

## MACROSCOPIC KINETICS (MACROKINETICS)

AI. AI. 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” (макроскопическая кинетика). Этот термин предложил известный советский учёный 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 ( $\tau_{хим}$ ) и переноса тепла или вещества ( $\tau_{неп}$ ):

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

При горении высокие скорости химической реакции (малое  $\tau_{хим}$ ) 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

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

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  $\delta$ , 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

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  $W = V k C_0$ , 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:  $W = \pi r^2 \delta k C_0 \propto \sqrt{k D} C_0$ . 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  $E \left( W = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \right)$  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

$$W = k C_n. \quad (6)$$

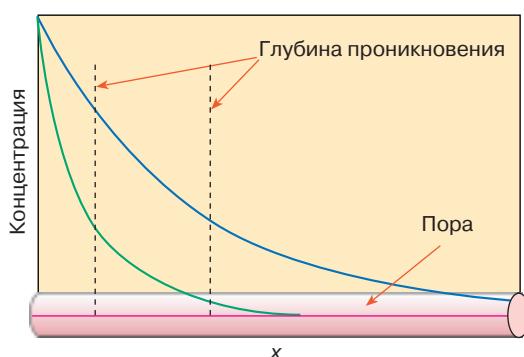
Для того чтобы найти поверхностную концентрацию в стационарном установившемся режиме, необходимо приравнять скорость подачи реагента из газовой фазы к поверхности скорости его расходования в реакции. Скорость транспорта конвекцией и диффузией равна

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

где  $\beta$  – коэффициент массопереноса. Приравнивая (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,



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

то есть кинетическое и диффузионное сопротивления, 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 дифундируют 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 м<sup>3</sup>, 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 растворителя мономера (внешний поток) и раствора катализатора (внутренний поток).

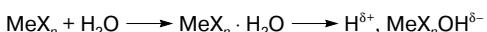
При изменении радиуса реактора можно было наблюдать три различных режима:

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

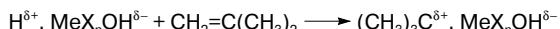
2) при больших радиусах реакция протекает в центральной части реактора, поскольку активные центры не достигают внешней стенки реактора. По периферии вдоль стенок происходит проскок мономера – факельный режим;

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

#### 1. Формирование катализитического комплекса:



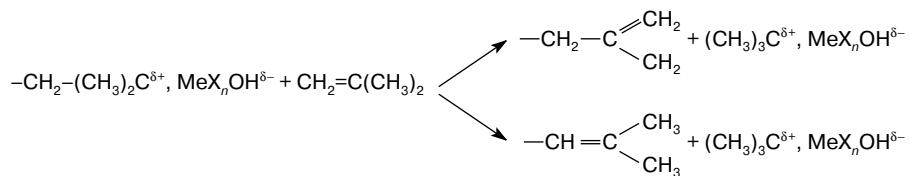
#### 2. Инициирование ( $k_i$ ):



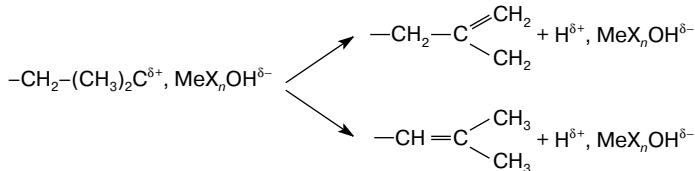
#### 3. Рост цепи ( $k_p$ ):



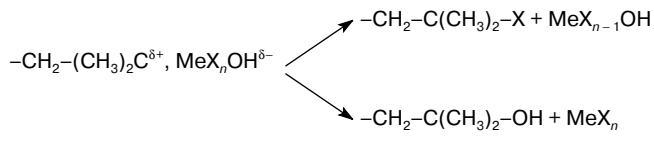
#### 4. Передача цепи (преимущественно на мономер, $k_t$ ):



#### 5. Реакция передачи протона на противоион:



#### 6. Гибель цепи с захватом фрагмента противоиона:



$$\text{MeX}_n = \text{AlCl}_3; \text{BF}_3; \text{SnCl}_4; \text{TiCl}_4; \text{HClO}_4; \text{H}_2\text{SO}_4; \text{CCl}_3\text{COOH}$$

**Схема 1.** Химическая схема полимеризации изобутилена

### Кинетическая схема

1. Кат. + М  $\longrightarrow$   $A_1^*$   $k_u$
2.  $A_1^* + M \longrightarrow A_1^*$   $k_p$
- .....
3.  $A_{n-1}^* + M \longrightarrow A_n^*$   $k_p$
4.  $A_n^* + M \longrightarrow A_1^* + \Pi$   $k_m$
5.  $A_n^* \longrightarrow \Pi$   $k_r$

### Основные кинетические уравнения

$$\frac{d[Kat_*]}{dt} = -k_u[Kat_*][M]$$

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

$$-\frac{d[M]}{dt} = \frac{d[\Pi]}{dt} = k_u[Kat_*][M] + k_p\sum[A_n^*][M] \approx k_p\sum[A_n^*][M]$$

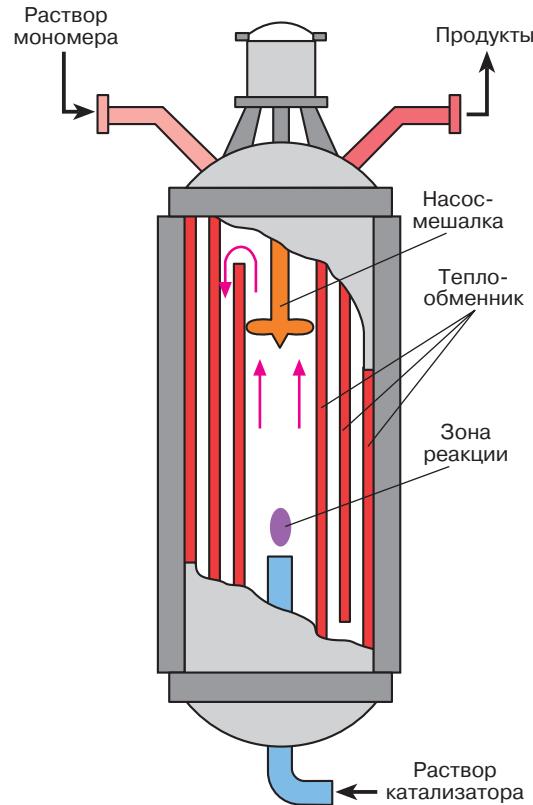
$$\frac{d[N]}{dt} = k_m\sum[A_n^*][M] + k_r\sum[A_n^*] \approx k_m\sum[A_n^*][M]$$

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

**Схема 2.** Кинетическая схема и кинетические уравнения полимеризации изобутилена. Обозначения: Кат., М,  $\Pi$  и  $A_n^*$  – молекулы катализатора, мономера, полимера и активной макромолекулы, содержащей  $n$  мономерных звеньев;  $k_u$ ,  $k_p$ ,  $k_m$  и  $k_r$  – константы скорости реакций инициирования, роста, передачи и обрыва цепи;  $N$  – число полимерных молекул;  $P_n$  – средняя степень полимеризации (содержание мономерных звеньев в макромолекуле);  $k_p^0$ ,  $k_m^0$ ,  $E_p$  и  $E_m$  – предэкспоненциальные множители и энергии активации констант скорости роста и передачи цепи соответственно. Квадратные скобки обозначают концентрацию соответствующего вещества. Знак  $\Sigma$  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  $\tau_{cm}$  и химической реакции  $\tau_{xim}$ :  $\tau_{cm} = R^2/D_t < \tau_{xim}$ , где  $R$  – радиус реактора,  $D_t$  – коэффициент турбулентной диффузии.

На рис. 3 приведены зависимости  $\tau_{cm} = f(R)$  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



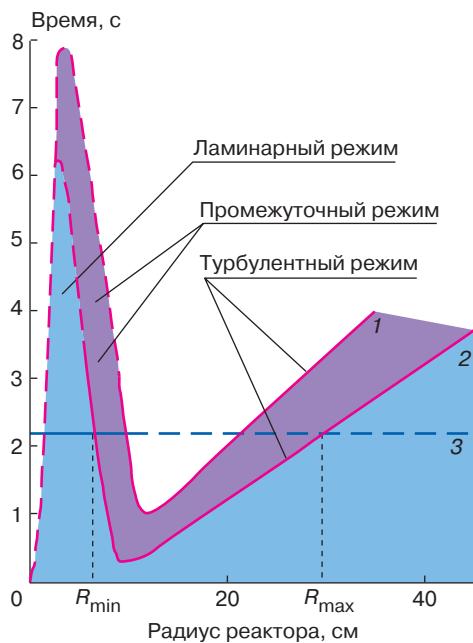
**Рис. 2.** Схема реактора смешения непрерывного действия для полимеризации изобутилена

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 ( $q,\epsilon$ -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.

$q,\epsilon$ -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 смещения ( $\tau_{\text{см}} = R^2/D_t$ , 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 полизобутиленов этот параметр удобнее всего регулировать изменения 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-

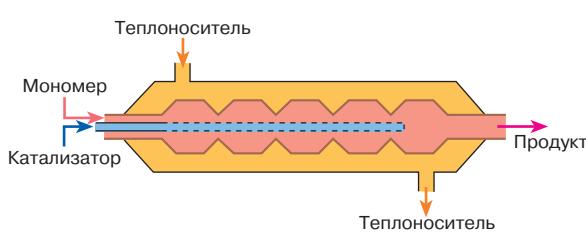
грев реакционной смеси до температуры реакции. На этом принципе был построен процесс полимеризации этилена при высоком давлении в автоклаве с мешалкой фирмы ICI. Так же был организован и один из вариантов получения полизобутиленов в растворе хлористого метиlena, когда благодаря наличию на заводе жидкого этилена в качестве хладагента возможно было глубокое охлаждение подаваемого в реактор сырья (вплоть до  $-100^{\circ}\text{C}$ ).

Другой вариант теплоотвода предполагает режим кипения растворителя при заданной температуре путем подбора давления (или разрежения). Поскольку теплопемкость 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 смещения, 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 ходильников 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.

Многократный 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 возможность 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



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

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% удается 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  $\alpha$ -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 ним 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.

## 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., Нерсесян 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.

