

MACROSCOPIC KINETICS (MACROKINETICS)

Al. Al. BERLIN

The definition of a macroscopic kinetics as science is given. The examples of analysis of chemical reactions taking into account both chemical kinetics and mass- and heat transfer are considered. The approach to develop reactor design for fast chemical reaction in turbulent flow is shown by macroscopic kinetics method.

Дано определение макрокинетики как науки. Приведены примеры анализа химических реакций с учетом процессов переноса тепла и вещества. Продемонстрирован подход к разработке новых конструкций аппаратов для быстрых химических реакций в турбулентных потоках на основе анализа макрокинетики процесса.

МАКРОКИНЕТИКА

Ал. Ал. БЕРЛИН

Московский физико-технический институт,
Долгопрудный Московской обл.

Классическая химическая кинетика изучает скорости и механизмы химических реакций в идеальных условиях при постоянных в пространстве температуре и концентрациях. В лаборатории исследователи в большинстве случаев стремятся обеспечить или приблизиться к этим условиям, улучшая эффективность смешения реагентов и теплообмена как внутри реакционного сосуда, так и с термостатом. В реальных условиях химических производств и при протекании химических реакций в природе: в атмосфере, океане, в растениях и живых организмах — температура и концентрации веществ обычно различны в разных точках объема реактора, атмосферы, организма. Это означает, что существенную роль в этих случаях играют физические процессы переноса тепла и вещества: диффузия, теплопроводность, конвекция, турбулентность и т.д.

Наука, которая занимается описанием химических реакций с учетом процессов массо- и теплопереноса, получила название “макрокинетика” (макророскопическая кинетика). Этот термин предложил известный советский ученый Д.А. Франк-Каменецкий [1]. В некоторых случаях процессы переноса становятся определяющими и диктуют специфическое поведение всего химического процесса. Классическими примерами могут служить горение и взрыв. Собственно говоря, именно развитие науки о горении послужило толчком для формулирования макрокинетики как специальной области химической физики.

Условием необходимости учета процессов переноса при анализе того или иного процесса является соотношение характерных времен химической реакции ($\tau_{\text{хим}}$) и переноса тепла или вещества ($\tau_{\text{пер}}$):

$$\tau_{\text{хим}} \leq \tau_{\text{пер}}. \quad (1)$$

При горении высокие скорости химической реакции (малое $\tau_{\text{хим}}$) обеспечиваются высокой температурой в реакционной зоне за счет большой теплоты реакции окисления и сильной зависимостью скорости реакции от температуры — большим значением энергии активации. В земной атмосфере или океане условие (1) выполняется для обычных реакций и температур, поскольку очень велики времена переноса из-за больших масштабов “реактора”. Времена переноса велики и в очень вязких средах, таких, как полимеры или твердые тела. Тогда нужно применять методы макрокинетики даже для реакций в небольших объемах.

Приведем несколько примеров влияния тепло- и массопереноса на закономерности химического

процесса. Рассмотрим реакцию в узких цилиндрических порах катализатора. Пусть уравнение химической кинетики соответствует реакции первого порядка:

$$\frac{dC}{dt} = -kC, \quad (2)$$

где C – концентрация реагента, k – эффективная константа скорости. Снаружи частицы катализатора концентрация исходного вещества равна C_0 , а по мере проникновения в пору его концентрация уменьшается за счет реакции (рис. 1). Для того чтобы найти зависимость концентрации $C(x)$ от расстояния до начала поры x , надо решить уравнение диффузии и химической кинетики. В данном случае оно имеет вид

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - kC. \quad (3)$$

Это уравнение легко решается в стационарных условиях, то есть при

$$\frac{\partial C}{\partial t} = 0, \quad (4)$$

и решение имеет вид

$$C = C_0 \exp\left(-\sqrt{\frac{k}{D}}x\right). \quad (5)$$

Справедливость этого решения легко проверить подстановкой (4) и (5) в (3). Однако предложим здесь другой вариант рассмотрения, не слишком строгий и основанный на соображениях размерностей.

Глубина проникновения реагирующего вещества в пору δ , очевидно, увеличивается с ростом коэффициента диффузии D и уменьшается при увеличении константы скорости k . Размерности D – отношение квадрата длины ко времени, k – обратное время. Простейшая комбинация, соответствующая указанным выше тенденциям и удовлетворяющая правилу размерностей, имеет с точностью до

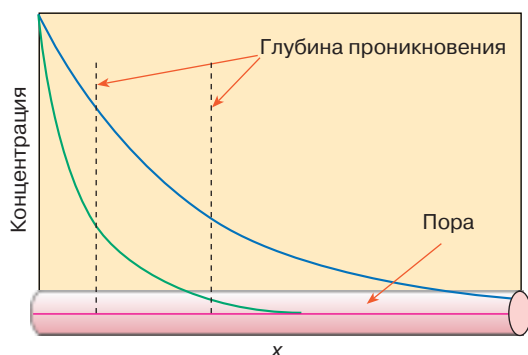


Рис. 1. Распределение концентрации реагента внутри поры для двух различных значений параметра $\sqrt{\frac{D}{k}}$

постоянного безразмерного коэффициента вид: $\delta \propto \sqrt{D/k}$, и это полностью согласуется с точным решением (5). Теперь мы можем рассчитать скорость реакции при различных условиях.

Для короткой поры длиной $h \ll \sqrt{D/k}$ концентрация реагента внутри поры практически постоянна и равна C_0 . Тогда полная скорость превращения в поре равна $W = VkC_0$, где $V = \pi r^2 h$ – объем поры, r – ее радиус. В другом предельном случае очень глубокой поры $h \gg \sqrt{D/k}$ реакция идет только в верхней ее части. Полную скорость реакции в поре можно найти учитывая глубину проникновения: $W = \pi r^2 \delta k C_0 \propto \sqrt{kD} C_0$. Точное интегрирование кинетического уравнения (2) с учетом (4) приводит к тому же результату.

Таким образом, для короткой поры скорость реакции прямо пропорциональна константе скорости, а для глубокой – корню квадратному из нее. Поскольку обычно коэффициент диффузии слабо зависит от температуры, то температурный коэффициент скорости реакции E ($W = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$) в первом случае равен энергии активации химической реакции, а во втором составляет половину от нее.

Рассмотрим другой пример гетерогенной реакции, протекающей на гладкой твердой поверхности в случае, когда реакция лимитируется транспортом реагирующего вещества к этой поверхности. Этот случай носит название внешней диффузионной области химической реакции. Рассмотренный выше случай глубокой поры называется внутренней диффузионной областью. Если скорость реакции не зависит от транспортных процессов, а определяется химической кинетикой, мы имеем дело с кинетической областью.

Скорость реакции на поверхности определяется концентрацией реагента у поверхности C_n и для реакции первого порядка имеем

$$W = kC_n. \quad (6)$$

Для того чтобы найти поверхностную концентрацию в стационарном установившемся режиме, необходимо приравнять скорость подачи реагента из газовой фазы к поверхности скорости его расходования в реакции. Скорость транспорта конвекцией и диффузией равна

$$\beta(C_0 - C_n), \quad (7)$$

где β – коэффициент массопереноса. Приравнявая (6) и (7) и подставляя C_n в (6), получим

$$W = \frac{k\beta}{k + \beta} C_0 = k_{\text{эфф}} C_0. \quad (8)$$

Если вместо констант скорости и коэффициента массопереноса использовать обратные величины,

то есть кинетическое и диффузионное сопротивление, получается наглядное соотношение:

$$\frac{1}{k_{\text{эфф}}} = \frac{1}{k} + \frac{1}{\beta}. \quad (9)$$

Химическое сопротивление ($1/k_{\text{эфф}}$) складывается из кинетического и диффузионного. Кинетическая область соответствует условию

$$k \ll \beta, \quad (10)$$

диффузионная – условию

$$k \gg \beta.$$

В первом случае скорость определяется химической кинетикой $W = kC_0$, во втором – физическим процессом транспорта вещества к поверхности $W = \beta C_0$. Для внешней диффузионной области в отличие от кинетической характерна зависимость скорости реакции от скорости потока вещества, скорости перемешивания. В качестве примера таких процессов можно привести горение угля, растворение твердых веществ в жидкостях, гибель радикалов на стенке в цепных процессах и др. [1]. Рассмотренные выше примеры показывают влияние массопереноса на скорости химических реакций в изотермических условиях. Определяющее влияние переноса тепла можно проследить на примере газового горения предварительно перемешанной смеси горючего (водорода, метана) и окислителя (кислород, воздух). Этот процесс наблюдают хозяйки каждый день у газовой плиты.

Наиболее характерными макрокинетическими проявлениями процесса горения являются пламя и его распространение в пространстве. Пламя – это узкая зона, где происходит основная реакция и выделяется большая часть тепла реакции. Тепло от пламени переносится благодаря теплопроводности и разогревает соседние слои непрореагировавшей смеси, где, в свою очередь, начинается реакция, выделяется тепло и т.д. Так поддерживается процесс горения и распространяется пламя. В газовой горелке скорость распространения пламени равна скорости подачи горючей смеси и пламя находится неподвижно или, точнее, почти неподвижно около конца горелки. Почему же пламя всегда подстраивается под скорость подачи газа, которую можно изменять в широких пределах? Дело в том, что скорость распространения пламени в сильной степени зависит от максимальной температуры, которая определяется балансом между тепловыделением в реакции и теплопотерями. Последние возрастают при приближении пламени к металлической горелке или металлической сетке на горелке, через которую идет газ. Если мы увеличиваем скорость подачи газа, пламя отодвигается от горелки, теплопотери уменьшаются, температура и скорость распространения пламени увеличиваются до необходимой величины. Таким образом, конец горелки или сетка служат стабилизатором положения пламени. В описанном случае теплового пламени предварительно

перемешанной смеси основным макрокинетическим фактором является теплопередача и распределение температуры в пространстве. Конечно, и в этом случае могут иметь значение процессы переноса вещества, однако их роль здесь вторична.

Известен и другой механизм распространения фронта реакции (пламени) для цепных разветвленных реакций, открытых Н.Н. Семеновым [2]. Классический и наиболее исследованный пример – горение водорода. В этом случае решающую роль вместо температуры играют активные частицы – радикалы H^{\bullet} , OH^{\bullet} и др. Их концентрация в зоне реакции чрезвычайно велика и превышает термодинамически равновесное значение. Радикалы диффундируют в соседние зоны и “зажигают” там реакцию. Так происходит распространение фронта реакции, и такое пламя называют холодным.

Другой распространенный вид горения – теплое диффузионное пламя, когда горючее и окислитель подаются к зоне реакции с разных сторон, а горение поддерживается за счет выделяющегося в реакции тепла. Так, например, горит костер. Пламя находится в газовой фазе, горючие газы являются продуктами разложения древесины под действием тепла от пламени, а кислород воздуха поступает из окружающей атмосферы в пламя путем конвекции и диффузии. Это сложный случай, где следует учитывать процессы тепло- и массопереноса и химическую кинетику вместе.

Процессы фронтального распространения зоны реакции характерны не только для горения (окисления) органических веществ и металлов, но и для других экзотермических реакций в жидкости (полимеризация [3]) и даже в твердом теле. Сварка рельсов термитным составом – простейший и давно применяемый способ, где используется процесс горения смеси двух порошков: $Al + Fe_2O_3 \longrightarrow Al_2O_3 + Fe$.

Способ проведения экзотермических реакций в твердых порошках получил название “самораспространяющийся высокотемпературный синтез” (СВС) [4, 5]. Современное развитие метода СВС позволило разработать эффективные технологии получения сверхтвердых и тугоплавких материалов, таких, как нитрид титана, карбид бора, диборид титана, карбид титана, а также оксидных материалов для футеровки печей (оксид циркония) и даже высокотемпературных сверхпроводников.

Остановимся на одном примере применения макрокинетического подхода [6, 7] к расчету химического реактора на примере полимеризации изобутилена. Химическая схема реакции приведена на схеме 1, кинетическая схема и соответствующие кинетические уравнения – на схеме 2.

Промышленные реакторы для этого процесса представляли собой емкостные аппараты с мощными перемешивающими устройствами объемом 1,5–30 м³, работающие в непрерывном режиме, с внутренними и внешними устройствами для циркуляции

хладоагента (рис. 2). Разработчики считали, что в этих реакторах реализуется режим, близкий к идеальному смешению. Однако макрокинетический анализ показал, что это не так. Дело в том, что константы скорости химических реакций очень велики и условие (10) не выполняется, хотя время смешения было много меньше времени пребывания реакционной массы в реакторе, что и привело к ошибочному выводу проектантов. На самом деле, химический процесс и тепловыделение протекают в месте ввода в реактор катализатора (в радиусе 10 см) за время меньше 1 с.

При математическом моделировании этого процесса использовали три типа моделей разного уровня и разной степени сложности. Простейшую модель назвали диффузионной. Смешение реагентов и химическая реакция описывались уравнениями диффузии, теплопередачи и химической кинетики, хотя реальные потоки явно турбулентны. При этом предполагалось, что коэффициенты диффузии и теплопередачи и линейная скорость потока реакционной массы постоянны во всем объеме реактора. Конечно, это весьма грубое приближение, но и оно

позволяет получить качественно правильные результаты.

Модель была использована для расчета полей концентраций и температуры, выхода, молекулярной массы (ММ) и молекулярно-массового распределения (ММР) полимера при смешении двух коаксиальных потоков в трубчатом реакторе раствора мономера (внешний поток) и раствора катализатора (внутренний поток).

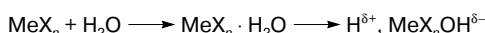
При изменении радиуса реактора можно было наблюдать три различных режима:

1) при малом радиусе плоский фронт концентраций и температур режим квазиидеального вытеснения. Учет продольного смешения отличает этот режим от идеального вытеснения;

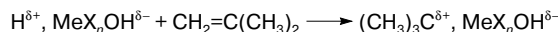
2) при больших радиусах реакция протекает в центральной части реактора, поскольку активные центры не достигают внешней стенки реактора. По периферии вдоль стенок происходит проскок мономера – факельный режим;

3) промежуточный режим со значительными градиентами концентраций и температур по радиусу реактора.

1. Формирование каталитического комплекса:



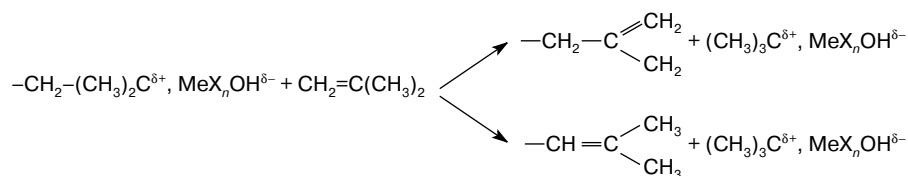
2. Инициирование (k_i):



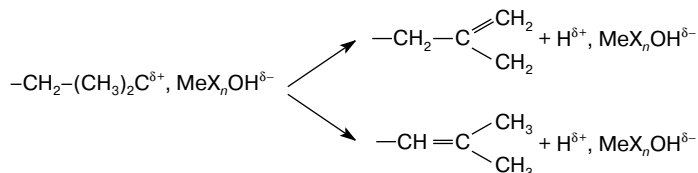
3. Рост цепи (k_p):



4. Передача цепи (преимущественно на мономер, k_{tm}):



5. Реакция передачи протона на противоион:



6. Гибель цепи с захватом фрагмента противоиона:

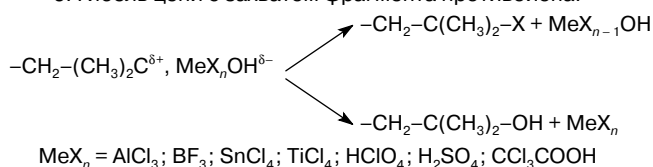
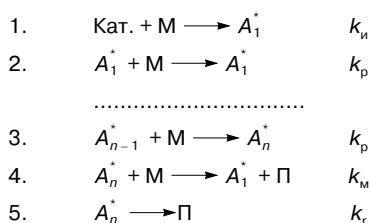


Схема 1. Химическая схема полимеризации изобутилена

Кинетическая схема



Основные кинетические уравнения

$$\frac{d[Kat.]}{dt} = -k_u[Kat.][M]$$

$$\frac{d\sum[A_n^*]}{dt} = k_u[Kat.][M] - k_r\sum[A_n^*]$$

$$\frac{d[M]}{dt} = \frac{d[P]}{dt} = k_u[Kat.][M] + k_p\sum[A_n^*][M] \approx k_p\sum[A_n^*][M]$$

$$\frac{d[N]}{dt} = k_m\sum[A_n^*][M] + k_r\sum[A_n^*] \approx k_m\sum[A_n^*][M]$$

$$P_n \approx \frac{k_p\sum[A_n^*][M]}{k_m\sum[A_n^*][M]} = \frac{k_p}{k_m} = \frac{k_p^0 \exp\left(-\frac{E_p}{RT}\right)}{k_m^0 \exp\left(-\frac{E_m}{RT}\right)} = \frac{k_p^0}{k_m^0} \exp\left(\frac{E_m - E_p}{RT}\right)$$

Схема 2. Кинетическая схема и кинетические уравнения полимеризации изобутилена. Обозначения: Кат., М, П и A_n^{*} – молекулы катализатора, мономера, полимера и активной макромолекулы, содержащей n мономерных звеньев; k_и, k_р, k_м и k_р – константы скорости реакций инициирования, роста, передачи и обрыва цепи; N – число полимерных молекул; P_n – средняя степень полимеризации (содержание мономерных звеньев в макромолекуле); k_р⁰, k_м⁰, E_р и E_м – предэкспоненциальные множители и энергии активации констант скорости роста и передачи цепи соответственно. Квадратные скобки обозначают концентрацию соответствующего вещества. Знак Σ означает сумму концентраций всех активных центров (сумма по n)

Очевидно, что наибольших выходов продукта и наибольшую однородность по ММР можно достигнуть при первом режиме. Условие достижения режима квазиидеального вытеснения определяется соотношением характерных времен процессов смешения τ_{см} и химической реакции τ_{хим}: τ_{см} = R²/D_т < τ_{хим}, где R – радиус реактора, D_т – коэффициент турбулентной диффузии.

На рис. 3 приведены зависимости τ_{см} = f(R) для двух скоростей потока. Как видно, существуют ограничения по минимальному и максимальному диаметру реактора для выбранных скоростей потока. При R > R_{max} при турбулентном режиме течения происходит переход к факельному режиму. При R < R_{min} то же самое происходит из-за перехода от развитого турбулентного к промежуточному, а затем и к ламинарному течению реакционной массы и резкому ухудшению смешения. Левая (крайняя) ветвь

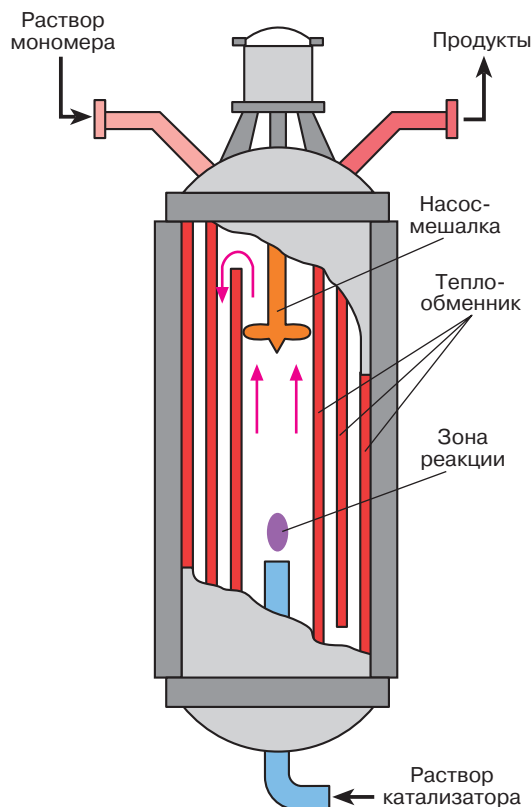


Рис. 2. Схема реактора смешения непрерывного действия для полимеризации изобутилена

кривой соответствует течению в капилляре и не представляет практического интереса.

Таким образом, только развитый турбулентный режим течения реакционной смеси позволяет организовать хорошее смешение в реакторе.

Более строгая гидродинамическая модель была разработана на основе решения уравнений турбулентного течения жидкости совместно с уравнениями химической реакции (q,ε-модель). В этой модели рассчитывали реальный профиль скоростей, учитывали флуктуации концентрации и температуры, численно вычисляли коэффициент турбулентной диффузии в каждой точке реактора. Естественно, объем вычислений при этом значительно увеличился.

q,ε-Модель позволила вычислить и сравнить с экспериментом абсолютные значения среднего коэффициента турбулентной диффузии и определить влияние геометрии реактора и способа ввода катализатора на эффективность работы реактора. Оказалось, например, что реактор с постоянным диаметром не является оптимальным, за счет изменения геометрии его производительность можно значительно увеличить, а качество продукта повысить. На рис. 4 приведена схема более оптимальной конструкции трубчатого реактора.

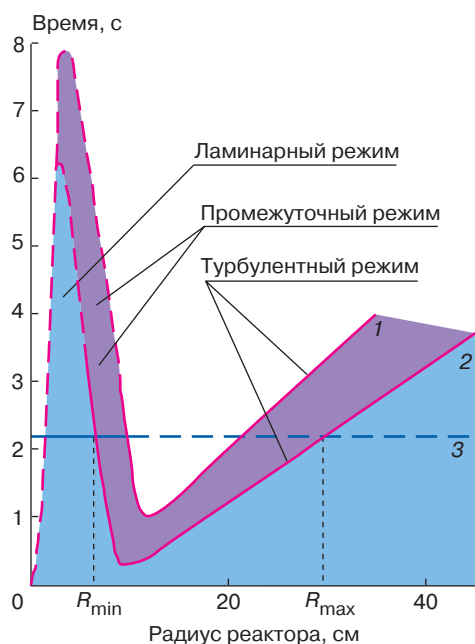


Рис. 3. Зависимость эффективных времен смешения ($\tau_{см} = R^2/D_t$, кривые 1 и 2) и химической реакции (3) от радиуса реактора для двух скоростей потока: 2,5 (1) и 5 м/сек (2) [4]

Для конкретных производственных целей необходимо направленно регулировать ММР продукта, получая узкие или широкие распределения. В реакции синтеза полиизобутиленов этот параметр удобнее всего регулировать изменяя температуру полимеризации. Для этого нужно организовать эффективный теплоотвод из зоны реакции.

В промышленных реакторах большой мощности эта задача решается путем устройства внешних и внутренних (встроенных) теплообменников (см. рис. 2), через которые циркулируют хладагенты. Чем больше объем реактора и чем выше экзотермический эффект реакции, тем сложнее решить эту задачу таким способом. Подача в реактор предварительно охлажденных реагентов позволяет перевести процесс в автотермический режим, когда тепло реакции полностью или частично расходуется на на-

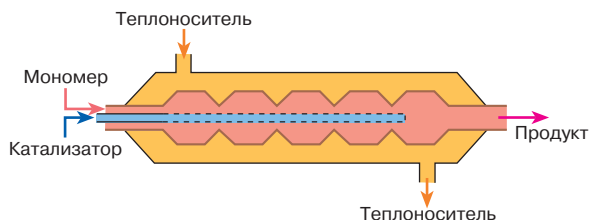


Рис. 4. Схема усовершенствованного трубчатого реактора оптимальной геометрии. Патрубок подачи катализатора имеет отверстия для ввода катализатора в реакционную смесь

грев реакционной смеси до температуры реакции. На этом принципе был построен процесс полимеризации этилена при высоком давлении в автоклаве с мешалкой фирмы ICI. Так же был организован и один из вариантов получения полиизобутиленов в растворе хлористого метилена, когда благодаря хладагенту возможно было глубокое охлаждение подаваемого в реактор сырья (вплоть до -100°C).

Другой вариант теплоотвода предполагает режим кипения растворителя при заданной температуре путем подбора давления (или разрежения). Поскольку теплоемкость органических жидкостей невелика, режим охлаждения сырьевого потока обычно не обеспечивает всего требуемого теплоотвода и его комбинируют с другими методами. Теплота же испарения достаточно велика, кроме того, кипение растворителя в объеме интенсифицирует процесс смешения, стабилизирует температурное поле, исключает местные перегревы. Такие процессы используют в технике, например при синтезе ударопрочного полистирола, когда мономерный стирол кипит под вакуумом. Другой пример — полимеризация этилена при низком давлении в растворе бензина, когда кипит растворитель. В трубчатом реакторе в условиях кипения при турбулентном режиме образуется пена. Однако в данном случае она способствует турбулизации потока, увеличивая эффективное значение D_t и линейную скорость потока. Для конкретного промышленного реактора в расчетах и экспериментах удавалось добиться 80–90%-ного превращения мономера практически в изотермическом режиме с комбинированным теплоотводом.

Для тонкого регулирования ММР наиболее эффективным оказался ступенчатый ввод раствора катализатора вдоль потока реакционной смеси. В этом случае трубчатый реактор превращался в каскад последовательно соединенных реакторов и холодильников и теплоотвод через стенку реактора может стать достаточно эффективным. Специальная форма реактора (см. рис. 4), как показали расчеты, также способна повысить эффективность теплоотвода через внешнюю стенку в несколько раз по сравнению с гладкой трубой.

Многokратный ввод инициатора и мономера в трубчатый реактор применяется также при синтезе полиэтилена низкой плотности, что позволяет увеличить конверсию мономера и уменьшить затраты на разогрев и охлаждение реакционной среды. На схеме 3 показана взаимосвязь различных входных и выходных параметров процессов, протекающих в турбулентном трубчатом реакторе, демонстрирующая возможности управления технологическим процессом.

В результате проведенной работы было сконструировано несколько промышленных реакторов нового типа для синтеза различных олигомеров и полимеров изобутилена [6, 7]. Фактически вместо

огромных, в два этажа этажа, объемных реакторов смешения (см. рис. 2) были установлены трубчатые реакторы диаметром 3–5 см и длиной 2–10 м, имеющие производительность в несколько раз выше замененных, без перемешивающих устройств, а часто и без специального охлаждения. Очевидно, что при создании новых реакторов во много раз снижаются инвестиционные расходы. Одновременно на 20–30% удастся снизить энергозатраты, в 1,5–2 раза расход катализатора, сократить другие эксплуатационные затраты. Дополнительный эффект был получен от многократного сокращения среднего времени пребывания реакционной массы в реакторе, так как этим уменьшалось влияние побочных реакций, приводящих к повышенному расходу сырья и образованию примесей.

Использование объемных реакторов с мешалками чрезвычайно распространено в химической и нефтехимической промышленности, поскольку этот тип аппаратов долгое время считался наиболее простым в управлении. В них осуществляются процессы получения полимеров, герметиков, клеев, масел, присадок к маслам, мономеров, олигомеров, растворителей. Для многих процессов, протекающих по ионному механизму, включая катионную полимеризацию бутенов, гексенов, высших α -олефинов, олигомеризацию пиперилена, хлорирование этилена, дивинила, полиэтилена, каучуков, алкилирование углеводородов и ароматических соединений, сульфирование и жидкофазное окисление ароматических соединений, среднее время пребывания в объемном реакторе намного больше времени химической реакции. А это означает, что концеп-

ция турбулентного трубчатого реактора может быть к нему применена с большой эффективностью.

Таким образом, можно утверждать, что макрокинетика – самостоятельная область науки (химической физики), имеющая свои задачи и методы исследования. Прикладное значение макрокинетики связано с исследованиями химических процессов в атмосфере, в водоемах и биологических объектах и, конечно, с развитием химической технологии. Приведенный пример разработки нового реактора для быстрых химических реакций на основе глубокого экспериментального и теоретического анализа как механизмов самой химической реакции, так и влияния сопровождающих его процессов массо- и теплопереноса показывает, с одной стороны, существенные преимущества кинетических и макрокинетических методов моделирования по сравнению с чисто математическими методами описания и оптимизации (методы черного ящика). Эти преимущества особенно ярко проявляются при создании принципиально новых технологических решений, когда требуются довольно далекие экстраполяции. С другой стороны, кинетические методы требуют значительных затрат времени и труда на эксперимент в лаборатории и на пилотных установках и времени на численные расчеты несмотря на бурное развитие вычислительной техники. Однако только такой путь, по нашему мнению, ведет к радикальным достижениям в технологии наряду, конечно, с более или менее случайными открытиями, которые играли и будут играть важнейшую роль в создании принципиально новых технологических процессов.

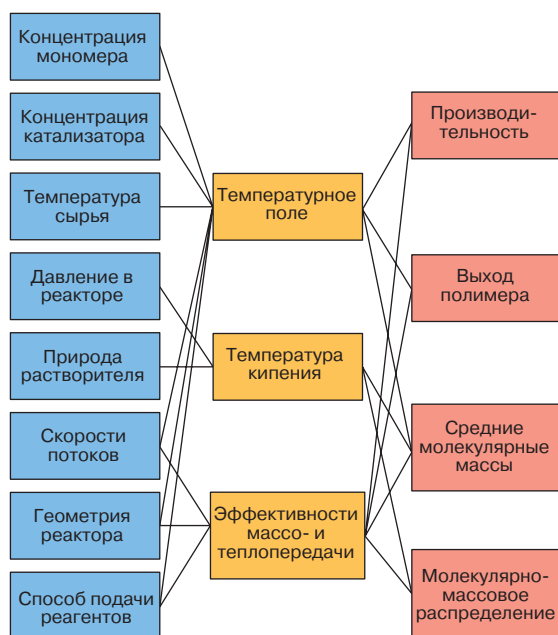


Схема 3. Схема управления турбулентным трубчатым реактором

ЛИТЕРАТУРА

1. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. М.: Наука, 1987.
2. Семенов Н.Н. Цепные реакции. М.: Наука, 1986.
3. Жижин Г.В. Макрокинетика в реакторах фронтальной полимеризации. СПб.: Политехника, 1992.
4. Мержанов А.Г., Усвицкий И.М. Созидающий огонь. М.: Сов. Россия, 1989.
5. Мержанов А.Г., Нерсисян М.Д. Самораспространяющийся высокотемпературный синтез оксидных материалов // ЖВХО им. Д.И. Менделеева. 1990. Т. 35, № 6. С. 700.
6. Берлин Ал.Ал., Минскер К.С., Дюмаев К.М. Новые унифицированные энерго- и ресурсосберегающие высокопроизводительные технологии повышенной экологической чистоты на основе трубчатых турбулентных реакторов. М.: ОАО "НИИТЭХИМ", 1996.
7. Берлин Ал.Ал., Вольфсон С.А. Вихри невраждебные // Химия и жизнь. 1990. № 11. С. 25–29.

* * *

Александр Александрович Берлин, доктор химических наук, профессор, член-корреспондент РАН, директор Института химической физики РАН. Область научных интересов – химия и физика полимеров и композиционных материалов. Автор восьми монографий и более 400 научных работ.