакций. Растворение металлической меди в аммиачных растворах различной концентрации, протекающее по уравнению



например, может тормозиться как транспортом кислорода, так и малой скоростью диффузии аммиачно-аммонийного реагента (рис. 23).

В диффузионной области A скорость растворения меди лимитируется скоростью доставки кислорода и пропорциональна его давлению. В диффузионной области B скорость растворения меди определяется скоростью доставки аммиака и аммонийной соли. Повышение интенсивности аэрации увеличивает скорость растворения меди в области A и никак не влияет на нее в области B . Изменение концентрации аммиачных реагентов не существенно в области A , но эффективно в области B .

Влияние температуры оценивают по значению наблюдаемой энергии активации E . Реакции, протекающие в кинетическом режиме, характеризуются индивидуальными величинами $E = 40-100$ кДж/моль. Температурное ускорение диффузионных про-

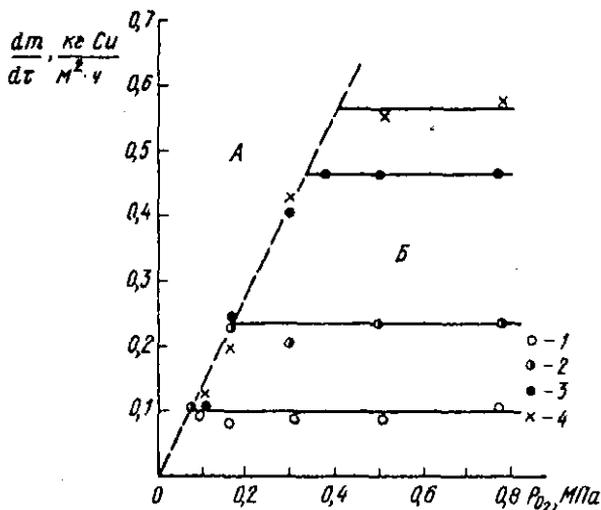


Рис. 23. Влияние давления кислорода на скорость растворения меди в аммиачном растворе при 293 К при содержании аммиака, моль/дм³: 1 - 0,128; 2 - 0,52; 3 - 0,74; 4 - 1,00

цессов обязано изменению коэффициента диффузии реагента D , которое, согласно закону Стокса - Эйнштейна (13), связано с изменением динамической вязкости растворов μ уравнением

$$D_T = D_{293} \frac{\mu_{293}}{\mu_T} \frac{T}{293} \quad (84)$$

Так как табличные данные по температурному изменению вязкости растворов более надежны и обширны, то оценка по уравнению (84) дает более точные и объективные результаты.

Согласно теории абсолютных скоростей реакций, изменение коэффициента диффузии и, следовательно, константы скорости K с температурой определяется уравнениями

$$D_T = \alpha \exp \left[-1000 \frac{E}{RT} \right], \quad (85)$$

и

$$\lg \frac{D_{T_2}}{D_{T_1}} = \lg \frac{K_{T_2}}{K_{T_1}} = \frac{E}{2,303R} \left(\frac{1000}{T_1} - \frac{1000}{T_2} \right) =$$

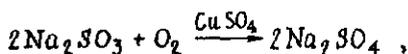
$$= \frac{E}{19,144} \left(\frac{1000}{T_1} - \frac{1000}{T_2} \right), \quad (86)$$

где R - универсальная газовая постоянная, $R = 8,314$ Дж/(моль·град).

Наблюдаемая энергия активации диффузии или вязкого течения E характеризует собой особенности движения сравнительно небольших и однородных молекул воды относительно гидратированных и сравнительно крупных ионов реагента. Так как физическая природа их движений подобна, то величины E вязкого течения водных растворов практически однозначны. В пределах погрешности экспериментальных наблюдений они совпадают со значениями E , рассчитанными из температурного изменения вязкости чистой воды (см. рис.2). Эти закономерности позволяют моделировать температурное ускорение разнообразных диффузионных процессов лишь по одному реперному значению D .

Прямая зависимость между скоростью массопередачи и размерами реагирующей поверхности, определяемая уравнением (78), предполагает однородность активных свойств поверхности. Это положение корректно лишь при поверхности достаточно большого размера, когда возможная анизотропность свойств кристаллических граней возникающих гальванических пар, геометрии выбранных образцов и других нарушений однородности практически усредняется. Представления о степени кинетической однородности поверхности дисперсного материала получают обработкой экспериментальных данных по уравнениям (35), (36), (41)-(49).

Интенсивность аэрации влияет на кинетику процессов, протекающих с участием газообразных реагентов. Ее принято выражать в виде экспериментальных "сульфитных чисел" характеризующих собой скорость окисления сульфита натрия газообразным кислородом $[I]$. Этот химический процесс, описываемый уравнением



имеет довольно сложный и не вполне ясный механизм.

Схематически можно считать, что он состоит из двух стадий: физического растворения кислорода в водном растворе сульфита натрия и химического взаимодействия растворенного кислорода с различными медно-сульфитными комплексами раствора. Скорость первой (диффузионной) стадии мало зависит от температуры, значений pH среды и концентрации рабочего раствора. Скорость второй (химической) стадии намного выше скорости диффузионного этапа. Поэтому сульфитная модель удачно копирует кинетику многих диффузионных газо-жидкостных процессов. Она позволяет выразить работоспособность различных аппаратов в виде скорости общей массопередачи $M = K_c V$ (V - объем раствора) и, таким образом, объективно оценить относительную производительность реактора.

Составление уравнения (78) значительно упрощается при экспериментировании лишь по одной переменной. Если механизм реакции и форма записи неизвестны, то анализ экспериментальных данных может быть выполнен графическим методом. В основе этого метода лежит положение о существовании частной физико-химической зависимости скорости массопередачи лишь от одного определяющего фактора. Например,

$$dC_\tau = a_1 C^a d\tau ; \quad (87)$$

$$dC_\tau = a_2 \exp[-1000 E/RT] d\tau ; \quad (88)$$

$$dC_\tau = a_3 Re^m d\tau ; \quad (89)$$

$$dC_\tau = a_4 S^p d\tau ; \quad (90)$$

$$dC_\tau = a_5 K_c^q d\tau , \quad (91)$$

где C_T , T , S , Re и K_C - определяющие факторы; a , B , m , p , q - неизвестные эмпирические коэффициенты.

Рассмотрим сущность графического метода на примере уравнения (87). Интегрирование этого уравнения при постоянных значениях определяющего фактора C_1 и C_2 дает

$$C_{T_1} = a_1 C_1^a T_1;$$

$$C_{T_2} = a_1 C_2^a T_2.$$

Полученным уравнениям отвечают кривые, схематически показанные на рис. 24, а. В некоторые моменты T_1 (в опыте с постоянной концентрацией реагента C_1) и T_2 (в опыте с постоянной концентрацией реагента C_2) $C_{T_1} = C_{T_2}$. Поэтому

$$T_2 = T_1 \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^a. \quad (92)$$

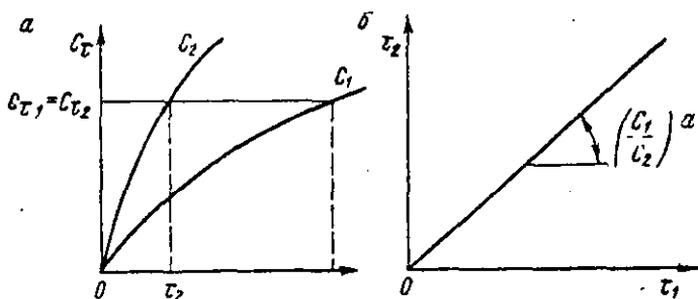


Рис. 24. Графическая обработка экспериментальных данных: а - экспериментальные данные; б - определение порядка реакции

Уравнению (92) отвечает линейный график (рис. 24, б), из наклона $(C_1/C_2)^a$ которого определяют значение неизвестного коэффициента (или порядок реакции) a .

Практически, для выявления зависимости типа (87) необходима постановка двух опытов, отличающихся друг от друга лишь

параметрами C_1 и C_2 . Полученные экспериментальные данные изображают в виде функции $C_T = f(\tau)$. Эти графики, отвечающие постоянным концентрациям реагента C_1 и C_2 , пересекают несколькими горизонталями, по которым определяют сопряженные значения τ_1 и τ_2 . Последние используют для построения зависимости (92).

В других возможных вариантах опыты проводят при T_1 и T_2 , S_1 и S_2 , Re_1 и Re_2 , K_{C_1} и K_{C_2} , определяя наклон графиков соответственно по формулам $\exp\left[\frac{E}{R}\left(\frac{1000}{T_2} - \frac{1000}{T_1}\right)\right]$; $(Re_1/Re_2)^m$; $(S_1/S_2)^p$; $(K_{C_1}/K_{C_2})^f$.

Построения позволяют найти неизвестные значения E , m , p и q . Если эти величины известны, то встречный графический расчет позволяет перенести особенности кинетики изучаемого процесса в новые экспериментальные условия.

Во всех этих случаях для получения надежных результатов графический метод расчета требует высокой точности экспериментирования.

Пример I. При свободном окислении ферросульфата газообразным кислородом скорость процесса и состав раствора менялись по кинетическим уравнениям бимолекулярных реакций

$$-\frac{dC_T}{d\tau} = K_2 C_T^2; \quad \frac{1}{C_T} = \frac{1}{C_0} + K_2 \tau,$$

где C_T и C_0 — текущая и начальная концентрации ферросульфата, кмоль/м³; K_2 — константа скорости реакции второго порядка, м³/кмоль·с⁻¹).

Результаты исследований следующие:

Парциальное давление кислорода, МПа	0,3	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	1,0	1,2	1,6
Температура, К	423	373	393	423	453	473	423	423	423
Константа скорости K_2 , м ³ /кмоль·с	11,1	1,55	5,25	25,1	87,3	242,0	35,6	42,8	56,7
Общая константа скорости $K_* \cdot 10^7$, м ³ /кмоль·МПа·с	4,68	5,27	5,43	5,30	5,13	5,55	4,51	4,51	4,48

Требуется по экспериментальным данным найти общее математическое выражение, пригодное для моделирования.

Решение. Графический анализ экспериментальных данных показывает, что скорость окисления железа линейно увеличивается с давлением кислорода (рис. 25,а) и наблюдаемая энергия активации $E = 73,7$ кДж/моль (рис. 25,б). Поэтому, описывая кинетику процесса по уравнению (78), получим

$$\frac{dc_{Fe^{2+}}}{d\tau} = K_* C_{Fe^{2+}}^2 p_{O_2} \exp[-1000 \cdot 73,7/8,314T] =$$

$$= K_* C_{Fe^{2+}}^2 p_{O_2} \exp[-8864/T],$$

где K_* - общая константа скорости реакции, включающая постоянное значение K_c , неговоренное заданием. В среднем $K_* =$

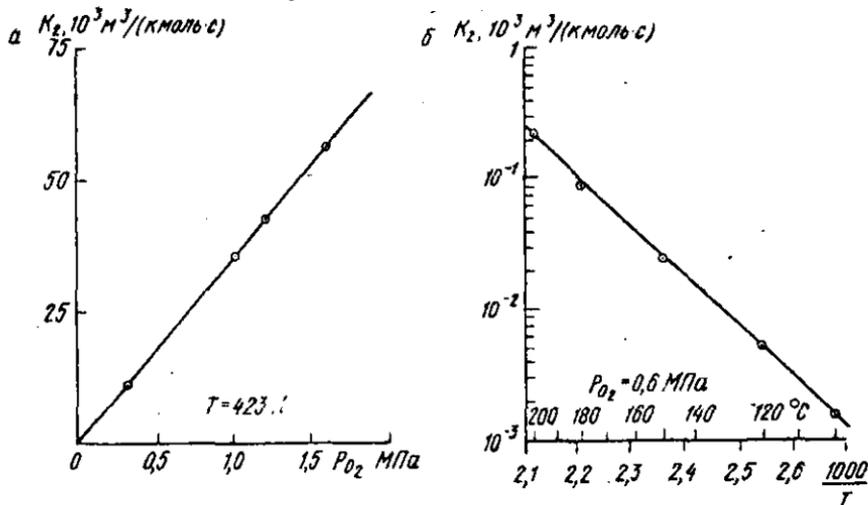


Рис. 25. Изменение константы скорости свободного окисления ферросульфата с ростом парциального давления кислорода (а) и температуры (б)

$= 5,00 \cdot 10^7 \text{ м}^3 / (\text{кмоль} \cdot \text{МПа} \cdot \text{с})$. Кинетическое описание периодического процесса имеет вид

$$\frac{1}{C_{\tau}} = \frac{1}{C_0} + 5,00 \cdot 10^7 P_{O_2} \exp[-8864/T] \tau.$$

Пример 2. Навески сернистого железа растворяли в серной кислоте, поддерживая постоянные концентрации кислоты $C_1 = 10 \text{ кг/м}^3$ и $C_2 = 20 \text{ кг/м}^3$. Продолжительность выщелачивания, необходимая для достижения концентраций Fe^{2+} , указанных ниже, характеризовалась следующими данными:

$C_{\text{Fe}^{2+}}$, кг/м ³	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
τ_1 , мин	0	4	8	12	18	24	30	40	58	72	120
τ_2 , мин	0	2	4	6	9	12	15	20	28	36	60

Определить порядок реакции.

Решение. Задачу решаем графическим методом, используя уравнения (87) и (92). Для этого кинетические графики выщелачивания $C_{\text{Fe}^{2+}} = f(\tau)$, отвечающие содержанию кислоты $C_1 = 10 \text{ кг/м}^3$ и $C_2 = 20 \text{ кг/м}^3$, делим горизонтальными по концентрациям $C_{\text{Fe}^{2+}}$ задания (рис. 26,а). Далее по сопряженным значениям τ_1 и τ_2 строим график зависимости $\tau_2 = f(\tau_1)$ (рис. 26,б). Наклон полученного графика

$$\frac{\tau_2}{\tau_1} = \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^a = \left(\frac{10}{20} \right)^a = 0,5,$$

определяет порядок реакции $a = 1$.

Пример 3. Результаты опыта выщелачивания цинкового огарка в серной кислоте при 293 К (20°C), имитирующего условия кислого цикла, характеризовались следующими данными:

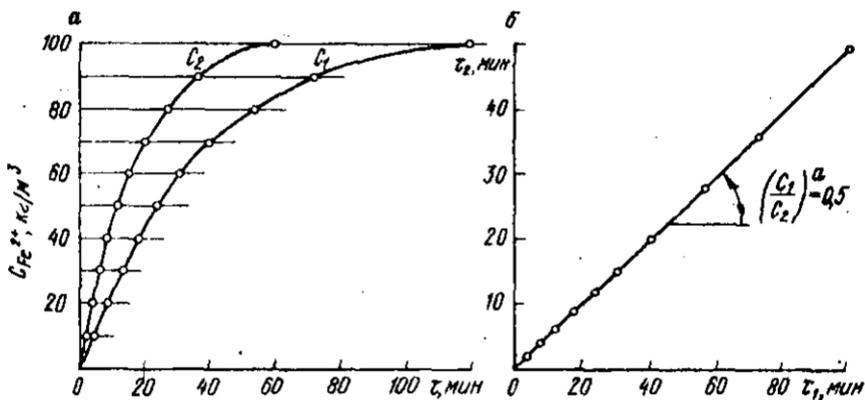


Рис. 26. Определение порядка реакции при растворении сернистого железа в серной кислоте: а - экспериментальные данные; б - определение коэффициента

Продолжительность выщелачивания,											
$\tau_1, 60^{-1} \text{ с}$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Содержание цинка в растворе, кг/м^3	0	29	50	64	75	82	88	83	87	99	100

Требуется рассчитать кинетику выщелачивания огарка при 333 К (60°C), приняв, что растворение окиси цинка в кислоте протекает диффузионно.

Решение. При изменении лишь одного определяющего фактора T и инвариантности остальных условий эксперимента кинетика выщелачивания огарка описывается уравнением (88). Решаем пример графическим методом. Интегрирование уравнения (88) при постоянных составляющих. $R = 8,314 \text{ Дж/(моль}\cdot\text{град)}$; $\Delta 293 = 19,7 \text{ кДж/(моль}\cdot\text{град)}$ и $E_{333} = 16,1 \text{ кДж/(моль}\cdot\text{град)}$ (см. рис. 24) дает

$$C_{\tau_1} = a_2 \exp \left[\frac{(-1000 \cdot 19,7) : (8,314 \cdot 293)}{\tau_1} \right] \tau_1 = a_2 \cdot 3,08 \cdot 10^{-4} \tau_1;$$

$$c_{\tau_2} = a_2 \exp \left[(-1000 \cdot 16,7) : (8,314 \cdot 333) \right] \tau_2 = a_2 \cdot 240 \cdot 10^{-4} \tau_2.$$

При $c_{\tau_1} = c_{\tau_2}$

$$\tau_2 = \frac{3,08 \cdot 10^{-4} \tau_1}{24,0 \cdot 10^{-4}} = 0,128 \tau_1.$$

Это соотношение устанавливает сопряженные значения продолжительности выщелачивания τ_2 и τ_1 при 333 и 293 К (рис. 27, а), отвечающие однозначным величинам c_{τ_2} и c_{τ_1} .

Для нахождения графика $c_{\tau_2} = f(\tau)$ кривую $c_{\tau_1} = f(\tau)$ (рис. 27, б) делим несколькими горизонталями (их проводим по концентрациям $C_{Zn^{2+}}$ задания), на которых отмечаем значения τ_1 задания и сопряженные с ними величины τ_2 . Эти значения следующие:

Содержание цинка в растворе, мг/м ³	0	29	50	64	75	82	88	93	97	99	100
Продолжительность выщелачивания τ_2 , с	0	7	15	23	31	37	46	53	62	70	77

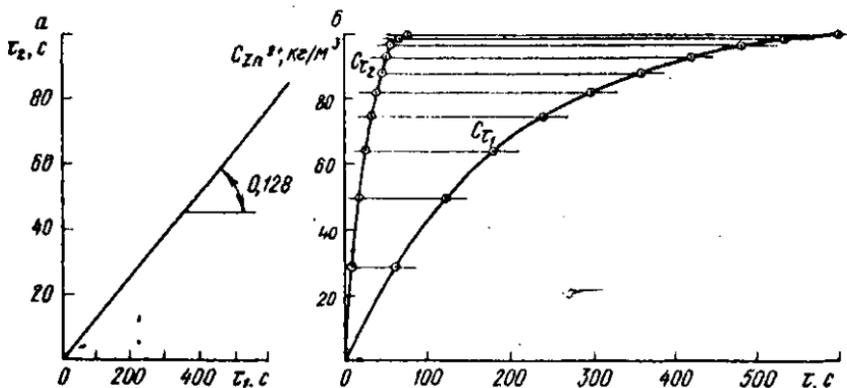


Рис. 27. Графический расчет кинетики выщелачивания цинкового огарка: а - определение функции $\tau_2 = f(\tau_1)$; б - определение продолжительности выщелачивания

В рассмотренном примере повышение температуры с 293 до 333 К ускоряет выщелачивание в $1:0,128 \approx 8$ раз.

Пример 4. Окислительное выщелачивание никель-кобальтового штейна вели при интенсивности перемешивания $Re = 30\ 000$. При этом изменение состава раствора во времени характеризовалось следующими данными:

Продолжительность выщелачивания, с	0	50	100	200	300	400	524
Содержание никеля в растворе, кг/м^3	0	19,7	35,8	58,1	70,2	73,1	78,1

Рассчитать кинетику выщелачивания штейна при интенсивности перемешивания $Re = 42\ 900$, приняв, что процесс протекает диффузионно.

Решение. При общих инвариантных условиях эксперимента и изменении лишь одного определяющего фактора Re кинетика выщелачивания штейна описывается уравнением (89). Так как выщелачивание штейна лимитируется интенсивностью аэрации и протекает диффузионно, то $m = 0,8$. Интегрирование уравнения (89) дает:

$$C_{\tau_1} = a_4 \cdot 30\ 000^{0,8} \tau_1 = a_4 \cdot 3\ 817 \tau_1 ;$$

$$C_{\tau_2} = a_4 \cdot 42\ 900^{0,8} \tau_2 = a_4 \cdot 5\ 081 \tau_2 .$$

При $C_{\tau_1} = C_{\tau_2}$

$$\tau_2 = \frac{3\ 817 \tau_1}{5\ 081} = 0,751 \tau_1 .$$

Концентрации, указанные в задании, достигаются при следующей продолжительности выщелачивания:

Содержание никеля в растворе, кг/м ³	0	19,7	35,8	58,1	70,2	75,1	76,1
Продолжительность выщелачивания, с	0	37,5	75,1	150,2	225,3	300,4	385

ЛИТЕРАТУРА

1. Автоклавные процессы в цветной металлургии / И.Н.Масленицкий, В.В.Доливо-Добровольский, Г.Н.Доброхотов, Л.В.Чугаев, В.В.Беликов, М., Металлургия, 1969.
2. Варгафтик И.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М., Госиздатфизматлит, 1963.
3. Вертикальные аппараты с перемешивающими устройствами / ЛенНИИхиммаш, М., изд. Цинтихимнефтемаш, 1971.
4. Вишневецкий Н.Е., Глуханов Н.П., Ковалев И.С. Машины и аппараты с герметичным приводом. Л., Машиностроение, 1977.
5. Диомидовский Д.А. Металлургические печи. М., Металлургия, 1970.
6. Доброхотов Г.Н. Гидрометаллургические процессы и аппараты. Л., изд. ЛГИ, 1978.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1971.
8. Киперман С.Л. Введение в кинетику гетерогенных каталитических реакций. М., Наука, 1964.
9. Мищенко К.П., Равдель А.А. Краткий справочник физико-химических величин. Л., Химия, 1974.
10. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1968.
11. Реакторы с герметичным приводом и винтовым перемешивающим устройством. Отраслевая норма ОН-28-01-9-85. Л., ЛенНИИхиммаш, 1985.
12. Розен А.М., Кадер Б.А., Крылов В.С. Современное состояние теории массопередачи - В юн.: Дж.Астартита. Массопередача с химической реакцией. Л., Химия, 1971.

13. Стрех Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. Л., Химия, 1976.

14. Холланд Ф., Чалман Ф. Химические реакторы и смесители для жидко-фазных процессов. М., Химия, 1974.

15. Штербачек З., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности. Л., ГНТИХИМЛИТ, 1963.

16. В а р к е г J.J., Т г о у б а л R.E. AIChE Journal, 1960, v.6, N 2, p.289.

О Г Л А В Л Е Н И Е

I. ПРИНЦИПЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ	3
Основные положения	3
Теоремы подобия	5
Критерии подобия	6
Приложение теории подобия к решению практических задач.	17
II. КОНСТРУКЦИИ ГИДРОМЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ РЕАКТОРОВ.....	19
III. МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООБМЕНА	31
IV. МОДЕЛИРОВАНИЕ МАССООБМЕНА	41
Кинетика массообмена	41
Подобие массообмена	51
Подобие конструкций	53
V. МОДЕЛИРОВАНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ СУСПЕНЗИЙ	69
VI. МОДЕЛИРОВАНИЕ РАСХОДА ЭНЕРГИИ	74
VII. МОДЕЛИРОВАНИЕ КИНЕТИКИ РЕАКЦИЙ	82
ЛИТЕРАТУРА	96

Григорий Николаевич ДОБРОХОТОВ

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ГИДРОМЕТАЛЛУРГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ**
Учебное пособие

Редактор Л.А.Левина
Технический редактор Т.В.Мусакова

Сдано в набор 3.06.78, Подписано к печати 24.10.78. М-18298
Формат 60x84/16. Бумага типографская № 2. Печ.л. 6,1.
Усл.печ.л. 5,0. Уч.-изд.л. 5,4. Тираж 500 экз. Изд. № 73.
Заказ 2228. Цена 30 коп.

РТП ЛГИ. 199026, Ленинград, 21 линия, 2.

