

**ՀԱՅԱՍՏԱՆԻ ՀԱՆՐԱՊԵՏՈՒԹՅԱՆ ԳԻՏՈՒԹՅՈՒՆՆԵՐԻ
ԱԶԳԱՅԻՆ ԱԿԱԴԵՄԻԱ
НАЦИОНАЛЬНАЯ АКАДЕМИЯ НАУК РЕСПУБЛИКИ
АРМЕНИЯ**

Հայաստանի քիմիական հանդես 62, №5, 2009 Химический журнал Армении

НОВЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ДЛЯ БЫСТРЫХ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКЦИЙ

Г. Г. АЛЕКСАНИЯ

1. Вопрос об интенсификации (оптимизации) химического производства возникает как при его создании, так и в дальнейшем, по мере появления новых технологических идей и решений. При современных требованиях к химическому производству оптимизация, равно как и разработка новых технологических процессов, должна проводиться с учетом трех основных моментов: безопасность, экологическая чистота и эффективность производства. Именно через эту «трехгранную призму» необходимо рассматривать новейшие научные изыскания, посвященные созданию новых химических технологий.

Я расскажу о новых методах и разработках, проведенных в последнее время в Институте химической физики им. Н.Н.Семенова РАН. Некоторые работы частично здесь мы уже докладывали на юбилейных собраниях, посвященных памяти академика РАН Ениколопова Н.С. Я напомню о некоторых работах, которые органично связаны с тем, о чем я буду рассказывать сегодня.

2. Исследуя конкретный химический процесс в реальных условиях производства, для выбора того или иного вида конструкции реакторов или прогнозирования свойств получаемых продуктов, необходимо учитывать конкретные физические процессы, протекающие одновременно с химическими реакциями и сильно влияющие на весь процесс в целом. Это, в первую очередь, процессы диффузии исходных веществ и продуктов реакции, а также процессы выделения и распространения тепла. Другими словами, необходимо проводить полный макроскопический анализ, предполагающий совместное решение уравнений химической кинетики, диффузии, теплопроводности, гидродинамики и пр.

3. Среди проблем, наиболее актуальных и сложных для современной химии и химической технологии, следует выделить проблему создания энерго- и ресурсосберегающих технологий высокой экологической безопасности для жидкофазных процессов, протекающих с высокими скоростями (характерное время химической реакции сравнимо с временами переноса). В реакционных зонах в таких процессах формируются сложные температурные и концентрационные поля, и используемые обычно в таких случаях реакторы смешения непрерывного действия плохо управляемы (неоправданно высокие времена пребывания реагирующей смеси в зоне реакции), что сказывается как на качестве продукта, так и на производительности процесса. При более подробном рассмотрении оказалось, что таких химических

процессов достаточно много и их удалось объединить в единый класс быстрых химических процессов в жидкой фазе. К таким процессам относятся производство ряда полимеров, герметиков, клеев, различных масел, присадок, растворителей а также катионная полимеризация бутиленов, гексена и других высших α -олефинов, олигомеризация пиперилена, хлорирование этилена, алкилирование углеводородов (получение алкилбензинов) и т.д. Анализ существующих в настоящее время промышленных производств показал, что реакционные аппараты для такого типа быстрых химических реакций спроектированы, чаще всего, неоптимально и неэффективно, и поэтому обязательно требуют указанного выше макрокинетического подхода к решению проблемы.

4. Примером такого макрокинетического подхода был выбран нами процесс получения олиго-полиизобутиленов с ММ до 50000. Это катионный процесс полимеризации изобутилена в присутствии $AlCl_3$, BF_3 и пр. в среде углеводородов в интервале 173÷353К в реакторах смешения объемом до 30 м³ (рис. 1), снабженных внутренними и внешними теплообменными поверхностями (с жидким этиленом или аммиаком в качестве хладагента) и весьма интенсивными мешалками, обеспечивающими линейные скорости движения реакционной массы (1÷10 м/с) при средних временах пребывания реакционной массы в реакто-

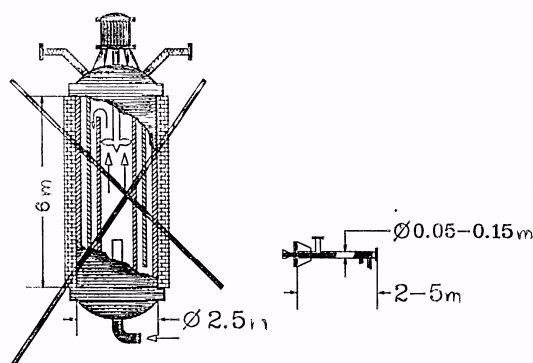


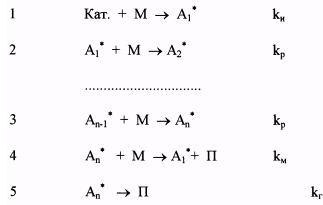
Рис. 1

рах (1,8÷3,6) 103 с. При скорости инициирования и роста цепи (ки, кр) порядка $\sim (10^5 \div 10^6)$ л/моль·с и при реальных концентрациях катализатора и мономера время химической реакции составляет $10^{-1} \div 10^{-3}$ с. Это означает, что полимеризация изобутилена протекает в основном менее 1÷10 см от места ввода катализатора, и процесс лимитируется смешением катализатора, мономера и реакционной массы. Накопление тепла в том или ином объеме реакционной массы приводит к

колебательному изменению температуры во времени, и поэтому термостатирование процессов полимеризации изобутилена, как и других быстрых химических процессов, представляет значительные трудности, что приводит, как я уже указывал выше, к плохому качеству конечного продукта.

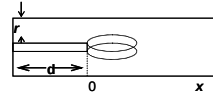
5. Так как химическая схема полимеризации изобутилена хорошо известна (известны все константы скоростей, термодинамика процесса и т.д.), написав основные кинетические уравнения и уравнения для молекулярных масс и добавив к ним уравнения диффузии, учитывая смешение реагентов теплопередачи и конвекции мы получаем систему уравнений, которую необходимо решить и анализировать. Рассматривалось смешение двух коаксиальных потоков растворов мономера (внешний) и катализатора (внутренний) с соответствующими граничными условиями (рис. 2а, б).

Кинетическая схема



Основные кинетические уравнения

$$\begin{aligned} \frac{d[KaT]}{dt} &= -k_t[KaT] \cdot [M] \\ \frac{d\sum[A_i^*]}{dt} &= k_t[KaT] \cdot [M] - k_t \cdot \sum[A_i^*] \\ \frac{d[M]}{dt} &= \frac{d[I]}{dt} = k_t[KaT] \cdot [M] + k_p \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M] \sim k_p \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M] \\ \frac{d[N]}{dt} &= k_u \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M] + k_t \cdot \sum[A_i^*] \approx k_u \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M] \\ P_s &\approx \frac{k_p \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M]}{k_u \cdot \sum[A_i^*] \cdot [M]} = \frac{k_p}{k_u} = \frac{k_p^0 \cdot \exp(-\frac{E_p}{RT})}{k_u^0 \cdot \exp(-\frac{E_u}{RT})} = \frac{k_p^0}{k_u^0} \cdot \exp(\frac{E_u - E_p}{RT}) \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \frac{\partial M(x, r)}{\partial \tau} &= D_r \Delta[M](x, r) - k_p^0 \exp(-\frac{E_p}{RT}) \cdot [M](x, r) [A^*](x, r) - Vgrad[M](x, r) \\ \frac{\partial A^*(x, r)}{\partial \tau} &= D_r \Delta[A^*](x, r) - k_p^0 \exp(-\frac{E_p}{RT}) \cdot [A^*](x, r) - Vgrad[A^*](x, r) \\ \frac{\partial T(x, r)}{\partial \tau} &= \chi_r \Delta T(x, r) + \frac{q_p}{\rho \cdot c} k_p^0 \exp(-\frac{E_p}{RT}) \cdot [M](x, r) [A^*](x, r) - Vgrad[T](x, r) \end{aligned}$$

Модель I

Модель II

$$\begin{aligned} T(-d, r) &= T_0 \\ M(-d, r) &= \begin{cases} [M]_0 & \text{при } R > r > r_0 \\ 0 & \text{при } r_0 > r > 0 \end{cases} \\ A^*(-d, r) &= \begin{cases} [A^*]_0 & \text{при } R > r > r_0 \\ 0 & \text{при } r_0 > r > 0 \end{cases} \\ k_t(x, r) &= \begin{cases} k_t & \text{при } x \geq 0 \\ 0 & \text{при } x < 0 \end{cases} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T(-d, r) &= T_0 \\ M(-d, r) &= \begin{cases} 0 & \text{при } R > r > r_0 \\ [M]_0 & \text{при } r_0 > r > 0 \end{cases} \\ A^*(-d, r) &= \begin{cases} 0 & \text{при } R > r > r_0 \\ [A^*]_0 & \text{при } r_0 > r > 0 \end{cases} \\ k_t(x, r) &= \begin{cases} k_t & \text{при } x \geq 0 \\ 0 & \text{при } x < 0 \end{cases} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial M(x, R)}{\partial \tau} &= \frac{\partial A^*(x, R)}{\partial \tau} = \frac{\partial A^*(x, 0)}{\partial \tau} = \frac{\partial M(x, 0)}{\partial \tau} = \frac{\partial T(x, 0)}{\partial \tau} = 0 \\ \frac{\partial T(x, R)}{\partial \tau} &= \alpha \cdot \{T(x, R) - T_1\} \end{aligned}$$

а

б

Рис. 2

Таким образом, расчет математической модели сводится к решению асимметричной краевой задачи с помощью неявной разностной схемы в стационарном приближении.

6. Результаты численного расчета показаны на рис. 3. Анализ зависимости глубины превращения α (количественная характеристика), индекса полидисперсности $\overline{P}_w / \overline{P}_n$ и степени полимеризации $\overline{P}_n$ (качество продукта) от параметров процесса: радиуса R трубчатого реактора и l длины реакционной зоны, а также v – скорости потока, позволил выбрать оптимальные R, α , v для конструирования трубчатых турбулентных реакторов квазиидеального вытеснения (ТТР) для реализации таких быстрых процессов.

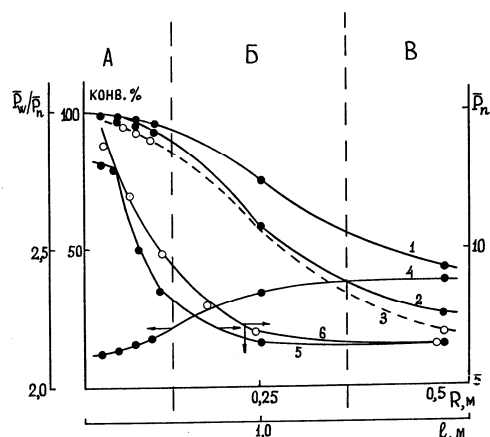


Рис. 3. Зависимость глубины превращения мономера (1, 2, 3), индекса полидисперсности $\bar{P}_w/\bar{P}_n$ (4) и степени полимеризации $\bar{P}_n$ (5, 6) от радиуса R и длины l реакционной зоны; ($1 - k_r = 15 \text{ с}^{-1}$); ($2 \div 5 - k_r = 20 \text{ с}^{-1}$); 3 – экспериментальная кривая при $[M]_0 = 1,9 \text{ моль/л}$, $[AlCl_3]_0 = 0,00371 \text{ моль/л}$ (в C_2H_5Cl), $T_0 = 248(K)$, $k_p = 105 \text{ л/моль} \cdot \text{с}$, $V = 5 \text{ м}^3/\text{с}$, $R/\tau = 2,5$).

но, можно существенно повысить выход α при одновременном возрастании ММ и сужении ММР, но необходимо помнить, что выбор v_2 ограничен сверху, т. к. увеличивается гидродинамическое сопротивление реактора. Вообще выбор параметров процесса – это уже предмет для оптимизации всего процесса. Турбулентные реакторы (ТР), в силу малой металлоемкости (это относится ко всем ТР, о которых я буду рассказывать), легко выходят на заданный режим ($5 \div 10$ мин) в отличие от громадных реакторов смешения ($2 \div 3$ ч), и поэтому легко и быстро оптимизируются по всем параметрам. В нашем случае (процесс полимеризации изобутилена) это получение необходимых (требуемых) молекулярных масс (ММ) и полидисперсности (ММР) конечного продукта при желательных больших конверсиях (α).

В табл. 1 и рис. 1 даны сравнительные характеристики ТР и реакторов смешения. В настоящее время турбулентные реакторы внедрены в различные процессы на химических заводах России.

Здесь, мне кажется, надо отметить влияние линейной скорости v потока в турбулентных реакторах: при малых скоростях времена смешения $\tau_{см} = R^2/D_t$ велики и процесс идет неэффективно: широкие отношения M_w/M_n и т.д. С увеличением скорости потока эффективность смешения возрастает и в турбулентном режиме ($Re > 3000$ и выше) τ смешения падает и имеет условия для достижения квазиидеального вытеснения $R^2/D_t = \tau_{хим} = 1/k_r$, что приводит у квазиизотермическому режиму процесса и в конечном счете увеличению конверсии и сужению ММР конечного продукта. Таким образом, существует ограниченный диапазон скоростей потока $v_1 < v_{раб} < v_2$ для реального осуществления квазиизотермического режима в трубчатых реакторах. Увеличивая $v < v_1$, как было доказано эксперименталь-

Таблица 1

**Технико-экономические показатели трубчатого турбулентного реактора,
работающего в режиме квазиидеального вытеснения в турбулентных потоках
в сравнении с объемными реакторами идеального смешения**

Показатель	Трубчатый турбулентный реактор (ИХФ РАН, г. Москва, БГУ, г. Уфа)	Объемный реактор ЛенНИИХиммаш, Россия	Объемный реактор фирмы "Stratco", США	Объемный реактор фирмы "Амоско", США
Объем реактора, м ³	0,04±0,02	1,5±4,0	До 29	20±30
Металлоемкость, т	0,05	7,5	До 40	50
Энергоемкость, отн. ед.	0,08±0,085	1	1	1
Время выхода на режим, ч	0,01	5,5±0,5	4±1	4±1
Время пребывания, ч	0,003	1,5±0,5	1	1
Производитель - ность, т/ч	Более 10	2±1	До 5	До 10
Удельная производитель - ность, отн. ед.	Более 1000	1	1	1,5±0,5
Удельные затра- ты на, отн. ед.				
воду	0,8	1	1	1
сырье	0,75±	1	0,9	1
катализатор	0,55±	1	1	

Следующий пример вышеуказанного подхода, о котором мне хочется Вам рассказать, это применение ТТР для получения алкилбензинов.

Известно, что реакция алкилирования изобутана (ИБ) различными олефинами происходит в жидкой фазе – эмульсии (жидкие углеводороды (серная кислота) с большой скоростью ($\tau_{\text{реакц.}} \sim 5 \div 10 \text{ с}$) и выделением тепла $Q \cong 250 \text{ ккал/кг}$ на 1 кг полученного алкилата. Параметрами процесса является состав сырья (смесь изопарафинов и олефинов), концентрация серной кислоты (катализатор), соотношения концентраций в зоне реакции ($C_{\text{изобутана}}/C_{\text{олефина}}$); температура, давление, соотношение ($C_{\text{кислоты}}/C_{\text{углевод.}}$), объемная скорость подачи олефинов.

Современный промышленный процесс алкилирования (ИБ) олефинами с целью получения алкилбензинов представляет собой сложный многостадийный процесс: в громадных реакторах смешения, куда подаются все три потока (изобутан, олефин, серная кислота), интенсивно перемешиваются и выводятся из аппарата в отстойную зону. С нашей точки зрения, такое смешение реагентов является общим недостатком современных реакторов – совмещение физических (массо-теплопереноса и т.д.) и химических процессов, которые неоднознач-

но влияют друг на друга, дают в конечном счете некий суммарный результат, не позволяющий оценить, анализировать и, отсюда, оптимизировать процесс алкилирования. Потенциально опасными факторами, кроме высокого давления, в современных технологиях являются громадные перемешивающие устройства (импеллеры – 6000 *об/мин*), наличие сальниковых устройств, работающих в кислотной среде, и охлаждающих контуров (жидкий аммиак и т.д.), что приводит, кроме большой взрывоопасности, также к значительному повышению себестоимости получаемого алкилата.

Понижение температуры процесса алкилирования приводит к благоприятным условиям для прохождения основной реакции, но в современных технологиях ограничивается снизу работой мешалок (увеличивается вязкость среды), что приводит к расходу энергии и т.д. Все это говорит о том, что современные конструкторские решения процесса алкилирования полностью исчерпали свои возможности, и нужен принципиально новый подход к процессу алкилирования, который учел бы все выше указанные недостатки существующих технологий и был бы более экологичным и энергосберегающим и более доступным для оптимизации всего процесса в целом.

Перейдем теперь к описанию нового, не имеющего аналогов в мире, турбулентного реактора для процессов алкилирования. Полученный исследовательский и научный опыт конструкции ТТР для полимеризационных процессов (о которых я рассказывал выше) оказался полезен для создания нового струйного реактора, обладающего малыми габаритами, не имеющего охлаждающих устройств, легко поддающихся оптимизации (выход на режим 5÷10 *мин*).

Все, что я хочу рассказать, отражено на рис.4. На рис. 4а дана современная установка алкилирования системы STRATCO. Это громадная установка ($L \sim 20 \div 25$ м), начиненная взрывоопасными углеводородами и опасной серной кислотой. Ниже (рис. 4б) дается общая схема алкилирования: мы видим, что все потоки подаются в реактор (средний прямоугольник), где одновременно проходят все процессы: как химические, так и физические процессы (массо-теплоперенос, образование первичной эмульсии).

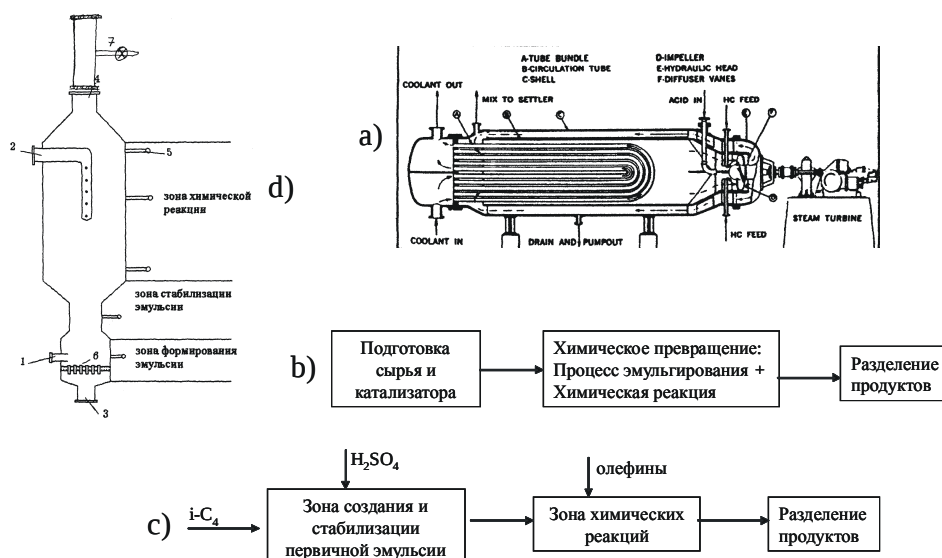


Рис. 4. Схема установки алкилирования STRATCO. Трехзонный трубчатый турбулентный реактор синтеза высокооктанового алкилбензина: 1 – ввод кислоты; 2 – ввод олефина; 3 – ввод изобутана; 4 – выход продукта; 5 – термодатчики; 6 – система диспергирования углеводорода; 7 – пробоотборник.

В первую очередь мы предложили новую схему алкилирования (рис. 4с). Мы отделили зону создания и стабилизации эмульсии от химических процессов (зона, где проходит основная реакция и другие реакции). Реально это показано на рис. 4д. В зоне формирования предварительной эмульсии подаются только кислота и жидкий изобутан – турбулентный поток ($Re \sim 10^5$) смешивает их в подводящей трубе и подает в реакционную зону, куда подаются олефины. Необходимое качество эмульсии достигается изменением начальных температур, давления и скорости подачи реагентов и контролируется через пробоотборник на выходе потока из реактора (без олефинов), который следит также за окончанием реакции – отсутствием двойных связей. Таким образом, отделив процесс образования эмульсии от химреакции, мы можем легко оптимизировать этот важный участок процесса алкилирования.

Здесь следует отметить, что оптимизация процесса в этом случае – это получение алкилата при как можно малых затратах катализатора (H_2SO_4) на 1 тонну алкилата и содержащего как можно больше углеводородов C_8 (изомеров октана), определяющего качество продукта, его суммарное октановое число – (о.ч.).

Экспериментальные подтверждения расчетов нового турбулентного реактора были получены при полупромышленных испытаниях, результаты которых легли в основу патентов. В табл. 2 даны сравнительные характеристики процесса алкилирования ТТР и существующими в настоящее время установками системы Stratco и Kellog.

Таблица 2

Основные показатели процесса алкилирования ТТР в сравнении с существующими процессами

Показатели	Stratco	Kellog	ТТР
Объем аппарата, м ³	10	>100	0,3
Металлоемкость,	1	10	ОД
Энергоемкость, отн.ед.	1	1,3	0,7
Соотношения			
iC4/олефин	10/1	12/1	7/1
H ₂ SO ₄ /углеводород	1ч-1,5/1	1-5-1,3/1	0,7/1
Расход кислоты, кг/тн	«80 - 100	«90 - 100	»70 (возможно и ниже)
Содержание ТМП	56-62	-	70-75
Октановое число ММ, пункт.	93-94	91-5-92	94-96

Из табл. 2 видно что, кроме указанных выше малогабаритности (уменьшение взрывоопасности) и малой металлоемкости (легкая оптимизация), продукт ТТР содержит большое количество триметилпентанов (~70÷75), что отражается на качестве продукта (октановое число ~94÷96). Также следует отметить уменьшение затрат кислоты ~70 кг на тонну алкилата (оптимизация может уменьшить это число). Таким образом, нами доказан «тезис»: химические технологии, основанные на быстрых химических реакциях, требуют нового подхода к конструированию реакционных аппаратов, а именно, вместо громоздких реакторов смешения необходимо применять легкие трубчатые турбулентные реакторы квазиидеального вытеснения.

3. Использование малогабаритных ТТР вместо традиционных классических аппаратов смешения, как видно из вышесказанного, обеспечивает увеличение производительности процессов при улучшении качества продуктов (при прочих преимуществах). Значительное улучшение смешения реагентов в жидкой фазе можно получить, меняя геометрию ТТР, а также способ ввода реагентов. Дальнейшие исследования в этой области показали, что наилучшее перемешивание реагентов имеет место при использовании ТТР второго поколения – диффузор-конфузорной конструкции. Их отличительная способность – возможность получения требуемой турбулентности, а следовательно интенсивности смешения, при гораздо меньших скоростях потока. За счет применения конического расширения в начальной части сектора

реактора образуются, как показали наши исследования, рециркуляционные зоны. ТТР диффузор-конфузорного типа оказались эффективны при работе с многофазными системами (газ + жидкость) и (жидкость – жидкость) и незаменимы как смесители для высоковязких жидкостей. Высокий уровень турбулентности ведет к диспергированию фаз с получением тонких однородных эмульсий. Используются ТТР также в таких физических процессах, как смешение, экстракция, эмульгирование. В качестве примера приведу предложенный нами новый метод интенсификации двухфазных (газ–жидкость) аэрационных процессов. Реактор представляет собой обычную круглую трубу, профилированную конфузор-диффузорными участками, а межтрубное пространство также профилировано для турбулизации охлаждающего, если надо, потока (рис. 5).

я

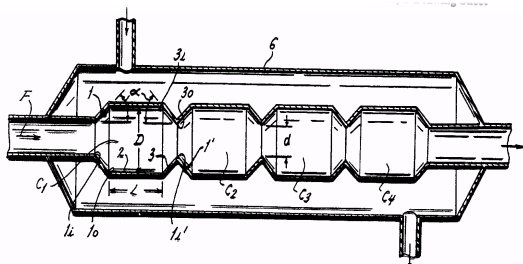


Рис. 5

В трубу одновременно подаются жидкость и воздух. Эффективность процесса аэрации определяют по расходу специфического реагента – сульфита натрия, который легко окисляется в водном растворе в присутствии катализатора ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) в сульфат натрия. Количественной характеристикой эффективности аэрации является так называемое сульфитное число:

$$\text{SuV} = \frac{(\text{Co} - \text{Ct}) \cdot 16}{\tau \cdot 126} \Rightarrow \left(\frac{r\text{O}_2}{\lambda \cdot \text{ч}} \right)$$

где Co , Ct – концентрации сульфита в начале и в конце реакц, , τ – время реакц, , λ –

На рис. 6 дана зависимость сульфитных чисел SuV от величины $\phi = V_{\text{газ}}/V_{\text{жид.}}$ при различных объемных подачах жидкости. Для сравнения скажем, что при барботаже в таких системах $(\text{SuV})_{\text{барб}} \leq 4$, т.е. эффективность нового процесса, как видно из рис. 6, намного больше барботажа. Интенсификация процесса аэрации, с нашей точки зрения, связана в этом случае с эффективным диспергированием воздушных пузырей в условиях интенсивной турбулентности, высокими значениями коэффициента турбулентной диффузии в жидкой фазе, а также значительными касательными напряжениями, которые могут быстро разрушать воздушные пузырьки и, тем самым, развивать поверхность раздела фаз. И, наконец, нужно отметить, что, как видно из того же рис. 6, легко решается в нашем случае и проблема теплосъема (тепло снижается охлаждающим потоком) во внешней рубашке, что обычно для таких процессов является проблемой. я

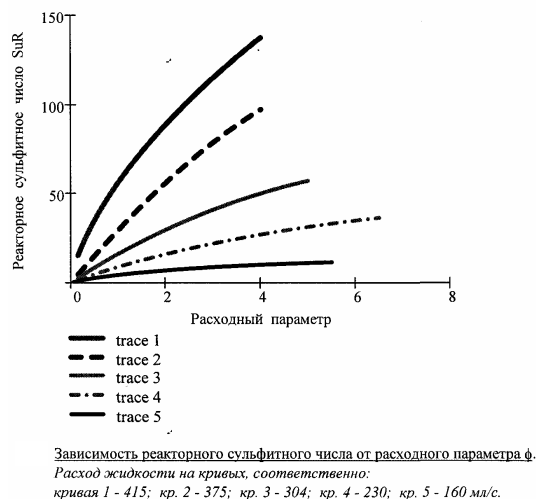
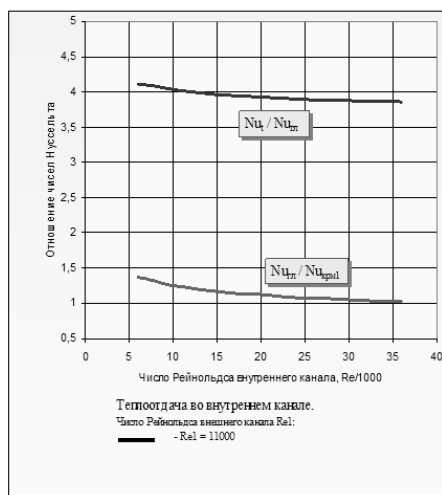


Рис. 6

сификации является метод накатки, способствующий турбулизации пристенного слоя. Предложенный метод состоит в использовании для турбулизации однофазных теплообменных потоков крупномасштабной вихревой диссипативной структуры, линейный масштаб наибольших вихрей которых соизмерим с характерным размером канала теплообменника. При такой турбулизации следует ожидать несколько большей интенсификации теплообмена, чем при накатке ($\eta = D_{\text{сужения}}/D_0 \sim 0,9$. Нами рассматривались глубокое профилирование $0,3 \leq \eta \leq 0,9$. Связано это, прежде всего, с созданием более обширных и интенсивных рециркуляционных зон, что приводит к более сильной деформации пристеночного слоя, а также с тем, что активное перемешивание всего потока увеличивает температурный перепад в пристеночной области.

И, наконец, еще одним достоинством диффузор-конфузорных ТТР является повышенный коэффициент теплоотдачи через внешнюю стенку по сравнению с цилиндрическими ТТР. Этот эффект определяется не только турбулизацией пристенного слоя, но и образованием внутреннего макроскопического вихря, обеспечивающего перенос тепла от сердцевины потока к стенке. Используя диффузор-конфузорные ТТР, мы предлагаем новый метод интенсификации конвективного теплообмена – метод глубокого профилирования (турбулентные теплообменники). Одним из современных способов интен-

Сравнение показателей турбулентного теплообменника (ТТ) с (ТТАИ-25)- ООО-Теплообмен



" $A_{\text{тур}}/A_{\text{ТТАИ}}$ "	" $L/L_{\text{т}}$ "	" $F/F_{\text{т}}$ "
0.457	0.401	1
0.5	0.405	0.966
0.75	0.421	0.828
1	0.434	0.742
1.25	0.444	0.682
1.5	0.452	0.636
1.75	0.459	0.601
2	0.465	0.571
2.5	0.476	0.525
3	0.485	0.49

а)

б)

Рис. 7

На рис. 7а иллюстрируется основной результат экспериментов, а именно, интенсификация теплообмена $\alpha_{\text{турб}}/\alpha_{\text{глад}} = Nu_{\text{турб}}/Nu_{\text{глад}}$ (здесь α – коэффициенты теплототдачи, (глад.) – индекс гладкой трубы, Nu – числа Нуссельта, соответственно). Как видно из рис. 7а, уровень интенсификации достигает (3,5÷4) в диапазоне $Re = 5000$, т.е. теплообменник можно использовать при относительно малых скоростях потоков. Здесь необходимо отметить, что при больших степенях интенсификации весьма существенно увеличивается гидродинамическое сопротивление, что ограничивает применение метода, но, тем не менее, большое увеличение интенсивности теплообмена часто компенсирует потери (выигрыш в габаритах, весе, площади и т.д.). Как указывалось выше, этим теплообменником легко оптимизируются (параметрами оптимизации ТТР являются d – диаметр сужения, D_0 – диаметр трубы, α и β – углы конфузора и диффузора, шаг Δ). Для сравнения на рис. 7б дана таблица показателей турбулентного теплообменника (ТТР) и (ТТАИ-25)-ООО-Теплообмен (одним из лучших современных фирм, выпускающих теплообменники). Из таблицы видно, что отношения ($L_{\text{тур}}/L_{\text{т}}$) длин и ($F/F_{\text{тур}}$) площадей поверхностей теплообменника при различных энергетических затратах ($A_{\text{тур}}/A_{\text{ттан}}$) говорят в пользу наших турбулентных реакторов теплообмена.

Таким образом, резюмируя вышесказанное, следует отметить, что успешное внедрение разработанных ТТР в химических производствах позволяет уменьшить энергозатраты (малая металлоемкость, отсутствие охлаждающих и перемешивающих устройств), а также расходы катализатора и сырья и улучшает экологические показатели производства: уменьшаются вредные выбросы в атмосферу и количество сточных вод, снижается количество побочных продуктов и агрессивных веществ и т.д. И, наконец, разрешите продемонстрировать, отнюдь

не полную таблицу экологических последствий реализации турбулентных реакторов (табл. 3).

Таблица 3

Экологические последствия реализации проекта «турбулентный реактор»

	Процесс	Эффект
1	Получение метилэтилкетона	1. Снижается расход серной кислоты с 175 кг до 60-80 кг/т продукта. 2. Ликвидируется выброс на факел
2	Производство дихлорэтана	1. Полностью отсутствует кокс. 2. Снижается расход углеводородов при исключении проскока хлора
3	Производство хлористого этила	Исключается выброс хлора в атмосферу
4	Получение пиперилена	Отсутствие гелефракции полимера
5	Сернокислотное алкилирование	Сокращение расхода серной кислоты, снижение энергозатрат уменьшение потребления воды
6	Хлорирование каучуков	Уменьшение количеств вредных веществ: хлор, хлористый водород и пр.
7	Олигомеризация бутиленов	Уменьшение сточных вод в 10-20 раз
8	Полимеризация изобутилена и алкилирование фенола	Снижение количества вредных побочных продуктов