

Федеральное агентство по образованию

**Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования**

Московский государственный университет леса

Ю.Н. Жилин, А.Н. Зарубина, Г.Л. Олиференко, А.Н. Иванкин

ИНЖЕНЕРНАЯ ХИМИЯ. ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

Учебное пособие

Для студентов всех форм обучения

Издательство Московского государственного университета леса

Москва – 2016

УДК 54

Ж 72 Жилин Ю.Н., Зарубина А.Н., Олиференко Г.Л., Иванкин А.Н.
Инженерная химия. Химические реакторы: Учебное пособие для
студентов всех форм обучения. – М.: ФГБОУ ВО МГУЛ, 2016. – 140 с.

В данном учебном пособии рассмотрены основные положения по теории и расчету химических реакторов, для лучшего усвоения материала разобраны типичные задачи и приведены вопросы для самоконтроля.

Разработано в соответствии с Федеральным государственным образовательным стандартом ВО по направлению подготовки «Химическая технология» для профиля подготовки «Химическая технология переработки древесины» на основе примерной программы дисциплины "Химические реакторы "

Одобрено и рекомендовано к изданию в качестве учебного пособия редакционно-издательским советом университета.

Рецензенты: профессор А.Н. Кабанов, кафедра общей химической
технологии РХТУ им. Д.И. Менделеева;
профессор В.А. Винославский, кафедра химической
технологии древесины и полимеров

Кафедра химии и биотехнологии лесного комплекса

Автор – Юрий Николаевич Жилин, доцент,
Анжелла Николаевна Зарубина, доцент,
Галина Львовна Олиференко, доцент
Андрей Николаевич Иванкин, профессор

© Жилин Ю.Н., Зарубина А.Н., Олиференко Г.Л., Иванкин А.Н., 2016
© Московский государственный университет леса, 2016

Введение

Настоящее учебное пособие призвано помочь студентам, обучающимся по направлению «Химическая технология» в самостоятельной работе над курсом «химические реакторы», который предусмотрен программой третьего года обучения. С этой целью в него включена не только теория и подходы к расчету конкретных типов реакторов, но и разобраны типовые задачи для лучшего усвоения теоретического материала, а также предложены вопросы для самоконтроля. Пособие заканчивается приложением, содержащим справочные таблицы для решения задач.

Пособие включает в себя семь глав. Первая глава знакомит читателя с базовыми понятиями и определениями, с которыми связана эта прикладная наука. Предложенная классификация определяет далее порядок изложения от простого к сложному.

Во второй главе рассматривается работа реакторов в изотермических условиях в периодическом и непрерывном процессах. Подчеркивается важность перемешивания, позволяющая не только ускорить химико-технологический процесс, но и повысить качество получаемой продукции. Обсуждаются две основные конструкции реакторов для работы в периодическом и непрерывном режиме. Третья глава пособия развивает материал второй главы для более сложных неизотермических условий проведения процессов, ход расчета реакторов различного типа в зависимости от температуры, обсуждается понятие оптимальной температуры для необратимой и обратимой химической реакции.

В четвертой главе на конкретных примерах обсуждаются принципы оптимизации работы реактора в случае рециркуляции реакционной смеси.

Пятая глава посвящена описанию конструкции и работы реакторов, наиболее часто используемых в лесопромышленном комплексе. Дополнительно приведены некоторые типичные конструкции, применяемые в химической промышленности. Последние две главы содержат методики расчета наиболее часто встречающихся на практике задач на перемешивание (механическое, псевдоожижение, барботаж) и нестационарный теплообмен в реакторах (нагрев паром, охлаждение в реакторе со змеевиковым теплообменником).

В пособие включены также необходимые для изучения химических реакторов материалы, включающие самостоятельную подготовку к контрольным работам а также выполнению курсовых работ. Справочный материал студенты получают из имеющихся электронных систем.

Глава 1

ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Рассматриваемый курс – это прикладная наука. Он является одним из разделов промышленной химии, который изучает протекание химических реакций не в лабораторных условиях (в пробирках и колбочках), а в производственных аппаратах, где существуют свои особенности. Незнание или неучет этих особенностей может вызывать течение побочных реакций или проявление других нежелательных явлений, приводящих не только к ухудшению качества продукта, но и выходу оборудования из строя.

Аппарат, в котором реализуют химическую реакцию в *промышленном* масштабе, называется **химическим реактором**. При этом производитель заинтересован в наличии такого реактора, который при данном уровне затрат производит максимум продукции, то есть, аппарат должен иметь:

- небольшой объем при высокой производительности;
- максимальный выход по продукту;
- должен легко обслуживаться.

Кроме того, при выборе химического реактора следует учитывать особенности протекающей реакции: ее скорость v , тепловой эффект ΔH и порядок f . Понятно, что все это многообразие требований одной типовой конструкцией удовлетворить невозможно. Принято классифицировать химические реакторы по следующим четырем признакам:

- 1 - организация работы (периодические, непрерывные, полунепрерывные процессы);
- 2 - гидродинамическая структура потока (идеальное смешение или вытеснение, промежуточная модель);
- 3 - тепловой режим (изотермические, адиабатические, политропные);
- 4 - фазовое состояние смеси (жидкостные, газожидкостные, твердофазные)

Первый признак, организация работы, существенным образом влияет на выбор конструкции реактора. Дадим определения периодического и непрерывного процессов.

Периодический процесс характеризуется *последовательным, раздельным по времени* протеканием стадий загрузки сырья, ввода реактора на заданный режим, проведения химического процесса, вывода реактора из рабочего режима, выгрузки прореагировавшей смеси. Иными словами, для периодического процесса в рассматриваемой точке a смеси характерно *изменение* параметров (например, концентрации) во времени:

$$C(a) = f(\tau)$$

Такие процессы называют еще *нестационарными*. Периодические процессы предпочтительно использовать в следующих ситуациях:

- малотоннажные производства;
- частая смена ассортимента продукции;
- малая скорость протекания реакции (присущие органическим реакциям);
- проведение лабораторных и научно-исследовательских работ.

Существенным недостатком периодического процесса является трата времени на вспомогательные операции по загрузке-выгрузке, вводу на рабочий режим и выводу из него.

В **непрерывном процессе** все стадии протекают *одновременно*, но в различных частях реактора. То есть, в рассматриваемой точке *a* аппарата любой параметр, например, уже упоминавшаяся концентрация, неизменен во времени:

$$C(a) \neq f(\tau) = const$$

Такие процессы часто называют *стационарными*. Непрерывные процессы выгодно использовать в крупнотоннажных производствах, где не меняется ассортимент выпускаемой продукции. Тогда становятся очевидными следующие преимущества:

- непрерывное получение продукта (загрузка и выгрузка одновременны, но осуществляются в разных концах аппарата);
- легкость автоматического регулирования и механизации (в контролируемой точке аппарата параметры не меняются по величине);
- устойчивость технологического режима (улучшаются однородность, а, значит, и качество продукции);
- облегчается стандартизация оборудования;
- уменьшение эксплуатационных расходов (вывод на рабочий режим осуществляется один раз при запуске технологической схемы).

Начнем изучение химических реакторов с рассмотрения наиболее простого случая: работа жидкостного реактора в изотермических условиях в периодическом и непрерывном процессе.

Вопросы для самоконтроля

1. Что такое химический реактор, требования, предъявляемые к нему. Классификация реакторов.
2. Характеристика периодического процесса. Почему его называют нестационарным? Особенности протекания, область применения, достоинства и недостатки.
3. Характеристика непрерывного процесса. Почему его называют стационарным? Особенности протекания, область применения, достоинства и недостатки.

Глава 2

ИЗОТЕРМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ С РАЗЛИЧНОЙ СТРУКТУРОЙ ПОТОКА

Расчет реактора любого типа подразумевает получение уравнения реактора из уравнения материального баланса, составленного по одному из компонентов рассматриваемой реакции. Сделаем этот вывод для различного типа реакторов при условии отсутствия влияния температуры на скорость реакции.

2.1. Реакторы периодического действия

Они нашли широкое применение в производстве химических реактивов, их используют для производства органических красителей, лекарственных препаратов, то есть там, где для получения глубокой степени превращения необходимо относительно большое время, а объемы производства невелики.

Периодические реакторы предпочтительны в микробиологической промышленности: процесс культивирования микроорганизмов длится 48–72 ч, то есть, довольно длителен. Интенсивное перемешивание не допускает локальных зон перегрева, которые губительны для микроорганизмов. В периодическом реакторе меньше опасность отравления микроорганизмов случайными примесями, которые с большей вероятностью попадают в аппарат при непрерывной подаче реагентов.

В основе расчета периодического реактора лежит оценка его эффективности и вычисление рабочего объема. Эффективность работы реактора, η_p , находится как отношение основного времени τ , затраченное на проведение собственно химической реакции, к одному циклу работы реактора $\tau_{ц}$, в который помимо основного входит вспомогательное время $\tau_{всп}$:

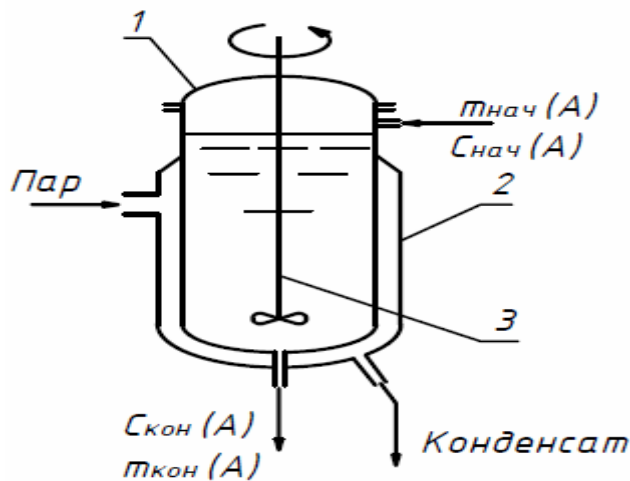
$$\eta_p = \frac{\tau}{\tau_{ц}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{всп}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_z + \tau_{вв} + \tau_{выв} + \tau_{раз}} \quad (2.1)$$

где τ_z , $\tau_{раз}$, $\tau_{вв}$, и $\tau_{выв}$ – соответственно, время загрузки и выгрузки смеси, время ввода и вывода из рабочего режима.

Чем меньше доля вспомогательного времени в цикле, тем эффективнее работает реактор. Единственная конструкция, в которой реализуется периодический процесс – это емкостный реактор. Рассмотрим его устройство и принцип действия.

2.1.1. Емкостный реактор идеального смешения периодического действия

Этот тип реактора будем обозначать сокращенно **РИС-П**. Схема его устройства изображена на рисунке:



Корпус 1 снабжен теплообменником 2 (на рисунке – паровая рубашка) для регулирования температуры реакции, внутри установлена мешалка 3.

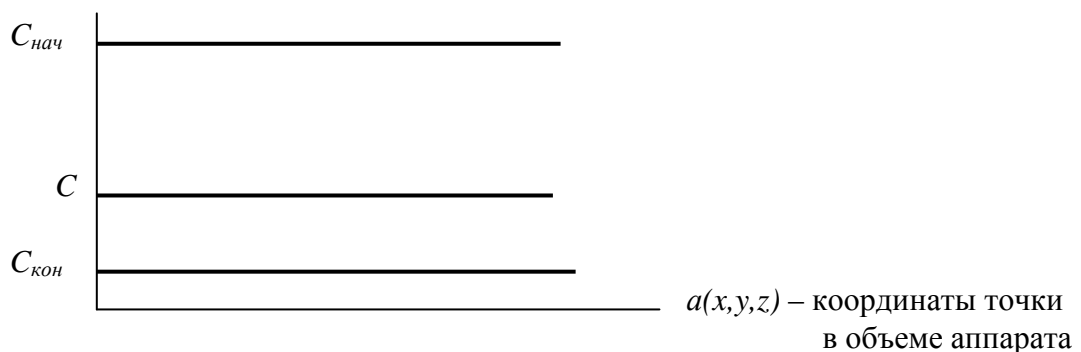
Каково назначение мешалки? Перемешивание, во-первых, ускоряет химическую реакцию за счет более интенсивного взаимодействия реагирующих молекул. Во-вторых, оно *выравнивает* концентрационное и температурное поля по всему объему аппарата, что предупреждает протекание нежелательных побочных реакций в застойных или байпасных зонах. В-третьих, в гетерогенной среде перемешивание дополнительно ускоряет удаление продукта с поверхности раздела фаз, облегчая таким образом доступ к ней новых порций реагентов.

Если вязкость реакционной смеси близка к вязкости воды, то используют *пропеллерные* мешалки, они создают *осевые* (параллельно оси вращения) потоки. Для более вязких смесей используют *турбинные* мешалки, создающие *радиальные* (от мешалки к стенкам реактора) потоки, а для очень вязких – *якорные* или *рамные*, они создают *тангенциальные* (жидкость движется по концентрическим окружностям) потоки. Более подробно способы перемешивания обсуждаются в главе 5.

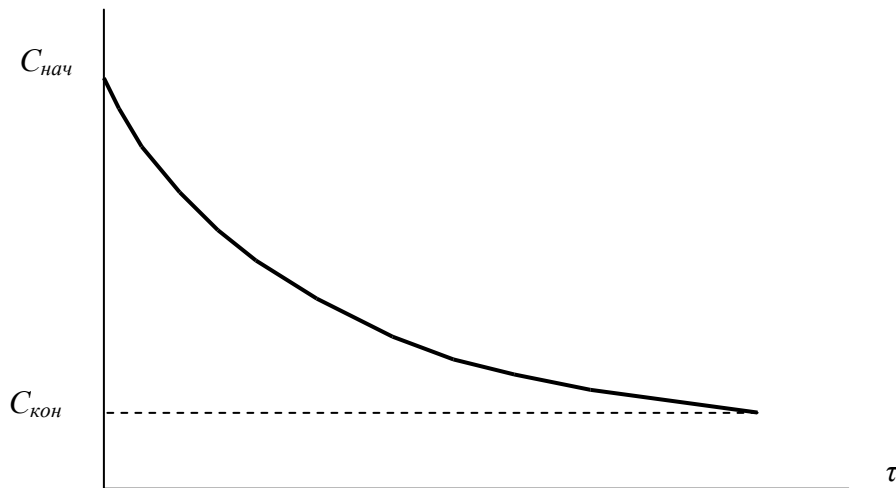
В реакторе стараются создать интенсивное перемешивание, чтобы попасть в турбулентный режим и приблизиться к максимальному, или *идеальному*, перемешиванию. В случае идеального перемешивания (смешения) в любой точке *a* жидкости в данный момент времени τ любой ее параметр (например, концентрация) одинаков и неизменен по величине:

$$C(a)_\tau \neq f(a) = idem = const$$

В графической интерпретации независимость ее от координаты точки выглядит следующим образом:



Но во времени концентрация меняется (для реагентов уменьшается), причем в каждой точке она меняется одинаково:



2.1.2. Расчет эффективности работы и размеров РИС-П

Эффективность работы реактора рассчитывают по формуле (2.1). Сначала определяют основное время τ , используя для этого кинетическое уравнение, показывающее изменение количества целевого компонента, пусть реагента A , $n(A)$, моль/л, в единицу времени:

$$v(A) = -\frac{dn(A)}{d\tau} \quad (2.2)$$

где $v(A)$ – скорость реакции.

Если объем смеси не меняется, а это присуще жидкофазным реакциям, то количества вещества удобнее заменить их концентрациями:

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} \quad (2.2^I)$$

Отсюда

$$\tau = \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} -\frac{dC(A)}{v(A)} \quad (2.3)$$

Конечную концентрацию целевого компонента находят по заданной степени превращения X :

$$X(A) = \frac{C_{нач}(A) - C_{кон}(A)}{C_{нач}(A)}; \quad (2.4)$$

$$C_{кон}(A) = C_{нач}(A) \cdot (1 - X_A) \quad (2.4^I)$$

Та же скорость реакции может быть определена по закону действующих масс, который записывается в общем виде следующим образом:

$$v(A) = k \cdot C(A)^f \quad (2.5)$$

где k – константа скорости реакции;

f – общий порядок реакции.

Подставив это в выражение (2.3), получаем уравнение для РИС-П:

$$\tau = \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} -\frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^f} \quad (2.6)$$

Конкретизируем полученную формулу применительно к наиболее распространенным реакциям нулевого, первого и второго порядков.

Нулевой порядок, $f = 0$. В этом случае концентрации реагентов не меняются, $dC(A) = 0$, и решение уравнения (2.6) лишено смысла. Скорость реакции постоянна и определяется поверхностью контакта фаз. Это наблюдается при разложении твердых тел (возгонка древесины, получение древесного угля).

Первый порядок, $f = 1$. Он присущ разложению вещества, но в *гомогенной* реакции, либо реакции одного реагента в избытке другого. Примерами служат процессы взаимодействия с твердым телом: адсорбция, каталитические реакции, гидролиз древесины в присутствии кислоты. Решение (2.6) для этого случая дает:

$$\tau = \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} -\frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^1} = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{нач}(A)}{C_{кон}(A)} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad (2.7)$$

Второй порядок, $f = 2$. Здесь молекулы реагентов взаимодействуют один на один, примером служит образование феноло-формальдегидной смолы:



Решение уравнения (2.6) дает:

$$\tau = \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} -\frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^2} = \frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_{кон}(A)} - \frac{1}{C_{нач}(A)} \right) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{нач}(A)(1 - X_A)} \quad (2.9)$$

Анализ формул (2.7), (2.9) показывает, что для определения основного рабочего времени реактора необходимо знать k и f реакции. К сожалению, такой аналитический расчет затруднен из-за скудости информации о константе скорости. На практике часто приходится снимать экспериментальные зависимости и по ним находить искомые величины. Если удастся получить кривую $C(A) = f(\tau)$, то рабочее время определяется непосредственно из графика.

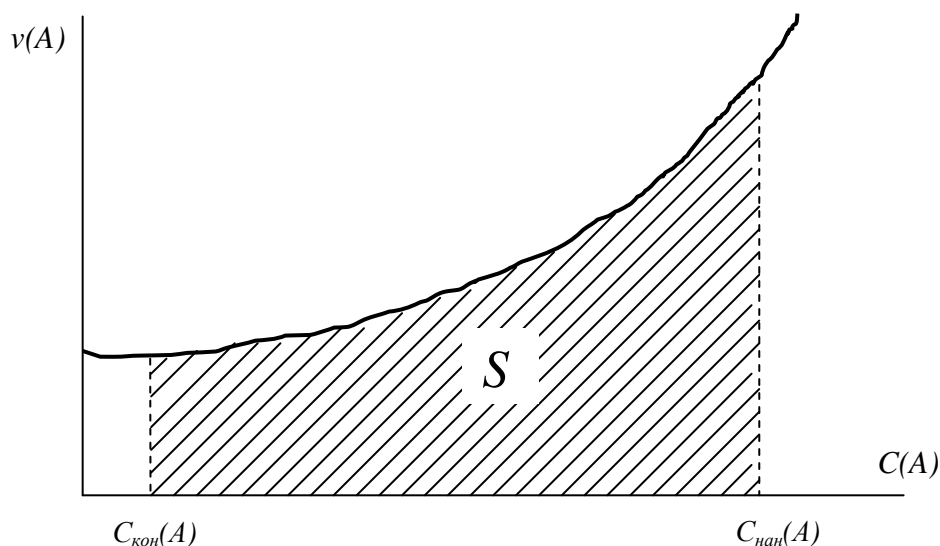
Чаще известна зависимость скорости от концентрации $v = f(C(A))$. В этом случае рабочее время определяют, поделив изменение концентрации на среднюю скорость реакции $v_{ср}$:

$$\tau = \frac{C_{нач}(A) - C_{кон}(A)}{v_{ср}} \quad (2.10)$$

Обычно вид функции $v = f(C(A))$ неизвестен, и расчет средней скорости приходится делать графическим методом, отталкиваясь от известной из математики формулы среднего. Применительно к нашему случаю она запишется следующим образом:

$$v_{ср} = \frac{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)}{C_{нач} - C_{кон}} \quad (2.11)$$

Интеграл вычисляют по площади под кривой S , например, в $мм^2$ с учетом масштаба по оси абсцисс, $l_{абс}, \frac{моль/л}{мм}$, и по оси ординат $l_{орд}, \frac{моль/л \cdot с}{мм}$:



$$\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C) dC = S \cdot l_{абс} \cdot l_{орд} \quad (2.12)$$

Если кривую $v=f(C(A))$ на графике можно аппроксимировать, например, уравнением полинома вида $y = a_0 + a_1x^1 + a_2x^2 + \dots$, то применимы численные методы взятия интеграла (2.12).

Вспомогательное время в цикле рассчитывают, вводя дополнительную информацию по отдельным стадиям. Расчет времени на нагрев и охлаждение реактора мы рассмотрим далее в главах, где учитываются тепловые процессы.

Расчет размеров РИС-П базируется на знании объема реакционной смеси $V_{см}$, который вычисляется, как один из вариантов, при известных начальной массе и концентрации реагента:

$$V_{см} = \frac{n_{нач}(A)}{C_{нач}(A)} = \frac{m_{нач}(A)/M(A)}{C_{нач}(A)}; \quad (2.13)$$

где $m_{нач}(A)$ – начальная масса реагента A , перерабатываемая за один цикл работы реактора, кг;

$M(A)$ – его молярная масса, кг/моль.

По найденному объему смеси определяют объем реактора V с учетом коэффициента запаса объема ψ (обычно $\psi = 0,8$):

$$V = V_{см} / \psi \quad (2.14)$$

Основные размеры (диаметр и высота) берутся по вычисленному объему реактора из отраслевых нормалей аппаратуры.

Разберем несколько задач на пройденную тематику.

Задача 2.1.1. В РИС-П реализуется реакция второго порядка $2A \rightarrow R$, где $k = 0,8 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{ч})$. Вычислить основное время работы реактора при степени превращения $X_A = 0,9$, если начальная плотность смеси, состоящей только из реагента A $\rho_{нач} = 1100 \text{ кг/м}^3$, а $M(A) = 110 \text{ кг/кмоль}$.

Решение. Искомая величина отыскивается по уравнению (2.9):

$$\tau = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{нач}(A)(1 - X_A)} = \frac{0,9}{0,8 \cdot 10 \cdot (1 - 0,9)} = 1,125 \text{ ч} \approx 70 \text{ мин};$$

где начальная концентрация $C_{нач}(A) = \rho_{нач} / M(A) = 1100 / 110 = 10 \text{ кмоль/м}^3$.

Задача 2.1.2. В установке, состоящей из пяти ($N = 5$) параллельно работающих в изотермическом режиме РИС-П проводят реакцию первого порядка $A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 0,5 \text{ ч}^{-1}$. Степень превращения $X_A = 0,95$. За время $\tau_{\text{общ}} = 24 \text{ ч}$ необходимо переработать $V_{\text{общ}} = 24 \text{ м}^3$ смеси. Определить объем РИС-П, V , и эффективность его работы, η_p ,

Решение. Прежде всего необходимо рассчитать время одного цикла реактора, куда входят основное и вспомогательное время работы. Для определения τ воспользуемся уравнением (2.7):

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} = \frac{1}{0,5} \ln \frac{1}{1 - 0,95} = 5,99 \text{ ч}$$

Вспомогательное время складывается только из времени загрузки и выгрузки, пусть они занимают по $0,5 \text{ ч}$, тогда

$$\tau_{\text{всп}} = \tau_z + \tau_{\text{раз}} = 0,5 + 0,5 = 1,0 \text{ ч},$$

и время цикла

$$\tau_{\text{ц}} = \tau + \tau_{\text{всп}} = 5,99 + 1,0 = 6,99 \approx 7 \text{ ч}$$

Теперь нетрудно вычислить объем смеси, обрабатываемый одним РИС-П за один цикл работы:

$$V_{\text{см}} = \frac{V_{\text{общ}} \tau_{\text{ц}}}{N \cdot \tau_{\text{общ}}} = \frac{24 \cdot 7}{5 \cdot 24} = 1,4 \text{ м}^3,$$

что соответствует объему реактора, формула (2.14):

$$V = 1,4 / 0,8 = 1,75 \text{ м}^3$$

Выбираем из табл.1 Приложения ближайший в сторону запаса объем нормализованного реактора: $V = 2,5 \text{ м}^3$, тип I ПРТ.

$$\text{Эффективность работы реактора: } \eta_p = \frac{\tau}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{5,99}{7} = 0,86$$

Задача 2.1.3. В производстве мочевиноформальдегидной смолы используют РИС-П для эфиризации 70 м^3 в сутки смеси метилольных производных бутанолом до содержания в продукте 36% бутоксильных групп. Приняв объем одного реактора $V = 2,5 \text{ м}^3$, вычислить необходимое их количество N , а также эффективность работы η_p . Известна кинетическая кривая процесса $\frac{d\omega}{d\tau} = f(\omega)$, график которой приведен ниже.

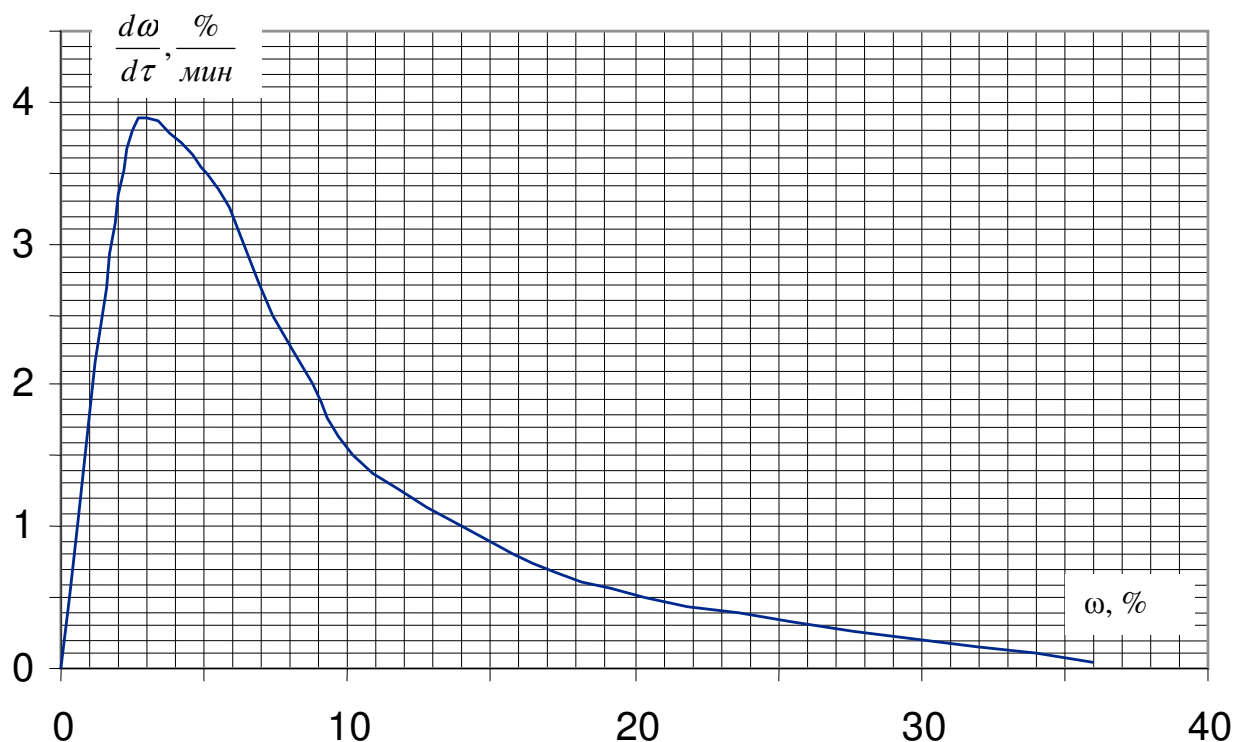
Решение. Выведем формулу для расчета N . Определим сначала количество циклов, которое реализуется за общее время работы в одном реакторе: $n_{\text{ц}} = \tau_{\text{общ}} / \tau_{\text{ц}}$, и объем смеси, перерабатываемой в реакторе в течение одного цикла: $V_{\text{см}}^I = V_{\text{см}} n_{\text{ц}} = \psi \cdot V \cdot n_{\text{ц}}$. Тогда общее количество реакторов:

$$N = \frac{V_{\text{общ}}}{V_{\text{см}}^I} = \frac{V_{\text{общ}}}{\psi \cdot V \cdot n_{\text{ц}}} = \frac{V_{\text{общ}} \cdot \tau_{\text{ц}}}{\psi \cdot V \cdot \tau_{\text{общ}}} \quad (2.15)$$

Здесь неизвестна длительность цикла $\tau_{\text{ц}} = \tau + \tau_{\text{всп}}$. Основное рабочее время τ найдем по формуле (2.10), записав ее через массовые доли продукта:

$$\tau = \frac{\omega_{\text{кон}} - \omega_{\text{нач}}}{V_{\text{ср}}}$$

Чтобы рассчитать входящую туда среднюю скорость v_{cp} , вычислим площадь S под кривой графика, ограниченную $\omega_{нач} = 0$ и $\omega_{кон} = 36\%$:



Она оказалась равной 447 клеткам сетки графика при высоте клетки (у нас – это масштаб по оси ординат $l_{орд}$) $0,1\%$ /мин и ширине ее (масштаб по оси абсцисс $l_{абс}$) $1,0\%$:

$$\int_{\omega_{нач}}^{\omega_{кон}} v(\omega) d\omega = S \cdot l_{абс} \cdot l_{орд} = 447 \cdot 0,1 \cdot 1,0 = 44,7 \frac{(\%)^2}{мин};$$

и по формуле (2.11):
$$v_{cp} = \frac{\int_{C_{нач}}^{C_{кон}} v(C) dC}{C_{нач} - C_{кон}} = \frac{44,7}{36 - 0} = 1,24 \frac{\%}{мин}$$

Основное рабочее время, формула (2.10), равно:

$$\tau = \frac{C_{нач}(A) - C_{кон}(A)}{v_{cp}} = \frac{36 - 0}{1,24} = 29 мин = 0,48 ч$$

Как и в задаче 2.1.2, вспомогательное время складывается из времени загрузки и выгрузки. Пусть реактор заполняется через патрубок диаметром $d = 50$ мм со скоростью потока $w = 1,5$ м/с. В этом случае расход сырья составит:

$$V_{\tau} = \frac{\pi d^2}{4} w = \frac{3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2}{4} 1,5 = 0,00292 м^3 / с = 10,5 м^3 / ч$$

и время загрузки
$$\tau_3 = \frac{\psi \cdot V}{V_{\tau}} = \frac{0,8 \cdot 2,5}{10,5} = 0,19 ч$$

С учетом перекрытия вентилей примем $\tau_3 = 0,25$ ч, и $\tau_3 = \tau_{раз}$, тогда $\tau_{всп} = \tau_3 + \tau_{раз} = 0,25 + 0,25 = 0,5$ ч и время цикла:

$$\tau_{ц} = \tau + \tau_{всп} = 0,48 + 0,5 = 0,98 ч$$

Подставим найденную величину τ_u в (2.15) и определим количество реакторов:

$$N = \frac{70 \cdot 0,98}{0,8 \cdot 2,5 \cdot 24} = 1,43 = 2$$

Эффективность работы реактора: $\eta_p = \frac{\tau}{\tau_u} = \frac{0,48}{0,98} = 0,49$

Она оказалась невысокой, поэтому не исключается возможность рассмотреть как альтернативу непрерывный режим работы.

Задача 2.1.4. В РИС-П объемом $V = 300$ л проводят обратимую реакцию вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} 2R$, где константы скорости прямой и обратной реакции соответственно равны: $k_1 = 2,4$ ч⁻¹ и $k_2 = 0,4$ л/(моль·ч). Начальная концентрация реагента $C_{нач}(A) = 1,6$ моль/л, степень превращения составляет 90 % от равновесной: $X_A = 0,9 X_A^*$. Какое количество продукта $n(R)$, моль, производит реактор за один цикл работы?

Решение. Судя по уравнению реакции, из 1 моль реагента A получается 2 моль продукта R , поэтому мы можем записать следующую цепочку равенств:

$$n(R) = 2n(A) = 2(C_{нач}(A) - C_{кон}(A))V_{см} = 2(C_{нач}(A) - C_{кон}(A))\Psi V,$$

где неизвестна только $C_{кон}(A)$. Ее будем искать через X_A :

$$C_{кон}(A) = C_{нач}(A)(1 - X_A) = C_{нач}(A)(1 - 0,9 X_A^*)$$

Равновесная, то есть, максимальная степень превращения X_A^* определяется с помощью остаточной равновесной концентрации реагента $[A]$:

$$X_A^* = \frac{C_{нач}(A) - [A]}{C_{нач}(A)}$$

Для поиска $[A]$ рассмотрим равновесные условия смеси, при которых $v_1 = v_2$, или, по закону действующих масс $k_1[A] = k_2[R]^2$, откуда:

$$[A] = \frac{k_2}{k_1}[R]^2 = \frac{0,4}{2,4}[R]^2 = \frac{1}{6}[R]^2$$

Равновесная концентрация реагента связана с начальной через концентрацию его прореагировавшей части $C(A)_p$:

$$[A] = C_{нач}(A) - C(A)_p,$$

а равновесная концентрация продукта по аналогии связана с начальной (у нас по условию $C_{нач}(R) = 0$) через концентрацию образовавшегося продукта $C(R)$:

$$[R] = C_{нач}(R) + C(R) = C(R),$$

и, наконец, помня, что по уравнению реакции из 1 моль реагента A получается 2 моль продукта R свяжем количества прореагировавшего реагента и образовавшегося продукта:

$$C(R) = 2 C(A)_p$$

Совместно решая последние четыре уравнения относительно $[A]$, мы получаем квадратное уравнение следующего вида:

$$[A]^2 - 4,7[A] + 2,56 = 0,$$

решение которого дает искомую величину $[A]$:

$$[A] = \frac{4,7 - \sqrt{4,7^2 - 4 \cdot 1 \cdot 2,56}}{2 \cdot 1} = 0,63 \text{ моль / л}$$

Далее по цепочке формул в обратном порядке находим

$$X_A^* = \frac{C_{нач}(A) - [A]}{C_{нач}(A)} = \frac{1,6 - 0,63}{1,6} = 0,61,$$

$$C_{кон}(A) = C_{нач}(A)(1 - 0,9 X_A^*) = 1,6(1 - 0,9 \cdot 0,61) = 0,72 \text{ моль/л},$$

и получаем окончательный ответ:

$$n(R) = 2(C_{нач}(A) - C_{кон}(A))\Psi V = 2 \cdot (1,6 - 0,72) \cdot 0,8 \cdot 300 = 422 \text{ моль} R$$

Задача 2.1.5. В условиях предыдущей задачи 2.1.4 определить длительность основного времени работы τ реактора.

Решение. Его рассчитаем, скомбинировав формулы (2.10) и (2.11):

$$\tau = \frac{C_{нач}(A) - C_{кон}(A)}{v_{cp}} = \frac{(C_{нач}(A) - C_{кон}(A))^2}{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)} = \frac{(1,6 - 0,72)^2}{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)} = \frac{0,774}{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)}$$

В обратимой реакции скорость определяется как разность скоростей прямой и обратной реакций, выраженных через закон действующих масс:

$$v(C(A)) = v_1 - v_2 = k_1 C(A) - k_2 C(R)^2$$

Полученная функция интегрируется аналитически:

$$\begin{aligned} \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A) &= k_1 \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} C(A) dC(A) - k_2 \int_{C_{нач}(R)}^{C_{кон}(R)} C(R)^2 dC(R) = \\ &= -\frac{k_1}{2} (C_{кон}(A)^2 - C_{нач}(A)^2) - \frac{1}{3} k_2 (C_{кон}(R)^3 - C_{нач}(R)^3) \end{aligned}$$

Сделаем замену. Судя по уравнению реакции

$$C_{кон}(R) = 2(C_{нач}(A) - C_{кон}(A)) \text{ и } C_{нач}(R) = 0:$$

$$\begin{aligned} \int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A) &= -\frac{k_1}{2} (C_{кон}(A)^2 - C_{нач}(A)^2) - \frac{1}{3} k_2 ((2(C_{нач}(A) - C_{кон}(A)))^3 - 0) = \\ &= -\frac{2,4}{2} (0,72^2 - 1,6^2) - \frac{0,4 \cdot 2^3}{3} (1,6 - 0,72)^3 = 1,72 \end{aligned}$$

Окончательно получаем:

$$\tau = \frac{0,774}{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)} = \frac{0,774}{1,72} = 0,45 \text{ ч} = 27 \text{ мин}$$

2.2. Реакторы непрерывного действия

Их также называют **проточными**. Если в периодическом реакторе время реакции фиксируется непосредственно, то в проточном используют понятие **времени пребывания** $\tau_{пр}$ реагентов в аппарате – *это время прохождения частицей потока пути от начала аппарата до его конца:*

$$\tau_{пр} = V / V_{см}^{\tau} \quad (2.16)$$

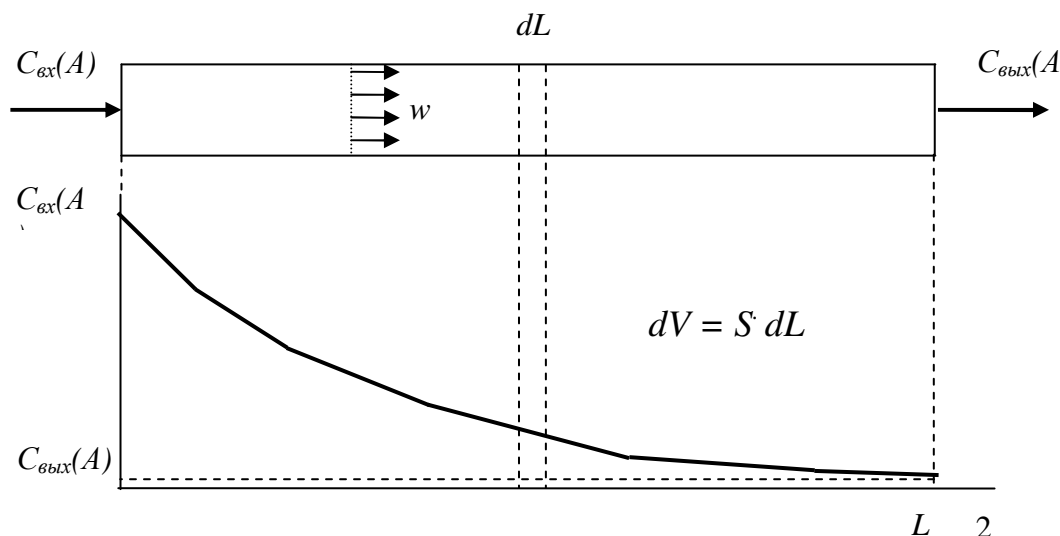
здесь $V_{см}^{\tau}$ – объемный расход смеси, $\text{м}^3/\text{с}$.

Как мы уже знаем, в данной точке аппарата непрерывного действия параметры не меняются во времени. Поэтому использовать, например, уравнение (2.2¹) для определения скорости реакции напрямую мы не можем. Преобразуем его, выразив $d\tau$ как отношение пути dl , пройденного частицей, к ее скорости движения w :

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = -\frac{dC(A)}{d(l/w)} = -\frac{dC(A)}{dl} w \quad (2.17)$$

2.2.1. Реакторы идеального вытеснения РИВ

Их еще называют **трубчатыми**, они имеют форму длинного канала, трубы, где отношение длины ее к диаметру больше 10: $L / D > 10$. В начало реактора непрерывно подаются реагенты и по мере продвижения по нему превращаются в продукты. В случае идеального вытеснения любая частица потока движется только в *осевом* направлении, а скорости частиц в сечении *одинаковы* (нет перемешивания вдоль аппарата). Работу реактора проиллюстрируем следующей схемой:



Если выделить элементарный объем $dV_{\text{см}}$ длиной (толщиной) dL , то он будет двигаться как поршень, не смешиваясь ни с предыдущим, ни с последующим объемами. При движении он как бы вытесняет все, что находится перед ним. Поэтому такой режим называется иначе *поршневым*.

Важное следствие: поскольку все частицы потока в сечении имеют одинаковую скорость то одинаково и их время пребывания. Это приводит к тому, что в случае идеального вытеснения $\tau_{\text{нр}}$ совпадает по величине с основным временем реакции τ в РИС-П:

$$\tau_{\text{нр}}(\text{РИВ}) = \tau(\text{РИС-П})$$

Можно представить себе микро-РИС-П с элементарным объемом $dV_{\text{см}}$, который движется вместе с потоком в поршневом режиме от входа в трубчатый реактор до его выхода, время проведения реакции в котором равно времени пребывания реагентов.

Последнее равенство позволяет использовать формулы (2.7) и (2.9) для расчета времени пребывания в РИВ. Перепишем их, введя соответствующие обозначения:

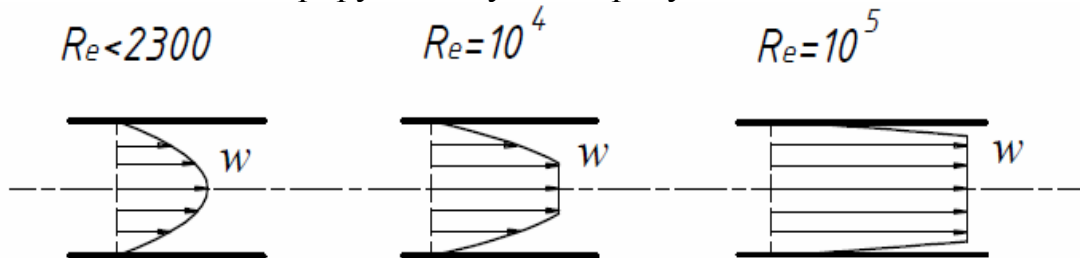
$$f = 1: \quad \tau_{\text{нр}}(\text{РИВ}) = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{\text{вх}}(A)}{C_{\text{вых}}(A)} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad (2.7^I)$$

$$f = 2: \quad \tau_{\text{нр}}(\text{РИВ}) = \frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_{\text{вых}}(A)} - \frac{1}{C_{\text{вх}}(A)} \right) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{\text{вх}}(A)(1 - X_A)} \quad (2.9^I)$$

О работе трубчатого реактора в реальных условиях

В реальных условиях добиться идеального вытеснения невозможно. Этому препятствуют две основные причины. Первая – наличие пристеноч-

ного гидродинамического пограничного слоя, который, как это известно из курса процессов и аппаратов, формирует профиль скоростей по сечению потока. Так, в ламинарном режиме (величина критерия Рейнольдса $Re < 2300$) он имеет вид параболы. При переходе в турбулентный режим ($Re > 2300$) с ростом скорости потока профиль скоростей становится более плоским – работа реактора приближается к условиям идеального вытеснения. Это иллюстрирует следующий рисунок:

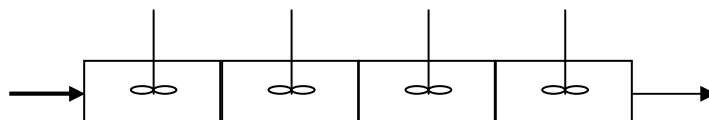


Вторая причина неидеальности кроется в изменении концентрации веществ по длине реактора: концентрация реагентов уменьшается, а концентрация продуктов – увеличивается. Разность концентраций по закону Фика приводит к обратному, осевому перемешиванию. В результате частицы потока в выходном сечении имеют неодинаковые времена пребывания: на оси потока, там где скорости наибольшие, соответственно время пребывания наименьшее, а у стенки – наоборот. Чтобы не допустить проскок реагента по оси реактора и обеспечить полноту реакции приходится говорить о *среднем* времени пребывания и *увеличивать* его, что приводит к увеличению реального объема реактора: $V_{\text{реальн}} > V(\text{РИВ})$.

Отклонения от идеальности в расчетах учитывают, используя либо **ячеечную**, либо **диффузионную** модель структуры потока.

При использовании **ячеечной** модели рассчитывают дисперсию разброса значений времен пребывания в выходном сечении реактора. Это делается с помощью специальных функций отклика, которые берутся из справочной литературы или находятся опытным путем. Суть расчета – определение количества ячеек идеального перемешивания n в реакторе вытеснения: $n = 1/\sigma_\theta^2$, где σ_θ^2 – дисперсия безразмерного времени пребывания $\theta = \tau_{\text{пр}}/\tau_{\text{пр}}^{\text{cp}}$ (она характеризует разброс распределения θ относительно его среднего значения $\theta = 1$). Дисперсию рассчитывают как отношение дисперсии разброса времени пребывания σ_τ^2 к квадрату его среднего значения: $\sigma_\theta^2 = \sigma_\tau^2 / (\tau_{\text{пр}}^{\text{cp}})^2$.

Предположим, что расчет реактора вытеснения дал $n = 4$. Это говорит о том, что реактор можно представить в виде четырех последовательно расположенных ячеек идеального смешения, которые рассчитываются отдельно:



Такой подход уточняет расчет. Если расчет дает $n = 1$, то можно считать, что исследуемый реактор работает в режиме **идеального смешения**, если $n = \infty$ – это реактор **идеального вытеснения**. Если $n > 5$, то работа реактора близка к РИВ

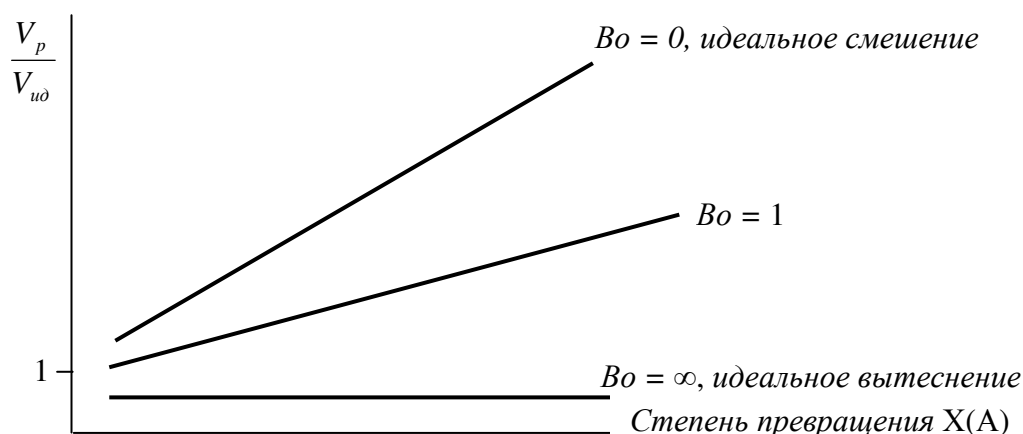
Диффузионная модель учитывает отклонение от идеальных моделей через интенсивность продольного перемешивания. Для этого используют модифицированный критерий Пекле, где вместо коэффициента диффузии D используют коэффициент

продольного перемешивания, или коэффициент эффективной диффузии E . Такой видоизмененный критерий часто называют критерием Боденштейна:

$$Bo = Pe_m^1 = wL/E \quad (2.18)$$

В случае, если $Bo = \infty$, то течение соответствует **идеальному вытеснению**, если $Bo = 0$, мы имеем **идеальное смешение**. В случае $Bo > 10$ структура потока приближается к РИВ, и наблюдается связь между параметрами двух моделей: $Bo = 2n$.

Неоднородность структуры потока сказывается на увеличении объема рассчитываемого реактора. Зависимость отношения реального объема к его объему в идеальных условиях $V_p/V_{ид}$ при разных степенях превращения иллюстрируется нижеследующим графиком, который показывает, что с уменьшением величины критерия Bo отклонения от идеальности увеличиваются и тем больше, чем глубже степень превращения. Это нужно учитывать при расчете реального трубчатого реактора.



Разберем типовые задачи на пройденную тематику:

Задача 2.2.1. Определить время пребывания реакционной смеси в РИВ, где протекает реакция второго порядка с константой скорости $k = 2,5 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{ч})$, $C_{\text{вх}}(A) = 4 \text{ кмоль/м}^3$, а $X_A = 0,8$.

Решение. Расчет производим по формуле (2.9¹):

$$\tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{\text{вх}}(A)(1 - X_A)} = \frac{1}{2,5 \cdot 4} \frac{0,8}{(1 - 0,8)} = 0,4 \text{ ч} :$$

Задача 2.2.2. Определить объем V и основные размеры (длину L и диаметр D) РИВ, если его производительность по продукту $m_{\text{пр}}^{\tau} = 1000 \text{ кг/ч}$, выход продукта (по величине он совпадает со степенью превращения X) равен 60 %, плотность смеси $\rho_{\text{см}} = 1100 \text{ кг/м}^3$, ее вязкость $\mu = 3 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, время пребывания 30 мин.

Решение. Для нахождения объема РИВ воспользуемся формулой (2.16), переписанной относительно V :

$$V = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \cdot V_{\text{см}}^{\tau} = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \frac{m_{\text{см}}^{\tau}}{\rho_{\text{см}}} = \tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) \frac{m_{\text{пр}}^{\tau}}{\rho_{\text{см}} X} = \frac{30}{60} \cdot \frac{1000}{1100 \cdot 0,6} = 0,76 \text{ м}^3$$

В РИВ поток должен двигаться в турбулентном режиме, Для расчета диаметра аппарата примем $Re = \frac{wD\rho_{\text{см}}}{\mu} = 3000$, откуда $D = \frac{Re\mu}{w\rho_{\text{см}}}$.

Выразим w через известные величины:

$$w = \frac{V_{\tau}}{0,78D^2} = \frac{m_{\text{пр}}^{\tau}}{0,78D^2 \rho_{\text{см}} X} ,$$

подставим полученное значение скорости в выражение для D . После преобразований и сокращений имеем расчетную формулу:

$$D = \frac{m_{np}^{\tau}}{0,78 \operatorname{Re} \mu X} = \frac{1000/3600}{0,78 \cdot 3000 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 0,6} = 0,066 \text{ м} = 66 \text{ мм}$$

Длина трубчатого реактора составит:

$$L = \frac{V}{0,78 D^2} = \frac{0,76}{0,78 \cdot 0,066^2} = 224 \text{ м}$$

2.2.2. Реактор идеального смешения непрерывного действия РИС-Н

При расчете такого реактора вводится допущение: *попадая в РИС реагенты мгновенно распределяются по всему объему, приобретая конечные (выходные) параметры*. В частности, скорость реакции считают по концентрации на *выходе* из аппарата, что упрощает расчет (не нужно определять ее среднее значение). Тогда время пребывания, например, можно вычислить на базе выражения (2.17), введя туда

$$v(A) = k \cdot C_{\text{вых}}(A)^f : \quad (2.19)$$

$$\tau_{np}(\text{РИС}) = \frac{C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{v_{\text{вых}}(A)} = \frac{C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{k \cdot C_{\text{вых}}(A)^f} \quad (2.20)$$

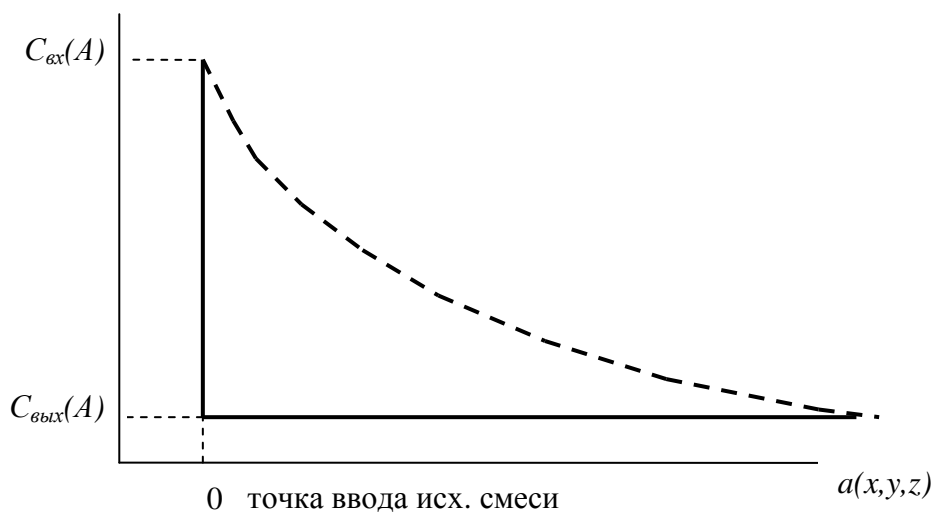
Для реакции первого порядка, $f = 1$, полученное выражение запишется:

$$\tau_{np}(\text{РИС}) = \frac{C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{k \cdot C_{\text{вых}}(A)^1} = \frac{X_A}{k(1 - X_A)} ; \quad (2.20^I)$$

и для реакции второго порядка, $f = 2$:

$$\tau_{np}(\text{РИС}) = \frac{C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{k \cdot C_{\text{вых}}(A)^2} = \frac{X_A}{k \cdot C_{\text{вх}}(A)(1 - X_A)^2} \quad (2.20^{II})$$

Графически зависимость концентрации (точнее, ее независимость) от координаты точки в объеме РИС-Н выглядит в виде ступени, как это показано на рисунке сплошной линией:



О работе реактора смешения в реальных условиях

В реальных условиях входящая смесь перемешивается не сразу во всем объеме аппарата: ступень превращается в падающую кривую (пунк-

тирная линия). При этом концентрация компонентов в объеме становится *неодинаковой*, а время пребывания для достижения той же степени превращения *увеличивается*. Корректировку на расчет аппарата в реальных условиях обычно проводят с помощью ячеечной модели.

Задача 2.2.3. В условиях задачи 2.2.1 определить время пребывания смеси в РИС-Н, (кинетическое уравнение реакции $v(A) = 2,5C(A)^2$, $C_{\text{вх}}(A) = 4 \text{ кмоль/м}^3$, а $X_A = 0,8$) и сравнить его с полученным для РИВ.

Решение. Используем уравнение (2.20^{II}) применительно к реакции второго порядка:

$$\tau_{\text{np}}(\text{РИС}) = \frac{C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{k \cdot C_{\text{вых}}(A)^2} = \frac{X_A}{k \cdot C_{\text{вх}}(A)(1 - X_A)^2} = \frac{0,8}{2,5 \cdot 4(1 - 0,8)^2} = 2 \text{ ч}$$

Сравнение показывает, что при прочих равных условиях время пребывания в РИВ (0,4 ч) существенно меньше, в 5 раз, чем та же величина для РИС-Н (2 ч). Как следует из формулы (2.16), при одинаковых расходах в такое же число раз объем РИВ меньше объема РИС-Н.

Задача 2.2.4. Реакция протекает по первому порядку с $k = 0,45 \text{ мин}^{-1}$. расход реагента A равен 30 л/мин. Сравнить степень превращения его в РИС-Н и РИВ, имеющих объемы по 150 л.

Решение. Степень превращения в РИС-Н вычислим, преобразовав формулу (2.20^{II}):

$$X_A = \frac{\tau_{\text{np}} k}{1 + \tau_{\text{np}} k} = \frac{5 \cdot 0,45}{1 + 5 \cdot 0,45} = 0,69,$$

где
$$\tau_{\text{np}} = \tau_{\text{np}}(\text{РИС}) = \tau_{\text{np}}(\text{РИВ}) = \frac{V}{V_{\text{см}}^{\tau}} = \frac{150}{30} = 5 \text{ мин}$$

Для вычисления X_A в РИВ используем формулу (2.7^I):

$$\tau_{\text{np}} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A}, \quad \text{откуда}$$

$$X_A = 1 - \exp(-\tau_{\text{np}} k) = 1 - e^{-2,25} = 0,89$$

Расчеты показывают, что при равных объемах степень превращения в РИВ выше, поэтому он предпочтительнее.

Задача 2.2.5. В РИС-Н проводят обратимую реакцию вида $2A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$, где константы скорости прямой и обратной реакции равны: $k_1 = 31,4 \text{ л/(моль} \cdot \text{ч)}$ и $k_2 = 2 \text{ ч}^{-1}$. Концентрация реагента на входе в реактор $C_{\text{вх}}(A) = 0,6 \text{ моль/л}$, а степень превращения его составляет 90 % от равновесной: $X_A = 0,9 X_A^*$. Найти производительность реактора по продукту $n(R)$, моль/ч, если расход смеси $V_{\text{см}}^{\tau} = 2,89 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Решение. По алгоритму решения эта задача похожа на задачу 2.1.4.

Судя по уравнению реакции, из 1 моль реагента A получается 0,5 моль продукта R , поэтому мы можем записать следующую цепочку равенств:

$$n(R) = 0,5n(A) = 0,5(C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A))V_{\text{см}} = 0,5(C_{\text{вх}}(A) - C_{\text{вых}}(A)) V_{\text{см}}^{\tau},$$

где неизвестна только $C_{\text{вых}}(A)$. Ее будем искать через X_A :

$$C_{\text{вых}}(A) = C_{\text{вх}}(A)(1 - X_A) = C_{\text{вх}}(A)(1 - 0,9 X_A^*)$$

Равновесная, то есть, максимальная степень превращения X_A^* определится с помощью остаточной равновесной концентрации реагента $[A]$:

$$X_A^* = \frac{C_{\text{ex}}(A) - [A]}{C_{\text{ex}}(A)}$$

Для поиска $[A]$ рассмотрим равновесные условия смеси, при которых $v_1 = v_2$, или, по закону действующих масс $k_1[A]^2 = k_2[R]$, откуда:

$$[R] = \frac{k_1}{k_2}[A]^2 = \frac{31,4}{2}[A]^2 = 15,7[A]^2$$

Равновесная концентрация реагента связана с начальной через концентрацию его прореагировавшей части $C(A)_p$:

$$[A] = C_{\text{ex}}(A) - C(A)_p,$$

а равновесная концентрация продукта по аналогии связана с начальной (у нас по условию $C_{\text{ex}}(R) = 0$) через концентрацию образовавшегося продукта $C(R)$:

$$[R] = C_{\text{ex}}(R) + C(R) = C(R),$$

и, наконец, помня, что по уравнению реакции из 1 моль реагента A получается 0,5 моль продукта R свяжем количества прореагировавшего реагента и образовавшегося продукта:

$$C(R) = 0,5 C(A)_p$$

Совместно решая последние четыре уравнения относительно $[A]$, мы получаем квадратное уравнение следующего вида:

$$31,4[A]^2 + [A] - 0,6 = 0,$$

решение которого дает искомую величину $[A]$:

$$[A] = \frac{-1 + \sqrt{1^2 - 4 \cdot 31,4 \cdot (-0,6)}}{2 \cdot 31,4} = 0,12 \text{ моль / л}$$

Далее по цепочке формул в обратном порядке находим

$$X_A^* = \frac{C_{\text{ex}}(A) - [A]}{C_{\text{ex}}(A)} = \frac{0,6 - 0,12}{0,6} = 0,8,$$

$$C_{\text{вых}}(A) = C_{\text{ex}}(A)(1 - 0,9 X_A^*) = 0,6(1 - 0,9 \cdot 0,8) = 0,17 \text{ моль/л},$$

и получаем окончательный ответ:

$$n(R) = 0,5(C_{\text{ex}}(A) - C_{\text{вых}}(A)) V_{\text{см}}^{\tau} = 0,5 \cdot (0,6 - 0,17) \cdot 2,89 = 0,62 \text{ кмоль/ч}$$

Задача 2.2.6. В условиях задачи 2.2.5. определить время пребывания и объем реактора.

Решение. Время пребывания рассчитаем по формуле (2.20):

$$\tau_{np}(PISC) = \frac{C_{\text{ex}}(A) - C_{\text{вых}}(A)}{v_{\text{вых}}(A)} = \frac{0,6 - 0,17}{0,48} = 0,9 \text{ ч} = 54 \text{ мин}$$

где $v_{\text{вых}}(C(A)) = v_1 - v_2 = k_1 C_{\text{вых}}(A)^2 - k_2 C_{\text{вых}}(R) = k_1 C_{\text{вых}}(A)^2 - k_2 \cdot 0,5(C_{\text{ex}}(A) - C_{\text{вых}}(A)) = 31,4 \cdot 0,17^2 - 2 \cdot 0,5 \cdot (0,6 - 0,17) = 0,48 \text{ моль/(л·ч)}$.

Объем реактора:

$$V = V_{\text{см}}^{\tau} \cdot \tau_{np}(PISC) = 2,89 \cdot 0,9 = 2,6 \text{ м}^3$$

Задача 2.2.7. В условиях задачи 2.2.5. определить время пребывания и объем реактора идеального вытеснения.

Решение. Время пребывания рассчитаем, переписав формулы (2.10) и (2.11) применительно к РИВ:

$$\tau_{np}(PIB) = \frac{C_{ex}(A) - C_{блх}(A)}{v_{cp}};$$

$$v_{cp} = \frac{\int_{C_{ex}(A)}^{C_{блх}(A)} v(C(A)) dC(A)}{C_{ex}(A) - C_{блх}(A)};$$

где

$$v(C(A)) = v_1 - v_2 = k_1 C(A)^2 - k_2 C(R)$$

Полученная функция интегрируется аналитически:

$$\begin{aligned} \int_{C_{ex}(A)}^{C_{блх}(A)} v(C(A)) dC(A) &= k_1 \int_{C_{ex}(A)}^{C_{блх}(A)} C(A)^2 dC(A) - k_2 \int_{C_{ex}(R)}^{C_{блх}(R)} C(R) dC(R) = \\ &= \frac{k_1}{3} (C_{ex}(A)^3 - C_{блх}(A)^3) - \frac{k_2}{2} (C_{блх}(R)^2 - C_{ex}(R)^2) \end{aligned}$$

Заменим здесь $C_{блх}(R) = 0,5(C_{ex}(A) - C_{блх}(A))$ и $C_{нач}(R) = 0$:

$$\begin{aligned} \int_{C_{ex}(A)}^{C_{блх}(A)} v(C(A)) dC(A) &= \frac{k_1}{3} (C_{ex}(A)^3 - C_{блх}(A)^3) - \frac{k_2}{2} ((0,5(C_{ex}(A) - C_{блх}(A)))^2 - 0) = \\ &= \frac{31,4}{3} (0,6^3 - 0,17^3) - \frac{2 \cdot 0,5^2}{2} (0,6 - 0,17)^2 = 2,17 \frac{\text{моль}^2}{\text{л}^2 \cdot \text{ч}} \end{aligned}$$

Окончательно получаем:

$$\tau = \frac{(0,6 - 0,17)^2}{\int_{C_{нач}(A)}^{C_{кон}(A)} v(C(A)) dC(A)} = \frac{0,185}{2,17} = 0,085 \text{ ч} \approx 5 \text{ мин}$$

Объем РИВ:

$$V = V_{см}^\tau \cdot \tau_{np}(PIB) = 2,89 \cdot 0,085 = 0,25 \text{ м}^3$$

2.2.3. Каскад реакторов

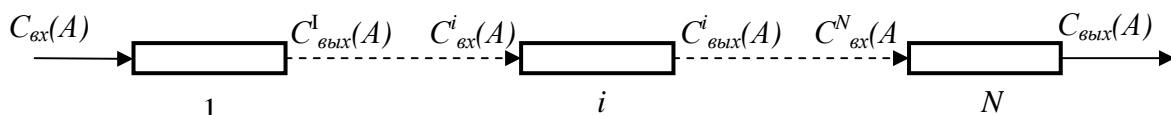
Последовательно соединенные реакторы образуют *каскад*. Проанализируем сначала работу каскада реакторов идеального вытеснения.

Каскад РИВ. Сравним объем единичного РИВ, V , с суммарным объемом $\sum_{i=1}^N V_i$ каскада РИВ при одинаковых условиях работы.

Объем единичного РИВ определяется подстановкой значения τ_{np} из (2.17) в уравнение (2.16):

$$V = V_{см}^\tau \cdot \tau_{np} = V_{см}^\tau \int_{C_{ex}(A)}^{C_{блх}(A)} -\frac{dC(A)}{dv} \quad (2.21)$$

Расчет объема каскада $\sum_{i=1}^n V_i$ произведем, опираясь на приведенную схему из N реакторов:



$$\sum_1^N V_i = \sum_1^N V_{см}^{\tau} \cdot \tau_{np}^i = V_{см}^{\tau} \sum_1^N \tau_{np}^i ; \quad (2.22)$$

где V_i – объем i -того реактора;
 τ_{np}^i – время пребывания в i -том реакторе.

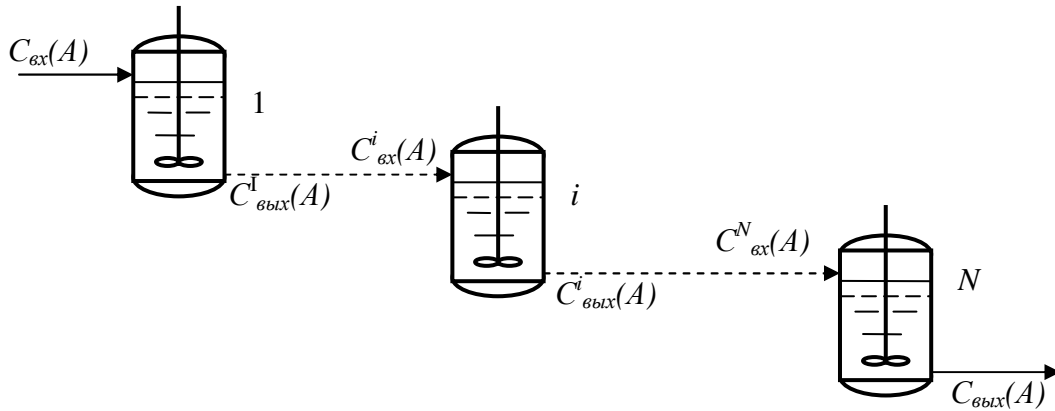
Выразим τ_{np}^i через уравнение (2.17) и подставим полученное значение в уравнение (2.22):

$$\sum_1^N V_i = V_{см}^{\tau} \sum_1^N \int_{C_{ex}^i(A)}^{C_{dis}^{III}(A)} -\frac{dC(A)}{dv} = V_{см}^{\tau} \int_{C_{ex}(A)}^{C_{вых}(A)} -\frac{dC(A)}{dv} \quad (2.23)$$

Видим, что полученные выражения (2.21) и (2.23) идентичны. Это приводит к следующему заключению: при заданной степени превращения суммарный объем каскада РИВ и объем единичного РИВ *одинаковы*.

Иная картина наблюдается в каскаде, составленном из реакторов идеального смешения.

Каскад РИС. В этом случае в расчете учитывают величины параметров на *выходе* из каждого реактора (для концентрации реагентов и скорости реакции это соответствует минимальным значениям). Изобразим для наглядности каскад из N емкостных реакторов:

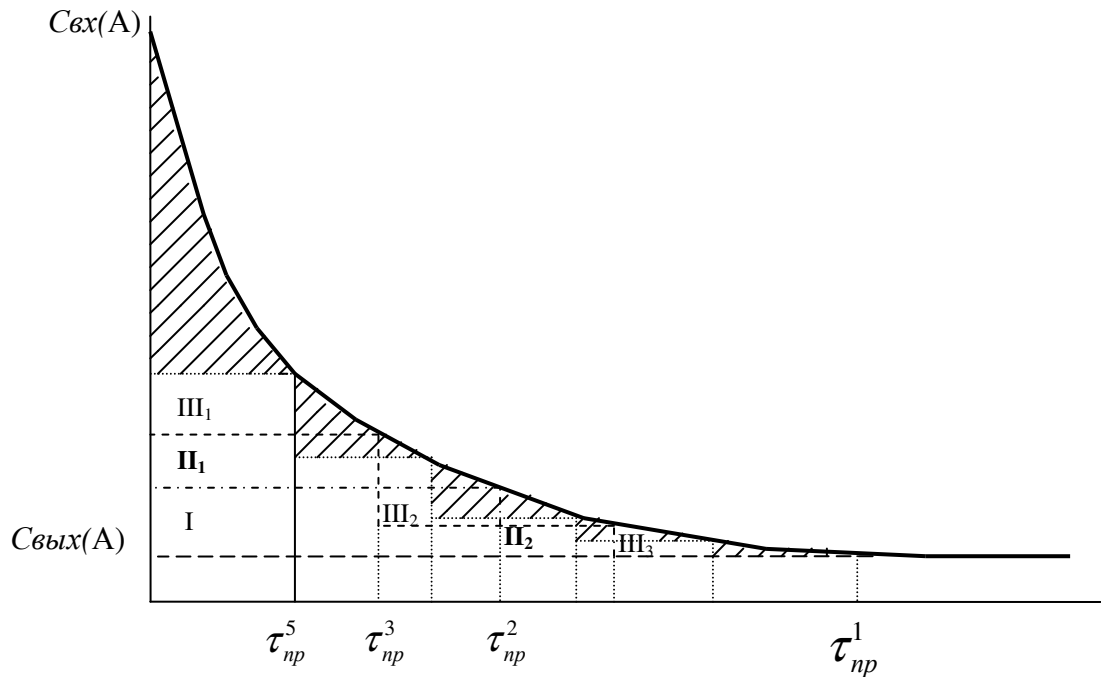


Построим график изменения концентрации во времени для нескольких каскадов, состоящих из различного количества РИС. Будем иметь в виду равенство времени пребывания в реакторах каскада:

$$\tau_{np}^1 = \tau_{np}^2 = \dots = \tau_{np}^i = \dots = \tau_{np}^n \quad (2.24)$$

В этом случае при одинаковом расходе смеси $V_{см}^{\tau}$ объемы реакторов V_i в каскаде, как это следует из формулы (2.16), оказываются одинаковыми:

$$V_1 = V_2 = \dots = V_i = \dots = V_n \quad (2.25)$$



На графике изображены:

- единичный емкостный реактор, в нем изменение концентрации до выходной $C_{вых}(A)$ изображается одной ступенью I за время пребывания τ_{np}^1 ;
- $N = 2$, каскад из 2-х реакторов, изменение концентрации соответствует двум ступеням: II и III, а время пребывания – τ_{np}^2 ;
- $N = 3$, число ступеней 3: III, IV и V, время пребывания – τ_{np}^3 ;
- $N = 5$, число ступеней 5 (на рисунке заштрихованы), τ_{np}^5 .

График показывает, что чем больше РИС в каскаде, тем ломаная линия располагается *ближе* к кинетической, которая в принципе отражает работу РИВ. Отсюда следует вывод: с ростом числа РИС в каскаде, его работа приближается к условиям работы РИВ, а суммарный объем уменьшается, достигая объема РИВ:

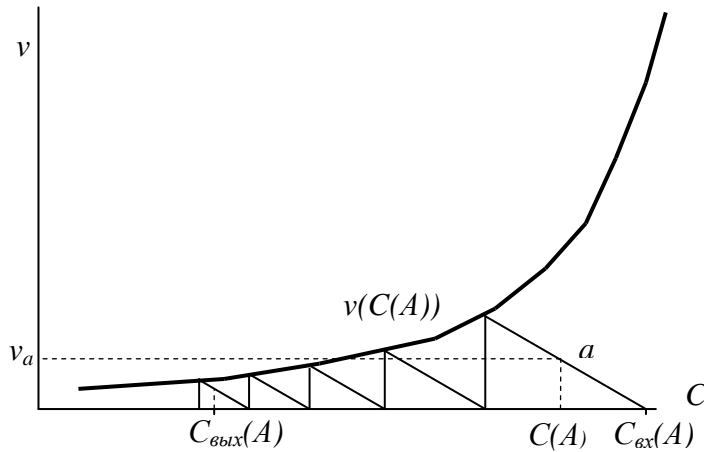
$$\lim_{n \rightarrow \infty} \sum_1^N V_i = N \cdot V_i = V_{РИВ} \quad (2.26)$$

Расчет каскада РИС сводится:

- 1 – к определению числа реакторов N заданного объема V_i при заданной степени превращения X ;
- 2 – или к определению состава смеси на выходе из i -го реактор каскада.

Существуют графический и аналитический методы расчета. Аналитический метод требует знания k и f реакции, которые зачастую неизвестны.

Графический метод. Он позволяет рассчитывать любые случаи, так как в его основе лежит использование кинетической линии $v(C)$, обычно получаемой экспериментально для конкретного процесса. Рассмотрим его суть с помощью рисунка:



По опытным данным строится зависимость $v(C)$. Построение начинают с первого реактора. На оси абсцисс отмечают величину $C_{\text{вх}}(A)$. Далее используют уравнение (2.20), переписав его относительно $v(A)$:

$$v^a(A) = \frac{C^a(A) - C_{\text{вх}}(A)}{\tau_{\text{нpi}}} = -\frac{1}{\tau_{\text{нpi}}} (C^a(A) - C_{\text{вх}}(A)) \quad (2.27)$$

Полученное выражение – это уравнение падающей прямой с тангенсом угла наклона $\text{tg } \alpha = -\frac{1}{\tau_{\text{нpi}}^i}$. Для ее построения задаются $C(A) < C_{\text{вх}}(A)$ и

$\tau_{\text{нpi}} = 0,1\tau_{\text{нр}}$, рассчитанном для единичного РИС. Получают ординату вспомогательной точки a , через которую проводят прямую до пересечения с кривой $v(C(A))$. Из точки пересечения опускают перпендикуляр на ось абсцисс, проводят линию с тем же углом наклона ($\tau_{\text{нр}}^i = \text{const}$) и продолжают построение до достижения конечной концентрации $C_{\text{вых}}(A)$. Количество наклонных линий говорит о числе РИС в каскаде. В нашем случае оно равно пяти, причем с запасом – после пятого реактора концентрация реагента оказывается ниже заданной.

Аналитический метод. Пусть известны константа скорости реакции k и ее порядок $f = 1$. Перепишем уравнение (2.20¹) применительно к i -тому реактору в следующем виде:

$$C_{\text{вых}}^i(A) = \frac{C_{\text{вх}}^i(A)}{1 + k\tau_{\text{нр}}^i}$$

Применим полученное выражение к каскаду из 2-х РИС: I и II, в которых время пребывания $\tau_{\text{нр}}^i$ одинаково:

$$C_{\text{вых}}(A) = C_{\text{вых}}^{\text{II}}(A) = \frac{C_{\text{вх}}^{\text{II}}(A)}{1 + k\tau_{\text{нр}}^i}; \quad C_{\text{вых}}^{\text{I}}(A) = \frac{C_{\text{вх}}^{\text{I}}(A)}{1 + k\tau_{\text{нр}}^i}$$

Подставим полученное значение $C_{\text{вых}}^{\text{I}}(A) = C_{\text{вх}}^{\text{II}}(A)$ в предыдущее выражение, имеем:

$$C_{\text{вых}}(A) = \frac{C_{\text{вх}}(A)}{(1 + k\tau_{\text{нр}}^i)(1 + k\tau_{\text{нр}}^i)} = \frac{C_{\text{вх}}(A)}{(1 + k\tau_{\text{нр}}^i)^2};$$

далее, опираясь на метод индукции, распространим последнюю запись на N реакторов:

$$C_{\text{вых}}(A) = \frac{C_{\text{вх}}(A)}{(1 + k\tau_{np}^i)^N}; \quad (2.28)$$

логарифмирование этого выражения дает искомое число реакторов:

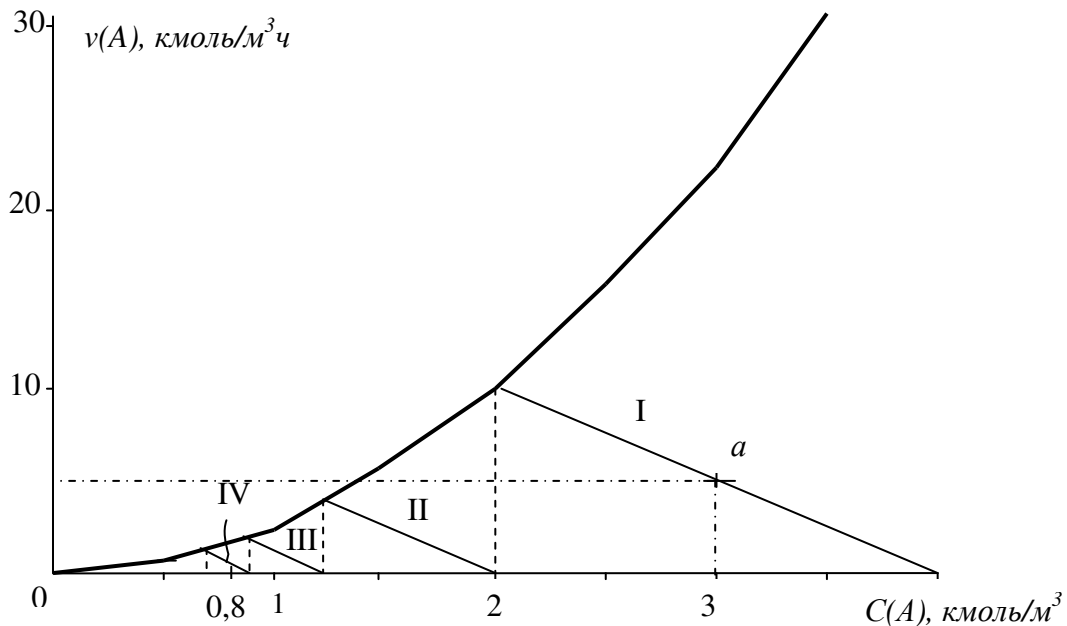
$$N = \frac{\ln(C_{\text{вх}}(A)/C_{\text{вых}}(A))}{\ln(1 + k\tau_{np}^i)} \quad (2.29)$$

По приведенному сценарию каскад просчитывают и для второго порядка реакции.

Если каскад составлен из РИС и РИВ, то расчет ведут последовательно от аппарата к аппарату, используя соответствующие данному типу формулы.

Задача 2.2.8. Определить количество и суммарный объем РИС-Н в каскаде (сравнить с объемом единичного РИС) по данным задач 2.2.1 и 2.2.3 (уравнение реакции $v(A) = 2,5C(A)^2$, $C_{\text{вх}}(A) = 4 \text{ кмоль/м}^3$, $X_A = 0,8$, $V_{\text{см}}^{\tau} = 30 \text{ л/мин}$). Оценить общее время пребывания в рассчитанном каскаде по сравнению с единичным РИС.

Решение. Используем графический метод. Строим графики параболы $v(A) = 2,5C(A)^2$ и прямой по уравнению (2.27) $v(A) = -\frac{1}{\tau_{npi}}(C^a(A) - C_{\text{вх}}(A))$:



Зададим время пребывания в одном реакторе каскада как одну десятую от времени пребывания в единичном РИС-Н ($\tau_{np} = 2 \text{ ч}$): $\tau_{np i} = 0,1\tau_{np} = 0,2 \text{ ч}$. Далее, задавшись $C^a(A) < C_{\text{вх}}(A)$, например, $C^a(A) = 3 \text{ кмоль/м}^3$, найдем соответствующую $v^a(A)$:

$$v^a(A) = -\frac{1}{\tau_{np i}}(C^a(A) - C_{\text{вх}}(A)) = -\frac{1}{0,2}(3 - 4) = 5 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \text{ч}}$$

Через полученную вспомогательную точку a с координатами $(C^a(A) = 3 \text{ кмоль/м}^3, v^a(A) = 5 \text{ кмоль/м}^3 \text{ч})$ и точку на оси абсцисс, соответ-

ствующую $C_{\text{ex}}(A) = 4 \text{ кмоль/м}^3$, проводим прямую до пересечения с линией параболы.

Точка пересечения дает значение концентрации смеси на выходе из первого реактора. Повторяем построение с тем же наклоном прямой ($\tau_{np}^i = \text{const}$) столько раз, сколько необходимо для достижения $C_{\text{вых}}(A) = 0,8 \text{ кмоль/м}^3$. Получилось 4 наклонных линии – каскад содержит 4 реактора, причем из последнего реактора смесь выходит с концентрацией ниже заданной, то есть, этот каскад будет работать с запасом.

Суммарный объем РИС в каскаде:

$$\sum_1^4 V_i = 4V_{\text{см}}^{\tau} \tau_{np}^i = 4 \cdot 30 \cdot 0,2 \cdot 60 = 1440 \text{ л} = 1,44 \text{ м}^3$$

Объем единичного РИС:

$$V = V_{\text{см}}^{\tau} \tau_{np} = 30 \cdot 2 \cdot 60 = 3600 \text{ л} = 3,6 \text{ м}^3$$

Как и следовало ожидать, $\sum_1^4 V_i < V$

Уточним общее время пребывания в каскаде: $\sum_1^4 \tau_{np}^i = 4 \cdot \tau_{npi} = 4 \cdot 0,2 = 0,8 \text{ ч}$.

Величина его занимает промежуточное положение между временем пребывания в РИВ (0,4 ч) и в единичном РИС-Н (2 ч).

2.3. Сравнение работы реакторов непрерывного действия

Выбор типа реактора для конкретной технологической схемы определяется техно-экономическим расчетом. Для этого надо оценить возможности каждого из трех рассмотренных нами вариантов.

Многими достоинствами обладает РИВ. Вспомним – его рассчитывают по *средним* параметрам, в том числе берут *среднюю* скорость реакции, в то время как РИС-Н считается по выходным (конечным) параметрам, когда скорость принимает наинизшее значение. В результате объем РИВ всегда получается *меньше* объема РИС-Н, что позволяет экономить на капитальных затратах.

Но при выборе РИВ следует учитывать ограничения. РИВ работает в турбулентном режиме, близком к идеальному вытеснению. Этому сопутствуют значительные гидравлические сопротивления. Для их снижения лучше работать с маловязкими жидкостями. К недостатку РИВ следует отнести и трудность очистки, особенно многотрубных реакторов.

Имеет свою область применения и РИС-Н. Благодаря интенсивному перемешиванию он незаменим для получения постоянного по составу, однородного высококачественного продукта и в процессах, где недопустимы локальные зоны перегрева (микробиология). Если получение продукта сопровождается побочными реакциями, порядок которых *выше* порядка целевой реакции $f_{\text{поб}} > f_{\text{цел}}$, то технологу выгоднее вести процесс на пониженных скоростях реакции. В этом случае образование побочных продуктов существенно замедляется, и выход целевого продукта увеличивается – РИС-Н с его конечной минимальной скоростью на выходе подходит лучше, чем РИВ.

Что касается каскада РИС-Н, то его используют для нивелирования недостатков, присущих как единичному РИС-Н, (например, чтобы уменьшить объем), так и РИВ. Работа каскада, в котором более 5 РИС-Н приближается к случаю идеального вытеснения, что дает возможность работать с вязкими жидкостями.

2.4. Реакторы полунепрерывного (полупериодического) действия

В полунепрерывных процессах одна из вспомогательных операций производится непрерывно, а остальные – периодически. Так осуществляет процесс в газогенераторах: топливо (шихта) загружается периодически, а генераторный газ, продукт реакции, выводится непрерывно.

Протекание полунепрерывных процессов характерно для *ферментеров* – биореакторов, используемых в микробиологической промышленности. Например, аэробные микроорганизмы выращивают, непрерывно пропуская воздух или кислород через загруженный в реактор субстрат.

Вопросы для самоконтроля

1. Реактор периодического действия, устройство, принцип действия, достоинства и недостатки, область применения.
2. Реактор непрерывного действия РИС-Н, устройство, принцип действия, достоинства и недостатки, область применения.
3. Модель идеального перемешивания, определение, допущения. Ее использование в расчете основного времени работы РИС-П, вывести уравнение при: а) известной k и $f = 1$, б) известной k и $f = 2$, в) порядок расчета по известной кривой $v = f(C)$.
4. Как рассчитывают диаметр и высоту РИС-П? Дать схему реактора.
5. Порядок расчета эффективности работы РИС-П. Дать схему реактора.
6. Модель идеального вытеснения, определение, допущения. Ее использование в расчете времени пребывания РИВ. Показать, что $\tau_{пр}$ в РИВ равно основному времени работы РИС-П при прочих равных условиях.
7. Причины недостижимости режима идеального вытеснения. Как учитывают неидеальность в РИВ? Суть ячеечной и диффузионной моделей структуры потоков.
8. РИВ, схема устройства. Определение его длины и диаметра.
9. РИС-Н, схема устройства. Расчет времени пребывания, диаметра и высоты реактора.
10. Каскад РИВ. Показать, что при одинаковых условиях работы объем единичного РИВ и объем каскада РИВ совпадают.
11. Каскад РИС-Н, схема. Вывод уравнения для расчета числа реакторов при известной k и $f = 1$.
12. Каскад РИС-Н, схема. Графический метод расчета числа реакторов.
13. Сравнить работу РИВ, РИС-Н и каскада РИС-Н по $\tau_{пр}$ и V , обосновать их область применения.
14. Основы расчета изотермического процесса в реакторе. Сравнение эффективности работы реакторов, описываемых различными моделями – идеального смешения и идеального вытеснения.

Глава 3

РЕАКТОРЫ С РАЗЛИЧНЫМ ТЕПЛОВЫМ РЕЖИМОМ

В реальных ситуациях при расчете реакторов часто приходится учитывать влияние температуры на ход процесса: реакции могут протекать с тепловым эффектом (эндо– или экзотермическим). Кроме того, для поддержания оптимальной температуры реакции смесь приходится подогревать или, наоборот, охлаждать. Как следствие, меняется скорость реакции, ибо величина температуры в первую очередь влияет на константу скорости, а также на физико-химические константы (вязкость, теплопроводность, плотность газа...). Вспомним уравнение Аррениуса:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right), \quad (3.1)$$

из которого видно, что рост температуры T приводит к увеличению константы скорости k и, следовательно, ускоряет реакцию.

3.1. Виды тепловых режимов

Учет влияния температуры производится через составление уравнений теплового баланса конкретно для каждого типа реактора. В самом общем виде тепловой баланс показывает равенство количества тепла, которое пришло в реактор, $Q_{\text{прих}}$, количеству тепла, покинувшему его $Q_{\text{расх}}$:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \quad (3.2)$$

$Q_{\text{прих}}$ складывается из количества теплоты, поступающего с компонентами исходной смеси $Q_{\text{реаг}}$ и теплоты химической реакции $Q_{\text{хр}}$, если она экзотермическая (в случае эндотермической реакции знак «+» перед $Q_{\text{хр}}$ необходимо поменять на «-»). $Q_{\text{расх}}$ складывается из количества теплоты, унесенной с компонентами прореагировавшей смеси, $Q_{\text{прод}}$, и охлаждающим теплоносителем $Q_{\text{то}}$ (в случае подогрева реакционной смеси знак «+» в нашей записи меняется на «-»). Существует и третий расходный член – тепловые потери, $Q_{\text{ном}}$, который чаще не рассчитывают, а задают в долях от затраченного тепла:

$$Q_{\text{ном}} = (0,05 - 0,1)Q_{\text{прих}}$$

Таким образом, для случая экзотермической реакции и охлаждения смеси в реакторе уравнение (3.2) приобретает вид:

$$Q_{\text{реаг}} + Q_{\text{хр}} = Q_{\text{прод}} + Q_{\text{то}} \quad (3.3)$$

В зависимости от соотношения величин $Q_{\text{хр}}$ и $Q_{\text{то}}$ возникают три варианта тепловых режимов:

1) $Q_{\text{хр}} = Q_{\text{то}}$, тогда уравнение (3.3) упростится: $Q_{\text{реаг}} = Q_{\text{прод}}$, или, с использованием известной из физики формулы $Q = m \cdot c_p \cdot T$:

$$m_{\text{реаг}} \cdot c_{p \text{ реаг}} \cdot T_{\text{реаг}} = m_{\text{прод}} \cdot c_{p \text{ прод}} \cdot T_{\text{прод}}$$

В жидкофазных процессах масса смеси неизменна, а ее теплоемкость меняется несущественно. Поэтому их можно сократить, после чего получим: $T_{\text{реаг}} = T_{\text{прод}}$. Такой вариант работы, в котором температура реакционной смеси в реакторе не меняется в ходе процесса, называется **изотермическим режимом**.

2) $Q_{то} = 0$, то есть, нет теплообмена с окружающей средой, уравнение (3.3) упрощается: $Q_{xp} = Q_{prod} - Q_{reag}$, то есть, все тепло реакции идет на нагрев смеси. Такой режим работы называют **адиабатическим**.

3) $Q_{xp} \neq Q_{то}$, это самый сложный режим, его называют **политропным**. Два других можно рассматривать как его частные случаи.

Решим задачу на пример использования уравнения теплового баланса (3.3).

Задача 3.1.1. В реакторе непрерывного действия проводится экзотермическая реакция $A \rightarrow R$ с удельным тепловым эффектом $\Delta H = -190 \text{ кДж/кмоль } A$. Смесь поступает в реактор в количестве $n_{см}^{\tau} = n^{\tau}(A) = 0,2 \text{ кмоль/с}$ при температуре $T_{вх} = 15^{\circ}$, а выходит при $T_{вых} = 49^{\circ}$. Мольная теплоемкость смеси $c_p^I = 16,7 \text{ кДж/(кмоль} \cdot K)$, степень превращения $X_A = 0,8$. Средняя разность температур между смесью и теплоносителем $\Delta t_{cp} = 40^{\circ}$, коэффициент теплопередачи $K = 419 \text{ Вт/м}^2 K$.

Вычислить количество отводимой или подводимой теплоты в реактор и требуемую площадь поверхности теплообмена.

Решение. Предположим, что в реакторе смесь охлаждается, тогда по уравнению (3.3) тепловой баланс развернется следующим образом:

$$n_{см}^{\tau} c_p^I T_{вх} + \Delta H n^{\tau}(A) X_A = n_{см}^{\tau} c_p^I T_{вых} + Q_{то}, \text{ откуда}$$

$$Q_{то} = \Delta H n^{\tau}(A) X_A - n_{см}^{\tau} c_p^I (T_{вых} - T_{вх}) = 190 \cdot 0,2 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 16,7(49 - 15) =$$

$$= 30,4 - 113,6 = -83,2 \text{ кВт}$$

Знак « $-$ » говорит о том, что в реактор теплота *подводится*.

Поверхность определим по основному уравнению теплопередачи:

$$F = \frac{Q_{то}}{K \Delta t_{cp}} = \frac{83,2 \cdot 10^{-3}}{419 \cdot 40} = 4,96 = 5 \text{ м}^2$$

Перейдем к основному вопросу этой главы: как учитывать неизотермический характер работы данного типа реактора? Отвечать на него мы будем, рассматривая реакторы в последовательности, принятой в предыдущей главе.

3.2. Реактор периодического действия РИС-П

3.2.1. Политропный режим

Пусть протекает экзотермическая реакция в охлаждаемом реакторе. Запишем уравнением (3.3) относительно Q_{xp} :

$$Q_{xp} = (Q_{prod} - Q_{reag}) + Q_{то} \quad (3.3^I)$$

Как видим, тепло химической реакции тратится на нагрев реакционной смеси, другая часть тепла отводится с хладагентом. Распишем все члены полученного выражения применительно к длительности работы реактора $d\tau$ при объеме смеси $V_{см}$:

$$dQ_{xp} = v(A) \Delta H V_{см} d\tau; \quad (3.3^{II})$$

где ΔH – тепловой эффект реакции, отнесенный к 1 моль реагента A .

$$d(Q_{prod} - Q_{reag}) = m \cdot c_p \cdot dT = \rho V_{см} \cdot c_p \cdot dT; \quad (3.3^{III})$$

где m , c_p , ρ – масса, массовая теплоемкость и плотность жидкой смеси, они принимаются постоянными;

dT – изменение температуры смеси в реакторе за промежуток времени $d\tau$.

Величину Q_{mo} определим из основного уравнения теплопередачи:

$$dQ_{mo} = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot d\tau = K \cdot F \cdot (T - t_{хл}) \cdot d\tau; \quad (3.4)$$

где K и F – коэффициент и поверхность теплопередачи;

Δt_{cp} – средняя разность температур между реакционной смесью и хладагентом, для момента времени $d\tau$ она равна разности температур смеси T и хладагента $t_{хл}$.

Подставим полученные значения в (3.3^I):

$$v(A) \Delta H V_{см} d\tau = \rho V c_p dT + K \cdot F \cdot (T - t_{хл}) \cdot d\tau$$

и преобразуем его относительно $dT/d\tau$:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{v(A) \Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF(T - t_{хл})}{\rho \cdot c_p V_{см}} \quad (3.5)$$

или, подставив сюда выражение скорости реакции:

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = -\frac{d(C_{нач}(A) - C(A))}{d\tau} = \frac{C_{нач}(A) \cdot dX_A}{d\tau}$$

Получим варианты записи уравнения (3.5):

$$\frac{dT}{d\tau} = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \frac{dC(A)}{d\tau} - \frac{KF(T - t_{хл})}{\rho \cdot c_p V_{см}} \quad (3.5^I)$$

и

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{нач}(A)}{\rho \cdot c_p} \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{KF(T - t_{хл})}{\rho \cdot c_p V_{см}} \quad (3.5^{II})$$

Итак, составив уравнение теплового баланса, мы получили уравнение работы РИС-П в нестационарном политропном режиме. Решение его позволяет определить вид зависимости температуры $T = f(\tau)$ и концентрации $C = f(\tau)$ во времени до заданной степени превращения X . Но сделать это довольно сложно, поскольку температура зависит от концентрации, а та, в свою очередь, зависит от той же температуры, которая входит в константу скорости (уравнение Аррениуса (3.1)). Такие задачи решают с помощью итерационного метода (метода последовательных приближений). Суть его разберем на следующем примере.

Пример 3.2.1. Определить ход изменения степени превращения и температуры смеси в процессе работы РИС-П в политропном режиме $X_A = f(\tau)$ и $T = f(\tau)$, если известны: $V_{см} = 1 \text{ м}^3$, $F = 3 \text{ м}^2$, $\rho = 1110 \text{ кг/м}^3$, $c_p = 3,4 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$, $T_{нач} = 300 \text{ K}$, $C_{нач}(A) = 2 \text{ кмоль/м}^3$, $K = 2500 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{K)}$, тепловой эффект реакции $\Delta H = -165000 \text{ кДж/кмоль } A$, средняя температура хладагента $t_{хл} = 300 \text{ K}$. Реакция протекает по первому порядку, ее кинетическое уравнение: $v(A) = kC(A) = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} C(A)$, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{ч}}$.

Определить также основное время работы реактора τ , если $X_A = 0,97$.

Решение. Ответ получим, совместно решая предложенное в условии примера кинетическое уравнение и уравнение (3.5^{II}). Конкретизируем их под поставленную задачу. Начнем с кинетического уравнения, преобразовав его относительно искомой степени превращения X_A :

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} C(A) = \frac{dX_A}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} (1 - X_A),$$

$$\text{откуда} \quad \frac{dX_A}{d\tau} = (1 - X_A) \exp(19,34 - \frac{6014}{T})$$

Уравнение (3.5^{II}) приобретает вид:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{\text{нач}}(A)}{\rho \cdot c_p} \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{KF(T - t_{\text{хл}})}{\rho \cdot c_p V_{\text{см}}} = \frac{165000 \cdot 2}{1110 \cdot 3,4} \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{2500 \cdot 3(T - t_{\text{хл}})}{1110 \cdot 3,4 \cdot 1},$$

или

$$\frac{dT}{d\tau} = 87,4 \frac{dX_A}{d\tau} - 1,99(T - 300)$$

Мы получили систему из двух дифференциальных уравнений с двумя неизвестными, которая не решается аналитически. Чтобы решить ее, используем приближенный численный метод **пошаговых итераций**. Суть метода заключается в следующем.

– В преобразованных уравнениях дифференциалы заменяются конечными приращениями:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} = (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \quad (\text{а})$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta \tau} = 87,4 \frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} - 1,99(T - 300) \quad (\text{б})$$

– Независимый аргумент искомой функции, у нас это время реакции τ , разбивается на отрезки-шаги. Примем длину шага $\Delta \tau = 0,1$ ч.

– На каждом шаге i , начиная с первого, произвольно задаются ΔX_A и ΔT , которые сверяются затем с вычисленными $\Delta X_A^{\text{выч}}$, уравнение (а), и $\Delta T^{\text{выч}}$, уравнение (б). Для вычисления $\Delta X_A^{\text{выч}}$ в уравнение (а) подставляют величину X_A , рассчитанную как сумма степени превращения на предыдущем шаге X_A^{i-1} и ее средняя величина на рассчитываемом шаге:

$$X_A = X_A^{i-1} + \Delta X_A / 2$$

Вычисление $\Delta T^{\text{выч}}$ производится аналогично подстановкой в уравнение (б) суммы температуры на предыдущем шаге и ее средней величины на рассчитываемом:

$$T = T^{i-1} + \Delta T / 2$$

– Оценивается расхождение принятых и вычисленных величин ΔX_A и $\Delta X_A^{\text{выч}}$, ΔT и $\Delta T^{\text{выч}}$. Если оно велико, то расчет повторяется (итерируется) необходимое число раз до получения желаемого расхождения. В последующей итерации задают величины, вычисленные в предыдущей итерации:

$$\Delta X_A = \Delta X_A^{\text{выч}}, \quad \Delta T = \Delta T^{\text{выч}}$$

– По достижении желаемой сходимости последние значения ΔX_A и ΔT берутся как данные для окончательного расчета степени превращения и величины температуры на рассматриваемом шаге i :

$$X_A^i = X_A^{i-1} + \Delta X_A, \quad T^i = T^{i-1} + \Delta T$$

– Приведенная последовательность используется для расчета следующего шага, количество шагов определяется достижением заданной величины (у нас $X_A = 0,97$).

Рассчитаем шаги по предложенной методике.

Первый шаг: время, прошедшее от начала реакции $\tau_1 = 0 + \Delta \tau = 0,1$ ч.

1) Первое приближение. Примем $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 10\text{K}$, тогда

$$X_A = X_A^{1-1} + \Delta X_A / 2 = 0 + 0,1 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{1-1} + \Delta T / 2 = 300 + 10 / 2 = 305 \text{ K}.$$

Проверим их. Сначала вычислим значение $\Delta X_A^{\text{выч}}$ по уравнению (а):

$$\Delta X_A^{\text{выч}} = (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \Delta \tau = (1 - 0,05) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{305}\right) 0,1 = 0,065$$

Если абсолютная разность $|\Delta X_A^{\text{выч}} - \Delta X_A| < 0,001$, то будем считать точность расчета достаточной. Проверим полученную величину:

$$|\Delta X_A^{\text{выч}} - \Delta X_A| = |0,065 - 0,1| = 0,035 > 0,001$$

Желаемая точность расчета по степени превращения не достигнута.

Теперь по уравнению (б) рассчитаем $\Delta T^{\text{выч}}$

$$\Delta T^{\text{выч}} = 87,4 \Delta X_A - 1,99(T - 300) \Delta \tau = 87,4 \cdot 0,1 - 1,99(305 - 300) 0,1 = 7,74 \text{ K}$$

За удовлетворительную точность расчета примем абсолютную величину разности заданной и вычисленной величин: $|\Delta T^{\text{выч}} - \Delta T| < 0,3 \text{ K}$. В нашем случае

$$|\Delta T^{\text{выч}} - \Delta T| = |7,74 - 10| = 2,26 > 0,3 \text{ K}$$

Расчет не удовлетворяет заданной точности. Поэтому делаем следующее, второе приближение.

2) Второе приближение. Принимаем $\Delta X_A = \Delta X_A^{6blч} = 0,065$, $\Delta T = \Delta T^{6blч} = 7,74K$, тогда

$$X_A = X_A^{i-1} + \Delta X_A / 2X_A = 0 + 0,065 / 2 = 0,032,$$

$$T = T^{i-1} + \Delta T / 2 = 300 + 7,74 / 2 = 303,9 \text{ K}.$$

Вычислим значение $\Delta X_A^{6blч}$ по уравнению (а):

$$\Delta X_A^{6blч} = (1 - X_A) \exp(19,34 - \frac{6014}{T}) \Delta \tau = (1 - 0,032) \exp(19,34 - \frac{6014}{303,9}) 0,1 = 0,062$$

Проверим полученную величину на расхождение:

$$|\Delta X_A^{6blч} - \Delta X_A| = |0,065 - 0,1| = 0,035 > 0,001$$

Желаемая точность расчета по степени превращения не достигнута.

Теперь по уравнению (б) рассчитаем $\Delta T^{6blч}$

$$\Delta T^{6blч} = 87,4 \Delta X_A - 1,99(T - 300) \Delta \tau = 87,4 \cdot 0,065 - 1,99(303,9 - 300) 0,1 = 4,91K$$

$$|\Delta T^{6blч} - \Delta T| = |4,91 - 7,74| = 2,83 > 0,3K$$

Расчет не удовлетворяет заданной точности. Делаем третье приближение.

3) Третье приближение. Принимаем $\Delta X_A = \Delta X_A^{6blч} = 0,062$, $\Delta T = \Delta T^{6blч} = 4,91K$,

Проведенные расчеты показывают, что и в этом случае мы не достигаем желаемого результата. И только после **пятого** приближения вычисленные $\Delta X_A = 0,056$ и $\Delta T = 4,46K$ удовлетворяют заданной точности и становятся окончательными на первом шаге расчетов. Таким образом, после первого шага, то есть, спустя $\tau_1 = 0,1 \text{ ч}$ имеем $X_A^1 = 0 + \Delta X_A = 0,056$ и $T^1 = T_{нач} + \Delta T = 300 + 4,46 = 304,5K$

Второй шаг: время от начала реакции $\tau_2 = \tau_1 + \Delta \tau = 0,1 + 0,1 = 0,2 \text{ ч}$.

1) Первое приближение. Снова зададимся $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 10K$, получим:

$$X_A = X_A^1 + \Delta X_A / 2X_A = 0,056 + 10 / 2 = 0,106,$$

$$T = T^1 + \Delta T / 2 = 304,5 + 10 / 2 = 309,5 \text{ K}.$$

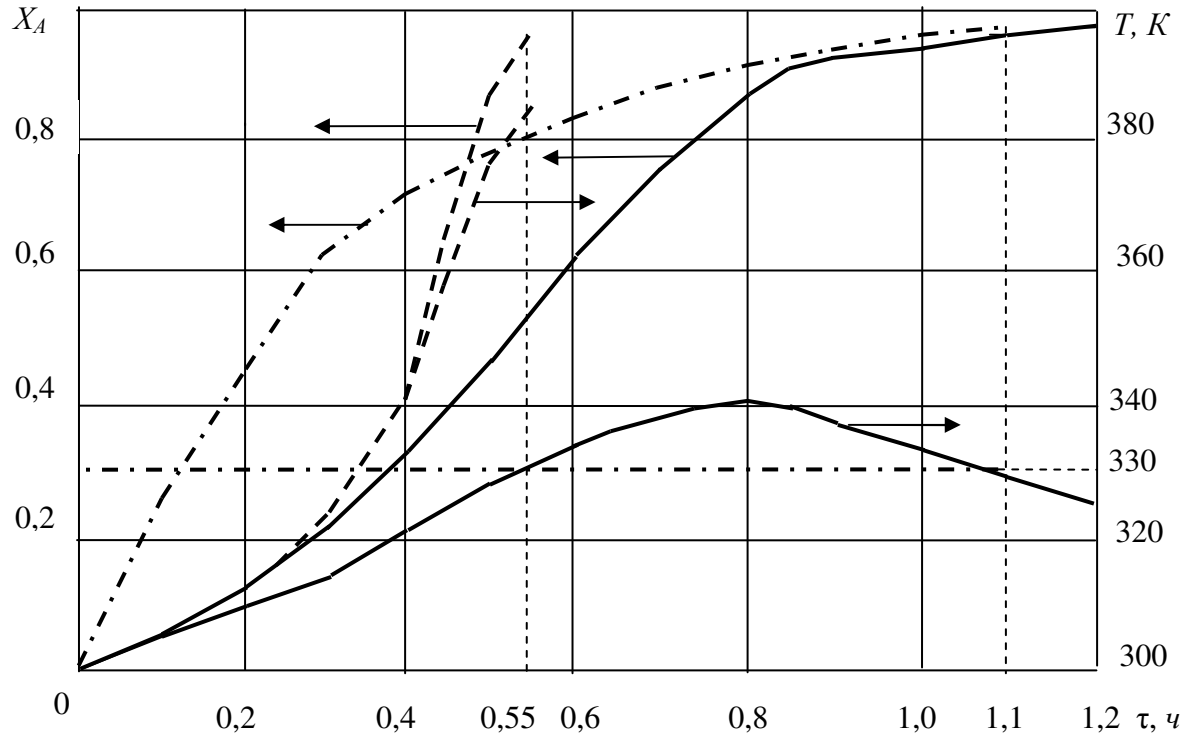
Далее проводим расчеты по аналогии с первым шагом. Желаемое схождение получаем только после **четвертого** приближения при $\Delta T = 4,89K$, $\Delta X_A = 0,071$.

Итоги второго шага: спустя $\tau_2 = 0,2 \text{ ч}$ имеем $X_A^2 = X_A^1 + \Delta X_A = 0,056 + 0,071 = 0,127$ и $T^2 = T^1 + \Delta T = 304,5 + 4,89 = 309,4K$.

Продолжаем выполнять третий, четвертый и последующие шаги вплоть до достижения заданной в примере степени превращения $X_A = 0,97$. Для этого пришлось рассчитать 12 шагов. Результаты расчетов сведены в нижеприведенную таблицу:

Шаг	Время от начала реакции, τ_i , ч	ΔX_A	ΔT , K	X_A от начала реакции	T , K
1	0,1	0,056	4,46	0,056	304,5
2	0,2	0,071	4,89	0,127	309,4
3	0,3	0,089	5,27	0,216	314,7
4	0,4	0,110	6,07	0,327	320,8
5	0,5	0,133	6,85	0,460	327,6
6	0,6	0,150	7,02	0,610	334,6
7	0,7	0,143	5,10	0,753	339,7
8	0,8	0,103	0,99	0,856	340,7
9	0,9	0,058	-2,75	0,914	337,9
10	1,0	0,030	-4,56	0,944	333,3
11	1,1	0,015	-4,74	0,959	328,6
12	1,2	0,009	-4,46	0,968	324,1

Данные последней, двенадцатой строки таблицы показывают, что время реакции, необходимое для достижения $X_A = 0,97$, составляет $\tau = 1,2$ ч, а конечная температура реакционной смеси $T_{кон} = 324$ К. Ниже на рисунке по данным таблицы построены сплошными линиями графики зависимостей $X_A = f(\tau)$ и $T = f(\tau)$. (Пунктирные линии относятся к рассмотренному ниже примеру 3.2.2 для адиабатического, а штрихпунктирные – к примеру 3.2.3 для изотермического режима):



Результаты расчетов в примере 3.2.1 показывают, что даже в случае простой реакции первого порядка в условиях политропного режима кривые имеют сложный характер: функция $X_A = f(\tau)$ – S-образную форму, а $T = f(\tau)$ проходит через максимум (~ 341 К). Рост температуры объясняется тем, что в ходе реакции (первые 0,8 ч) выделяющаяся теплота превышает количество теплоты, уносимой с хладагентом: $Q_{xp} > Q_{то}$. Правее максимума наблюдается обратная картина: $Q_{xp} < Q_{то}$.

3.2.2. Адиабатический режим

В этом режиме теплообмен с окружающей средой *отсутствует* (реактор теплоизолирован) – последний член правой части уравнения (3.5) равен нулю и запись упрощается:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{v(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} ; \quad (3.6)$$

и, по аналогии с (3.5^I) и (3.5^{II}) можем записать:

$$\frac{dT}{d\tau} = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \frac{dC(A)}{d\tau}, \quad \text{или} \quad dT = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} dC(A) \quad (3.6^I)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{нач}(A)}{\rho \cdot c_p} \frac{dX_A}{d\tau}, \quad \text{или} \quad dT = \frac{\Delta H \cdot C_{нач}(A)}{\rho \cdot c_p} dX_A \quad (3.6^{II})$$

Эти уравнения легко интегрируются. Например, уравнение (3.6^{II}) вырождается в уравнение прямой:

$$\int_{T_{нач}}^T dT = \frac{\Delta H C_{нач}(A)}{\rho \cdot c_p} \int_0^{X_A} dX_A ; \quad T = T_{нач} + \frac{\Delta H C_{нач}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (3.7)$$

с тангенсом угла наклона
$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta \text{НС}_{\text{нач}}(A)}{\rho \cdot c_p}$$

Пример 3.2.2. Для сравнения решим пример 3.2.1 в условиях адиабатического режима и ответим на те же вопросы: основное время работы реактора τ для $X_A = 0,97$ и ход изменения степени превращения и температуры смеси $X_A = f(\tau)$ и $T = f(\tau)$.

Решение. Определим сначала конечную, максимальную температуру $T_{\text{кон}}$ в конце реакции по формуле (3.7):

$$T_{\text{кон}} = T_{\text{нач}} + \frac{\Delta \text{НС}_{\text{нач}}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 300 + \frac{165000 \cdot 2}{1110 \cdot 3,4} \cdot 0,97 = 384,8 = 385 \text{ K}$$

Для поиска функций используем уже преобразованное в примере 3.2.1 кинетическое уравнение (а), а уравнение (б) упростим для адиабатического режима, записав его без последнего члена в правой части:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} = (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \quad (\text{а})$$

$$\Delta T = 87,4 \Delta X_A \quad (\text{б})$$

с применением той же итерационной схемы. Приведем ее начало.

Первый шаг: время, прошедшее от начала реакции $\tau_1 = 0 + \Delta \tau = 0,1$ ч.

1) Первое приближение. Зададимся $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 10 \text{ K}$, получим

$$X_A = X_A^{I-1} + \Delta X_A / 2 X_A = 0 + 10 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{I-1} + \Delta T / 2 = 300 + 10 / 2 = 305 \text{ K}$$

и так далее до расчета седьмого шага, когда достигается $X_A = 0,97$.

Расчеты приведены ниже в виде таблицы:

Шаг	Время от начала реакции, τ_i , ч	ΔX_A	ΔT , K	X_A от начала реакции	T , K
1	0,1	0,057	4,98	0,057	305,0
2	0,2	0,077	6,73	0,134	311,7
3	0,3	0,115	10,05	0,249	322,2
4	0,4	0,214	18,70	0,463	340,9
5	0,45	0,183	15,95	0,646	356,8
6	0,5	0,228	19,88	0,874	376,7
7	0,55	0,109	12,57	0,983	386,3

По данным таблицы построены графики искомых функций, которые размещены для удобства сравнения на графике в примере 3.2.1 (пунктирные линии).

Анализ графиков в примерах 3.2.1 и 3.2.2 показывает, что в адиабатическом режиме кривая температуры, во-первых, имеет нарастающий характер и достигает больших значений, чем в политропном (все тепло реакции остается в реакторе). Во-вторых, реакция протекает за более короткий промежуток времени (0,55 ч вместо 1,2 ч). Поэтому в случае проведения экзотермических реакций в адиабатическом режиме следует обращать внимание на конечную температуру реакции. Если она превышает оптимальную, то возможна активизация нежелательных побочных реакций, ухудшающих качество продукта, а то и приводящих к более серьезным последствиям вплоть до вывода установки из строя.

Отметим, что на практике задачи подобного рода решаются, как правило, с использованием известной экспериментальной кинетической зависимости $C = f(\tau)$ или $v = f(C)$.

3.2.3. Изотермический режим

В этом случае $T = \text{const}$, $dT/d\tau = 0$, и уравнение (3.5) упрощается:

$$\frac{v(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} = \frac{KF\Delta t_{cp}}{\rho \cdot c_p V_{cm}},$$

или

$$v(A)\Delta H V_{cm} = KF\Delta t_{cp} \quad (3.8)$$

Этот режим мы подробно рассмотрели в главе 2, но пока не знаем, как меняется степень превращения во времени. Для этого решим пример 3.2.1 в условиях изотермического режима.

Пример 3.2.3. В условиях примера 3.2.1 определить вид зависимости $X_A = f(\tau)$ и время работы реактора τ до получения $X_A = 0,97$ при температуре смеси $T = 330 \text{ K}$.

Решение. Используем только кинетическое уравнение, решая его для различной длительности работы реактора. Запишем формулу (2.7) относительно степени превращения:

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A}; \quad X_A = 1 - e^{-k\tau} = 1 - e^{-3,05 \tau}$$

$$\text{где } k = 2,5 \cdot 10^8 e^{-\frac{50000}{RT}} = 2,5 \cdot 10^8 e^{-\frac{50000}{8,314 \cdot 330}} = 3,05.$$

Вычислим X_A через каждые 0,1 ч работы реактора, результаты сведем в таблицу:

$\tau, \text{ ч}$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1
X_A	0,259	0,457	0,602	0,705	0,781	0,840	0,882	0,913	0,935	0,953	0,965

Желаемая степень превращения 0,97 достигается за $\sim 1,1$ ч. Данные таблицы изобразим штрихпунктирной линией на графике к примеру 3.2.1. Вид зависимости можно охарактеризовать как нарастающий и близкий к экспоненциальному.

При проведении экзотермической реакции в изотермическом режиме в периодическом реакторе отвод тепла должен меняться (уменьшаться) во времени, что довольно трудно учесть точным расчетом. На практике обычно поступают проще, рассчитывая максимальный расход охлаждающей воды в начале процесса. По мере течения реакции его вручную снижают, следя за постоянством температуры в реакторе. Рассмотрим этот способ расчета.

В изотермическом процессе тепло экзотермической реакции должно полностью отводиться хладагентом: $Q_{xp} = Q_{то}$. Начальную, максимальную тепловую нагрузку реактора $Q_{нач}^{\tau}$, Вт, рассчитывают по начальному периоду его работы, когда скорость реакции максимальна и, соответственно, максимально тепловыделение. Обычно за начальный период принимают

$$\Delta\tau_{нач} = 0,05 \tau, \text{ тогда } Q_{нач}^{\tau} = \frac{Q_{xp}^{нач}}{\Delta\tau_{нач}}.$$

Записав Q_{xp}^{τ} через уравнение (3.3^{II}), получим:

$$Q_{нач}^{\tau} = \frac{v_{нач}(A)\Delta H \cdot V_{cm} \Delta\tau_{нач}}{\Delta\tau_{нач}} = v_{нач}(A)\Delta H V_{cm} = \frac{C_{нач}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{нач}} \Delta H \cdot V_{cm} \quad (3.9)$$

где $C_{\Delta\tau}(A)$ – концентрация реагента A спустя время $\Delta\tau_{нач}$.

Это количество теплоты должно быть отобрано потоком воды. Запишем для него тепловой баланс:

$$Q_{\text{нач}}^{\tau} = m_{\text{в}}^{\tau} c_{\text{в}} (t_{\text{вых}} - t_{\text{вх}}) \quad (3.10)$$

где $m_{\text{в}}^{\tau}$ – массовый расход воды, кг/с;

$c_{\text{в}} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг}^{\circ}\text{К})$ – массовая теплоемкость воды;

$t_{\text{вх}}, t_{\text{вых}}$ – температура охлаждающей воды на входе и выходе из рубашки реактора.

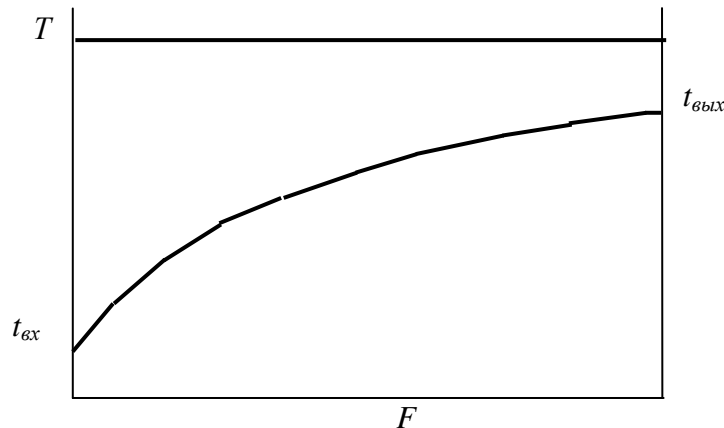
Перепишем уравнение (3.10) относительно искомого расхода воды:

$$m_{\text{в}}^{\tau} = \frac{Q_{\text{нач}}^{\tau}}{c_{\text{в}} (t_{\text{вых}} - t_{\text{вх}})} \quad (3.11)$$

Дополнительно рассчитаем поверхность теплообмена по основному уравнению теплопередачи (3.4):

$$F = \frac{Q_{\text{нач}}^{\tau}}{K \Delta t_{\text{ср}}}$$

В целях экономии процесс ведут при постоянстве $t_{\text{вх}}$ и $t_{\text{вых}}$, что легко достигается прикрытием вентиля подачи воды (в ходе реакции тепловая нагрузка снижается). При этом вид термограммы для расчета $\Delta t_{\text{ср}}$ упрощается, становясь независимым от времени:



(Напомним, что термограмма отражает изменение температуры теплоносителей вдоль поверхности теплообмена). Используем известную из курса процессов и аппаратов формулу для определения средней разности температур теплоносителей:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}})} = \frac{t_{\text{вых}} - t_{\text{вх}}}{\ln(\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}})}; \quad (3.12)$$

где, согласно термограмме: $\Delta t_{\text{б}} = T - t_{\text{вх}}$; $\Delta t_{\text{м}} = T - t_{\text{вых}}$

Закрепим полученную информацию решением следующих двух задач.

Задача 3.2.1. Какова максимальная тепловая нагрузка РИС-П, если реакция $A \rightarrow R$ протекает по первому порядку со степенью превращения $X_A = 0,95$? Объем смеси $V_{\text{см}} = 3,2 \text{ м}^3$, удельный тепловой эффект реакции $\Delta H = -85050 \text{ кДж}/\text{кмоль } A$, время ее протекания $\tau = 2 \text{ ч}$, $C_{\text{нач}}(A) = 1 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$.

Решение. Используем формулу (3.9):

$$Q_{\text{нач}}^{\tau} = \frac{C_{\text{нач}}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{\text{нач}}} \Delta H \cdot V_{\text{см}}$$

Рассчитаем все входящие сюда величины. Определим $C_{\Delta\tau}(A)$, преобразовав формулу (2.7):

$$\frac{C_{нач}(A)}{C_{\Delta\tau}(A)} = \exp(k \cdot \Delta\tau_{нач}); \quad C_{\Delta\tau}(A) = \frac{C_{нач}(A)}{\exp(k \cdot \Delta\tau_{нач})};$$

где $\Delta\tau_{нач} = 0,05 \tau = 0,05 \cdot 2 = 0,1$ ч, а неизвестную величину k вычислим через заданную степень превращения по той же формуле (2.7):

$$k = \frac{1}{\tau} \ln \frac{1}{1 - X_A} = \frac{1}{2} \ln \frac{1}{1 - 0,95} = 1,5 \frac{1}{ч}$$

Получаем в итоге: $C_{\Delta\tau}(A) = \frac{1}{\exp(1,5 \cdot 0,1)} = 0,75 \text{ кмоль/м}^3$

Окончательный ответ: $Q_{нач}^{\tau} = \frac{1 - 0,75}{0,1 \cdot 3600} 85050 \cdot 3,2 = 189 \text{ кВт}$

Задача 3.2.2. По данным задачи 3.2.1. рассчитать максимальный расход воды на охлаждение $m_2^{\max}$ и поверить поверхность теплообмена реактора F , если температура реакции $T = 383 \text{ К}$, коэффициент теплопередачи $K = 325 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$, температура воды на входе и выходе из рубашки $t_{2вх} = 293 \text{ К}$ и $t_{2вых} = 318 \text{ К}$.

Решение. Исходя из теплового баланса, составленного для начального периода работы реактора, имеем:

$$m_2^{\max} = \frac{Q_{нач}^{\tau}}{c_e(t_{2вых} - t_{2вх})} = \frac{189}{4,19(318 - 293)} = 1,804 \text{ кг/с} = 6,5 \text{ м}^3/ч$$

Проверка поверхности теплообмена реактора F заключается в сравнении фактической поверхности F_{ϕ} с расчетной F .

Определение F_{ϕ} . Вычислим объем реактора, формула (2.14):

$$V = V_{см} / \psi = 3,2 / 0,8 = 4,0 \text{ м}^3,$$

выбираем из табл.1 Приложения нормализованный реактор типа IV РН объемом $V = 4,0 \text{ м}^3$, высотой $H = 1,4 \text{ м}$, диаметром $D = 1,6 \text{ м}$ и поверхностью днища $F_{дн} = 2,90 \text{ м}^2$:

$$F_{\phi} = \pi D H \psi + F_{дн} = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 1,4 \cdot 0,8 + 2,90 = 8,36 \text{ м}^2$$

Определение F . Используем основное уравнение теплопередачи:

$$F = \frac{Q_{нач}^{\tau}}{K \Delta t_{cp}} = \frac{189 \cdot 10^3}{325 \cdot 76,9} = 7,56 \text{ м}^2$$

где, согласно формуле (3,12): $\Delta t_{cp} = \frac{318 - 293}{\ln((383 - 293)/(383 - 318))} = 76,9 \text{ К}$

Мы получили $F_{\phi} > F$: реактор подходит для работы.

3.3. Реактор непрерывного действия РИВ

Политропный режим. Здесь используется такой же ход рассуждений, что и при выводе уравнения (3.5) для периодического реактора. Но в РИВ изменение температуры протекает не во времени, а по длине аппарата. С учетом сказанного преобразуем уравнение (3.5), заменив в нем время dt на элемент длины пути dl с помощью уравнения (2.17):

$$\frac{wdT}{dl} = \frac{v(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF(T - t_{хл})}{\rho \cdot c_p V}; \quad \text{или}$$

$$\frac{dT}{dl} = \frac{v(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p w} - \frac{KF(T - t_{xl})}{\rho \cdot c_p Vw} = \frac{1}{\rho \cdot c_p w} \left(v(A)\Delta H - \frac{KF(T - t_{xl})}{V} \right) \quad (3.13)$$

Запишем варианты полученного уравнения, подставив туда значение скорости, выраженное через концентрацию:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{1}{\rho \cdot c_p w} \left(\Delta H \cdot w \frac{dC(A)}{dl} - \frac{KF(T - t_{xl})}{V} \right), \quad (3.13^I)$$

и через степень превращения:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{1}{\rho \cdot c_p w} \left(\Delta H C_{ex}(A) w \frac{dX_A}{dl} - \frac{KF(T - t_{xl})}{V} \right) \quad (3.13^{II})$$

Итак, мы получили уравнение изменения температуры по длине РИВ для политропного режима. Заметим, что по структуре оно совпадает с уравнением (3.5) для РИС-П и тоже не решается в явном виде из-за взаимозависимости скорости реакции $v(A)$ и температуры T .

Решим в качестве иллюстрации следующий пример.

Пример 3.3.1. В РИВ проводится экзотермическая реакция второго порядка $A + B \rightarrow R + S$ в политропном режиме. Известны: $C_{ex}(A) = C_{ex}(B) = 2,4 \text{ кмоль/м}^3$, константа скорости реакции $k = 6,52 \cdot 10^5 \exp(-5,1 \cdot 10^3/T)$, $\text{м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$, температура смеси на входе в реактор $T_{ex} = 293 \text{ К}$, тепловой эффект реакции $\Delta H = -50000 \text{ кДж/кмоль A}$, плотность смеси $\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$, ее массовая теплоемкость $c_p = 3,0 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$, коэффициент теплопередачи $K = 250 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, поверхность теплопередачи $F = 1 \text{ м}^2$, объем реактора 1 м^3 . Определить ход изменения степени превращения и температуры смеси по длине реактора $X_A = f(l)$ и $T = f(l)$ до достижения степени превращения $X_A = 0,83$.

Решение. Ответ получим, используя метод пошаговой итерации в соответствии с алгоритмом, приведенном в примере 3.2.1. Для этого запишем сначала кинетическое уравнение по данным примера с введением туда τ_{np} и X_A :

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau_{np}} = 6,52 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{5100}{T}\right) C(A)^2 = \frac{dX_A}{d\tau_{np}} = 6,52 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{5100}{T}\right) (1 - X_A)^2,$$

$$\text{откуда} \quad \frac{dX_A}{d\tau_{np}} = (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right),$$

или в конечных приращениях:

$$\Delta X_A = (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta \tau_{np} \quad (a^I)$$

Преобразуем и уравнение теплового баланса (3.13^{II}), сделав в нем обратную замену dl на $d\tau_{np}$:

$$\begin{aligned} \frac{dT}{dl} w &= \frac{dT}{d\tau_{np}} = \frac{1}{\rho \cdot c_p} \left(\Delta H C_{ex}(A) \frac{dX_A}{d\tau_{np}} - \frac{KF(T - t_{xl})}{V} \right) = \\ &= \frac{1}{1100 \cdot 3,0} \left(50000 \cdot 2,4 \frac{dX_A}{d\tau_{np}} - \frac{250 \cdot 1 \cdot (T - 293)}{1} \right) = 36,4 \frac{dX_A}{d\tau_{np}} - 0,076(T - 293) \end{aligned}$$

или в конечных приращениях:

$$\Delta T = 36,4 \Delta X_A - 0,076(T - 293) \Delta \tau_{np} \quad (б^I)$$

Для поиска зависимостей нам удобнее разбивать не длину реактора (мы этого не можем сделать, так как не знаем скорость потока в реакторе w), а пропорциональную ей величину времени пребывания.

Итак, пусть $\Delta \tau_{np} = 10 \text{ с}$.

Первый шаг: время пребывания на первом участке реактора длиной Δl :

$$\tau_{np}^I = 0 + \Delta \tau_{np} = 10 \text{ с}.$$

1) Первое приближение. Примем $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 5 \text{ К}$, тогда

$$X_A = X_A^{I-1} + \Delta X_A / 2 = 0 + 0,1 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{I-1} + \Delta T / 2 = 293 + 5 / 2 = 295,5 \text{ К.}$$

Проверим их. Сначала вычислим значение ΔX_A^{6blq} по уравнению (a¹):

$$\Delta X_A^{6blq} = (1 - 0,05)^2 \exp(13,39 - \frac{5100}{T}) 10 = 0,188$$

$$|\Delta X_A^{6blq} - \Delta X_A| = 0,188 - 0,1 = 0,088 > 0,001$$

Желаемая точность расчета по степени превращения не достигнута.

Теперь по уравнению (б¹) рассчитаем ΔT^{6blq} :

$$\Delta T^{6blq} = 36,4 \cdot 0,1 - 0,076(295,5 - 293)10 = 1,74 \text{ К}$$

$$|\Delta T^{6blq} - \Delta T| = |1,74 - 5| = 3,26 > 0,3 \text{ К}$$

Расчет не удовлетворяет заданной точности. Делаем следующее, второе приближение.

2) Второе приближение. Принимаем $\Delta X_A = \Delta X_A^{6blq} = 0,188$, $\Delta T = \Delta T^{6blq} = 1,74 \text{ К}$ и так далее. Сходимость получаем после 14 приближения с результатами: $\Delta X_A = 0,172$, $\Delta T = 4,56 \text{ К}$. Они становятся окончательными на первом шаге расчетов. Таким образом, после первого шага, то есть, для $\tau_{np}^I = 10 \text{ с}$ имеем $X_A^I = 0 + \Delta X_A = 0,172$ и $T^I = T_{ex} + \Delta T = 293 + 4,56 = 297,6 \text{ К}$.

Второй шаг: время пребывания на первых двух участках реактора длиной $2\Delta l$:

$$\tau_{np}^2 = 10 + \Delta \tau_{np} = 10 + 10 = 20 \text{ с.}$$

1) Первое приближение. Снова зададимся $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 5 \text{ К}$, получим:

$$X_A = X_A^I + \Delta X_A / 2 = 0,172 + 0,1 / 2 = 0,222,$$

$$T = T^I + \Delta T / 2 = 297,6 + 5 / 2 = 300,1 \text{ К.}$$

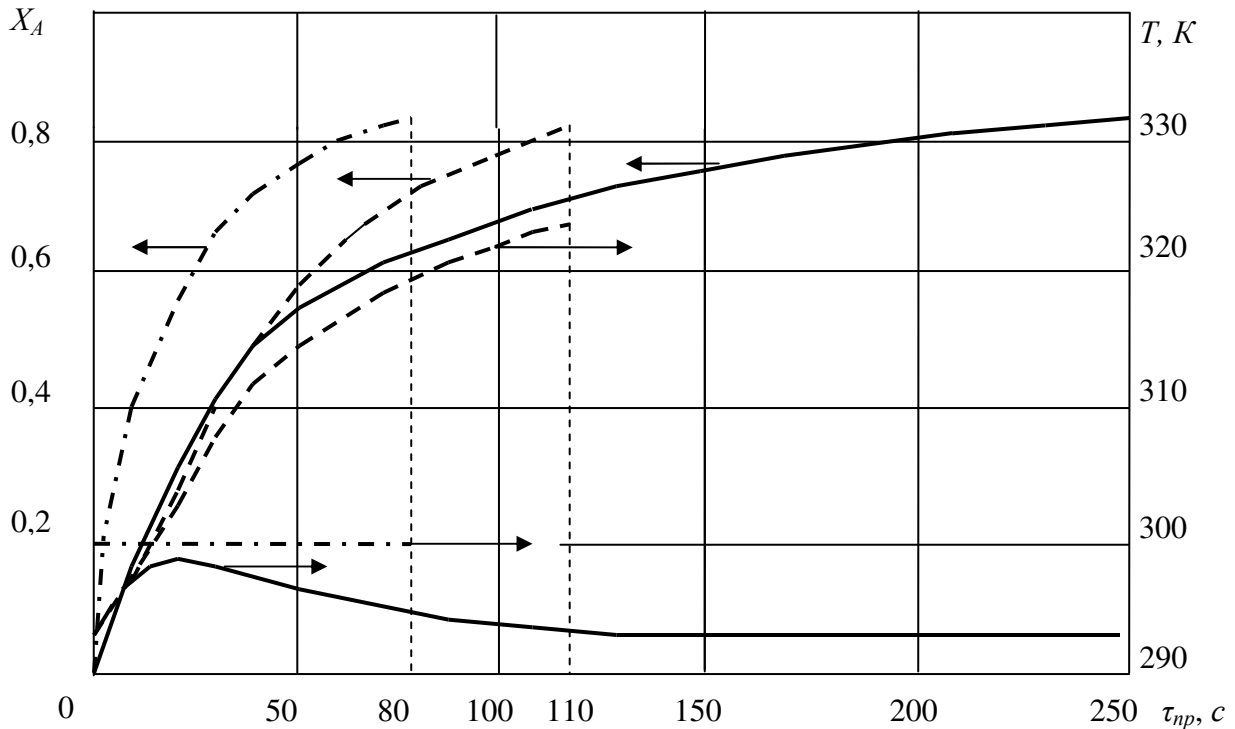
Далее проводим расчеты по аналогии с первым шагом. Желаемое схождение получаем после 8 приближения при $\Delta X_A = 0,138$ и $\Delta T = 1,30 \text{ К}$.

Итоги второго шага: $\tau_{np}^2 = 20 \text{ с}$, $X_A^2 = X_A^I + \Delta X_A = 0,172 + 0,138 = 0,310$ и $T^2 = T^I + \Delta T = 297,6 + 1,30 = 298,9 \text{ К}$.

Продолжаем выполнять третий, четвертый и последующие шаги вплоть до достижения заданной в примере степени превращения $X_A = 0,83$. Для этого пришлось рассчитать 16 шагов. Результаты расчетов сведены в нижеприведенную таблицу:

Шаг	Время пребывания, τ_{np}^i с,	ΔX_A	$\Delta T, \text{ К}$	X_A^i	$T^i, \text{ К}$
1	10	0,172	4,56	0,172	297,6
2	20	0,138	1,30	0,310	298,9
3	30	0,103	-0,62	0,410	298,4
4	40	0,075	-1,33	0,490	297,1
5	50	0,052	-0,91	0,540	296,2
6	60	0,041	-0,55	0,580	295,6
7	70	0,032	0,00	0,610	295,6
8	90	0,054	-1,40	0,660	294,2
9	110	0,040	-0,73	0,700	293,5
10	130	0,031	-0,46	0,730	293,0
11	150	0,024	1,06	0,750	293,0
12	170	0,021	0,00	0,770	293,0
13	190	0,018	0,08	0,790	293,0
14	210	0,015	0,33	0,810	293,0
15	230	0,012	0,73	0,820	293,0
16	250	0,011	-0,01	0,830	293,0

Данные последней, шестнадцатой строки таблицы показывают, что время пребывания, необходимое для достижения $X_A = 0,83$, составляет $\tau_{np} = 250 \text{ с} = 4,2 \text{ мин}$, а температура смеси в реакторе, пройдя максимум $298,9 \text{ К}$, соответствующем $\tau_{np} = 20 \text{ с}$ стабилизируется на уровне 293 К . Ниже на рисунке по данным таблицы построены сплошными линиями графики зависимостей $X_A = f(\tau_{np})$ и $T = f(\tau_{np})$. (Пунктирные линии относятся к рассмотренному ниже примеру 3.3.2 для адиабатического, а штрихпунктирные – к примеру 3.3.3 для изотермического режима):



Адиабатический режим. Этот режим подразумевает отсутствие теплообмена с окружающей средой – последний член правой части уравнения (3.13) обнуляется:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{v(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p w}, \quad (3.13^1)$$

Рассмотрим пример 3.3.1 в условиях адиабатического режима.

Пример 3.3.2. В условиях примера 3.3.1 определить ход изменения степени превращения и температуры смеси по длине реактора в адиабатическом режиме $X_A = f(l)$ и $T = f(l)$ до достижения степени превращения $X_A = 0,83$.

Решение. Определим сначала по аналогии с периодическим реактором, формула (3.7), температуру $T_{\text{вых}}$, которая будет достигнута на выходе из реактора при заданной степени превращения $X_A = 0,83$,):

$$T_{\text{вых}} = T_{\text{ex}} + \frac{\Delta H_{\text{вх}}(A)}{\rho \cdot C_p} X_A = 293 + \frac{50000 \cdot 2,4}{1100 \cdot 3,0} \cdot 0,83 = 293 + 36,4 \cdot 0,83 = 323 \text{ К}$$

Как и в примере 3.3.1 используем метод пошаговой итерации. Для удобства расчетов в используемых уравнениях заменим участки длины реактора Δl на пропорциональные им времена пребывания $\Delta \tau_{np}$.

Совместно решим предложенное в условии преобразованное кинетическое уравнение (а¹) и уравнение (б¹) без последнего члена в правой части:

$$\Delta X_A = (1 - X_A)^2 \exp(13,39 - \frac{5100}{T}) \Delta \tau_{np} \quad (a^I)$$

$$\Delta T = 36,4 \Delta X_A \quad (б^II)$$

Снова примем длину шага $\Delta \tau_{np} = 10$ с.

Первый шаг: время пребывания на первом участке реактора длиной Δl :

$$\tau_{np}^I = 0 + \Delta \tau_{np} = 10 \text{ с.}$$

1) Первое приближение. Примем $\Delta X_A = 0,1$, $\Delta T = 5K$, тогда

$$X_A = X_A^{I-1} + \Delta X_A / 2 = 0 + 0,1 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{I-1} + \Delta T / 2 = 293 + 5 / 2 = 295,5 \text{ К.}$$

Проверим их. Сначала вычислим значение $\Delta X_A^{б^{II}}$ по уравнению (a^I):

$$\Delta X_A^{б^{II}} = (1 - X_A)^2 \exp(13,39 - \frac{5100}{T}) \Delta \tau_{np} = (1 - 0,05)^2 \exp(13,39 - \frac{5100}{295,5}) 10 = 0,188$$

$$|\Delta X_A^{б^{II}} - \Delta X_A| = 0,188 - 0,1 = 0,088 > 0,001$$

Желаемая точность расчета по степени превращения не достигнута.

Теперь по уравнению (б^{II}) рассчитаем $\Delta T^{б^{II}}$:

$$\Delta T^{б^{II}} = 36,4 \cdot 0,1 = 3,64K$$

$$|\Delta T^{б^{II}} - \Delta T| = 3,64 - 5 = 1,36 > 0,3K$$

Расчет не удовлетворяет заданной точности. Делаем следующее, второе приближение.

2) Второе приближение. Принимаем $\Delta X_A = \Delta X_A^{б^{II}} = 0,188$, $\Delta T = \Delta T^{б^{II}} = 3,64K$ и продолжаем расчет. Сходимость получаем после 11 приближения с результатами: $\Delta X_A = 0,138$, $\Delta T = 5,02K$. Они становятся окончательными на первом шаге расчетов. Таким образом, после первого шага, то есть, для $\tau_{np}^I = 10$ с имеем $X_A^I = 0 + \Delta X_A = 0,138$ и $T^I = T_{ex} + \Delta T = 293 + 5,02 = 298 \text{ К}$. Переходим на второй шаг расчетов.

Второй шаг: общее время пребывания $\tau_{np}^2 = \tau_{np}^I + \Delta \tau_{np} = 10 + 10 = 20$ с.

Выполняем ту же последовательность действий, что и для первого шага и переходим на расчет третьего, четвертого и далее шагов. Их количество ограничивается заданной степенью превращения. Для достижения $X_A = 0,83$ пришлось рассчитать 11 шагов. Результаты расчетов сведены в нижеприведенную таблицу:

Шаг	Время пребывания, τ_{np}^i , с	ΔX_A	ΔT , K	X_A от начала реакции	T , K
1	10	0,138	5,02	0,138	298,0
2	20	0,134	4,88	0,277	302,9
3	30	0,123	4,48	0,395	307,4
4	40	0,109	3,97	0,504	311,4
5	50	0,087	3,17	0,591	314,6
6	60	0,069	2,52	0,660	317,1
7	70	0,054	1,97	0,714	319,0
8	80	0,042	1,53	0,756	320,5
9	90	0,033	1,20	0,789	321,7
10	100	0,027	0,98	0,816	322,7
11	110	0,021	0,77	0,837	323,5

Полученные данные показывают, что время пребывания, необходимое для достижения $X_A = 0,83$, составляет $\tau_{np} = 110$ с, а конечная температура реакционной смеси T равна 323,5 K, что совпадает с посчитанной выше по формуле (3.7). Замечаем

снова, что по сравнению с политропным в адиабатическом режиме заданная степень превращения достигается быстрее за счет более высокой температуры в реакторе.

На вышеприведенном рисунке по данным таблицы представлены графики зависимостей $X_A = f(\tau_{np})$ и $T = f(\tau_{np})$ в виде пунктирных линий.

Изотермический режим. В этом случае $dT/dl = 0$, и запись уравнения (3.13) для элемента длины реактора dl упрощается:

$$v(A)\Delta H V = KF(T - t_{хл}) \quad (3.13^{II})$$

Как и в случае периодического процесса, количество теплоты, выделяемой химической реакцией, равно его количеству, уносимому с хладоагентом.

Решим пример 3.3.1 в условиях изотермического режима.

Пример 3.3.3. В условиях примера 3.3.1 определить вид зависимости $X_A = f(\tau_{np})$ в РИВ до получения $X_A = 0,83$ при температуре смеси $T = 300\text{ K}$.

Решение. Ответ получим, решая кинетическое уравнение для различных времен пребывания. Для этого используем формулу (2.9^I) для реакции второго порядка, преобразованную относительно степени превращения:

$$\tau_{np}(\text{РИВ}) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{\text{ex}}(A)(1 - X_A)} = \frac{1}{0,027} \frac{X_A}{2,4(1 - X_A)} = 15,4 \frac{X_A}{1 - X_A};$$

$$X_A = \frac{\tau_{np}}{\tau_{np} + 15,4}$$

$$\text{где } k = 6,52 \cdot 10^5 e^{-\frac{5100}{T}} = 6,52 \cdot 10^5 e^{-\frac{5100}{300}} = 0,027 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль} \cdot \text{с}}.$$

Вычислим X_A через каждые 10 с времени пребывания, результаты сведем в таблицу:

$\tau_{np}, \text{с}$	10	20	30	40	50	60	70	80
X_A	0,394	0,565	0,661	0,722	0,764	0,796	0,820	0,838

Желаемая степень превращения 0,83 достигается за $80 \text{ с} \approx 1,3 \text{ мин}$. Данные таблицы изображены штрихпунктирной линией на графике к примеру 3.3.1.

3.4. Реактор непрерывного действия РИС-Н

Политропный режим. Для этого реактора характерно отсутствие градиента параметров как во времени, так и по объему. Поэтому заменим в уравнении (3.5) для РИС-П левую часть на разность температур на выходе и входе в реактор и перепишем относительно $T_{\text{вых}}$:

$$T_{\text{вых}} = T_{\text{ex}} + \frac{v_{\text{вых}}(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF\Delta t_{\text{ср}}}{\rho \cdot c_p V} \quad (3.14)$$

Задача 3.4.1. В каскаде из трех РИС-Н объемом 2 м^3 каждый проводится экзотермическая реакция первого порядка $A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 2,7 \cdot 10^8 \exp(-7900/T)$, с^{-1} и тепловым эффектом $\Delta H = -6,5 \cdot 10^4 \text{ кДж/кмоль } A$. Концентрация реагента $C_{\text{ex}}(A) = 0,5 \text{ кмоль/м}^3$, плотность смеси $\rho = 729 \text{ кг/м}^3$, а теплоемкость $c_p = 2,4 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$. Смесь подается в каскад при температуре $T_{\text{ex}} = 5^\circ$ и расходом $V_\tau = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Определить количество теплоты, которое надо подводить или отводить в каждом реакторе, если в них поддерживаются температуры $T^I = 15^\circ$, $T^{II} = 25^\circ$ и $T^{III} = 35^\circ$.

Решение. Решение задачи подразумевает сравнение тепла, которое получает нагреваемая в реакторе реакционная масса с количеством тепла, привнесенным в этот реактор химической реакцией:

$$Q_{нагр} = m_{\tau} c_p \Delta T = V_{\tau} \rho c_p \Delta T = 2 \cdot 10^{-3} \cdot 729 \cdot 2,4 \Delta T = 3,5 \Delta T, \text{ кВт}$$

$$Q_{xp} = \Delta H n_{\tau}(A) X_A = \Delta H C_{ex}(A) V_{\tau} X_A = 6,5 \cdot 10^4 \cdot 0,5 \cdot 2 \cdot 10^{-3} X_A = 65 X_A, \text{ кВт}$$

Осталось рассчитать ΔT и X_A для каждого реактора.

I реактор.

$$\Delta T^I = T^I - T_{ex}^I = 15 - 5 = 10 \text{ К}, \quad Q_{блх}^I = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ кВт}$$

Величину X_A находим по кинетическому уравнению:

$$v(A)^I = k C_{блх}^I(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp(-7900 / T_{блх}^I) \cdot 0,5(1 - X_A^I) =$$

$$= \exp(19,41 - 7900 / (273 + 15)) \cdot 0,5(1 - X_A^I) = 1,7 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^I)$$

С другой стороны

$$v(A)^I = \frac{C_{ex}^I(A) - C_{блх}^I(A)}{\tau_{np}} = \frac{C_{ex}^I(A) X_A^I \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{0,5 X_A^I \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 5,0 \cdot 10^{-4} X_A^I$$

Приравняем полученные значения:

$$1,7 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^I) = 5,0 \cdot 10^{-4} X_A^I,$$

откуда получим:

$$X_A^I = 1,7 \cdot 10^{-4} / (1,7 \cdot 10^{-4} + 5,0 \cdot 10^{-4}) = 0,254$$

Подставим это в выражение для Q_{xp}^I :

$$Q_{xp}^I = 65 X_A^I = 65 \cdot 0,254 = 16,5 \text{ кВт}.$$

Оценим приход и расход тепла в первом реакторе:

$$Q^I = Q_{xp}^I - Q_{нагр}^I = 16,5 - 35,0 = -18,5 \text{ кВт}.$$

Знак «-» указывает на необходимость подогрева первого реактора.

II реактор.

$$\Delta T^{II} = T^{II} - T_{ex}^{II} = 25 - 15 = 10 \text{ К}, \quad Q_{блх}^{II} = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ кВт}$$

Рассчитываем X_A^{II} :

$$v(A)^{II} = k C_{блх}^{II}(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp(-7900 / T_{блх}^{II}) \cdot 0,373(1 - X_A^{II}) =$$

$$= \exp(19,41 - 7900 / (273 + 25)) \cdot 0,373(1 - X_A^{II}) = 3,08 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^{II})$$

$$v(A)^{II} = \frac{C_{ex}^{II}(A) - C_{блх}^{II}(A)}{\tau_{np}} = \frac{C_{ex}^{II}(A) X_A^{II} \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{0,373 X_A^{II} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 3,73 \cdot 10^{-4} X_A^{II}$$

где

$$C_{блх}^{II}(A) = C_{ex}^{II}(A) = C_{ex}(A)(1 - X_A^I) = 0,5(1 - 0,254) = 0,373 \text{ кмоль/м}^3.$$

Приравняем два полученных выражения:

$$3,08 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^{II}) = 3,73 \cdot 10^{-4} X_A^{II}$$

$$\text{откуда} \quad X_A^{II} = 3,08 \cdot 10^{-4} / (3,08 \cdot 10^{-4} + 3,73 \cdot 10^{-4}) = 0,452:$$

$$Q_{xp}^{II} = 65 X_A^{II} = 65 \cdot 0,452 = 29,4 \text{ кВт}.$$

Приход и расход тепла во втором реакторе:

$$Q^{II} = Q_{xp}^{II} - Q_{нагр}^{II} = 29,4 - 35,0 = -5,6 \text{ кВт}.$$

Знак «-» указывает на необходимость подогрева и второго реактора.

III реактор.

$$\Delta T^{III} = T^{III} - T_{ex}^{III} = 35 - 25 = 10 \text{ К}, \quad Q_{блх}^{III} = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ кВт}$$

Рассчитываем X_A^{III} :

$$v(A)^{III} = k C_{блх}^{III}(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp(-7900 / T_{блх}^{III}) \cdot 0,204(1 - X_A^{III}) =$$

$$= \exp(19,41 - 7900 / (273 + 35)) \cdot 0,204(1 - X_A^{III}) = 3,98 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^{III})$$

$$v(A)^{III} = \frac{C_{ex}^{III}(A) - C_{бых}^{III}(A)}{\tau_{np}} = \frac{C_{ex}^{III}(A) X_A^{III} \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{0,204 X_A^{III} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

где

$$C_{бых}^{II}(A) = C_{ex}^{III}(A) = C_{ex}^I(A)(1 - X_A^{II}) = 0,373(1 - 0,452) = 0,204 \text{ кмоль/м}^3.$$

Приравниваем два полученных выражения:

$$3,98 \cdot 10^{-4} (1 - X_A^{III}) = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

откуда $X_A^{III} = 3,98 \cdot 10^{-4} / (3,98 \cdot 10^{-4} + 2,04 \cdot 10^{-4}) = 0,661$:

$$Q_{xp}^{III} = 65 X_A^{III} = 65 \cdot 0,661 = 43,0 \text{ кВт}.$$

Приход и расход тепла в третьем реакторе:

$$Q^{III} = Q_{xp}^{III} - Q_{нагр}^{II} = 43,0 - 35,0 = + 8,0 \text{ кВт}.$$

Третий реактор нуждается в охлаждении.

Адиабатический режим работы. Уравнение (3.14) упрощается:

$$T_{бых} = T_{ex} + \frac{v_{бых}(A) \Delta H}{\rho \cdot c_p}, \quad \text{или} \quad (3.14^I)$$

$$T_{бых} = T_{ex} + \frac{\Delta H \cdot C_{вх}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (3.14^{II})$$

Пример 3.4.1. В РИС-Н объемом $0,05 \text{ м}^3$ в адиабатическом режиме проводится реакция первого порядка $A \rightarrow R$. Расход потока, содержащего $2,29 \text{ кмоль/м}^3$ реагента, равен $1,75 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, его температура на входе $T_{ex} = 295 \text{ К}$, константа скорости реакции $k = 1,3 \cdot 10^{13} \exp(-10260 / T)$, тепловой эффект $\Delta H = -2,8 \cdot 10^4 \text{ кДж/кмоль A}$, плотность смеси $\rho = 729 \text{ кг/м}^3$, а теплоемкость $c_p = 2,4 \text{ кДж/(кг K)}$. Определить степень превращения X_A и температуру проведения реакции $T_{бых}$.

Решение. Необходимо решить, как обычно, кинетическое уравнение совместно с уравнением теплового баланса, в нашем случае это уравнение (3.14^{II}):

$$T_{бых} = T_{ex} + \frac{\Delta H \cdot C_{вх}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 295 + \frac{2,8 \cdot 10^4 \cdot 2,29}{729 \cdot 2,4} X_A = 295 + 36,6 X_A \quad (*)$$

Конкретизируем кинетическое уравнение для нашего случая:

$$v(A) = \frac{C_{ex}(A) - C_{бых}(A)}{\tau_{np}} = \frac{C_{ex}(A) X_A \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{2,29 X_A \cdot 1,75 \cdot 10^{-3}}{0,05} = 0,080 X_A,$$

с другой стороны

$$v(A) = k C_{бых}(A) = 1,3 \cdot 10^{13} \exp(-10260 / T_{бых}) C_{ex}(A)(1 - X_A) = \\ = \exp(30,2 - 10260 / T_{бых}) 2,29(1 - X_A)$$

Приравняем два последних выражения, упростим и перепишем относительно $\frac{X_A}{1 - X_A}$:

$$\frac{X_A}{1 - X_A} = 28,6 \exp(30,2 - 10260 / T_{бых}) = \exp(33,7 - 10260 / T_{бых}),$$

подставим сюда выражение (*) для $T_{бых}$, получим:

$$\frac{X_A}{1 - X_A} = \exp(33,7 - 10260 / (295 + 36,6 X_A))$$

Мы получили уравнение с одним неизвестным, но которое не решается в явном виде (т.н. трансцендентное уравнение). Здесь применимы либо графический метод, либо метод **простых итераций**. Воспользуемся последним. Наша задача: при выбранном X_A добиться равенства левой и правой частей уравнения с заданным расхождением:

$$\delta = \frac{b - a}{c},$$

где $v = \exp(33,7 - 10260/(295 + 36,6X_A))$ – правая часть уравнения;

$$a = \frac{X_A}{1 - X_A} \text{ – левая его часть;}$$

c – выбирается из v и a как большая.

Зададим расхождение $\delta \leq 0,5 \%$

1) *Первое приближение.* Пусть $X_A = 0,8$, тогда $v = 6,78$, $a = 4$, $\delta = (6,78 - 4) \cdot 100 / 6,78 = 41\%$. Получено большое расхождение.

2) *Второе приближение.* Зададимся большей величиной $X_A = 0,9$ – мы взяли ее как среднее значение между принятой на предыдущем этапе, 0,8, и максимально возможной, 1,0. Расхождение на этом этапе составляет $\delta = (9,65 - 9) \cdot 100 / 9,65 = 6,7\%$. Погрешность еще очень велика.

3) *Третье приближение.* Рассуждая как и на предыдущем этапе, возьмем среднее значение $X_A = 0,95$ (между 0,9 и 1,0). Погрешность составляет $\delta = (11,48 - 19) \cdot 100 / 19 = -40\%$. Погрешность увеличилась, а знак «-» указывает на необходимость смены направления движения в итерации.

4) *Четвертое приближение.* Зададимся меньшей величиной $X_A = 0,92$, выбранной как среднее ее значение на двух предыдущих этапах (между 0,9 и 0,95). Получим $\delta = -11\%$. Повторяем итерацию и, наконец, проведя в итоге восемь приближений, получаем $\delta = 0,2 \% < 0,5 \%$ при $X_A = 0,909$. Найденную степень превращения используем дальше для определения температуры смеси на выходе по уравнению (*):

$$T_{\text{вых}} = 295 + 36,6 X_A = 295 + 36,6 \cdot 0,909 = 328 \text{ K} = 55^\circ.$$

Решим еще одну задачу.

Задача 3.4.2. В РИС-Н объемом $0,3 \text{ м}^3$ и работающем в адиабатическом режиме проводится экзотермическая реакция первого порядка $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -9637 \text{ кДж/кмоль}$ и константой скорости $k = 10^3 \exp(-20000/(RT))$, мин^{-1} . Плотность смеси $\rho = 420 \text{ кг/м}^3$, удельная теплоемкость $c_p = 3,98 \text{ кДж/(кг K)}$. Расход смеси $V_\tau = 0,6 \text{ м}^3/\text{ч}$, начальная концентрация реагента A $C_{\text{ex}}(A) = 6 \text{ кмоль/м}^3$.

Определить температуру смеси на входе в реактор, если температура реакции не должна превышать $T_{\text{вых}} = 60^\circ$.

Решение. Используем для решения уравнение (3.14^{II}), переписав его относительно T_{ex} :

$$T_{\text{ex}} = T_{\text{вых}} - \frac{C_{\text{вх}}(A) \cdot \Delta H}{\rho \cdot c_p} X_A$$

Вычислим входящую сюда величину X_A , используя уравнение (2.20^I):

$$\tau_{\text{np}}(\text{РИС}) = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}.$$

Перепишем его относительно X_A , рассчитав предварительно константу скорости при $T_{\text{вых}} = 273 + 60 = 333 \text{ K}$:

$$k = 10^3 \exp(-20000/(8,314 \cdot 333)) = 10^3 \exp(-7,22) = 0,732 \text{ мин}^{-1},$$

и время пребывания:

$$\tau_{\text{np}}(\text{РИС}) = V / V_\tau = 0,3 / 0,6 = 0,5 \text{ ч} = 30 \text{ мин}.$$

Имеем:

$$X_A = k \tau_{\text{np}} / (1 + k \tau_{\text{np}}) = 0,732 \cdot 30 / (1 + 0,732 \cdot 30) = 0,956$$

Окончательно имеем:

$$T_{\text{ex}} = 333 - \frac{6 \cdot 9637}{420 \cdot 3,98} 0,956 = 333 - 33,1 = 300 \text{ K} = 27^\circ$$

Изотермический режим. Он описывается уравнением, аналогичным уравнению (3.13^{II}). Запишем его для всего реактора:

$$v(A)_{\text{вых}} \Delta H V = KF \Delta t_{cp} \quad (3.15)$$

3.5. Устойчивость работы реактора в заданном тепловом режиме

Будем считать систему *устойчивой*, если после воздействия на нее какого-либо возмущения она самопроизвольно *возвращается* в первоначальное состояние.

Проследим влияние колебаний температуры на работу РИС-Н, в котором проводится необратимая экзотермическая реакция первого порядка $A \rightarrow R$ в **адиабатическом** режиме.

Попадая в реактор, смесь нагревается за счет тепла реакции от $T_{\text{вх}}$ до рабочей температуры $T_{\text{вых}}$, возникает равенство:

$$Q_{xp} = Q_{нагр} \quad (*)$$

Распишем отдельно левую и правую части его и рассмотрим влияние температуры на каждую из них.

Левая часть: $Q_{xp} = \Delta H n_{\text{вх}}^{\tau}(A) X_A$,
сделаем замену X_A по уравнению (2.20^I):

$$Q_{xp} = \Delta H \frac{\tau_{np} k}{1 + \tau_{np} k} = \frac{\Delta H n_{\text{вх}}^{\tau}(A)}{\frac{1}{\tau_{np} k} + 1};$$

Проанализируем полученное выражение на изменение температуры. При ее возрастании (уменьшился, например, расход смеси) константа скорости, согласно уравнению Аррениуса (3.1), увеличивается: знаменатель стремится к единице. Тогда Q_{xp} стремится к $\Delta H = \text{const}$. Уменьшение температуры вызывает рост величины знаменателя: Q_{xp} стремится к нулю.

Правая часть. Распишем ее, используя уравнение (3.3^{III}):

$$Q_{нагр} = m^{\tau} c_p (T_{\text{вых}} - T_{\text{вх}}).$$

Из этой записи следует, что рост температуры в реакторе приводит к увеличению $Q_{нагр}$, а снижение – к ее уменьшению.

Найденные тенденции проиллюстрируем расположенным ниже графиком в координатах $Q_{xp}, Q_{нагр} = f(T)$. Заметим, что форма кривой $Q_{xp} = f(T)$ в точности повторяет S – образную зависимость $X_A = f(T)$, а $Q_{нагр} = f(T)$ – это возрастающая прямая.

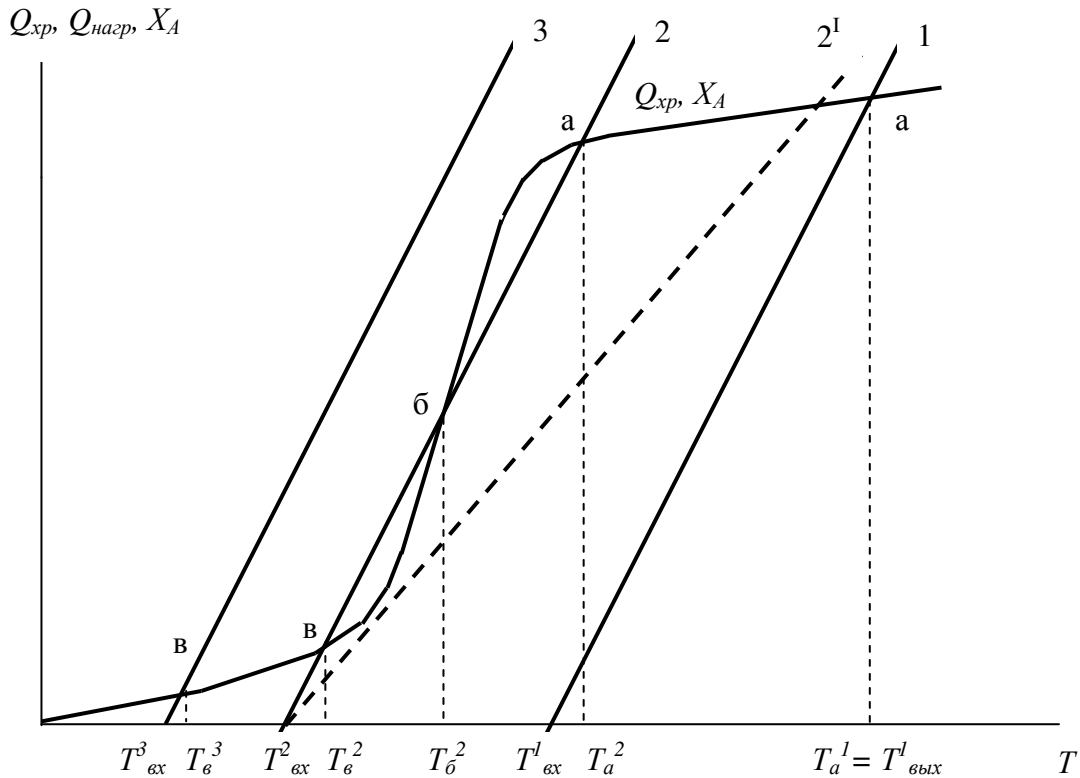
Согласно графику возможны три варианта расположения прямой:

1 – точка пересечения a , являющаяся графическим решением уравнения (*), соответствует рабочей температуре $T_a^I = T_{\text{вых}}^I$ при *высокой* степени превращения X_A . Это – самый выгодный вариант работы. Проанализируем его на состояние устойчивости.

Если температура понизилась, $T_{\text{вых}} < T_a^I$, то, судя по графику $Q_{xp} > Q_{нагр}$. Последнее неравенство говорит о том, что после снятия возмущения (возникшего уменьшения температуры) смесь нагреется теплом реакции и *вернется* в свое исходное положение – точку a . Если же возмущение вызвано повышением температуры, $T_{\text{вых}} > T_a^I$, то $Q_{xp} < Q_{нагр}$.

То есть, тепла реакции *недостаточно* для поддержания нового состояния системы: после снятия возмущения она вновь возвратится в исходную точку *a*.

Вывод: реактор работает в *устойчивом* режиме. Его признак: вблизи точки пересечения наклон прямой *больше* наклона кривой линии.



2 – в этом случае тепловое равновесие реализуется в трех точках: *a*, *б* и *в*. При этом в точке *в*, как и в точке *a*, мы наблюдаем *устойчивую* работу реактора, а в точке *б* – *неустойчивую*. В самом деле, в случае $T_{\text{вых}} > T_{\text{б}}^2$ $Q_{\text{хр}} > Q_{\text{нагр}}$: смесь прогревается вплоть до достижения ситуации в точке *a*. Для $T_{\text{вых}} < T_{\text{б}}^2$ возникает неравенство $Q_{\text{хр}} < Q_{\text{нагр}}$, и система переходит в состояние, соответствующее точке *в*. Этот вариант отражает *неустойчивый* режим работы реактора.

3 – реализуется такое же *устойчивое* состояние (наклон прямой в области точки *в* больше, чем наклон кривой линии), что и в положении 1, но на практике оно не реализуется из-за малости X_A в точке *в*.

Анализ зависимостей, приведенных на графике показывает, что для перевода процесса в устойчивый режим можно, например, *увеличивать* $T_{\text{вх}}$ (параллельное перемещение прямой вправо: положение 2 – положение 1), либо уменьшать тангенс угла наклона этой прямой (выражение записано относительно 1 моль исходного количества реагента *A*):

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{m^{\tau} \cdot c_p}{n_{\text{вх}}^{\tau}(A)} = \frac{V_{\tau} \cdot \rho \cdot c_p}{n_{\text{вх}}^{\tau}(A)} = \frac{\rho \cdot c_p}{C_{\text{вх}}(A)}$$

увеличением концентрации реагента A на входе (наклон прямой уменьшается: положение 2 – положение 2¹).

Приведенный графический метод анализа устойчивости работы РИС-Н можно использовать и для других тепловых режимов.

В случае **политропного** режима лишь часть тепла химической реакции, как мы знаем, тратится на подогрев смеси, другая его часть уносится с хладагентом:

$$Q_{xp} = \frac{\rho \cdot c_p}{C_{ax}(A)} (T - T_{ax}) + \frac{F \cdot K}{V_\tau} (T - t_{xl}) \quad (3.16)$$

Это уравнение составлено относительно 1 моль исходного количества реагента A и тоже выражается прямой линией. Параллельное перемещение прямой можно реализовать изменением не только температуры смеси на входе в реактор, но и температурой хладагента. Наклон линии в первую очередь зависит от концентрации реагента на входе, поверхности теплообмена и расхода смеси.

В **изотермическом** режиме работы уравнение (3.16) упрощается:

$$Q_{xp} = \frac{F \cdot K}{V_\tau} (T - t_{xl}) \quad (3.16^1)$$

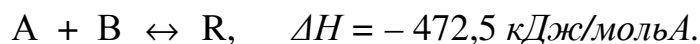
Регулировка устойчивости работы в этом случае осуществляется обычно изменением расхода либо смеси V_τ , либо хладагента для изменения его температуры t_{xl} ,

Чувствительность работы реактора

При оценке устойчивости работы реактора отмечают также **чувствительность** его на воздействие того или иного фактора. Чем резче меняется параметр реактора при воздействии некоторого возмущения, тем он чувствительнее к данному возмущению. Обратимся снова к графику $X_A = f(T)$. Видим, что вблизи точки перегиба X_A сильно меняется даже при небольших изменениях температуры – в этой области реактор чувствителен к изменению температуры и лучше там не работать. Обычно стараются не работать в области повышенной параметрической чувствительности реактора из-за трудностей регулирования параметров.

Приведенные рассуждения справедливы для *необратимых* экзотермических реакций. Анализ обратимых реакций более сложен, так как в этом случае кривая степени превращения $X_A = f(T)$ проходит через максимум.

Задача 3.5.1. В РИС-Н проводится обратимая экзотермическая реакция:



Определить количество тепла, которое необходимо отводить или подводить, чтобы обеспечить максимальную степень превращения X_A , зависимость которой от температуры приведена в таблице:

$T, ^\circ\text{C}$	15	25	35	40	42	45	55
X_A	0,31	0,46	0,56	0,58	0,60	0,59	0,49

Известны: мольная доля реагента и температура смеси на входе в реактор $\chi(A) = 0,2$ кмольА/кмоль и $T_{вх} = 15^0$, ее мольная теплоемкость $c_p^I = 3,2$ кДж/(кмоль·К).

Решение. Составим тепловой баланс для политропного режима, когда часть тепла химической реакции тратится на подогрев смеси, а остальная его часть уносится с хладоагентом:

$$\chi_{вх}(A)\Delta H X_A = c_p^I(T_{вых} - T_{вх}) + Q_{то}, \quad \text{откуда}$$

$$0,2 \cdot 472,5 \cdot 0,60 = 2,1 \cdot (42 - 15),$$

где $X_A(A)_{max} = 0,6$, судя по таблице, соответствует температуре $T = 42^0$.

Полученное равенство говорит о том, что для обеспечения заданных условий работы тепло отводить не следует – РИС-Н должен работать в адиабатическом режиме.

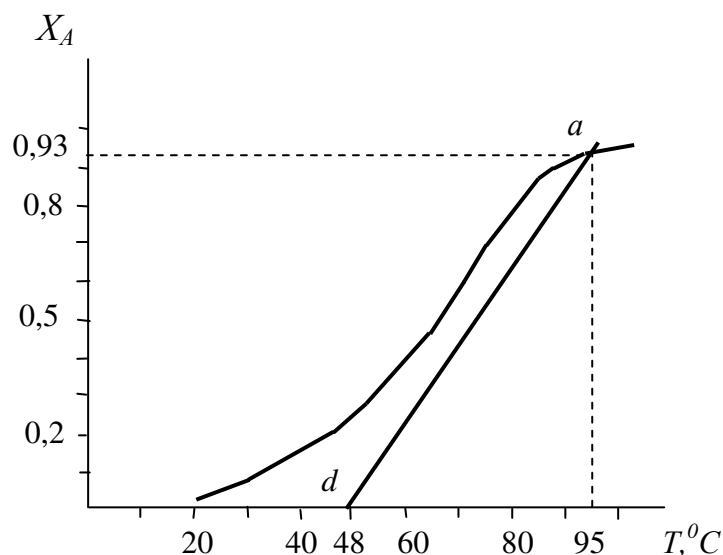
Задача 3.5.2. В РИС-Н, работающем в адиабатическом режиме, реализуется экзотермическая реакция первого порядка $A \rightarrow R$. Определить температуру смеси на входе, $T_{вх}$, и выходе, $T_{вых}$, из реактора, если известно: $\Delta H = -160 \cdot 10^3$ кДж/кмольА; $C_{вх}(A) = 0,7$ кмоль/м³, $c_p = 3,0$ кДж/(кг·К), $\rho = 750$ кг/м³, $X_A = 0,93$ и экспериментальная зависимость $X_A = f(T)$:

$T, ^\circ\text{C}$	20	40	50	60	70	80	90	100
X_A	0,02	0,12	0,24	0,37	0,58	0,82	0,92	0,95

Отвечают ли полученные результаты устойчивому режиму работы реактора?

Решение.

Решим задачу графически, отобразив сначала левую (по данным таблицы) часть:



По графику находим $T_{вых} = 95^0$, которая отвечает заданной $X_A = 0,93$. Для нахождения температуры на входе перепишем относительно нее уравнение (3.14^{II}):

$$T_{вх} = T_{вых} - \frac{\Delta H \cdot C_{вх}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 95 - \frac{160 \cdot 10^3 \cdot 0,7}{750 \cdot 3,0} 0,93 = 48^0$$

Для проверки устойчивости режима работы проводим через точку a , имеющую координаты $X_A = 0,93$; $T_{вых} = 95^0$, и точку d с координатами

$X_A = 0$; $T_{ex} = 48^0$ прямую линию. Единственная точка пересечения прямой и кривой в верхней части графика свидетельствует об устойчивой работе реактора: наклон прямой больше, чем наклон кривой.

3.6. Выбор типа реактора с учетом теплового режима

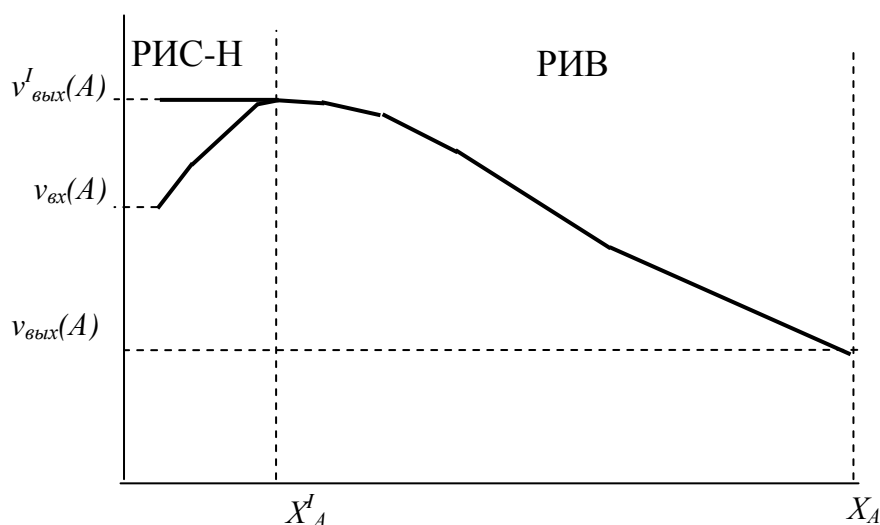
Производственный, как правило, стремится проводить процесс в реакторе при возможно большей скорости. А величина ее зависит в первую очередь, от концентрации компонентов и температуры реакционной смеси.

Рассмотрим экзотермическую реакцию, протекающую в адиабатическом режиме. Здесь, с одной стороны, скорость процесса нарастает за счет разогрева смеси. Но с другой стороны она затухает из-за уменьшения в ходе процесса концентрации реагирующих компонентов. В связи с этим возникают два случая работы.

Первый случай. На скорость реакции сильнее влияет температура, а не концентрация реагирующих компонентов. Это наблюдается в реакциях с *большим* тепловым эффектом в *начале* проведения процесса. Если такую реакцию проводить в РИВ, то скорость ее будет проходить через максимум

Из приведенного ниже рисунка видно, что на начальном участке до степени превращения X_A^I процесс выгоднее вести в РИС-Н, поскольку скорость процесса в этом случае будет максимальной:

$$v^I(A) = v_{вых}(A) = v_{max}(A).$$



В области $X_A^I - X_A$ предпочтительнее РИВ, в нем скорость реакции $v_{cp}(A)$ больше, чем в РИС-Н, равная $v_{вых}(A)$. Решим на этот случай задачу.

Задача 3.6.1. Определить максимальную производительность установки по продукту $n^r(R)$, кмоль/ч, состоящей из последовательно соединенных РИС-Н объемом $0,4 \text{ м}^3$ и РИВ и в которой протекает реакция второго порядка вида $2A \rightarrow R$. Известны: исходная концентрация реагента $C_{исх}(A) = 7,0 \text{ кмоль/м}^3$, $X_A = 0,90$ и опытная зависимость $v(A) = f(X_A)$:

X_A	0,10	0,20	0,21	0,23	0,25	0,27	0,28	0,30	0,35	0,40	0,50	0,70	0,90
$v(A), 10^{-2}$ кмоль/(м ³ мин)	3,8	7,0	7,5	8,3	9,3	10,3	10,6	10,8	11,0	10,6	9,0	3,5	3,0

Решение. Уравнение материального баланса, составленное для нашего случая показывает, что максимальная производительность установки определяется расходом смеси:

$$n^{\tau}(R)_{\max} = 0,5 n^{\tau}(A) = 0,5 C_{\text{исх}}(A) X_A V^{\tau}_{\max},$$

который определится через время пребывания, записанное для РИС-Н:

$$V^{\tau}_{\max} = V / \tau_{\text{пр}}(\text{РИС})$$

$\tau_{\text{пр}}(\text{РИС})$ найдем через максимальную скорость реакции $v(A)_{\max}$. Она, как это следует из таблицы, равна $0,11 \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \text{ мин})$ и соответствует степени превращения $X_A^I = 0,35$:

$$\tau_{\text{пр}}(\text{РИС}) = \frac{C_{\text{исх}}(A) \cdot X_A^I}{v(A)_{\max}} = \frac{7 \cdot 0,35}{0,11} = 22,3 \text{ мин},$$

тогда $V^{\tau}_{\max} = V / \tau_{\text{пр}}(\text{РИС}) = 0,4 / 22,3 = 0,018 \text{ м}^3/\text{мин} = 1,08 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Окончательно получаем:

$$n^{\tau}(R)_{\max} = 0,5 C_{\text{исх}}(A) X_A V^{\tau}_{\max} = 0,5 \cdot 7 \cdot 0,90 \cdot 1,08 = 3,4 \text{ кмоль}/\text{ч}.$$

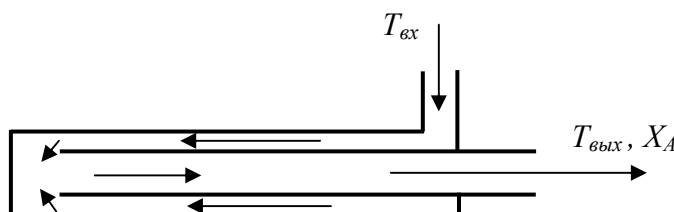
Второй случай. По сравнению с температурой концентрация реагентов сильнее влияет на скорость реакции. В этом случае наблюдается падение скорости в течение всего процесса, но более медленное по сравнению с изотермической реакцией. Такое наблюдается для реакций с небольшим тепловым эффектом. Здесь предпочтительнее работа РИВ.

При проведении обратимых и сложных реакций возникают дополнительные требования к выбору реакторов, такие как обеспечение высокой селективности и выхода по целевому продукту. Важную роль в этом играет поддержание оптимальной температуры.

3.7. Создание оптимального теплового режима в реакторах

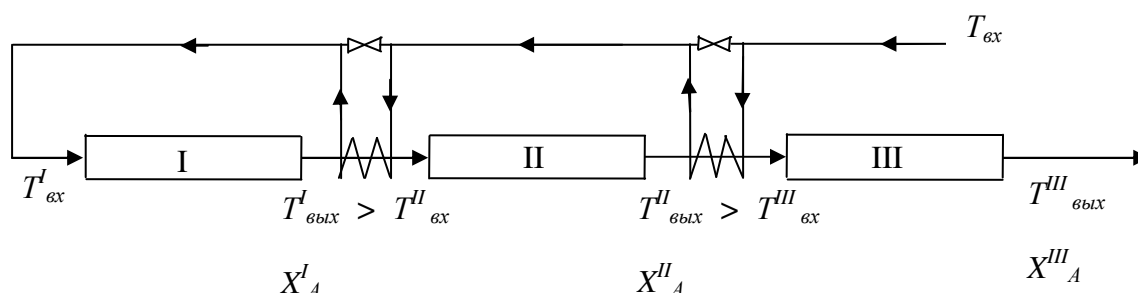
Температура определяет ход реакции. В политропном и изотермическом режиме ее регулируют теплообменом с окружающей средой. В адиабатическом режиме такого обмена нет, поэтому используют несколько реакторов, встраивая между ними промежуточные теплообменники.

В тех случаях, когда при проведении экзотермических реакций количества тепла, выделяющегося в результате реакции, достаточно для нагревания исходных реагентов до температуры реакции, создают условия теплообмена, обеспечивающие подогрев поступающих исходных реагентов за счет тепла протекающей реакции. Такой режим работы называют **автотермическим**. Один из вариантов организации автотермического режима показан на рисунке:

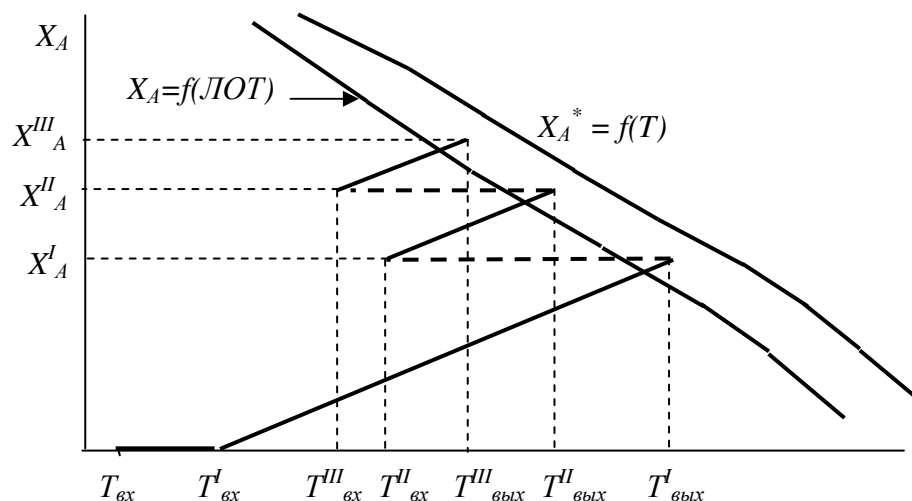


В случае проведения *необратимых* экзотермических реакций, благодаря возрастающей зависимости $X_A = f(T)$, процесс ведут при одной выбранной температуре. Труднее создать определенный температурный режим для проведения *обратимых* экзотермических реакций, поскольку кривая $X_A = f(T)$ проходит через максимум, причем рабочей зоной является как правило ее правая, падающая ветвь. Особенно это проявляется при работе адиабатических реакторов: в ходе реакции температура смеси повышается, а степень превращения падает, что снижает выход продукта. Приходится использовать каскад реакторов, используя между ними промежуточные теплообменники для понижения температуры и, соответственно, повышения степени превращения. В результате этого в ходе процесса приходится поддерживать не одно, а несколько значений температуры. Такое последовательное изменение температуры в реакторе в ходе реакции называют *линией оптимальных температур (ЛОТ)*. Обычно процесс начинают при высокой температуре, а затем, для достижения высоких X_A ее понижают.

Иллюстрацией одного из вариантов организации процесса может служить работа каскада из трех реакторов с промежуточным охлаждением исходной реакционной смесью:



На графике $X_A = f(T)$ этот процесс выглядит следующим образом:



Горизонтальные линии отражают теплообмен в теплообменниках между реакторами, наклонные – нагрев смеси в самих реакторах. Фактический температурный режим приближается к ЛОТ, и он тем ближе, чем больше число ступеней в каскаде. При этом возможно достижение автотермичности процесса.

Вопросы для самоконтроля

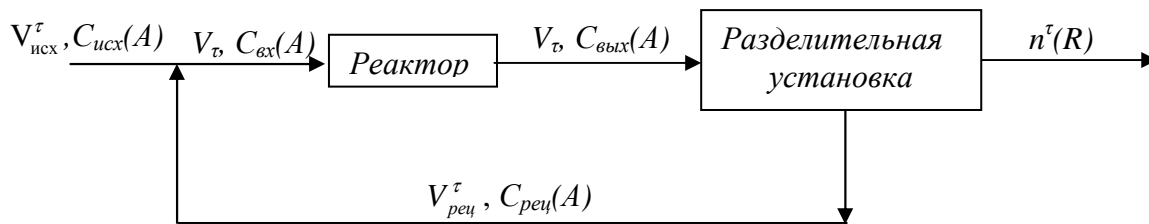
1. Характеристика видов тепловых режимов.
2. Работа РИС-П в политропном режиме. Получить уравнение зависимости температуры процесса от времени реакции. Вид уравнения для адиабатического режима.
3. Этапы расчета итерационным методом зависимости температуры и степени превращения от времени проведения экзотермической реакции первого порядка в РИС-П, а) политропный режим, б) адиабатический режим.
4. Анализ и сравнение кривых зависимости температуры и степени превращения от времени в РИС-П в политропном и адиабатическом режимах.
5. Метод расчета расхода хладагента при проведении в РИС-П экзотермической реакции в изотермическом режиме.
6. Работа РИВ в политропном режиме. Получить уравнение зависимости температуры процесса от длины реактора. Вид уравнения для адиабатического режима.
7. Использование итерационного метода для расчета зависимости температуры и степени превращения от длины РИВ для проведения экзотермической реакции первого порядка, а) политропный режим, б) адиабатический режим.
8. Получить уравнения для расчета температуры и степени превращения в РИС-Н для всех тепловых режимов работы (политропный, адиабатический, изотермический).
9. Устойчивая и неустойчивая работа реактора. Показать на графике, используя пример работы РИС-Н в адиабатическом режиме для необратимой экзотермической реакции первого порядка.
10. Объяснить с помощью графика, в каком из тепловых режимов вероятнее всего попасть в зону неустойчивой работы реактора, а в каком такой угрозы не существует.
11. Методы регулировки устойчивой работы реактора при различных тепловых режимах работы. Понятие параметрической чувствительности.
12. Выбор типа реактора с учетом теплового режима. Показать на примере.
13. Что такое автотермический режим работы реактора? Показать вариант схемы реактора, работающего в автотермическом режиме.
14. Понятие ЛОТ для обратимой экзотермической реакции. Показать на примере каскада из трех реакторов.

Глава 4

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОГО ОБЪЕМА РЕАКТОРА И СЕБЕСТОИМОСТИ ЕГО РАБОТЫ

Приведем примерную методику расчета объема реактора и себестоимости его работы в случае рециркуляции реагента.

Пусть в реакторе вытеснения протекает необратимая реакция типа $2A \rightarrow R$ с известной константой скорости k . Производительность по продукту R равна $n^r(R)$. Концентрация реагента A в исходном потоке $C_{вх}(A)$. Стоимость обслуживания реактора $Ц_p$. После реактора смесь разделяется на продукт и непрореагировавший реагент A с концентрацией $C_{рец}(A)$. Стоимость процесса разделения выражается через стоимость возвращаемого реагента A , цена которого, естественно, ниже первоначальной, $Ц(A)$, и составляет $Ц_{рец}(A)$.



Требуется определить оптимальную степень превращения реагента X_A , при которой себестоимость продукта и объем реактора минимальны.

В расчет себестоимости продукта R входит три основных составляющих: стоимость реагента, $Сб_{исх}$, необходимая для получения заданного количества продукта $n^r(R)$, стоимость реактора и его обслуживания, $Сб_p$, а также стоимость установки для разделения продукта и исходного реагента, $Сб_{рец}$, зависящая от количества и стоимости возвращаемого реагента A .

Стоимость реагента $Сб_{исх}$ определяется как произведение его цены на количество. Судя по уравнению реакции, при полном превращении реагента A , $X_A = 1$, один кмоль продукта R получается из 2 кмоль реагента A , и затраты на реагент можно выразить через количество получаемого продукта:

$$Сб_{исх} = n^r(A) \cdot Ц(A) = 2 n^r(R) \cdot Ц(A) \quad (4.1)$$

Стоимость реактора и его обслуживание $Сб_p$ оцениваются произведением объема реактора на стоимость его обслуживания $Ц_p$, при этом объем реактора зависит от степени превращения реагента X_A . Объем реактора вытеснения для реакции второго порядка может быть вычислен по формуле (2.16):

$$V = \tau_{np} \cdot V_\tau = \frac{X_A}{k C_{вх}(A)(1 - X_A)} \frac{2 n^r(R)}{C_{вх}(A) X_A} = \frac{2 n^r(R)}{k C_{вх}(A)^2 (1 - X_A)} ; \quad (4.2)$$

где время пребывания для реакции второго порядка в РИВ определено из уравнения (2.9¹):

$$\tau_{np} = \frac{X_A}{k \cdot C_{вх}(A)(1 - X_A)} ;$$

а объемный расход смеси с учетом неполного превращения реагента выражен следующим образом:

$$V_\tau = \frac{n^\tau(A)}{C_{вх}(A)} = \frac{2n^\tau(R)}{C_{вх}(A)X_A}$$

В итоге стоимость реактора и его эксплуатации выразится:

$$C\bar{b}_p = \frac{2n^\tau(R)}{kC_{вх}(A)^2(1 - X_A)} C_p ; \quad (4.3)$$

Третью составляющую, стоимость разделительной установки, определим как произведение количества возвращаемого реагента $n_{pec}(A)$ на его возвратную цену, а $n_{pec}(A)$ определим из уравнений материального баланса, составленных для разделительной установки:

$$n_{pec}(A) = V_{pec}^\tau \cdot C_{pec}(A) = V_\tau \cdot C_{вх}(A)(1 - X_A) = \frac{2n^\tau(R)}{X_A} (1 - X_A)$$

Стоимость рецикла составит:

$$C\bar{b}_{pec} = \frac{2n^\tau(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot C_{pec}(A). \quad (4.4)$$

Таким образом, затраты на получение $n^\tau(R)$ кмоль продукта R выражаются следующей формулой, суммирующей выражения (4.1, 4.3 и 4.4):

$$\begin{aligned} C\bar{b} &= C\bar{b}_{исх} + C\bar{b}_p + C\bar{b}_{pec} = \\ &= 2n^\tau(R) \cdot C(A) + \frac{2n^\tau(R)}{kC_{вх}(A)^2(1 - X_A)} C_p + \frac{2n^\tau(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot C_{pec}(A) \end{aligned} \quad (4.5)$$

Для оценки минимальной себестоимости продукта необходимо взять первую производную от полученного выражения по степени превращения и приравнять ее нулю:

$$\frac{dC\bar{b}}{dX_A} = \frac{2n^\tau(R)kC_{вх}(A)}{(kC_{вх}(A)^2(1 - X_A))^2} C_p - \frac{2n^\tau(R)}{X_A^2} \cdot C_{pec}(A) = 0 , \quad (4.6)$$

Отсюда можно вычислить оптимальную степень превращения:

$$X_{A \text{ опт}} = \frac{\sqrt{\frac{kC_{вх}(A)^3 C_{pec}(A)}{C_p}}}{1 + \sqrt{\frac{kC_{вх}(A)^3 C_{pec}(A)}{C_p}}} \quad (4.7)$$

Зная оптимальную величину $X(A)$, возвращаемся к формуле (4.5) для расчета минимальной стоимости продукта.

Решим количественно разобранный пример при следующих данных: $k = 1,2 \text{ л/(моль} \cdot \text{с)}$, $n^\tau(R) = 1 \text{ моль/с}$, $C_{вх}(A) = C_{pec}(A) = 0,5 \text{ моль/л}$, $C(A) = 120 \text{ руб/кмоль}$, $C_p = 0,08 \text{ руб/(м}^3\text{с)}$, $C_{pec}(A) = 75 \text{ руб/кмоль}$.

Оптимальная степень превращения, формула (4.7):

$$X_{A\text{ опт}} = \frac{\sqrt{\frac{kC_{\text{вх}}(A)^3 C_{\text{рец}}(A)}{C_p}}}{1 + \sqrt{\frac{kC_{\text{вх}}(A)^3 C_{\text{рец}}(A)}{C_p}}} = \frac{\sqrt{\frac{1,2 \cdot 0,5^3 \cdot 75}{0,08}}}{1 + \sqrt{\frac{1,2 \cdot 0,5^3 \cdot 75}{0,08}}} = \frac{11,86}{1 + 11,86} = 0,92$$

Минимальная стоимость 1 кмоль продукта, формула (4.5)

$$C_{\text{б}} = \frac{C_{\text{б}}}{n^{\tau}(R)} = 2 C(A) + \frac{2}{kC_{\text{вх}}(A)^2 (1 - X_A)} C_p + \frac{2}{X_A} ((1 - X_A) C_{\text{рец}}(A)) =$$

$$= 2 \cdot 120 + \frac{2}{1,2 \cdot 0,5^2 (1 - 0,92)} 0,08 + \frac{2}{0,92} (1 - 0,92) \cdot 75 = 259,71 \text{ руб / кмоль } R$$

Оптимальный объем реактора для получения 1 кмоль продукта рассчитаем по формуле (4.2):

$$V_{\text{вд}} = \frac{V}{n^{\tau}(R)} = \frac{2}{kC_{\text{вх}}(A)^2 (1 - X_A)} = \frac{2}{1,2 \cdot 0,5^2 (1 - 0,92)} = 83,3 \text{ л / кмоль } R =$$

$$= 0,083 \text{ м}^3 / \text{кмоль } R$$

Рассмотрим еще одну задачу на оптимизацию.

Задача 4.1. В РИС-Н, стоимость обслуживания которого равна $C_p = 0,035 \text{ руб}/(\text{м}^3 \text{с})$, получают продукт в количестве $n^{\tau}(R) = 4,2 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с}$ по реакции $A \rightarrow 2 R$ с константой скорости $k = 0,008 \text{ с}^{-1}$. Концентрация и цена реагента A равны $C_{\text{вх}}(A) = 4 \text{ кмоль/л}$ и $C(A) = 450 \text{ руб/кмоль}$. Непрореагировавший реагент A полностью отделяется от продукта и возвращается в реактор с той же концентрацией $C_{\text{рец}}(A) = C_{\text{вх}}(A)$. Затраты на обслуживание делителя выражаются стоимостью возвращаемого реагента A , которая составляет $C_{\text{рец}}(A) = 210 \text{ руб/кмоль}$.

Определить оптимальную степень превращения, соответствующие ей объем реактора и стоимость 1 кмоль получаемого продукта.

Решение. Используем ход рассуждений, использованный в предыдущем примере. Оптимальную степень превращения вычисляем по формуле (4.5), которую преобразуем под условия поставленной задачи:

$$C_{\text{б}} = C_{\text{бвх}} + C_{\text{бп}} + C_{\text{брец}}$$

Судя по уравнению реакции, при полном превращении реагента A , $X_A = 1$, один кмоль продукта R получается из 0,5 кмоль реагента A :

$$C_{\text{бвх}} = n^{\tau}(A) \cdot C(A) = 0,5 n^{\tau}(R) \cdot C(A)$$

Рассчитаем стоимость реактора и его обслуживание:

$$C_{\text{бп}} = V C_p = (\tau_{\text{нр}}(\text{РИС}) \cdot V_{\tau}) C_p$$

Фигурирующее здесь время пребывания в реакторе смешения для реакции первого порядка определено из уравнения (2.20¹):

$$\tau_{\text{нр}}(\text{РИС}) = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}$$

а объемный расход смеси с учетом неполного превращения реагента:

$$V_{\tau} = \frac{n^{\tau}(A)}{C_{\text{вх}}(A)} = \frac{0,5 n^{\tau}(R)}{C_{\text{вх}}(A) X_A}$$

В итоге стоимость реактора и его эксплуатации выразится:

$$C\bar{b}_p = \frac{X_A}{k(1-X_A)} \frac{0,5n^\tau(R)}{C_{\text{вх}}(A)X_A} \Pi_p = \frac{0,5n^\tau(R)}{kC_{\text{вх}}(A)(1-X_A)};$$

Стоимость рецикла определим по уравнению (4.4):

$$C\bar{b}_{\text{рец}} = \frac{0,5n^\tau(R)}{X_A} (1-X_A) \Pi_{\text{рец}}(A).$$

Суммируем полученные выражения:

$$\begin{aligned} C\bar{b} &= C\bar{b}_{\text{исх}} + C\bar{b}_p + C\bar{b}_{\text{рец}} = \\ &= 0,5 n^\tau(R) \Pi(A) + \frac{0,5n^\tau(R)}{kC_{\text{вх}}(A)(1-X_A)} + \frac{0,5n^\tau(R)}{X_A} (1-X_A) \Pi_{\text{рец}}(A), \end{aligned} \quad (4.5^1)$$

и возьмем производную по X_A , которую, для вычисления минимальной стоимости приравняем нулю:

$$\frac{dC\bar{b}}{dX_A} = \frac{0,5n^\tau(R)kC_{\text{вх}}(A)}{(kC_{\text{вх}}(A)(1-X_A))^2} \Pi_p - \frac{0,5n^\tau(R)}{X_A^2} \cdot \Pi_{\text{рец}}(A) = 0,$$

$$\text{откуда} \quad X_{A \text{ опт}} = \frac{\frac{\sqrt{\Pi_{\text{рец}}(A) \cdot k \cdot C_{\text{вх}}(A)}}{\Pi_p}}{1 + \frac{\sqrt{\Pi_{\text{рец}}(A) \cdot k \cdot C_{\text{вх}}(A)}}{\Pi_p}} = \frac{\frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}}{1 + \frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}} = 0,93$$

Необходимый объем реактора вычислим на основе формулы (2.16):

$$V = \tau_{np} \cdot V_\tau = \frac{X_A}{k(1-X_A)} \frac{0,5n^\tau(R)}{C_{\text{вх}}(A)X_A} = \frac{0,5 \cdot 4,2 \cdot 10^{-3}}{0,008(1-0,93) \cdot 4} = 0,94 \text{ м}^3$$

Для ответа на последний вопрос, вычисление стоимости 1 кмоль получаемого продукта, воспользуемся выражением (4.5¹):

$$\begin{aligned} C\bar{b}_{\text{уд}} &= \frac{C\bar{b}}{n^\tau(R)} = 0,5 \Pi(A) + \frac{0,5}{kC_{\text{вх}}(A)(1-X_A)} + \frac{0,5(1-X_A)\Pi_{\text{рец}}(A)}{X_A} = 0,5 \cdot 450 + \\ &+ \frac{0,5}{0,008 \cdot 4((1-0,93))} + \frac{0,5(1-0,93)210}{0,93} = 225 + 223,2 + 7,9 = 456,1 \text{ руб/кмоль} \end{aligned}$$

Приведенная методика позволяет оценить затраты на производство продукта и учесть влияние на себестоимость использования регенерирующей установки. В роли такой установки может выступить ректификационная колонна, экстрактор или другой подходящий для рецикла аппарат.

В следующей главе рассмотрим конструкции реакторов, которые используются в лесохимической и других отраслях промышленности.

Вопросы для самоконтроля

1. Три основных составляющих в себестоимости продукта, их расчет.
2. Как вычисляется минимальная себестоимость продукта?

Глава 5

КОНСТРУКЦИИ РЕАКТОРОВ

Как нам уже известно, реактор – это аппарат, в котором на промышленном уровне проводится химическая реакция. Таких реакций существует огромное количество, зачастую они требуют особых условий проведения и, как следствие, специального аппаратурного оформления.

В предыдущих главах мы изучили работу реакторов, где проводились только жидкофазные реакции. В этой главе рассмотрим устройства реакторов для проведения более широкого спектра процессов: гомогенных (включая газы), гетерогенных и гетерогенно-каталитических. При этом обратим внимание на то, как в конструкции учитывается гидродинамический режим и тепловая обстановка. Как и прежде, будем рассматривать экзотермические реакции, но будем помнить, что все сказанное справедливо и по отношению к эндотермическим реакциям.

5.1. Реакторы для гомогенных реакций

Во второй главе мы уже познакомились с основными конструкциями таких аппаратов. Их две – РИС и РИВ.

Аппарат емкостного типа РИС. Его используют как в периодическом процессе для проведения, в основном, жидкофазных реакций, так и в непрерывном, чаще всего в каскаде. Устройство и принцип действия РИС мы обсудили в главе 2. Подчеркнем еще раз его достоинства, заключающиеся в универсальности применения и позволяющие:

- осуществлять как периодические, так и непрерывные процессы;
- реализовывать как крупно-, так и малотоннажные производства;
- решать как производственные задачи, так и проводить научно-исследовательские работы.

Упомянем также и основные недостатки, они касаются периодического режима работы:

- наличие вспомогательных операций;
- трудность работы с газовыми системами.

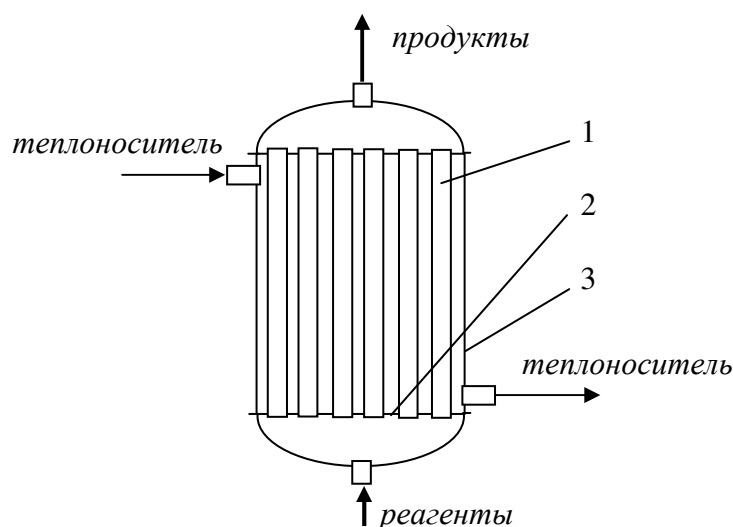
В лесопромышленном комплексе емкостные реакторы периодического действия применяют для получения новолачной и резольной фенолоформальдегидных смол. Эти смолы используются в качестве связующих, лаков и клеев в производстве композиционных материалов на основе древесины и бумаги (древесно-волокнистых и древесно-стружечных плит, фанеры, гетинаксов). При смене технологического регламента в том же реакторе можно получать смолу другого заданного состава в разнообразном ассортименте.

Аппарат трубчатый РИВ. Используется только в непрерывных процессах. Его изготавливают в виде *змеевика*, длина которого может достигать нескольких сотен метров:



Обычно он снабжен теплообменной рубашкой и выглядит как двухтрубный теплообменник.

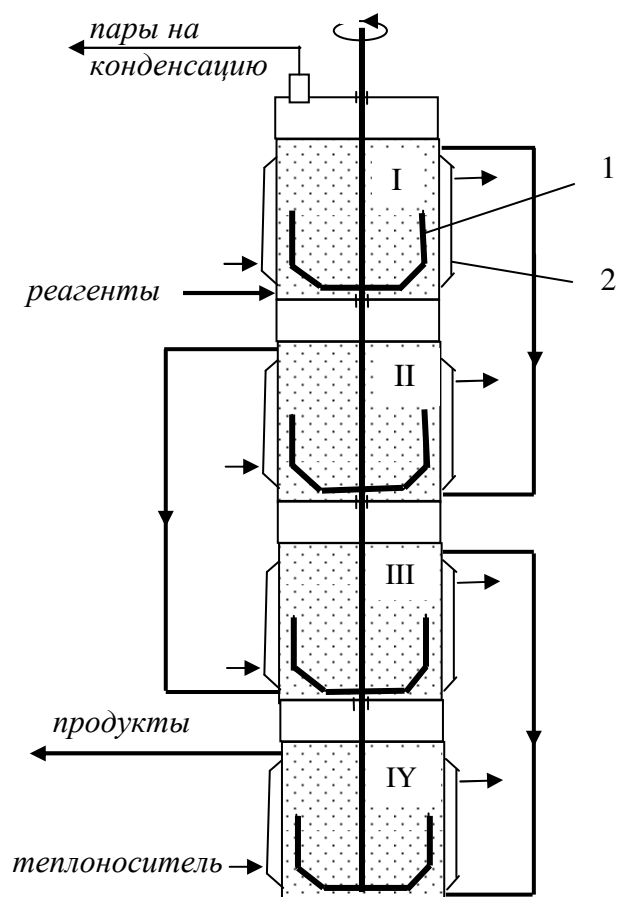
Второй вариант изготовления – в виде кожухотрубчатого теплообменника:



Реагенты подаются внутрь труб 1, закрепленных в трубной решетке 2, в результате образуется межтрубное пространство между трубами 1 и корпусом реактора 3. Туда при необходимости подается теплоноситель.

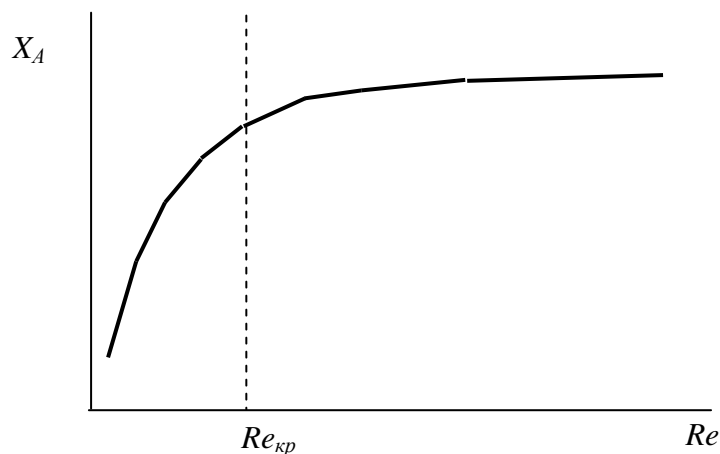
В промышленности широко распространен вариант реактора вытеснения в виде колонны. Так, в производстве фенольных смол используется *секционная колонна*, схема ее устройства приведена ниже.

Фактически она представляет собой каскад из четырех емкостных реакторов, поставленных один на другой. Колонна работает следующим образом. Исходная смесь подается последовательно в нижнюю часть каждой секции, а продукт выводится из верхней ее части. Перемешивание смеси производят в данном случае расположенными на одном валу якорными мешалками 1. В случае необходимости предусмотрен теплообмен через рубашки 2. Паровое пространство всех четырех секций (на рисунке не показано) сообщается между собой и подключено к холодильнику-конденсатору:



5.2. Реакторы для гетерогенных некаталитических реакций

В гетерогенных процессах общая скорость превращения веществ зависит не только от скорости химической реакции, $v_{xp} = f(C, T)$, но и от скорости их переноса через границу раздела фаз с учетом диффузии через пограничные слои. В любом случае на эту скорость массообмена благоприятно влияют перемешивание и увеличение поверхности контакта фаз: $v_{mo} = (Re, F)$. Полезно знать, какая из составляющих скорости – химическая реакция или массообмен лимитируют общий процесс превращения в целом. Для этого снимают зависимость степени превращения от интенсивности перемешивания:

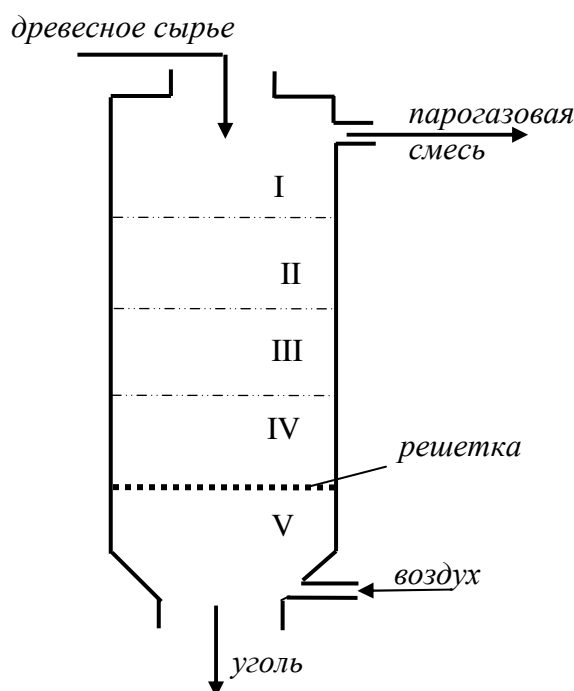


Если X_A зависит от интенсивности перемешивания, на графике это начальный участок кривой до Re_{kp} , то лимитирует массообменный процесс.

Далее на графике кривая выходит на линию насыщения – процесс начинает лимитировать собственно химическая реакция (из диффузионной области процесс перешел в кинетическую). В связи с этим возникают особенности при проведении реакций с участием твердой или жидкой фазы, а конструкции реакторов имеют свою специфику.

5.2.1. Реакторы для проведения реакций *твердое вещество – газ*

Они используются в лесохимической промышленности для пиролиза – термического разложения древесины. В общих чертах реактор представляет собой колонну, называемую **реторт**ой, или **углевыжигательной печью**, которая работает в непрерывном или периодическом режиме (см. рисунок):



В непрерывном процессе реагенты движутся противотоком (воздух – снизу вверх, а твердое сырье спускается сверху вниз под действием сил тяжести) в режиме вытеснения. Процесс ведут при минимальном доступе воздуха для частичного сжигания сырья. Это необходимо для достижения рабочей температуры, под действием которой образуются твердые (уголь), жидкие и газообразные продукты. Условно процесс разбивают на пять зон: I – сушка сырья; II – прогрев до начала экзотермической реакции, 270 – 450⁰, происходит бурное выделение газов за счет разложения и возгонки; III – пиролиз и прокалка при 550 – 600⁰; IV – промежуточная зона; V – охлаждение полученного угля. Образующуюся парогазовую смесь конденсируют, получая так называемую жижку и горючие газы. Жижка является ценным сырьем для производства уксусной кислоты, метилового спирта и других продуктов.

Такой реактор может работать и в полунепрерывном режиме. Древесина загружается на решетку, а через нее пропускается горячий воздух.

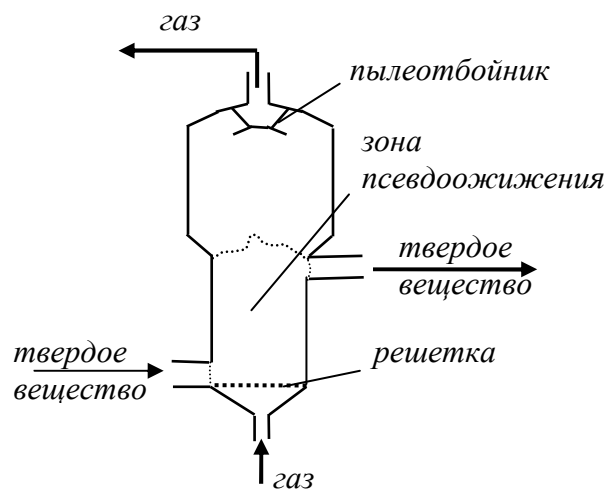
Вариантом пиролиза является **газификация** – полное выжигание древесины до золы для получения только горючей газовой смеси. Основной горючий компонент смеси – это оксид углерода CO , образующийся при взаимодействии раскаленного угля с кислородом воздуха, поступающим в ограниченном количестве. Иногда дополнительно впрыскивают пары воды, чтобы в результате конверсии получить высококалорийный газ – водород. Реакторы, в которых реализуется газификация, называются **газогенераторами**. До середины прошлого века, в дополнение к природному газу и нефтепродуктам генераторный газ использовали для получения пара и электричества, обогрева жилых и производственных зданий. Газогенераторы ставили на грузовые автомобили. В последнее время к ним возродился интерес как к альтернативным производителям энергии.

К недостаткам рассмотренных реакторов вытеснения следует отнести либо незначительное перемешивание твердой фазы в случае непрерывного процесса, либо полное его отсутствие – нет обновления межфазной поверхности. Такие реакторы невыгодно использовать там, где процессы лимитируются диффузионной областью. Для этих целей лучше подойдут реакторы с активным перемешиванием твердой фазы. Упомянем две конструкции, которые используются и в газификации.

Реактор с распылением твердой фазы. Основа конструкции – распылительная форсунка, через которую в камеру сгорания впрыскивается пылевидное сырье. Благодаря огромной межфазной поверхности и активному перемешиванию процесс лимитируется химической реакцией.

Таким образом сжигают уголь в паровых котлах теплоэлектроцентралей (ТЭЦ), работающих на этом виде топлива. Поступающий уголь размалывают в шаровых мельницах и отправляют на сжигание (отметим для себя, что средняя ТЭЦ потребляет, в среднем, один железнодорожный состав угля в сутки).

Реактор с псевдоожиженным слоем. Здесь интенсивное перемешивание достигается подачей газа снизу вверх через решетку, на которой находятся куски твердого вещества размером 2 – 10 мм:



Подбирается такой расход газа, при котором частички начинают «плавать» в нем, при этом создается ощущение, что слой кипит. Диффузионное сопротивление в газовой фазе сокращается в десятки и сотни раз.

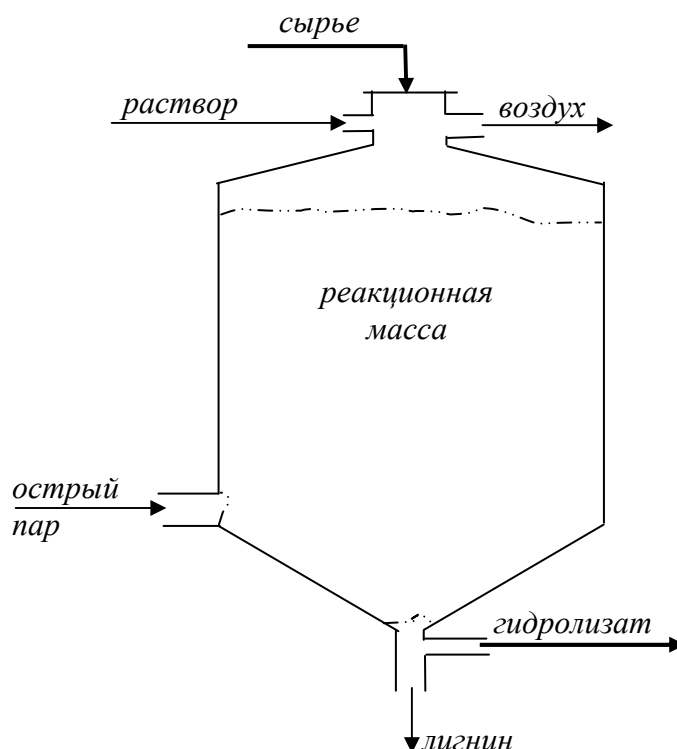
Такие аппараты особенно предпочтительны для проведения сильно экзотермических процессов, поскольку теплоотвод в режиме псевдоожижения тоже очень эффективен.

5.2.2. Реакторы для проведения реакций *твердое вещество – жидкость*

В лесохимии реакторы данного типа используются для гидролиза древесины, в спиртовых и дрожжевых производствах, их используют для получения целлюлозы.

Гидролизное производство

В гидролизном производстве используют реакторы, называемые **гидролизаппараты**, объем которых лежит в пределах от 18 до 160 м³. В них проводится глубокий гидролиз древесины с целью получения из полисахаридов древесины моносахаридов, которые служат сырьем для получения этанола и кормовых дрожжей как основных продуктов. Схема его представлена на рисунке:



Исходное сырье (хвойные опилки, щепы) загружают через верхнюю горловину. Аппарат герметизируют, после чего подают острый пар для разогрева сырья до рабочей температуры 150 – 170°. Вытесняемый из загруженной массы воздух сдувается через верхний патрубок. После разогрева сверху в аппарат подают нагретый до рабочей температуры 0,5 % раствор серной кислоты. Подача его осуществляется непрерывно в течение всего процесса гидролиза (1 – 3 часа). При этом на 1 т загрузки расходуются до 16 м³ раствора. Раствор фильтруется сверху вниз через загрузку, выщелачивая компоненты древесины и превращая, в частности, полисахариды в моносахариды. (Метод фильтрования жидкости через слой

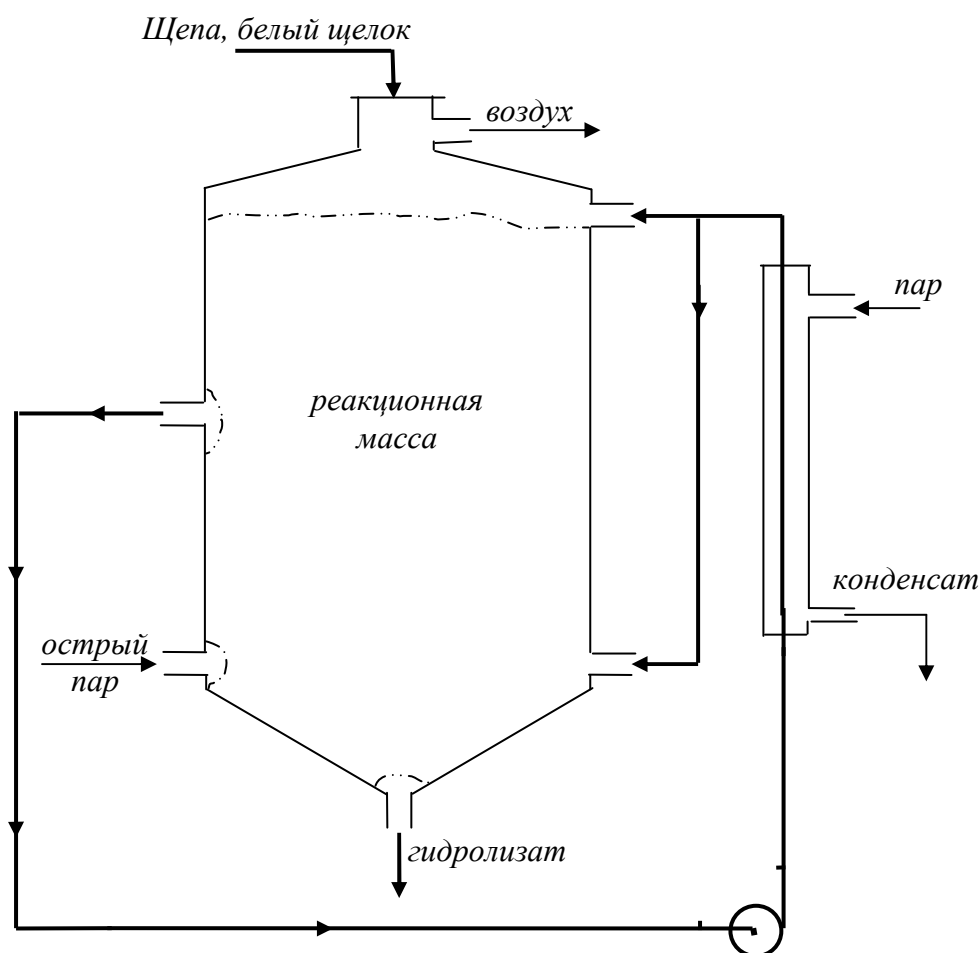
адсорбента называют **перколяцией**, поэтому данный способ гидролиза называется **перколяционным**).

Образующийся гидролизат непрерывно выводится из нижней части аппарата. Прошедший через фильтр раствор гидролизата, называемый древесным суслом, идет на производство этанола и дрожжей, а лигнин собирается в отдельной емкости.

В целом гидролизатор работает в полунепрерывном режиме. Основной недостаток его заключается в том, что к концу цикла работы остается около трети от первоначального объема загрузки, эта масса уплотняется и тем самым затрудняет перколяцию. Ведутся исследования по разработке непрерывного процесса. Вместе с тем необходимо отметить наблюдаемую в последние годы в нашей стране негативную тенденцию по демонтажу гидролизных заводов из-за их нерентабельности.

Целлюлозно – бумажное производство

В целлюлозно-бумажной промышленности при варке целлюлозы наиболее распространенным сульфатным способом используют периодически действующие **варочные котлы**, имеющие объем 100 – 200 м³ и похожие по конструкции на гидролизаторы. Однако им присущи свои особенности работы. Рассмотрим их:



Щепа и 1 – 2М раствор NaOH с добавкой сульфида натрия, называемый белым щелком, загружается через верхнюю горловину котла. Далее подается острый пар для достижения температуры в котле 165 – 175° и

одновременно через верхний штуцер сдувается воздух и образующиеся летучие компоненты. Выход на рабочий режим называется **заваркой**, он длится 2–4 часа. Затем в течение одного часа реализуется процесс варки, его интенсифицируют за счет циркуляции щелока и подогрева его во внешнем подогревателе. Щелок отбирается насосом на середине высоты реактора и возвращается в верхнюю и нижнюю его части. К концу варки лигнин выщелачивается из целлюлозы, она еще сохраняет форму щепок, но легко разделяется на отдельные волокна.

Полученный гидролизат выгружают в приемную емкость, объем которой в три раза превышает объем котла. Здесь происходит отмывка целлюлозы от лигнина. Промывочные воды, называемые черным щелоком, далее идут на выпаривание. Полный цикл работы котла составляет 5–8 ч.

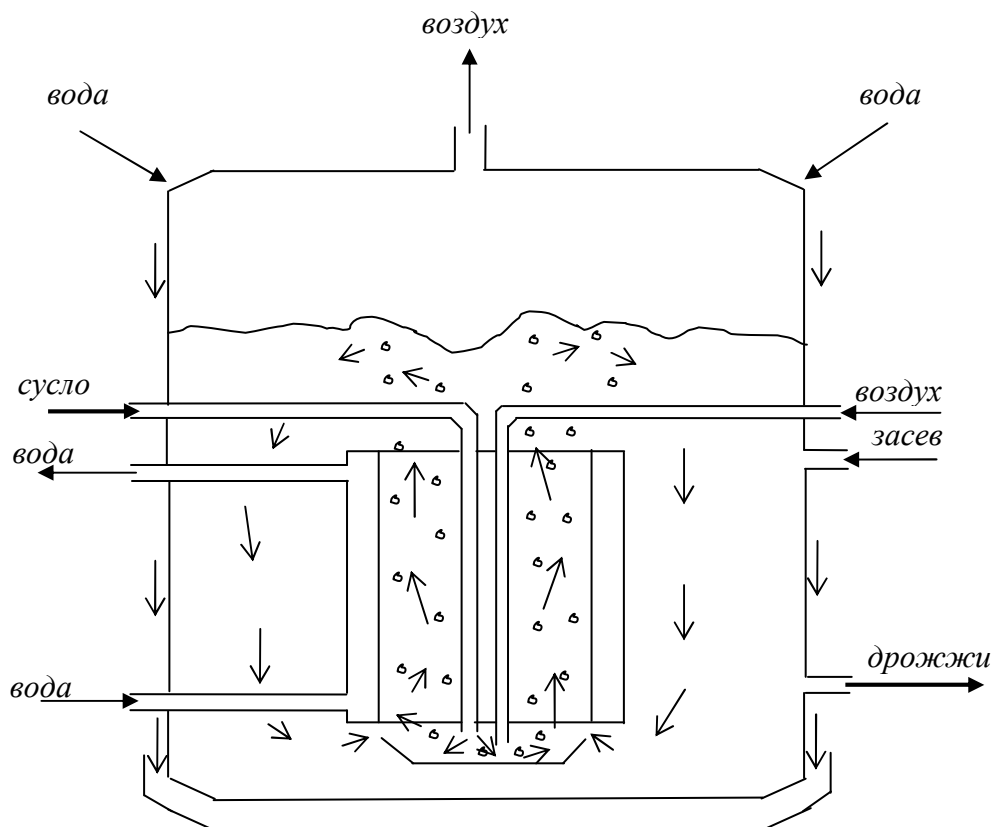
Существуют непрерывные способы варки, с их помощью вырабатывается до 30 % всей целлюлозы. Для этого используют котлы производительностью до 1000 *т/сут*, их диаметр достигает 5, а высота – 45 м. По высоте аппарата организованы три температурные зоны: верхняя, заварочная (в ней температура достигает 150°); средняя, зона варки с температурой 150–170° и нижняя, промывочная, где температура снижается до 80°. Постоянно циркулирующий с помощью насосов щелок нагревается в наружных подогревателях. Время пребывания щепы в реакторе составляет около 5 часов.

Второй непрерывный способ – так называемая быстрая варка. Она реализуется в трубчатых реакторах диаметром 0,6–1,2 и длиной 6–12 м. С помощью установленных в трубах винтовых шнеков щепы вместе со щелоком перекачивается к выходу при температуре 160–180° в течение 15–60 минут. Несомненными достоинствами этого способа являются быстрота (нет стадии заварки и промывки), простота конструкции, однородность получаемой массы. Однако интенсификация процесса приводит к меньшему выходу продукта и меньшей прочности получаемых волокон. Отсутствие промывки снижает качество получаемой целлюлозы, а производительность самих аппаратов невысока.

С п и р т о д р о ж ж е в о е п р о и з в о д с т в о

В спиртодрожжевом производстве источником сырья служат гидролизаты после гидролизаппаратов и щелока, получающиеся при производстве целлюлозы. Их сбраживают с помощью специально подобранных рас микроорганизмов (дрожжей) в реакторах, называемых **биореакторами**, или **ферментерами**.

Для производства кормовых дрожжей используется аэробное брожение: для нормальной жизнедеятельности микроорганизмов в бражку необходимо барботировать воздух. На практике брожение реализуют в непрерывном режиме при 35–38°, используя, например, три ферментера объемом 300 м³ каждый. Первые два работают параллельно, в них непрерывно подают сусло и дрожжевую суспензию. Третий, хвостовой, служит для дображивания. Рассмотрим схему и принцип действия ферментера с эрлифтным воздухораспределением:



Воздух барботирует, захватывая сусло в виде пены, поднимается в стальном стакане-диффузоре с двойными стенками, между которыми циркулирует охлаждающая вода, поскольку рост дрожжей сопровождается выделением тепла. Дополнительно водой охлаждаются наружные стенки корпуса аппарата. По мере необходимости в ферментер подают засевные дрожжи и питательный раствор в виде аммиачной воды.

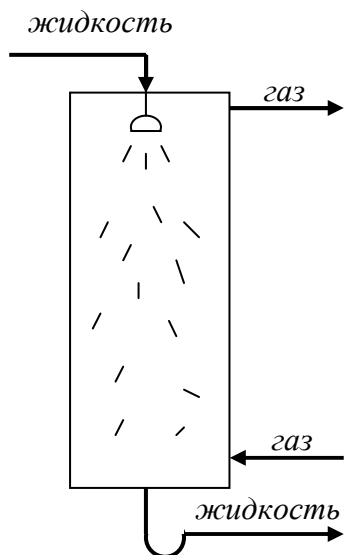
Дрожжи растут в пенном слое аппарата в течение 3 – 5 часов. Далее дрожжевая суспензия выводится из аппарата, концентрируется и направляется при 80° на сушку в распылительную сушилку. Установка такого типа дает до 10 тонн в сутки кормовых дрожжей. Заметим, что в ферментерах рассмотренной конструкции в реакции участвуют и жидкая, и газовая, и твердая фазы.

Этиловый спирт получают анаэробным сбраживанием – без доступа кислорода воздуха. Сырьем служат гидролизаты хвойных пород (по сравнению с лиственными породами содержат больше гексозных целлюлоз, из которых получается глюкоза) и освобожденные от лигнина сульфитные щелока.

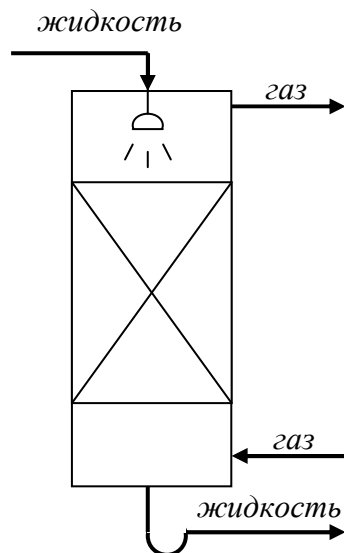
Брожение осуществляют в закрытых чанах большой емкости, куда вместе с суслом подают аммиачную воду и дрожжи, вырабатывающие фермент *зимазу*, который расщепляет глюкозу до этанола и углекислого газа. Процесс протекает при $25 - 30^{\circ}$ в течение 6 – 10 часов. Получаемая бражка, содержащая 1 – 2 % спирта, направляется на ректификацию.

5.2.3. Реакторы для реакций газ – жидкость и жидкость – жидкость

Они чаще всего изготавливаются по принципу абсорберов непрерывного действия и редко как периодические реакторы (в основном, для систем жидкость – жидкость). Конструкции абсорберов изучаются в курсе процессов и аппаратов. Напомним принципиальные схемы полых и насадочной (насадка служит для развития поверхности контакта фаз) колонн:



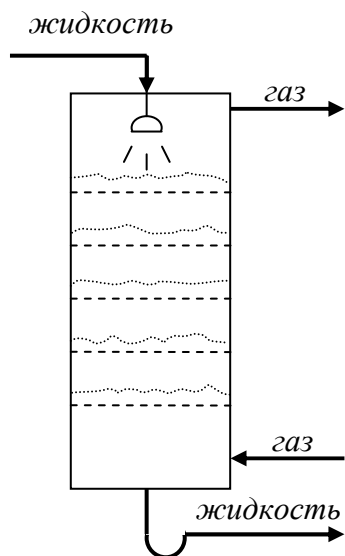
Полая колонна



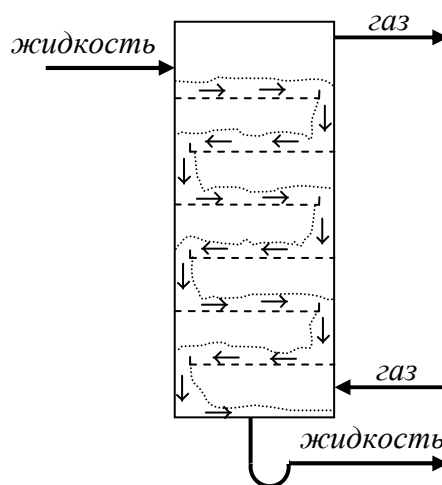
Насадочная колонна

Колонны работают в режиме вытеснения. Их основные достоинства: просты по конструкции, имеют малое гидравлическое сопротивление, что особенно важно при работе под вакуумом, доступны и просты в обслуживании. Существенный недостаток – громоздкость и малая интенсивность.

Используются и барботажные колонны. Вспомним для примера схемы колонн с тарелками провального типа и переливными устройствами:



Колонна с провальными тарелками



Тарельчатая колонна с переливными устройствами

Такие колонны работают как каскад реакторов смешения. Несмотря на повышенное гидравлическое сопротивление, они имеют высокую производительность и поэтому широко распространены в промышленности.

При производстве дорогих продуктов или в малотоннажных производствах можно встретить и обычные баки с мешалками, но они относительно сложны и малопроизводительны.

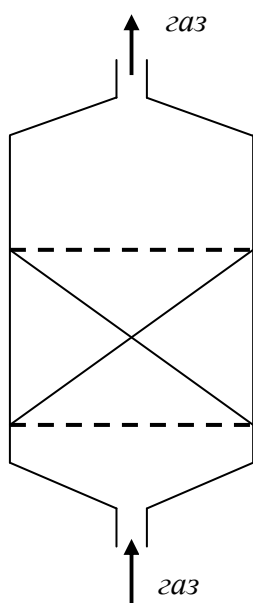
5.3. Реакторы для гетерогенно-каталитических процессов

Реакторы, в которых проводят каталитические реакции, называют **контактными аппаратами**, или **конверторами**. Чаще всего конверторы разносят на три группы по состоянию катализатора в них:

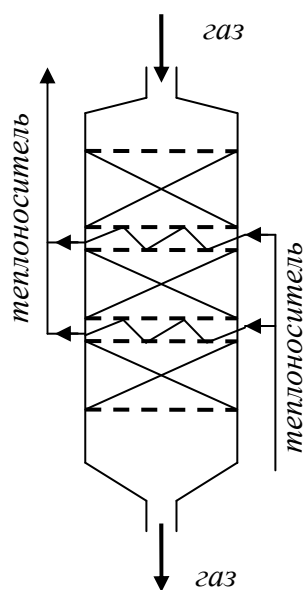
- слой катализатора неподвижен;
- псевдоожиженный слой катализатора;
- движущийся слой катализатора.

В первой группе контактных аппаратов движение газа приближается к режиму идеального вытеснения. Рассмотрим некоторые варианты их конструкций.

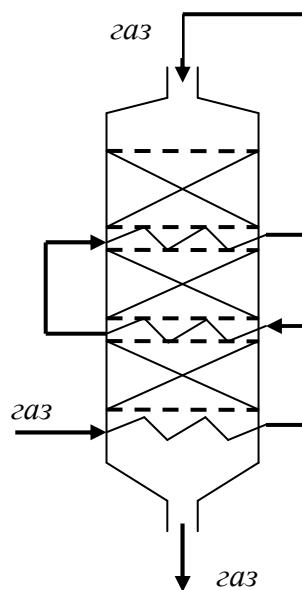
Однополочный конвертор. Весь объем катализатора, необходимый для достижения заданной степени превращения располагают на одной решетке аппарата. Это возможно в случае, если тепловой эффект реакции невелик. **Многополочные конверторы** применяются для проведения реакций с большим, как правило, положительным тепловым эффектом. Тепло реакции отводится либо посторонним теплоносителем, либо самим газом-реагентом. Схемы аппаратов приведены ниже.



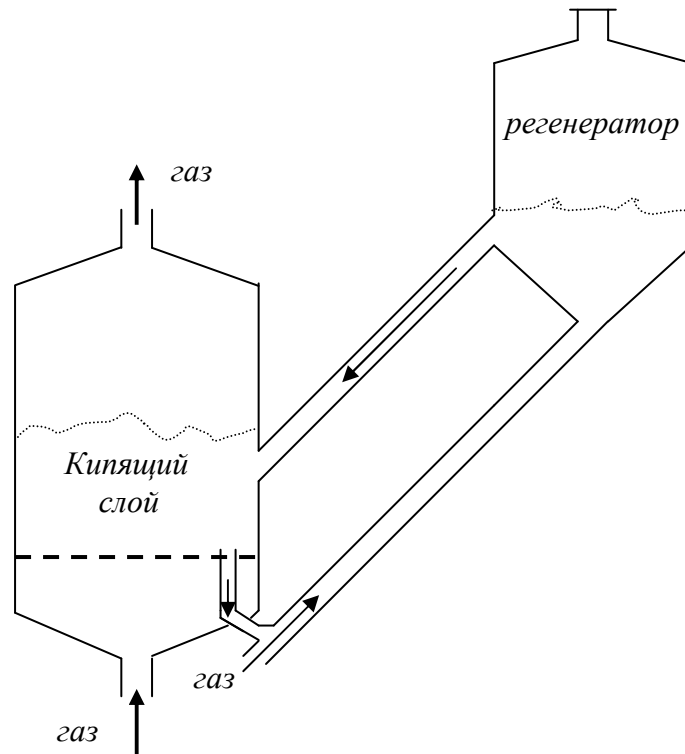
Однополочный
конвертор



Многополочные конверторы

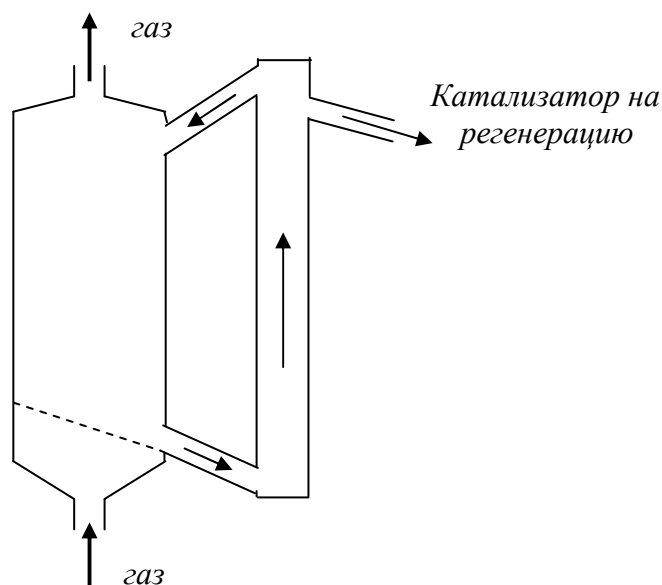


Во второй группе реакторов движение газа приближается к режиму идеального смешения. По конструкции они тоже могут быть одно- и многополочными. Рассмотрим типичную конструкцию однополочного конвертора с кипящим слоем и частичной регенерацией катализатора:



Часть катализатора непрерывно отводится пневмотранспортом в регенератор, затем возвращается обратно в контактный аппарат.

Третью группу реакторов – с движущимся слоем катализатора – иллюстрирует следующая схема:



Газ поступает снизу, а в противоток, сверху вниз, падает гранулированный катализатор. Он собирается внизу аппарата и затем снова поднимается подъемником в верхнюю часть. При этом часть катализатора отбирается на регенерацию. По такой схеме работают аппараты по переработке нефти.

Сравним теперь работу всех трех групп контактных аппаратов, оценим их достоинства и недостатки.

Привлекателен однополочный конвертор с неподвижным слоем не только своей простотой, но относительно высокой скоростью реакции – аппарат работает в режиме вытеснения. Однако, он непригоден для проведения реакций с большим, особенно экзотермическим эффектом: возникают резкие перепады температуры в слое, а сам слой подвергается риску спекания и неспособностью к дальнейшей работе. В реакторах с неподвижным слоем нельзя применять мелкозернистый материал – он слеживается.

Альтернативой конверторам с неподвижным слоем являются контактные аппараты с кипящим слоем. Витание зерен катализатора в потоке газа резко активизирует процесс, особенно, если он протекает в диффузионной области, Интенсивное перемешивание определяет работу конвертора в режиме интенсивного перемешивания. Это положительно сказывается на условиях его работы. Например, можно подавать газ на реакцию ниже температуры зажигания катализатора (температуры начала реакции): при попадании в реактор холодный газ мгновенно принимает конечные параметры, в том числе и температуру реакционной смеси. Важное достоинство конвертора с псевдооживленным слоем – его не надо останавливать для замены катализатора, так как возможна частичная регенерация на ходу.

К недостаткам реакторов с кипящим слоем следует отнести:

- истирание зерен катализатора (до 10 % в год); пыль, попадая в продукт, загрязняет его;
- для создания режима псевдооживления необходим большой расход газа, то есть, требуются повышенные энергозатраты;
- аппарат работает в режиме смешения, поэтому в одинаковых условиях работы потребуется больший объем катализатора по сравнению с конвертором с неподвижным слоем.

Контактные аппараты с движущимся слоем катализатора занимают промежуточное положение между конверторами с неподвижным и кипящим слоем.

Итак, проанализировав работу реакторов, мы выяснили для себя, что двумя главными факторами, влияющими на их работу, являются **перемешивание** реакционной среды и организация **теплообмена**. В заключительной части курса еще раз остановимся на этих двух факторах.

Вопросы для самоконтроля

1. Дать схему конструкции с указанием основных элементов, описать принцип действия, область применения, достоинства и недостатки следующих реакторов для гомогенных химических реакций: а) змеевиковый РИВ; б) кожухотрубчатый РИВ; в) 4-х секционная колонна вытеснения.
2. Как определяют область (диффузионная или кинетическая), которая лимитирует гетерогенную химическую реакцию? Как это учитывается при конструировании реакторов?
3. Дать схему конструкции с указанием основных элементов, описать принцип действия, область применения, достоинства и недостатки следующих реакторов для гетерогенных химических реакций:
 - углевыжигательная печь;
 - газогенератор с неподвижным слоем;
 - газогенератор с псевдоожиженным слоем;
 - гидролизаппарат;
 - котел периодического действия для варки сульфатной целлюлозы;
 - котел непрерывного действия для варки сульфатной целлюлозы;
 - трубчатый реактор для быстрой варки сульфатной целлюлозы;
 - ферментер эрлифтного типа для получения кормовых дрожжей;
 - полые, насадочные и тарельчатые абсорберы;
 - однополочный контактный аппарат;
 - многополочные конверторы;
 - однополочный конвертор с кипящим слоем и частичной регенерацией катализатора;
 - конвертор с движущимся слоем катализатора.

Глава 6

ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В РЕАКТОРАХ

Перемешивание позволяет, во-первых, увеличивать скорость массо- и теплопереноса за счет снижения диффузионных сопротивлений и тем самым повышать производительность реактора. Во-вторых, оно нивелирует локальный перегрев и неоднородности в отдельных зонах реакционной смеси, а это повышает качество продукта. Вместе с тем будем помнить и о его недостатках: любое перемешивание снижает движущую силу процесса и требует дополнительных энергетических затрат.

Рассмотрим три основных вида перемешивания (механическое, перемешивание в кипящем слое, барботаж) и определим энергию, необходимую для проведения каждого из них.

6.1. Механическое перемешивание

Мощность электродвигателя (привода) мешалки рассчитывают по формуле:

$$N_{\text{дв}} = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} N = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} K_N \rho n^3 d^5, \quad (6.1)$$

где β_1 – коэффициент, учитывающий перегрузку двигателя в пусковой момент, обычно $\beta_1 = 2$;

β_2 – коэффициент запаса мощности, обычно $\beta_2 = 1,2$;

η – коэффициент полезного действия привода, обычно $\eta = 0,95$;

N – полезная мощность двигателя, Вт;

K_N – критерий мощности;

ρ – плотность перемешиваемой среды, кг/м³;

n , d – частота оборотов, с⁻¹, и диаметр мешалки, м.

Входящий в уравнение (6.1) критерий мощности K_N рассчитывается по критериальным уравнениям, вид которых зависит от условий перемешивания и конструкции мешалки. В общем виде оно записывается следующим образом:

$$K_N = \frac{c}{\text{Re}_m} \quad (6.2)$$

$$\text{Re}_m = \frac{nd^2\rho}{\mu} \quad (6.3)$$

– модифицированный критерий Рейнольдса, лучшее перемешивание происходит в турбулентном режиме, этому соответствует $\text{Re}_m > 30 - 100$.

c и m – постоянные величины, характеризующие определенные типы

мешалок и режимы их работы, значения c и m для некоторых случаев приведены в таблице:

Тип мешалки	Геометрическая характеристика*			Значения постоянных		Примечание
	$H_{ж}/d$	D/d	b/d	c	m	
Двухлопастная	2	2	0,36	111,0	1,0	$Re < 20$
То же	2	2	0,33	14,35	0,31	$10^2 < Re < 5 \cdot 10^4$
То же	3	3	0,33	6,8	0,2	$Re > 5 \cdot 10^4$
То же с лопастями под углом 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Четырехлопастная	3	3	0,33	8,52	0,2	
То же с лопастями под углом 45°	3	3	0,33	5,05	0,2	
Якорная двухлопастная	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Якорная четырехлопастная	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	
Пропеллерная двухлопастная с углом наклона $22,5^\circ$	3	3	0,33	0,985	0,15	
Пропеллерная трехлопастная	3,5	3,8	1	230	1,67	$Re < 30$
То же	3,5	3,8	1	4,63	0,35	$30 < Re < 3000$
То же	3,5	3,8	1	1,19	0,15	$Re > 3000$
Турбинная трехлопастная с входным отверстием 37 мм	3	3	0,33	3,90	0,2	
Турбинная шестилопастная с направляющим аппаратом	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

* В таблице обозначены: $H_{ж}$ – высота слоя залитой жидкости, м, d – диаметр мешалки, м, D – внутренний диаметр реактора, м, b – ширина лопасти мешалки, м.

Наиболее распространенные механические мешалки, их характеристики и область применения приведены в таблице 2 Приложения.

Задача 6.1. Перемешивают жидкость плотностью $\rho = 1600 \text{ кг/м}^3$ и вязкостью $\mu = 20 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ в реакторе диаметром $D = 1,2 \text{ м}$ и высотой $H = 1,5 \text{ м}$, заполненном на 0,75 объема. Используют двухлопастную пропеллерную мешалку с частотой вращения $n = 3,5 \text{ об/с}$, ее диаметр $d = 0,4 \text{ м}$. Определить требуемую мощность электродвигателя.

Решение. Определим режим перемешивания по формуле (6.3):

$$Re_m = \frac{nd^2\rho}{\mu} = \frac{3,5 \cdot 0,4^2 \cdot 1600}{20 \cdot 10^{-3}} = 44800,$$

режим перемешивания – турбулентный.

Вычисляем критерий мощности по формуле (6.2), выбрав из таблицы соответствующие двухлопастной пропеллерной мешалке $c = 0,985$ и $m = 0,15$ ($H_{жс}/d = 0,75H/d = 0,75 \cdot 1,5 / 0,4 = 2,8 \approx 3$; $D/d = 1,2 / 0,4 = 3$):

$$K_N = \frac{c}{Re_m^m} = \frac{0,985}{44800^{0,15}} = 0,198$$

Окончательно по формуле (6.1) находим требуемую мощность двигателя:

$$N_{дв} = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} K_N \rho n^3 d^5 = \frac{2 \cdot 1,2}{0,95} \cdot 0,198 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 \approx 0,3 \text{ кВт}$$

6.2. Перемешивание псевдооживлением

Если подавать газ или жидкость снизу вверх через слой сыпучего материала, то при определенной скорости подачи слой набухает, становится текучим и начинает вести себя как жидкость. Наступает режим псевдооживления. Необходимую для этого полезную мощность газодувки или насоса N рассчитывают по формуле:

$$N = \Delta p_{сл} \cdot V^r = \Delta p_{сл} \cdot W_{onc} \cdot S \quad (6.4)$$

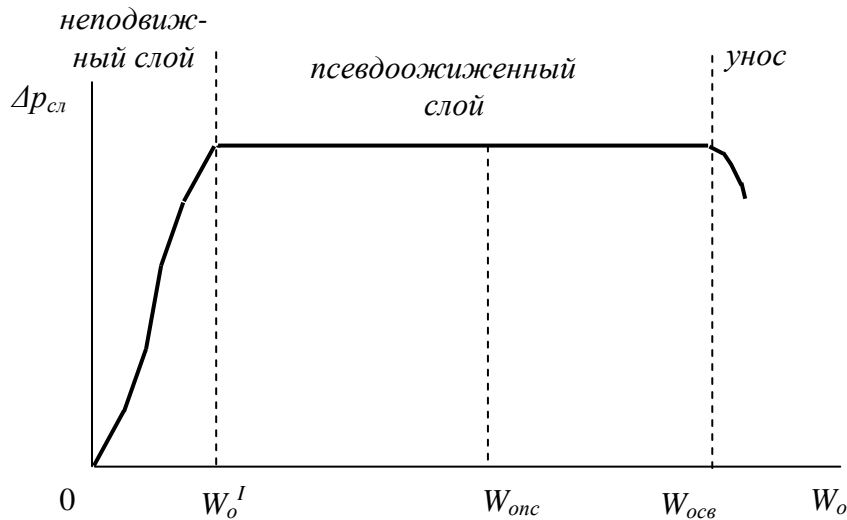
где $\Delta p_{сл}$ – гидравлическое сопротивление слоя, Па;

V^r – расход жидкости или газа, м³/с;

W_{onc} – скорость псевдооживления, м/с;

S – площадь поперечного сечения реактора, м².

Зависимость $\Delta p_{сл}$ от скорости потока газа W_o иллюстрирует график:



При достижении скорости потока W_o^I слой переходит из неподвижного в псевдооживленное состояние, поэтому ее называют *скоростью начала псевдооживления*. Верхнюю границу псевдооживления определяет скорость свободного витания W_{osc} , превышение которой провоцирует унос частиц из слоя (режим уноса используют в промышленности для перемещения сыпучих веществ *пневмотранспортом*). Обычно величина W_o^I почти на порядок меньше значения W_{osc} .

Рабочую скорость псевдооживления рассчитывают по величине W_o^I :

$$W_{onc} = k_w W_o^I, \quad (6.5)$$

где $k_w = 2 - 2,5$ – число псевдооживления.

Расчет скорости начала псевдоожижения ведут по типичной цепочке, используемой в родственных процессах осаждения. Она состоит из трех звеньев: вычисление критерия Архимеда Ar , определение из него модифицированного критерия Рейнольдса Re_m , а отсюда – скорости начала псевдоожижения.

Критерий Архимеда определяется по следующей формуле:

$$Ar = \frac{d_q^3 \rho^2 \cdot g (\rho_q - \rho)}{\mu^2 \rho}, \quad (6.6)$$

которая для системы газ – твердое ($\rho_q \gg \rho$) может быть упрощена:

$$Ar = \frac{d_q^3 \rho \cdot g \cdot \rho_q}{\mu^2} \quad (6.6^1)$$

Связь между критериями Рейнольдса и Архимеда имеет вид:

$$Re_m = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (6.7)$$

По величине критерия Рейнольдса находится скорость начала псевдоожижения:

$$W_0' = \frac{Re_m \mu}{\rho \cdot d_q} \quad (6.8)$$

Обозначения в приведенных формулах:

d_q, ρ_q – **средний** диаметр, м, и плотность, $кг/м^3$, частицы слоя;
 μ, ρ – вязкость, $Па \cdot с$, и плотность, $кг/м^3$, газового или жидкостного потока;
 $g = 9,81 м/с^2$ – ускорение свободного падения.

Далее по формуле (5.5) вычисляют скорость псевдоожижения.

Значение скорости уноса (свободного витания) определяют так же по цепочке формул (6.6) – (6.8), но учитывают два момента. Во-первых, в формулах используют не средний, а диаметр *самых мелких* частиц (они улетают первыми), во-вторых, в выражении (6.7) изменяют коэффициенты:

$$Re_m^1 = \frac{Ar}{18 + 0,6\sqrt{Ar}} \quad (6.7^1)$$

Гидравлическое сопротивление псевдоожиженного слоя, как это показывает график, не зависит от скорости потока. Оно зависит от *веса* слоя частиц и рассчитывается следующим образом:

$$\Delta p_{сл} = H_{сл} (1 - \varepsilon) (\rho_m - \rho) g, \quad (6.9)$$

здесь $H_{сл}$ и ε – высота, м, и порозность (доля пустот) неподвижного слоя.

Задача 6.2. В аппарате диаметром 0,5 м производится осушка воздуха псевдоожиженным слоем силикагеля при 150^0 и атмосферном давлении. В этих условиях плотность воздуха $0,84 кг/м^3$, вязкость $0,024 \cdot 10^{-3} Па \cdot с$. Высота слоя, состоящего из шарообразных частиц диаметром от 0,37 до 1,7 и средним диаметром 1,0 мм составляет в неподвижном состоянии 192 мм, а порозность – 0,4. Плотность частиц $1100 кг/м^3$. Число псевдоожижения $k_w = 2,5$.

Определить минимальную мощность газодувки.

Решение. Рассчитаем скорость начала псевдоожижения. Величина критерия Архимеда, формула (6.6¹):

$$Ar = \frac{d_q^3 \rho \cdot g \cdot \rho_q}{\mu^2} = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,84 \cdot 9,81 \cdot 1100}{(0,024 \cdot 10^{-3})^2} = 15700$$

Вычисляем число Рейнольдса, формула (6.7):

$$Re_m = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{15700}{1400 + 5,22\sqrt{15700}} = 7,6$$

Получаем величину скорости начала псевдоожижения по формуле (6.8):

$$W_0^I = \frac{Re_m \mu}{\rho \cdot d_q} = \frac{7,6 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{0,84 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 0,22 \text{ м/с.}$$

Скорость псевдоожижения будет равна, формула (5.5):

$$W_{onc} = k_w W_0^I = 2,5 \cdot 0,22 = 0,55 \text{ м/с}$$

Вычислим для сравнения скорость уноса, предварительно пересчитав критерии Ar и Re на минимальный размер частиц 0,37 мм:

$$Ar = \frac{d^3 \rho \cdot g \cdot \rho_m}{\mu^2} = \frac{(0,37 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,84 \cdot 9,81 \cdot 1100}{(0,024 \cdot 10^{-3})^2} = 790$$

$$Re_m = \frac{Ar}{18 + 0,6\sqrt{Ar}} = \frac{790}{1400 + 5,22\sqrt{790}} = 22,4$$

Скорость начала уноса по формуле (5.8) оказывается равной:

$$W_{ocв} = \frac{Re_m \mu}{\rho \cdot d_q} = \frac{22,4 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{0,84 \cdot 0,37 \cdot 10^{-3}} = 1,75 \text{ м/с}$$

Теперь рассчитаем гидравлическое сопротивление слоя, формула (6.9):

$$\Delta p_{cl} = H_{cl}(1 - \varepsilon)(\rho_q - \rho)g = 0,192(1 - 0,4)(1100 - 0,84)9,81 = 1240 \text{ Па.}$$

Окончательно полезная мощность газодувки будет равна, формула (6.4):

$$N = \Delta p_c \cdot W_{onc} \cdot S = \Delta p_{cl} \cdot W_{onc} \cdot \pi D^2 / 4 = 1240 \cdot 1,75 \cdot 3,14 \cdot 0,5^2 / 4 = 426 \text{ Вт} \approx 0,5 \text{ кВт}$$

6.3. Барботаж

Барботаж – пневматический вид перемешивания, его широко используют в ферментерах с аэрированием культуральной жидкости. На дне реактора устанавливают перфорированные трубки, **барботеры**, через которые барботируется газ в виде пузырьков. Расчет пневматического перемешивания заключается в определении давления в подаваемом газе и вычислении его расхода. Отметим сразу, что по сравнению с механическим такое перемешивание менее интенсивно и требует повышенных энергетических затрат.

При расчете давления газа p на входе в барботер учитываются гидравлическое сопротивление самого барботера и высота слоя жидкости в аппарате над барботером. Для ориентировочных расчетов используют видоизмененный закон Паскаля:

$$p = 1,2 \rho_{ж} g H_{ж} + p_0, \quad (6.10)$$

где 1,2 – коэффициент, учитывающий потери давления в трубопроводе;

$\rho_{ж}$, $H_{ж}$ – плотность, кг/м^3 , и высота слоя жидкости перед барботажем;

p_0 – давление в аппарате над поверхностью жидкости, Па.

Объемный расход газа, V^r , $\text{м}^3/\text{ч}$, отнесенный к давлению 1 атм, рассчитывают по эмпирической формуле:

$$V^r = k \cdot S \cdot p, \quad (6.11)$$

где S – площадь поверхности спокойной жидкости в аппарате, $м^2$;

p – давление газа на входе в барботер, $атм$;

$k = 24 - 30$ при слабом перемешивании,

35 – 45 при малоинтенсивном перемешивании,

45 – 60 при интенсивном перемешивании.

Ориентировочный расчет расхода газа производят, исходя из его удельного расхода на $1 м^2$ спокойной поверхности жидкости:

при слабом перемешивании – $0,4 м^3/мин$,

при среднем – $0,8 м^3/мин$,

при интенсивном – $1,0 м^3/мин$.

Задача 6.3. Определить производительность и минимальную мощность газодувки для барботажа суслу плотностью $1000 кг/м^3$ в ферментере диаметром $1 м$ и работающем при атмосферном давлении. Высота слоя жидкости $1 м$.

Решение. Определим сначала давление газа на входе в барботер, формула (6.10):

$$p = 1,2 \rho_{ж} g H_{ж} + p_0 = 1,2 \cdot 1000 \cdot 9,81 \cdot 1 + 10^5 = 112000 Па = 1,12 атм$$

Для ответа на первый вопрос используем формулу (6.11), выберем режим интенсивного перемешивания $k = 50$:

$$V^r = k \cdot S \cdot p = k \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot p = 50 \cdot \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} \cdot 1,12 = 44 м^3/ч.$$

Ориентировочный расчет через удельную производительность при интенсивном перемешивании, $1,0 м^3/мин$, дает:

$$V^r = 1,0 \frac{\pi D^2}{4} = 1,0 \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,785 м^3/мин = 47,1 м^3/ч$$

Для определения мощности газодувки необходимо вычислить перепад давления на концах барботера, который равен

$$\Delta p = p - p_0 = 112000 - 100000 = 12000 Па$$

Далее по формуле, аналогичной (6.4) определим мощность газодувки, используя большую величину расхода

$$N = \Delta p \cdot V^r = 12000 \cdot 47,1/3600 = 160 Вт \approx 0,2 кВт.$$

Вопросы для самоконтроля

1. Роль перемешивания в работе реакторов, виды перемешивания, влияние перемешивания на движущую силу процесса.
2. Типы механических мешалок. Расчет мощности двигателя мешалки через критерий мощности.
3. Дать схему устройства, описать принцип действия, область применения, достоинства и недостатки мешалок: а) лопастная, б) пропеллерная, в) якорная, г) турбинная.
4. Перемешивание псевдоожижением. Порядок расчета мощности газодувки.
5. Барботаж. Порядок расчета расхода газа и мощности газодувки.

Глава 7

ОРГАНИЗАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В РЕАКТОРАХ

Существуют разнообразные способы, а также различные устройства, с помощью которых обеспечивается и поддерживается оптимальный температурный режим в реакторе. Как мы уже знаем из глав 3 и 5, теплообмен организуют либо через стенки реактора, либо через дополнительные теплообменные устройства: змеевики, рубашки, встроенные и вынесенные из реактора теплообменники различных типов. При их подборе и проверке необходимо уметь рассчитывать тепловую нагрузку Q и поверхность F . Эти вопросы подробно разбираются в курсе процессов и аппаратов химической технологии, поэтому в данной главе мы лишь обратим внимание на отдельные значимые по тем или иным причинам моменты.

Рассмотрим два типичных примера теплообмена в реакторах периодического действия.

7.1. Нестационарный нагрев в РИС-П с паровой рубашкой

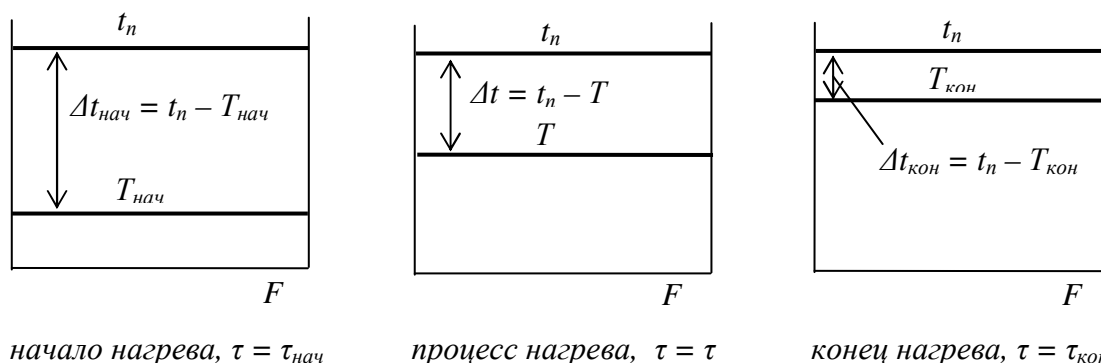
Производственника при эксплуатации реактора интересуют два основных вопроса: сколько времени потребует разогрев реакционной смеси и каким при этом получится расход греющего пара.

Время нагрева τ определяют из основного уравнения теплопередачи:

$$\tau = \frac{Q}{KF\Delta t_{cp}} \quad (7.1)$$

Величину коэффициента теплопередачи K , $Bm/(m^2K)$, рассчитывают либо через коэффициенты теплоотдачи по соответствующим методикам, либо выбирают приближенно из справочной литературы, величина поверхности теплообмена F , m^2 , берется из технического паспорта реактора, а значения средней разности температур, Δt_{cp} , и тепловой нагрузки Q , Bm , требуют отдельного расчета.

Для вычисления Δt_{cp} построим термограмму изменения температуры теплоносителей вдоль условной поверхности теплообмена F , которая в нашем случае дополнительно зависит от времени нагрева:



Горячим теплоносителем служит насыщенный водяной пар, который, конденсируясь в рубашке без переохлаждения, то есть, при постоянной

температуре, отдает только тепло конденсации на нагрев холодного теплоносителя, реакционной смеси, от $T_{нач}$ до $T_{кон}$. В этом случае температура пара t_n , равная температуре его конденсации, не зависит ни от времени, ни от координаты поверхности нагрева и выглядит в виде горизонтальной прямой. Такую же горизонтальную линию для температуры, но восходящую в процессе нагрева мы видим и для холодного теплоносителя – результат принятия модели идеального смешения для смеси.

Как видно из рисунка, движущая сила процесса нагрева Δt меняется от $\Delta t_{нач}$ до $\Delta t_{кон}$. Запишем количество теплоты, принятое реакционной смесью за период времени $d\tau$:

$$dQ = m \cdot c_p \cdot dT, \quad (7.2)$$

и то же количество теплоты по основному уравнению теплопередачи:

$$dQ = KF(t_n - T) d\tau \quad (7.3)$$

Приравняем их, разделим переменные и проинтегрируем:

$$\int_0^{\tau_{кон}} d\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \int_{T_{нач}}^{T_{кон}} \frac{dT}{t_n - T}; \quad \tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} = \ln(t_n - T_{нач}) - \ln(t_n - T_{кон});$$

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \ln \frac{t_n - T_{нач}}{t_n - T_{кон}} \quad (7.4)$$

Мы получили уравнение для расчета времени нагрева реакционной смеси до заданной температуры. Определим дополнительно среднюю движущую силу обсуждаемого процесса. Для этого сравним обычную запись основного уравнения теплопередачи $Q = KF \Delta t_{ср} \tau$ с записью, полученной по формуле (7.4). Произведем в этой формуле замену:

$$m \cdot c_p = \frac{Q}{T_{кон} - T_{нач}}$$

и перепишем ее относительно Q :

$$Q = KF \frac{T_{кон} - T_{нач}}{\ln \frac{t_n - T_{нач}}{t_n - T_{кон}}} \tau$$

Сравнение показывает, что средняя движущая сила равна:

$$\Delta t_{ср} = \frac{T_{кон} - T_{нач}}{\ln \frac{t_n - T_{нач}}{t_n - T_{кон}}} \quad (7.5)$$

Расчет расхода греющего пара D , кг/с, определяется, исходя из тепловой нагрузки реактора:

$$D = \frac{Q}{r \cdot \tau} = \frac{m \cdot c_p (T_{кон} - T_{нач})}{r \cdot \tau} \quad (7.6)$$

где r – удельная теплота конденсации пара, Дж/кг, табличная величина (см. например, табл. 3 Пособия).

Задача 7.1. Определить время и расход греющего насыщенного водяного пара давлением 2 атм для нагрева 1000 кг реакционной смеси массовой теплоемкостью 3,9 кДж/(кг·К) от 20 до 100° в РИС-П с поверхностью теплопередачи 4 м².

Решение. Вычислим время нагрева по формуле (7.3), приняв $K = 300 \text{ Вт/(м}^2\text{К)}$:

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \ln \frac{t_n - T_{нач}}{t_n - T_{кон}} = \frac{1000 \cdot 3,9 \cdot 10^3}{300 \cdot 4} \ln \frac{119,6 - 20}{119,6 - 100} = 5230 \text{ с} = 1,45 \text{ ч}$$

Здесь значение $t_n = 119,6^\circ$ соответствует давлению пара 2 *ата* и взято из табл. 3 Пособия.

Расход греющего пара определим по формуле (7.6):

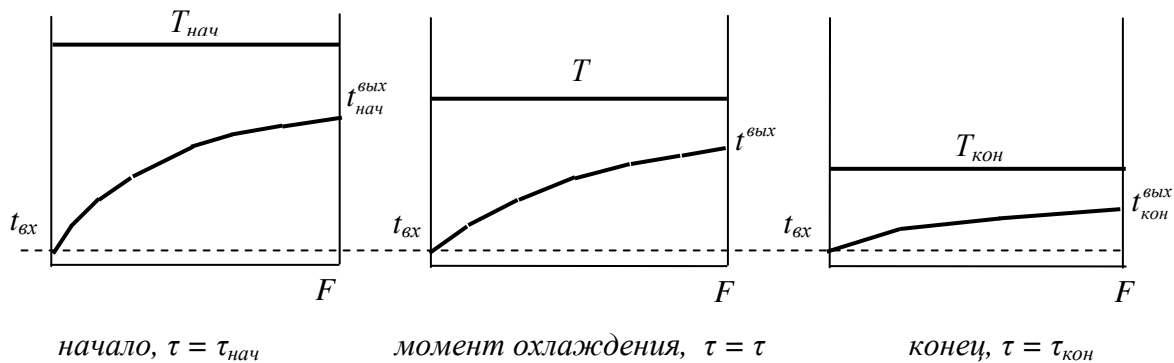
$$D = \frac{m \cdot c_p (T_{кон} - T_{нач})}{r \cdot \tau} = \frac{1000 \cdot 3,9 \cdot (100 - 20)}{2208 \cdot 5230} = 3,38 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с} = 121,7 \text{ кг/ч}$$

Здесь значение $r = 2208 \text{ кДж/кг}$ также взято из табл. 3 Пособия.

7.2. Нестационарный теплообмен в РИС-П со змеевиковым теплообменником

Рассмотрим довольно распространенный случай нестационарного теплообмена, когда продукты реакции охлаждают в реакторе с мешалкой и змеевиком. Определим основные параметры: время охлаждения τ и расход охлаждающей воды m_6^τ .

Как и в пункте 7.1 длительность процесса вычисляют по основному уравнению теплопередачи, но из-за использования змеевика меняется вид термограммы, и расчет Δt_{cp} требует корректировки. Вид термограммы, который меняется в процессе охлаждения, приведен на рисунке ниже. Температура горячего теплоносителя (реакционная смесь), оставаясь, ввиду идеального перемешивания, постоянной вдоль поверхности теплообмена, уменьшается во времени. Охлаждающая вода на входе в змеевик имеет неизменную температуру, которая по мере его прохождения повышается, достигая максимума на выходе. При этом величина ее со временем уменьшается:



Определим время τ , за которое необходимо охладить продукты реакции от $T_{нач}$ до $T_{кон}$. Для этого запишем выражение для средней движущей силы вдоль поверхности теплообмена в момент времени τ :

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln(\Delta t_6 / \Delta t_m)} = \frac{(T - t_{вх}) - (T - t^{вых})}{\ln((T - t_{вх}) / (T - t^{вых}))} = \frac{t^{вых} - t_{вх}}{\ln((T - t_{вх}) / (T - t^{вых}))} \quad (7.7)$$

и подставим его в основное уравнение теплопередачи:

$$dQ = KF \Delta t_{cp} d\tau = KF \frac{t^{вых} - t_{вх}}{\ln((T - t_{вх}) / (T - t^{вых}))} d\tau \quad (7.8)$$

Выделим отсюда неизвестные T и t^{6blx} , заменив сначала dQ через уравнение теплового баланса, составленное по холодному теплоносителю:

$$dQ = m_e^{\tau} c_{p6}(t^{6blx} - t_{ex})d\tau \quad (7.9)$$

$$m_e^{\tau} c_{p6}(t^{6blx} - t_{ex})d\tau = KF \frac{t^{6blx} - t_{ex}}{\ln((T - t_{ex})/(T - t^{6blx}))} d\tau, \quad (7.8^I)$$

и переписав его после сокращений в следующем виде:

$$\ln \frac{T - t_{ex}}{T - t^{6blx}} = \frac{KF}{m_e^{\tau} c_{p6}},$$

потенцируем полученное уравнение:

$$\frac{T - t_{ex}}{T - t^{6blx}} = \exp\left(\frac{KF}{m_e^{\tau} c_{p6}}\right) \quad (7.10)$$

Допустим, что в ходе охлаждения $K = const$, $c_{p6} = const$, тогда левая и правая части последнего соотношения тоже будут величинами постоянными. Обозначим их через A :

$$\exp\left(\frac{KF}{m_e^{\tau} c_{p6}}\right) = A \quad (7.10^I)$$

$$\frac{T - t_{ex}}{T - t^{6blx}} = A; \quad (7.10^{II})$$

то есть отношение $\Delta t_6 / \Delta t_m$ в ходе процесса *постоянно*.

Выразим из последнего соотношения t^{6blx} :

$$t^{6blx} = \frac{T(A-1) + t_{ex}}{A}$$

и подставим полученное значение t^{6blx} в уравнение (7.9):

$$dQ = m_e^{\tau} c_{p6} \left(\frac{T(A-1) + t_{ex}}{A} - t_{ex} \right) d\tau = m_e^{\tau} c_{p6} \frac{A-1}{A} (T - t_{ex}) d\tau$$

Заменим здесь dQ через уравнение теплового баланса, составленное по горячему теплоносителю:

$$m \cdot c_p (-dT) = m_e^{\tau} c_{p6} \frac{A-1}{A} (T - t_{ex}) d\tau,$$

разделим переменные и проинтегрируем полученное выражение:

$$\begin{aligned} \int_0^{\tau} d\tau &= -\frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_e^{\tau} c_{p6} (A-1)} \int_{T_{нач}}^{T_{кон}} \frac{dT}{T - t_{ex}}; \\ \tau &= \frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_e^{\tau} c_{p6} (A-1)} \ln \frac{T_{нач} - t_{ex}}{T_{кон} - t_{ex}} \end{aligned} \quad (7.11)$$

Заметим, что для определения времени охлаждения по полученной формуле (7.11) необходимо знать массовый расход воды m_e^{τ} .

Если вычисляют расход охлаждающей воды m_e^{τ} , то для этого задают конечную температуру $t_{кон}^{6blx}$. Тогда, переписав формулу (7.10^I) относительно искомого расхода, получим:

$$m_e^{\tau} = \frac{KF}{c_{p6} \ln A}, \quad (7.12)$$

где постоянная A определяется предварительно по уравнению (7.10^{II}).

На практике часто возникает задача проверки поверхности теплообмена змеевика, но для этого должно быть известно время охлаждения τ . Тогда по уравнению (7.11) отыскивается константа A , после чего, при известном расходе воды, пользуясь формулой (7.12), определяют поверхность теплообмена F :

$$F = \frac{m_g^{\tau} c_{pg} \ln A}{K} \quad (7.13)$$

и сравнивают ее с фактической.

Задача 7.2. В РИС-П, снабженным змеевиком с поверхностью теплообмена $3,2 \text{ м}^2$ охлаждается 1400 кг жидкости от 105 до 25^0 . Теплоемкость жидкости 1800 Дж/(кгK) . Вода поступает в змеевик при 15^0 . Определить расход воды и время охлаждения, а также температуру ее на выходе из змеевика в начале процесса. Принять $K = 255 \text{ Вт/(м}^2\text{K)}$, $t_{\text{кон}}^{\text{вых}} = 20^0$.

Решение. Расход воды определим по формуле (7.12):

$$m_g^{\tau} = \frac{KF}{c_{pg} \ln A} = \frac{255 \cdot 3,2}{4190 \ln 2} = 0,281 \text{ кг/с} = 1,01 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где, по формуле (7.10^{II}) $A = \frac{T - t_{\text{ex}}}{T - t_{\text{вых}}} = \frac{T_{\text{кон}} - t_{\text{ex}}}{T_{\text{кон}} - t_{\text{кон}}^{\text{вых}}} = \frac{25 - 15}{25 - 20} = 2;$

Время охлаждения вычислим по формуле (7.11):

$$\tau = \frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_g^{\tau} c_{pg} (A - 1)} \ln \frac{T_{\text{нач}} - t_{\text{вх}}}{T_{\text{кон}} - t_{\text{вх}}} = \frac{1400 \cdot 1800 \cdot 2}{0,281 \cdot 4190 (2 - 1)} \ln \frac{105 - 15}{25 - 15} = 9400 \text{ с} = 2,61 \text{ ч}.$$

Температуру воды на выходе из змеевика определим по формуле (7.10^{II}), которую предварительно преобразуем:

$$\frac{T_{\text{нач}} - t_{\text{ex}}}{T_{\text{нач}} - t_{\text{нач}}^{\text{вых}}} = A;$$

откуда $t_{\text{нач}}^{\text{вых}} = T_{\text{нач}} - \frac{T_{\text{нач}} - t_{\text{вх}}}{A} = 105 - \frac{105 - 15}{2} = 60^0$

Вопросы для самоконтроля

1. Особенности поддержания оптимального температурного режима в случае проведения необратимых и обратимых химических реакций.
2. Вывести уравнение времени нагрева смеси и выражение для средней движущей силы в реакторе с паровой рубашкой.
3. Вывести уравнение времени охлаждения в реакторе со змеевиком.
4. Порядок расчета времени охлаждения в реакторе со змеевиком.
5. Порядок расчета поверхности теплообмена в реакторе со змеевиком при известной конечной температуре воды на выходе из змеевика.

На этом мы заканчиваем рассмотрение базовых вопросов курса «химические реакторы». Рассмотрены их основные типы, принципы расчета и особенности работы. В качестве примеров выбирались, в основном, реакторы, используемые в лесохимической промышленности. Надеемся, что почерпнутая здесь информация послужит инструментом для лучшего понимания технологических схем, которые студенты изучают на профилирующих кафедрах.

Рекомендуемая литература к главам 1 – 7

1. Амелин А.Г. Общая химическая технология. – М.: Химия, 1977. – 400 с.
2. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. - М.: Академкнига, 2003.- 528 с.
3. Бесков В. С. Общая химическая технология.– М.: Академкнига, 2005.– 452 с.
4. Игнатенков В.И., Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии: Учеб. Пособие для вузов. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 198 с.
5. Химические и биореакторы: учеб.-методич. пособие / Ю.Н. Жилин, А.Н. Иванкин – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2014. – 24 с.
6. Азаров В.И., Цветков В.Е. Полимеры в производстве древесных материалов: учебник. 2-е издание. М.: ГОУ ВПО МГУЛ, 2006 – 236 с.
7. Гордон Л.В., Скворцов С.О., Лисов В.И.. Технология и оборудование лесохимических производств. Учеб. для техникумов. 5-е изд., перераб. – М.: Лесная пром-ть, 1988, – 360 с.
8. Винаров А.Ю., Кухаренко А.А., Панфилов В.И. Лабораторные и промышленные ферментеры: Учеб. пособие. – М.: РХТУ им. Д.И.Менделеева, 2004. – 97 с
9. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., «Химия», 1973. – 750 с.
10. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

Глава 8

РЕАКТОРЫ ДЛЯ ХИМИЧЕСКИХ И ЖИВЫХ СИСТЕМ

8.1. Химические и биореакторы

Химический реактор – агрегат для проведения химических реакций в объёме от нескольких миллилитров до десятков кубических метров (крупнотоннажное производство). В химическом реакторе преобразуются химические вещества, в биореакторах имеют дело с живыми системами.

8.2. Основные типы химических реакторов

Реактор является основным элементом технологической схемы, от совершенства которого зависит качество выпускаемой продукции. Для всех реакторов существуют общие принципы, на основе которых можно найти связь между конструкцией аппарата и закономерностями протекающего в нем процесса.

Критериями, по которым классифицируют реакционную аппаратуру, являются *периодичность* или *непрерывность* процесса, его *гидродинамический* и *тепловой режимы*, *физические свойства* взаимодействующих веществ.

По *принципу организации процесса* химическая реакционная аппаратура может быть разделена на три группы:

- реактор непрерывного действия;
- реактор периодического действия;
- реактор полунепрерывного (полупериодического) действия.

По *гидродинамическому режиму* различают следующие типы:

- реактор вытеснения непрерывного действия (РВНД);
- реактор смешения непрерывного действия (РСНД);
- реактор промежуточного типа (с промежуточным гидродинамическим режимом).

По *тепловому режиму* работы реакторы делят на следующие типы:

- изотермический реактор;
- адиабатический реактор;
- политропический реактор.

В *зависимости от условий протекания реакций* и технологических требований реакторы делятся также:

- реакторы для гомогенных и гетерогенных систем;
- реакторы низкого, среднего и высокого давления;
- реакторы низкотемпературные и высокотемпературные.

Основная задача работы реактора – получение конечного продукта из исходных компонентов с максимальной эффективностью процесса.

При этом должно быть обеспечено создание устойчивого и стабильного режима проведения реакции;

- высокие энергетические показатели;
- минимальная стоимость реактора;

простота работы и ремонта.

Существует две основные модели ведения реакций в реакторах:

- реактор идеального смешения;
- реактор идеального вытеснения.

Химические реакторы внутренним объёмом до 10 литров применяются в основном в лабораториях в исследовательских целях и в пилотных установках.

Реакторы объемом от 100 литров и более работают в химической, фармацевтической, целлюлозной, парфюмерной промышленности и других. Химические реакторы используются для ведения различных химических реакций, испарения, кристаллизации, плавления и гомогенизации исходных компонентов или продуктов реакции.

Реакторы идеального вытеснения (рис. 8.1). Реактор идеального вытеснения характеризуется переменной концентрацией реагирующих веществ по длине аппарата, наибольшей разницей концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, наибольшей средней движущей силой процесса.

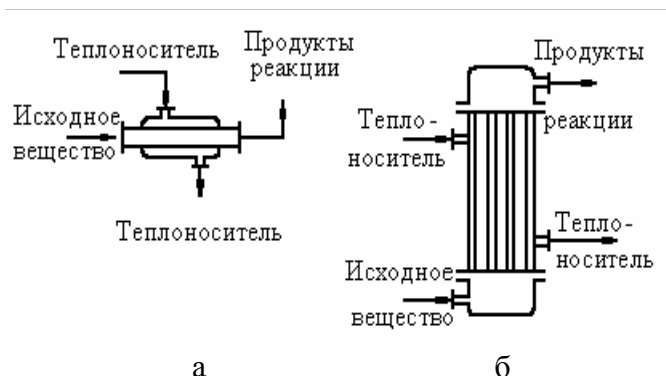


Рис. 8.1. Реакторы идеального вытеснения. а – однотрубный реактор; б – многотрубный реактор

Изменение концентрации в реакционном объеме (рис. 8.2) носит плавный характер, так как последующие реакционные объемы реагирующих веществ не смешиваются с предыдущим, а полностью вытесняются.

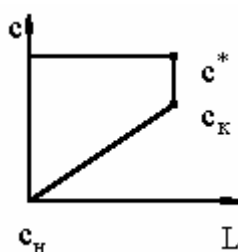


Рис. 8.2. Изменение начальной концентрации превращаемого вещества C_n по длине реактора L в конечную концентрацию C_k . Суммарная концентрация веществ по материальному балансу постоянна: $C_n = C = C_k + C^*$

Практически к режиму идеального вытеснения можно приблизиться в трубчатом реакторе с малым диаметром и большой длиной при

относительно высоких скоростях движения реагирующих веществ. Реакторы идеального вытеснения находят широкое применение для проведения как гомогенных, так и гетерогенных каталитических процессов (например, окисления NO в NO₂, SO₂ в SO₃, синтеза аммиака и метилового спирта и т.д.).

Реакторы идеального смешения (рис. 8.3). Реактор полного смешения обычно снабжен каким либо перемешивающим устройством и характеризуется постоянством концентрации реагирующих веществ во всем объеме реактора в данный момент времени, вследствие практически мгновенного смешения реагирующих веществ в реакционном объеме.

Поэтому изменение концентрации реагирующих веществ на входе в реактор носит скачкообразный характер. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате будет меньше, чем в аппарате полного вытеснения.

Реакторы этого типа наиболее широко применяются для проведения таких процессов, как нитрование, сульфирование, полимеризация и т.д.

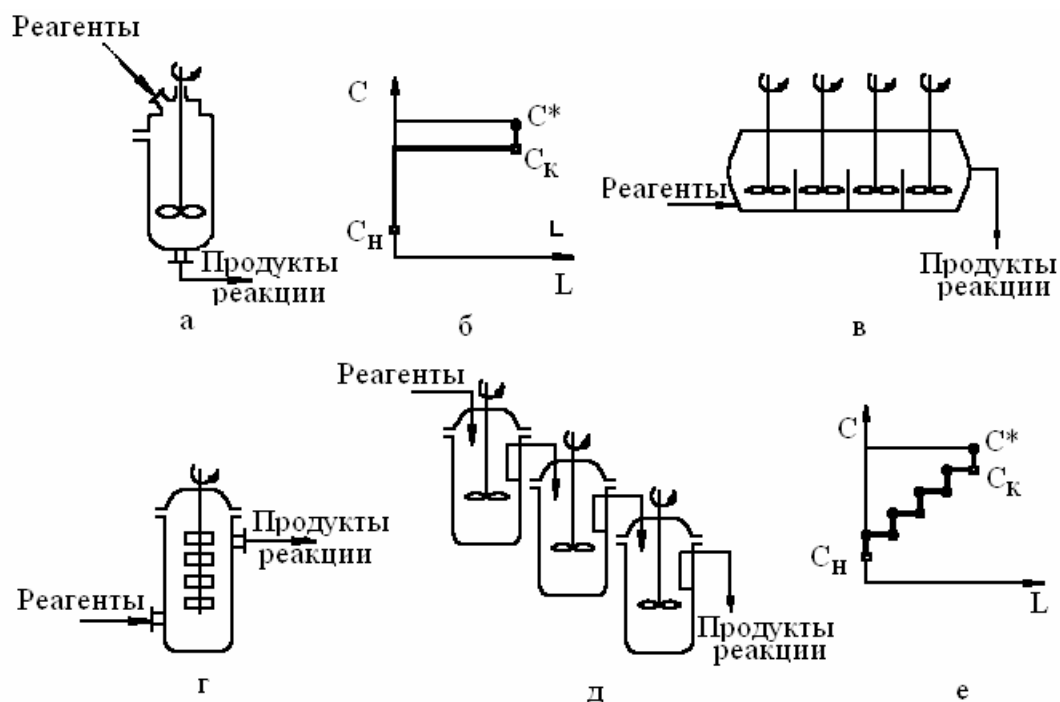


Рис. 8.3. Реакторы идеального смешения. а – одноступенчатый аппарат; б – характер изменения концентрации в одноступенчатом аппарате от начальной концентрации исходных реагентов C_n до конечной концентрации продуктов C_k ; в – вертикальный многоступенчатый аппарат; г – многосекционный горизонтальный аппарат; д – батарея аппаратов смешения; е – характер изменения концентрации в многоступенчатом аппарате

В некоторых случаях процесс химического превращения вещества проводится не в одном аппарате смешения, а в нескольких таких аппаратах, соединенных последовательно. Такая система, состоящая иногда из 20 и более аппаратов, получила название каскада реакторов (рис. 8.3д). В каскаде реакторов изменение концентрации реагирующих веществ носит ступенчатый характер, так как продукт реакции предыдущего

аппарата является исходным реагирующим веществом в последующем аппарате.

Гидродинамический режим работы каскада реакторов является промежуточным и зависит от числа аппаратов; с увеличением числа реакторов в каскаде он приближается к режиму вытеснения, а при уменьшении – к режиму смешения.

В каскаде увеличивается время пребывания реагирующих веществ по сравнению с одним реактором смешения, а также возрастает выход продукта реакции по сравнению с реактором вытеснения.

Реактор промежуточного типа. В реакторе промежуточного типа нельзя осуществлять полностью ни один из перечисленных выше гидродинамических режимов движения реагирующих веществ. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате больше, чем в аппарате полного смешения, но меньше, чем в аппарате полного вытеснения. Следует отметить, что значительная часть реакционной химической аппаратуры работает именно в этом гидродинамическом режиме.

Реакторы промежуточного типа применяют в тех случаях, когда процесс химического превращения вещества сопровождается большим тепловым эффектом или протекает при высоких концентрациях реагирующих веществ, а также в случае, когда одно из реагирующих веществ имеет низкую скорость растворения в реакционной смеси.

На рис. 8.4 представлен реактор непрерывного действия в составе установки.

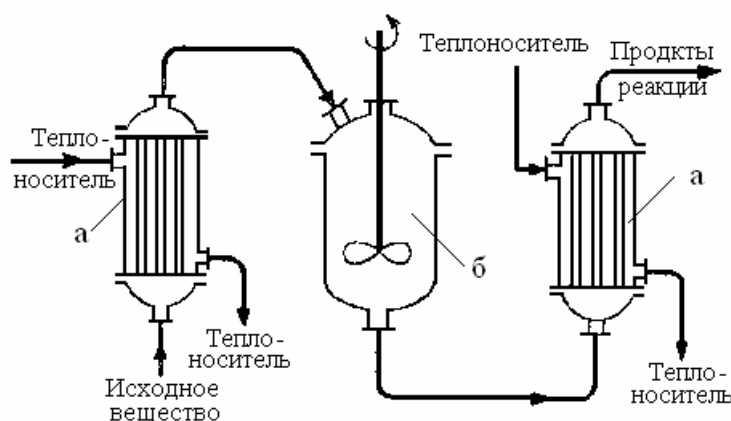


Рис. 8.4. Установка для непрерывного процесса:
а – теплообменные аппараты; б – реактор

Здесь все отдельные стадии процесса химического превращения вещества (подача реагирующих веществ, химическая реакция, вывод готового продукта) осуществляются параллельно и одновременно. Характер изменения концентраций реагирующих веществ в реакционном объеме различен в разных точках объема аппарата, но постоянен во времени для одной и той же точки объема.

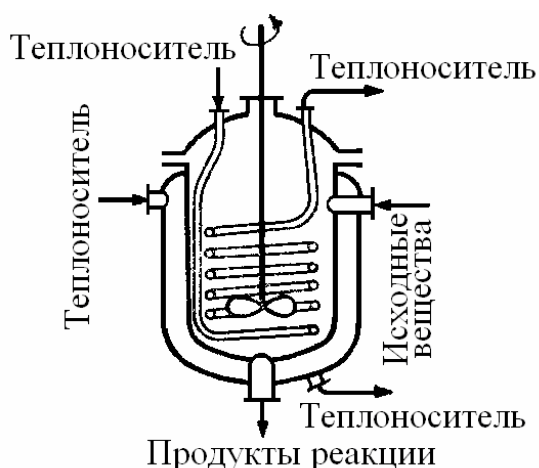


Рис. 8.5. Аппарат периодического действия

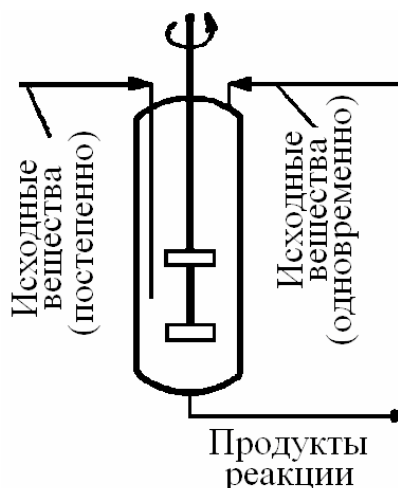


Рис. 8.6. Аппарат промежуточного типа

В реакторе периодического действия (рис. 8.5) все отдельные стадии процесса протекают последовательно в разное время. Характер изменения концентраций реагирующих веществ одинаков во всех точках реакционного объема, но различен во времени для одной и той же точки объема.

Реактор полунепрерывного действия (рис. 8.6) работает в неустановившихся условиях. Такой реактор можно рассматривать как непрерывно действующий аппарат, в котором потоки входящего и выходящего из реактора вещества не равны (вследствие чего изменяется общая масса реагирующих веществ в объеме), и, кроме того, как периодически действующий аппарат, в котором ввод одного из реагирующих веществ или вывод продукта реакции осуществляется периодически.

8.3. Принципы проектирования химических реакторов

В технологической схеме химический реактор самостоятельно не используется. Он сопряжен с аппаратами подготовки сырья и аппаратами разделения реакционной смеси и очистки целевого продукта. Конструкция и режим работы химического реактора определяет эффективность и экономичность всего процесса.

Выбор конструкции и размеров химического реактора определяется скоростями протекающих в них процессов массо- и теплообмена и химических реакций. В современных условиях выбор реактора осуществляют по каталогам фирм производителей. При этом задаются производительность установки, основным элементом которой является реактор, и степень превращения сырья.

Основным показателем работы реактора, свидетельствующим о его совершенстве и соответствии заданной цели, является интенсивность.

Расчет химического реактора состоит из следующих операций:

– по законам термодинамики и гидродинамики определяется направление химического процесса; выявляются условия равновесия, по которым устанавливаются начальные и конечные значения параметров процесса;

– составляют материальный и тепловой балансы реактора;

– по значениям рабочих и равновесных параметров определяют движущую силу процесса и на основе законов кинетики находят коэффициенты скорости процесса;

– по полученным данным определяют основные размеры реактора: высоту (длину), диаметр, площадь поперечного сечения, поверхность нагрева (охлаждения), поверхность фазового контакта и другие характеристики.

Некоторые конструкционные принципы эффективного устройства реакторов приведены на рис. 8.7 – 8.9.

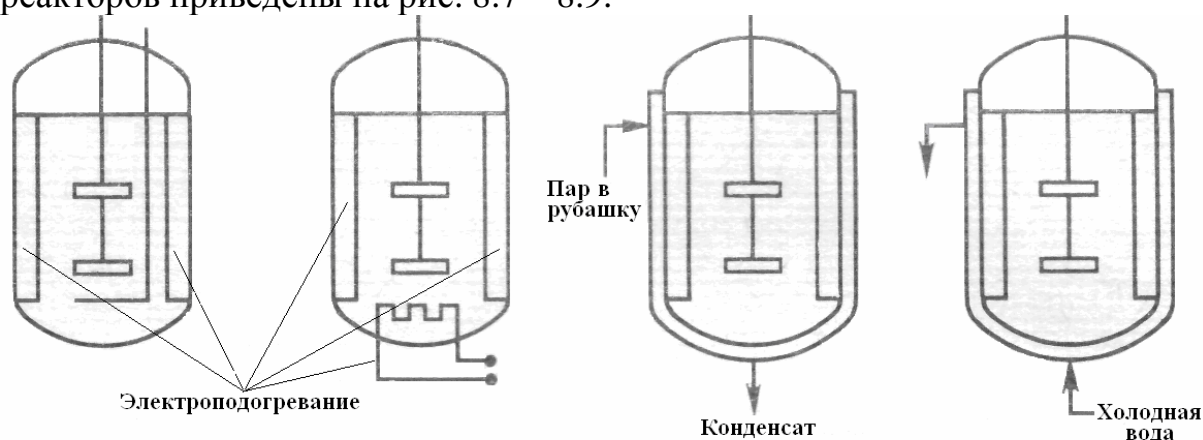


Рис. 8.7. Методы нагрева и охлаждения содержимого реакторов

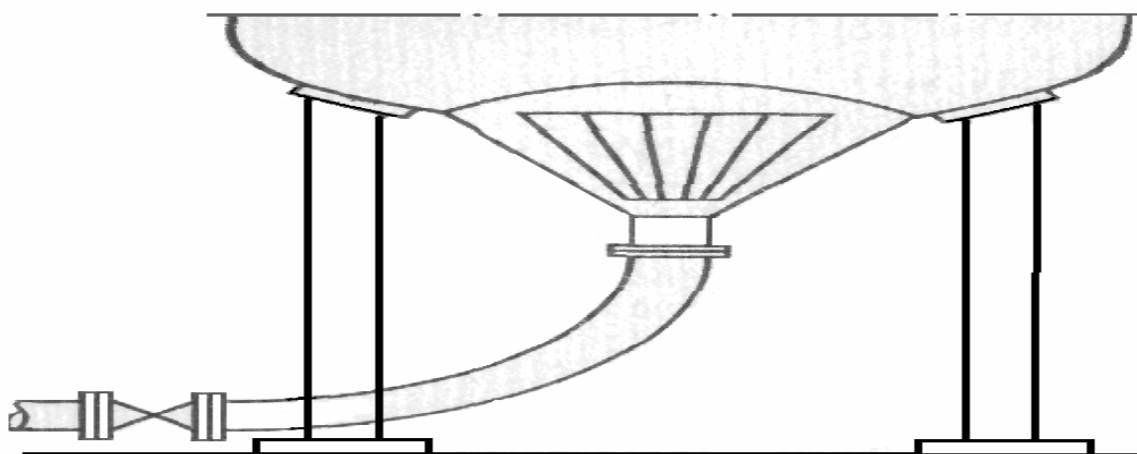


Рис. 8.8. Внешнее устройство для равномерного распределения потока с низу по сечению реактора

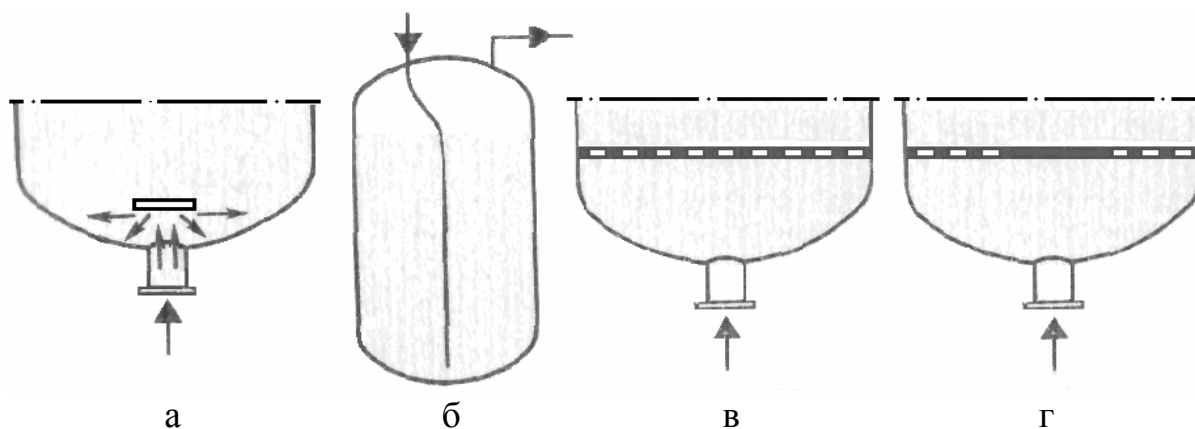


Рис. 8.9. Внутренние устройства для равномерного распределения потока с низу по сечению реактора: а – отсекающий экран; б – дно реактора в роли экрана потока; в – рассекающая поток решетка; г – решетка с закрытым участком в зоне входа

8.4. Расчет основных параметров реакторов

Реактор – это устройство, в котором проводят химическую реакцию, часто сопровождая это нагреванием или охлаждением реакционной смеси.

Например, необходимо *рассчитать время нагревания* воды в реакторе объемом 1 м^3 от комнатной температуры до 100°C . Примем условно, что обогрев осуществляется обогревателем мощностью в 1 кВт (такой мощностью обладает бытовая электроплитка).

Объем реактора не заполняется полностью. Примем коэффициент заполнения $0,8$ (т.е. в 1 м^3 реакторе будет находиться 800 кг воды).

По уравнению теплового баланса $Q = c \cdot m(\Delta t)$, где c – теплоемкость воды, равная $4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$, m – масса нагреваемой среды, Δt – разность температур, получаем $Q = 800 \text{ кг} \times 4,19 \text{ кДж}/\text{кг} \cdot \text{K} \times (100^\circ - 20^\circ) = 268800 \text{ кДж}$.

1 кВт мощности (Q_N) нагревателя означает, что нагрев осуществляется с передачей тепла 1 кДж (Q) в секунду (τ). $Q_N = Q / \tau$. Отсюда время нагревания составит около $268800/3600 \sim 75$ часов.

Таким образом, для обогрева реактора целесообразно использовать во много раз более мощный нагреватель. Если этот реактор необходимо нагревать до указанной температуры за 1 ч , то тогда надо установить другой обогреватель мощностью в 75 кВт .

Можно выполнить *расчет толщины тепловой изоляции* реактора. Обогреваем реактор обычно применяемым теплоносителем – водяным паром давлением 2 ат . Для расчета можно использовать эмпирическое уравнение Линчевского вида: $\alpha_2 = 9,74 + 0,07 \cdot (t_{cm2} - t_2)$ или его более простую форму: $\alpha_2 = 9,3 + 0,06 \cdot t_{cm2}$, где t_1 – температура пара $119,6^\circ\text{C}$, t_{cm1} – температура стенки рубашки со стороны греющего пара, условно принимается на три градуса меньше температуры теплоносителя 117°C , $t_{ст2}$ – безопасная по правилам техники безопасности наружная температура стенки оборудования 40°C , t_2 – комнатная температура 20°C .

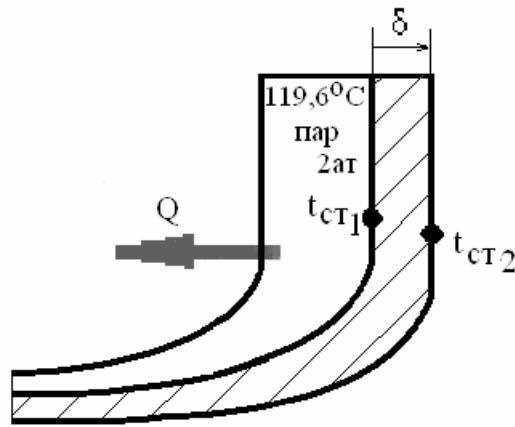


Рис. 8.10. Обогрев реактора, в который поступает теплота Q , паром с температурой $119,6^{\circ}\text{C}$. На паровую рубашку нанесен слой теплоизоляции (базальтовая вата) толщиной δ

В качестве теплоизоляции рубашки реактора выбираем распространенный базальт в виде ваты с коэффициентом теплопроводности $\lambda = 0,06 \text{ Вт/м}\cdot\text{K}$ (рис.10).

$Q_{\text{потерь}} = \lambda / \delta \cdot F(t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2})$ или $Q_{\text{потерь}} = \alpha_2 \cdot F(t_{\text{ст}2} - t_2)$. Отсюда получаем: $\delta = \lambda (t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2}) / \alpha_2 (t_{\text{ст}2} - t_2) = 0,06 \text{ Вт/м}\cdot\text{град} (117^{\circ}\text{C} - 40^{\circ}\text{C}) / 12 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{K} (40^{\circ}\text{C} - 20^{\circ}\text{C}) = 0,016 \text{ м} \approx 2 \text{ см}$.

Где $\alpha_2 = 9,3 + 0,06 \cdot 40 = 12 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{K}$.

Расчетная величина защитного слоя рубашки толщиной в 2 см обычно увеличивается и осуществляется с запасом. Поэтому для теплоизоляции реактора целесообразно использовать маты из базальтовой ваты толщиной 5 см.

При проектировании реакторов выполняется предварительный расчет мощности двигателя для эффективного перемешивания. Предположим, что необходимо определить мощность, затрачиваемую на перемешивание жидкой среды условной вязкостью 1 сПз и плотностью $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$. Аппарат диаметром $d_{\text{ам}} = 2,4 \text{ м}$ с 4 внутренними отражательными перегородками шириной $B = 24 \text{ см}$. Привод двигателя с числом оборотов $n = 1500 \text{ мин}^{-1}$ через редуктор с передаточным числом $J = 25$.

Рассмотрим три конструкции мешалок: а) – открытая турбинная 6-лопастная мешалка диаметром $d = 800 \text{ мм}$, длиной лопаток $l = 200 \text{ мм}$ и шириной $b = 160 \text{ мм}$; б) – 8-лопастная мешалка диаметром $d = 800 \text{ мм}$ с наклоненными под 45° лопастями шириной 200 мм ; в) – 2-лопастная мешалка диаметром $d = 80 \text{ см}$ с прямыми вертикальными лопастями шириной 200 мм . Принимаем, что коэффициент передачи $\eta_{\text{пер}} = 0,9$, а коэффициент запаса мощности $\beta = 2$.

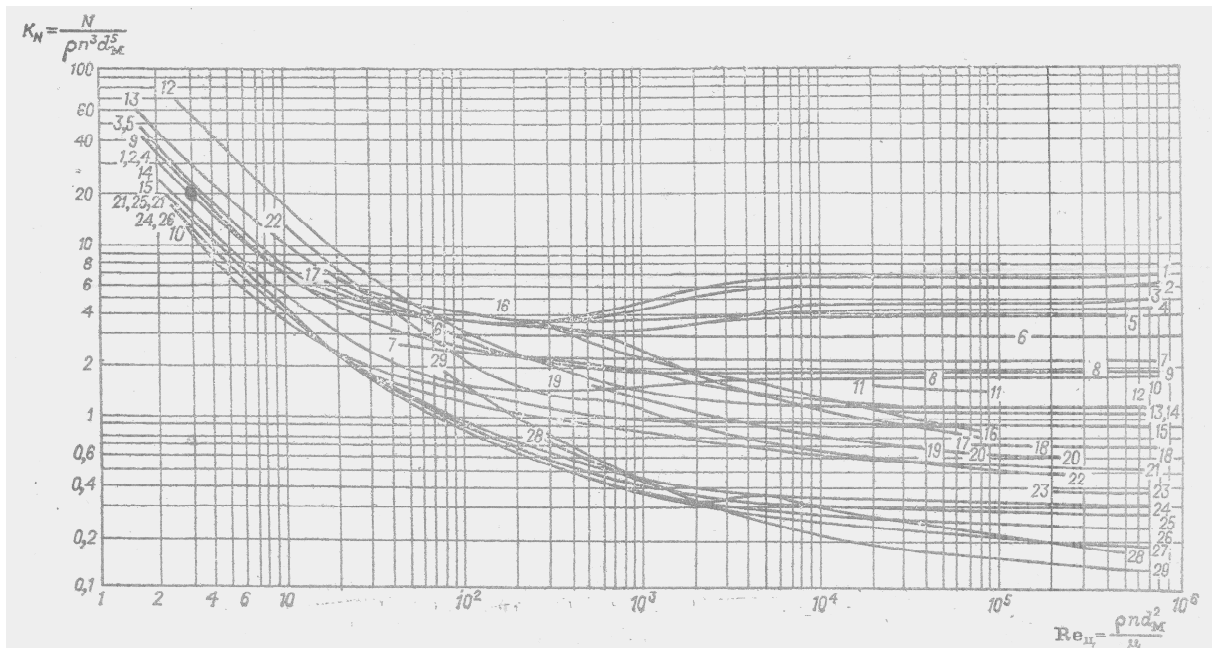


Рис. 8.11. Зависимость критерия мощности K_N от критерия Рейнольдса Re

Рассмотрим вариант *а* – расчет привода для турбинной мешалки.

Эффективное перемешивание реализуется в турбулентном режиме. Проверим условия турбулентности, вычислив модифицированный критерий Рейнольдса, Re_m , значение которого должно быть больше 100:

$Re_m = \rho n d^2 / \mu = 1000 \cdot 1500 \cdot 0,8^2 / 25 \cdot 60 \cdot 10^{-3} = 640000 > 100$, то есть перемешивание осуществляется в турбулентном режиме. По геометрическим характеристикам рассчитываемой турбинной мешалки ($d_{am} / d = 2,4 / 0,8 = 3$, $l / d = 200 / 800 = 0,25$; $b / d = 160 / 800 = 0,2$; $B / d_{am} = 0,24 / 2,4 = 0,1$) выбираем на рис. 11 кривую № 2, По найденному $Re_m = 640000$ фактор мощности $K_N = 6,1$. Для расчета полезной мощности используем выражение:

$$N = K_N \rho n^3 \cdot d^5 = 6,1 \cdot 1000 \cdot 1^3 \cdot 0,8^5 = 2000 \text{ Вт}$$

Для перехода на реально требуемую мощность $N_{уст}$ учтем коэффициент запаса мощности и коэффициент передачи:

$$N_{уст} = \beta N / \eta_{пер} = 2 \cdot 2 / 0,9 \approx 4,5 \text{ кВт}.$$

Аналогичным образом рассчитывается мощность привода мешалок по вариантам б) кривая 9: $K_N = 1,9$ $N = 622 \text{ Вт}$ $N_{уст} \approx 1,4 \text{ кВт}$; в) кривая 10 $K_N = 1,9$ $N = 622 \text{ Вт}$ $N_{уст} \approx 1,4 \text{ кВт}$.

Таким образом, расчет показывает, что необходима мощность двигателя 1,4 – 4,5 кВт. При проектировании реального производства, будут устанавливаться реакторы с многократным запасом мощности (более 5 кВт), несмотря на удорожание таких реакторов, для последующего возможного варьирования технологическим процессом. Современные производства в промышленно развитых странах используют гибкие технологические линии, позволяющие легко перенастраивать оборудование для выпуска разнообразных продуктов по заказам потребителей.

8.5. Устройство контактных аппаратов

Химические реакторы для проведения гетерогенно–каталитических процессов называются контактными аппаратами. В зависимости от состояния катализатора и режима его движения в аппарате, они делятся на: контактные аппараты с неподвижным слоем катализатора, контактные аппараты с движущимся слоем и контактные аппараты с псевдоожиженным слоем.

Кроме того, контактные аппараты различаются структурой материальных потоков компонентов, способом подвода или отвода тепла и рядом других конструктивных особенностей.

1. Контактные аппараты с неподвижным слоем катализатора выполняются в виде реактора типа аппарата идеального перемешивания. Контактная масса в них размещается в несколько слоев на полках (полочные аппараты) или в трубах (трубчатые аппараты).

Многополочные контактные аппараты, содержащие несколько слоев катализатора, применяются в процессах с высоким положительным или отрицательным тепловым эффектом. Для поддержания оптимального теплового режима процесса реакционная смесь после прохождения каждого слоя катализатора подогревается или охлаждается путем подачи в пространство между слоями холодного газа, или в выносных и встроенных теплообменниках. Комбинация контактного аппарата с устройствами для отвода или подвода тепла называется контактным узлом.

Для процессов, протекающих с очень высокими скоростями, применяют конструкции, в которых контактные массы размещены в сетках, что обеспечивает лучший их контакт с реагентами. Недостатки данных аппаратов: низкая производительность катализатора вследствие затруднений использования внутренней поверхности его зерен, сложность конструкции, трудность поддержания оптимального теплового режима.

2. Контактные аппараты с движущимся слоем катализатора работают в основном в режиме реакторов идеального смешения. В них катализатор распыляется в движущемся потоке газа или жидкости и переносится вместе с ним. При этом для обеспечения противотока газ поступает в аппарат снизу, а катализатор сверху.

3. Контактные аппараты с псевдоожиженным слоем катализатора работают в режиме реакторов идеального смешения и применяются, главным образом, в производствах органического синтеза, в которых катализатор быстро теряет активность и требует непрерывной регенерации. Поэтому, в этих установках, как и в установках с движущимся слоем катализатора, контактный аппарат сопряжен с регенератором катализатора. Преимущество данных аппаратов: легкость регенерации и замена катализатора, возможность подачи реагентов с температурой ниже температуры зажигания катализаторов, оптимальный температурный режим работы аппарата и т.п. Недостатки: быстрое истирание зерен катализатора и загрязнение продуктов реакции катализаторной пылью.

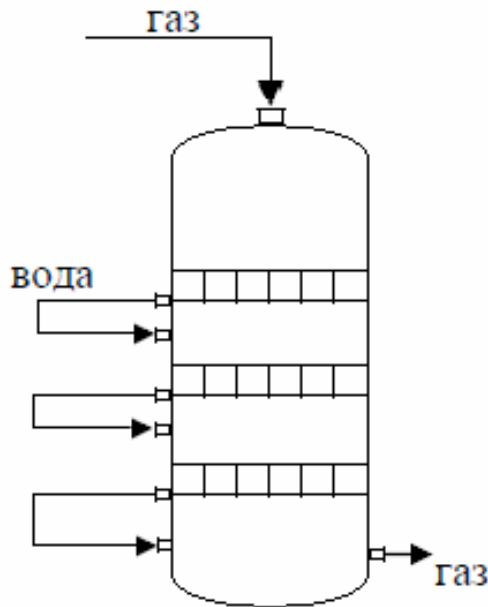


Рис. 8.12. Контактный аппарат с неподвижным слоем катализатора

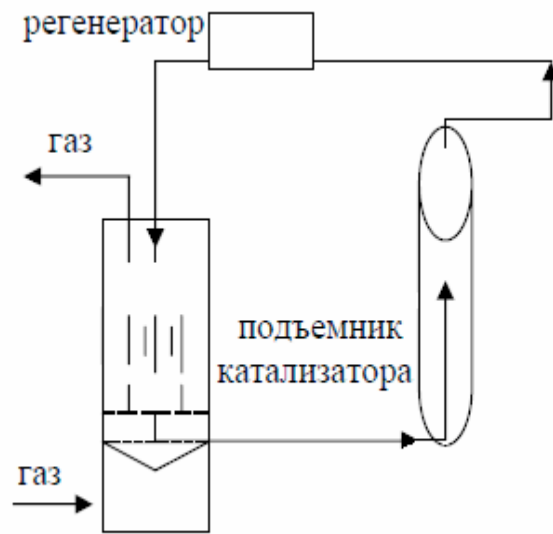


Рис. 8.13. Контактный аппарат с движущимся катализатором

Режим работы и производительность контактного аппарата зависит от таких параметров его как время контакта, объемная скорость газа (жидкости) и удельная производительность катализатора

1.Время контакта – время соприкосновения реагентов с катализатором определяется как: $\tau_K = V_{кат} / V_{г}$, где: $V_{г}$ – объем газообразной (жидкой) реакционной смеси, проходящей через катализатор в единицу времени, $V_{кат}$ – объем катализатора, τ_K – время контакта в секундах.

2. Объемная скорость – объем реакционной смеси, проходящей через единицу объема катализатора в единицу.

3.Удельная производительность (интенсивность) катализатора – масса продукта, получаемая с единицы объема катализатора в единицу времени. Производительность катализатора, от которой зависит эффективность работы контактного аппарата, связана с объемной скоростью реакционной массы и содержанием в ней целевого продукта. Для процессов необратимых, проводимых по открытой технологической схеме, учитывается содержание целевого продукта только на выходе из контактного аппарата. Для обратимых процессов проводимых по циклической схеме, следует учитывать как содержание продукта на выходе из аппарата, так и на входе в него.

Реальные реакторы отличаются от идеальных моделей. Так, в реакторах смешения существуют застойные зоны, в которых время пребывания, температура и концентрации веществ отличаются от средних значений. В трубчатых реакторах вытеснения профиль скоростей может быть неплоским, распределение по временам пребывания расширяется и т.д.

8.6. Реакторы переработки и синтеза высоковязких веществ

Для высоковязких, например полимерных, систем наиболее часто применяются трубчатые реакторы. При ламинарном течении жидкости и постоянной температуре в гладкой трубе устанавливается параболический профиль скоростей – в центре на оси реактора самая высокая скорость течения. Это обстоятельство приводит к расширению распределения по временам пребывания (при турбулентном течении фронт течения становится более плоским).

Ситуация усугубляется при попытке провести в таком реакторе химическую реакцию получения высокомолекулярного продукта. В реакциях полимеризации выделяется большое количество тепла, которое в трубчатом реакторе должно отводиться через внешнюю стенку. Из-за высокой вязкости и низкой теплопроводности реакционной системы температура в реакторе повышается, причем в центре температура выше, у стенок ниже. Поскольку с ростом температуры молекулярная масса образующегося полимера практически всегда уменьшается (это общее свойство большинства процессов синтеза полимеров), вязкость реакционной массы в центре снижается и профиль скоростей течения еще более вытягивается, так что при определенных условиях наблюдается проскок почти непрореагировавшего вещества по центральной части реактора. Для решения этой проблемы обеспечивают перемешивание вязкой реакционной массы поперек потока, то есть приближаются к модели реактора идеального вытеснения. Хорошее перемешивание вязких полимерных систем реализуется в процессах их переработки в экструдерах. В этом случае удается получать однородное распределение компонентов и их высокую дисперсность при смешении. Исходные реагенты в экструдер можно вводить в любой точке по длине экструдера, тем самым контролируя время их пребывания в реакторе и предотвращая протекание возможных побочных реакций.

Экструдеры изготавливают двух типов: одно- и двухшнековые. Одношнековый экструдер (рис. 8.14а) состоит из шнека, вращающегося внутри обогреваемого цилиндрического корпуса. Материал в виде гранул или порошка поступает через бункер загрузки в цилиндр машины. Вращающийся шнек захватывает материал, поступающий из бункера, продвигает его вдоль экструдера, плавит и равномерно нагнетает гомогенный расплав в головку.

Аналогично сконструирован двухшнековый экструдер, в котором два шнека установлены параллельно в одном общем корпусе (рис. 8.14б). При этом шнеки могут вращаться либо в одном, либо в противоположных направлениях. Двухшнековые экструдеры обладают преимуществами по сравнению с одношнековыми. Одношнековые экструдеры не обеспечивают однородного смешения из-за низкого уровня сдвиговых напряжений и наличия застойных зон.

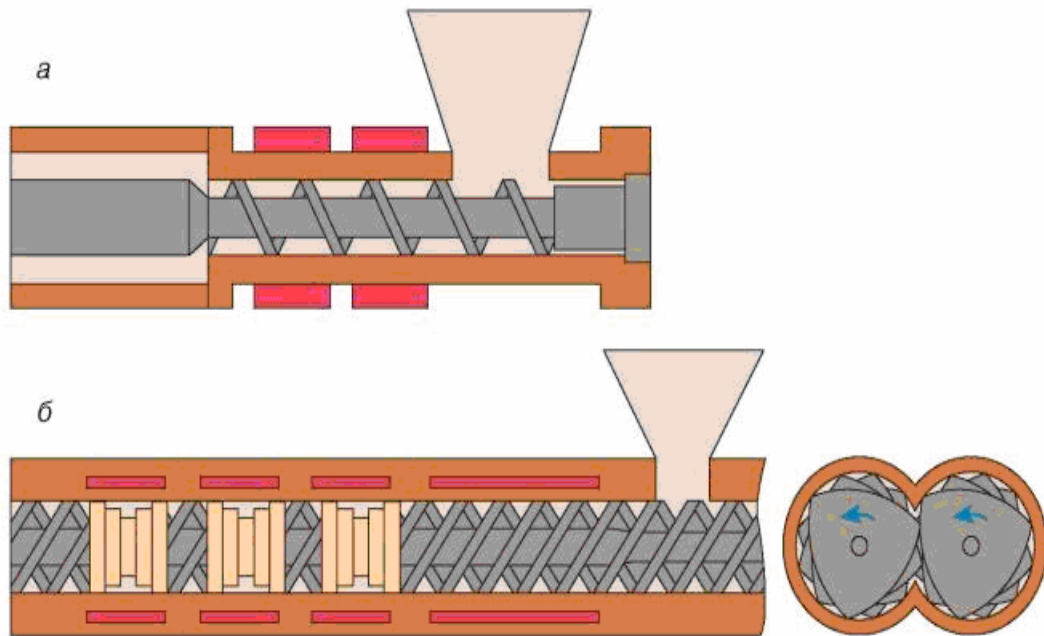


Рис. 8.14. Экструдеры. а – одношнековый; б двухшнековый

Двухшнековые экструдеры дают превосходное однородное смешение и позволяют контролировать времена пребывания компонентов и реакционной смеси в экструдере. Поэтому одношнековые экструдеры удобно использовать для простых операций, таких как плавление, получение пленок, труб. Двухшнековые экструдеры должны применяться для более сложных операций, таких, как гомогенизация, диспергирование различных добавок, реакционного смешения, полимеризации и осуществления полимераналогичных превращений.

8.7. Ферментеры

Ферментеры являются основными аппаратами микробиологической промышленности, осуществляющей производство какого-либо продукта при помощи микроорганизмов. Процесс, осуществляемый микроорганизмами, называют ферментацией, а емкость, в которой он протекает – ферментером (или биореактором).

Ферментация, реализующая биосинтетические способности микроорганизмов, занимает центральное место в современной биотехнологии. С ее помощью получают разнообразные вещества высокой степени чистоты, лекарственные препараты, изготавливают пищевые продукты. Ферментацию можно разделить на шесть основных этапов.

Создание питательной среды. Прежде всего, необходимо выбрать соответствующую культуральную среду. Микроорганизмы для своего роста нуждаются в органических источниках углерода, подходящем источнике азота и различных минеральных веществах. Вода и питательные добавки составляют ростовую среду.

Среды для получения химических веществ и лекарственных препаратов намного сложнее. Чаще всего в качестве источника углерода

используют сахара и другие углеводы, но нередко масла и жиры, а иногда углеводороды. Источником азота обычно служат аммиак и соли аммония, а также различные продукты растительного или животного происхождения: соевая мука, соевые бобы, мука из семян хлопчатника, мука из арахиса, побочные продукты производства кукурузного крахмала, отходы скотобоен, рыбная мука, дрожжевой экстракт. Составление и оптимизация питательной среды – сложный процесс. Рецепты промышленных сред являются технологическими ноу-хау.

Стерилизация. Среду необходимо стерилизовать, чтобы уничтожить все загрязняющие её микроорганизмы. Ферментер и вспомогательное оборудование тоже стерилизуют. Существует два способа стерилизации: прямая инъекция перегретого пара и нагревание с помощью теплообменника. Желаемая степень стерильности зависит от характера процесса ферментации. Она должна быть максимальной при получении лекарственных препаратов и химических веществ. Обычно полную стерилизацию обеспечивает прогревание 2 ч при температуре 120°C.

Получение культуры. Прежде чем начать процесс ферментации, необходимо получить чистую высокопродуктивную культуру – штамм-продуцент. Чистые культуры микроорганизмов хранят в очень небольших объемах и в лабораторных условиях, обеспечивающих ее жизнеспособность и продуктивность. Обычно это достигается хранением при низкой температуре. Например, пробирка с культурой, закрытая стерильным ватным тампоном, сохраняется при –50°C. Ферментер может вмещать несколько сотен тысяч литров культуральной среды, и процесс начинают, вводя в нее культуру (инокулят), составляющей 1–10% объема, в котором будет идти ферментация. Таким образом, исходную культуру следует поэтапно (с пересеваниями) растить до достижения уровня микробной биомассы, достаточного для протекания микробиологического процесса с требуемой продуктивностью. Это обычно достигается в каскаде ферментеров 1 – 10 – 100 – 1000 л и т.д.

Совершенно необходимо все это время поддерживать чистоту культуры, не допуская ее заражения посторонними микроорганизмами. Сохранение асептических условий возможно лишь при тщательном микробиологическом контроле.

Рост в промышленном ферментере (ферментация или культивирование микроорганизмов). Промышленные микроорганизмы должны расти в ферментере при оптимальных для образования требуемого продукта условиях. Эти условия строго контролируют, следя за тем, чтобы они обеспечивали рост микроорганизмов и синтез продукта. Конструкция ферментера должна позволять регулировать условия роста – постоянную температуру (обычно в пределах 25 – 40°C), pH (часто значения pH близки к нейтральному 7,0) и концентрацию растворенного в среде кислорода (например, аэрация потоком стерильного воздуха 100 л/ч с концентрацией кислорода, условно соответствующей $pO_2 = 1$).

Обычный ферментер представляет собой закрытый цилиндрический резервуар, в котором механически перемешиваются среда и

микроорганизмы. Через среду прокачивают воздух, иногда насыщенный кислородом. Температура регулируется с помощью воды или пара, пропускаемых по трубкам теплообменника. Такой ферментер с перемешиванием используется в тех случаях, когда ферментативный процесс требует много кислорода (рис. 8.15). Некоторые продукты, напротив, образуются в бескислородных условиях, и в этих случаях используются ферментеры другой конструкции без аэрации (рис. 8.16).



Рис. 8.15. Лабораторный 10 л химический реактор из нержавеющей стали. Расположение перемешивающего устройства – вертикальное; установленная мощность 3,0–45 кВт; скорость вращения мешалки, 0–18000 об/мин; основной материал сталь 12X18H10T или AISI 316; рабочее давление пара в рубашке 0,2–0,4 МПа; рабочее разрежение пара в корпусе аппарата – до 0,03 МПа

Промышленный биореактор представляет собой трехстенный аппарат из нержавеющей стали, в конструкции которого предусмотрены штуцеры для циркуляции хладагента и теплоносителя. Для охлаждения или равномерного нагрева в резервуаре установлена мешалка. Вращение лопастей мешалки осуществляет привод, установленный над крышкой резервуара. Максимальная скорость вращения лопастей может достигать 18 тысяч оборотов в минуту. Датчик температуры обычно расположен в нижней части аппарата. Аппараты могут использоваться для работы под давлением от 0,2 до 0,4 МПа в диапазоне температур от -80°C до $+350^{\circ}\text{C}$. Рабочая вместимость бака составляет от 10 до 2000 л, или несколько десятков кубических метров. В ферментаторе есть моющие головки для обеспечения качественной мойки реактора и смотровые люки для визуального контроля перемешивания.

Таблица 8.1. Типовое оснащение биореактора

	Стандартная	Для сложных биосистем
1. Емкость	нержавеющая сталь	специальные сплавы, зеркальная полировка
2. Контур нагрева	замкнутый контур, гальванизированная сталь, теплообменник для пара	нержавеющая сталь, электрический нагреватель, теплообменник для системы охлаждения
3. Перемешивание	нижний привод, двойная механическая герметизация	магнитное соединение, верхний привод
4. Механическая герметизация	карбид кремния, смазка глицерином	смазка конденсатом пара
5. Перемешивание	лопастные мешалки отбойники	эрлифт, отводная труба
6. Подача воздуха	фильтр, керамический фильтр	разделяющий фильтр, двойные фильтры, установка для смешивания газов
7. Аэрация	внутрижидкостная аэрация	поверхностная аэрация, аэрация "свободная от пузырьков"
8. Порты	стандартные боковые и расположенные на крышке порты	локализация специальных портов
9.Смотровые окна	продольное окно, а также расположенное в крышке смотровое окно с подсветкой	количество и локализация по необходимости
10.Выход воздуха	керамический фильтр	абсолютный фильтр, обратный холодильник, пеногашение
11.Засев	порт для внесения посевного материала	фиксированная подводка или линии переноса
12.Отбор образцов	клапан для отбора вручную	пневматический клапан, автономный клапан, клапан со стальными мехами, система отбора образцов без клеток
13.Слив	клапан для слива вручную со стальными мехами	пневматический клапан для слива, фиксированная подводка или системы переноса
14.Залив среды	ниппельное соединение в крышке	дозировующий клапан, муфта, фиксированная подводка или системы переноса
15.Стерилизация	стерилизация вводного фильтра и фильтра на выходе воздуха вручную	автоматическая стерилизация

Основное отличие биореактора от химического аппарата – наличие устройств, позволяющих проводить полную стерилизацию самого аппарата, а также всех подаваемых в него реагентов. Эффективное перемешивание живых систем осуществляют сложными конструкциями мешалок (рис. 8.17).



Рис. 8.16. Опытно-промышленный 1 м³ реактор из нержавеющей стали

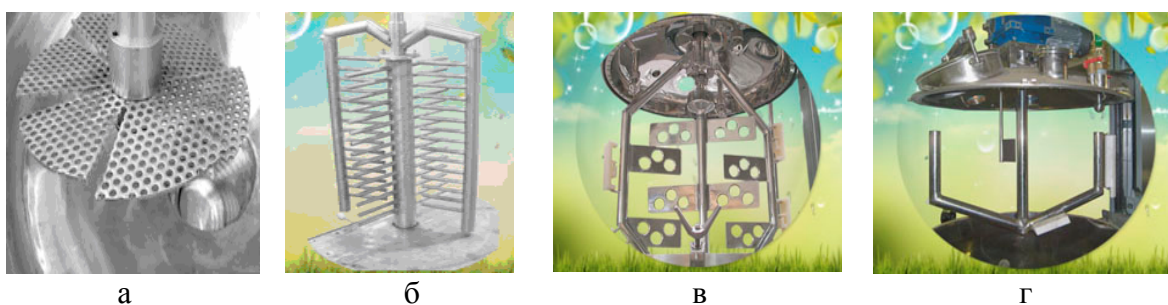


Рис. 8.17. Варианты мешалок для реакторов: а – пропеллерная с перфорацией; б – рамно-решетчатая; в – рамно-якорная с перфорацией; г – якорная

Выделение и очистка продуктов. По завершении ферментации в бульоне присутствуют микроорганизмы, неиспользованные питательные компоненты среды, различные продукты жизнедеятельности микроорганизмов и тот продукт, который желали получить в промышленном масштабе. Поэтому данный продукт очищают от других составляющих бульона. При получении алкогольных напитков (вина и пива) достаточно просто отделить дрожжи фильтрованием и довести до

кондиции фильтрат. Однако индивидуальные химические вещества, получаемые путем ферментации, экстрагируют из сложного по составу бульона. Хотя промышленные микроорганизмы специально отбираются по своим генетическим свойствам так, чтобы выход желаемого продукта их метаболизма был максимален (в биологическом смысле), концентрация его все же мала – доли процента, по сравнению с той, которая достигается при производстве на основе химического синтеза. Поэтому приходится прибегать к сложным методам выделения – экстрагированию, хроматографии и ультрафильтрации.

Переработка и ликвидация отходов ферментации. При любых промышленных микробиологических процессах образуются отходы: бульон (жидкость, оставшаяся после экстракции продукта производства); клетки использованных микроорганизмов; грязная вода, которой промывали установку; вода, применявшаяся для охлаждения; вода, содержащая в следовых количествах органические растворители, кислоты и щелочи. Жидкие отходы содержат много органических соединений; если их сбрасывать в реки, они будут стимулировать интенсивный рост естественной микробной флоры, что приведет к обеднению речных вод кислородом и созданию анаэробных условий. Поэтому отходы перед удалением подвергают биологической обработке, чтобы уменьшить содержание органического углерода.

Микробная биомасса. Микробные клетки сами по себе могут служить конечным продуктом производственного процесса. В промышленном масштабе получают два основных типа микроорганизмов: дрожжи, необходимые для хлебопечения, и одноклеточные микроорганизмы, используемые как источник белков, которые можно добавлять в пищу человека и животных.

Вопросы для самоконтроля

1. Особенности биореакторов и их отличия в случае проведения необратимых и обратимых химических реакций.
2. Какие отличия в исходном сырье для химических и биореакторов.
3. Описать конструктивные особенности технических устройств для работы с живыми системами.
4. Какие современные материалы применяют для изготовления химических реакторов? Можно ли их использовать для изготовления биореакторов.

Рекомендуемая литература к главе 8

1. Бесков, В.С. Общая химическая технология: Учебник для вузов. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 452 с.
2. Кутепов, А.М. Общая химическая технология / А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2003. – 528 с.
3. Игнатенков, В.И. Примеры и задачи по общей химической технологии: учеб. пособие для вузов/В.И.Игнатенков, В.С.Бесков.– М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 198 с.

4. Вяткин, Ю.Л. Математические модели неизотермических химических реакторов. Метод. Пособие / Ю.Л. Вяткин, В.Н. Грунский, Г.М. Семёнов, Н.З. Павлова. – М.: РХТУ им. Д.И.Менделеева, 2011. – 68 с.
5. Красавин, А.В. Общая химическая технология. Часть 1. Химические процессы и реакторы. Текст лекций: Учеб. пособие / А.В. Красавин, Т.А. Тарасенко, В.С. Бесков. – М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2010. – 124 с.
6. Лабораторный практикум по общей химической технологии : учеб. пособие для студентов вузов, обучающихся по направлениям и специальностям в области химической технологии / Под ред. В.С. Бескова. – М.: Бином. Лаб. знаний, 2010. – 278 с.
7. Бесков, В.С. Лабораторный практикум по общей химической технологии. Компьютерное моделирование: Учеб. пособие / В.С. Бесков, В.И. Ванчурин, Ю.Л. Вяткин, Е.В. Сучкова, А.П. Федосеев. – М.: РХТУ. Издат. центр, 2005. – 154 с.
8. Бесков, В.С. Автоматизированная система расчетных работ в общеинженерных курсах по химической технологии: Учеб. пособие / В.С. Бесков, М.Г. Давидханова, В.И.Царев. - М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2003. – 104 с.
9. Курсовые работы в химической технологии: Метод. пособие / Сост.: В.С. Бесков, В.И. Ванчурин, М.Г. Давидханова, В.И. Игнатенков, Ю.Л. Вяткин – М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2003. – 40 с.
10. Материальный баланс химико-технологической системы: Метод. пособие /Сост.: В.С. Бесков, В.И. Ванчурин, М.Г. Давидханова, В.И. Игнатенков, Ю.Л. Вяткин, Е.В. Сучкова; М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2003. – 64 с.
11. Общая химическая технология. Тестовые задания /Сост.: В.С. Бесков, В.И. Ванчурин, Ю.Л. Вяткин, Н.З. Павлова, В.Б. Сажин, А.П. Федосеев. – М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2006. – 75 с.
12. Общая химическая технология в вопросах и ответах.Ч.1.: Методическое пособие/ Сост.: В.С. Бесков, В.И. Ванчурин, В.И. Игнатенков: – М. РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2011. – 83 с.
13. Химическая технология. Курс лекций. – Великий Новгород: Новгородский ГУ им. Ярослава Мудрого, 2007. – 201 с. <http://window.edu.ru/resource/078/48078/files/novsul13.pdf>.
14. <http://ru.wikipedia.org/> – электронная энциклопедия.
15. <http://www.chem.msu.su/> – основной химический портал, содержит пособия, программы, справочные величины периодические издания МГУ. Поддерживается Химфаком МГУ им. М.В. Ломоносова.
16. <http://www.yandex.ru> – поисковая система информации по ключевым словам.
17. <http://www.chemport.ru/?cid=34> – банк многостраничных электронных отечественных и зарубежных книг по химии.
18. <http://elibrary.ru/> – научная электронная библиотека.

Глава 9 КОНТРОЛЬНЫЕ РАБОТЫ

9.1. Контрольная № 1

Вариант I – 1

В РИС-П реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$. $C_{нач}(A) = 1,6$ моль/л, степень превращения реагента A составляет 80 % от равновесной: $X_A = 0,8 X_A^*$. За один цикл работы производится 400 моль продукта.

Определить:

1. Объем реактора, предварительно рассчитав $C_{кон}(A)$.
2. Концентрацию полученного продукта.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 2

В РИС-П реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с константами скоростей $k_1 = 0,6 \text{ ч}^{-1}$, $k_2 = 0,1 \text{ ч}^{-1}$. $C_{нач}(A) = 1,6$ моль/л, степень превращения реагента A составляет 80 % от равновесной: $X_A = 0,8 X_A^*$.

Определить:

1. Основное время работы реактора, предварительно рассчитав $C_{кон}(A)$ и $v_{ср}$.
2. Эффективность его работы, если $\tau_{всн} = 0,7$ ч.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 3

В РИС-П подают смесь, содержащую 400 кг фенола, $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ с начальной концентрацией $C_{нач}(\text{Ф}) = 7,2$ моль/л, степень превращения его $X_{\text{Ф}} = 0,83$. Обработка графика зависимости скорости реакции от концентрации фенола $v = f(C_{\text{Ф}})$ дала площадь под кривой $S = 9360 \text{ мм}^2$ при масштабе координат $l_{abc} = 0,04 \frac{\text{моль}}{\text{л}}$ и $l_{орд} = 0,001 \frac{\text{моль}}{\text{л} \cdot \text{мин}}$.

Определить:

1. Эффективность работы реактора и его объем, если $\tau_{всн} = 0,6$ ч.
2. Количество реакторов для переработки 3,5 т фенола в сутки.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 4

В РИС-П протекает реакция вида $2A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 0,009 \frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{мин}}$. Начальная концентрация реагента $C_{нач}(A) = 7,2$ моль/л, степень превращения $X_A = 0,83$. За один цикл работы производится $n(R) = 2,1$ кмоль продукта.

Определить:

1. Эффективность работы реактора, если вспомогательное время работы

$$\tau_{всп} = 0,6 \text{ ч.}$$

2. Объем реактора.
3. Количество таких реакторов для переработки 100 кмоль реагента A в сутки.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 5

В РИС-П протекает реакция вида $A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 2,6 \text{ ч}^{-1}$. Начальная концентрация реагента $C_{нач}(A) = 7,2 \text{ моль/л}$, степень превращения $X_A = 0,83$. За один цикл работы производится продукта в количестве $n(R) = 4,25 \text{ кмоль}$.

Определить:

1. Эффективность работы реактора, если вспомогательное время работы $\tau_{всп} = 0,6 \text{ ч.}$
2. Объем реактора.
3. Количество таких реакторов для переработки 100 кмоль реагента A в сутки.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 6

В РИС-Н объемом $0,5 \text{ м}^3$ реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с константами скоростей $k_1 = 0,6 \text{ мин}^{-1}$ и $k_2 = 0,1 \text{ мин}^{-1}$. $C_{вх}(A) = 1,6 \text{ моль/л}$, степень превращения реагента A составляет 90 % от равновесной: $X_A = 0,9 X_A^*$.

Определить:

1. Время пребывания, предварительно рассчитав $C_{вых}(A)$ и $v_{вых}$.
2. Объемный расход смеси.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 7

В РИС-Н объемом $0,5 \text{ м}^3$ реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с константами скоростей $k_1 = 0,6 \text{ мин}^{-1}$ и $k_2 = 0,1 \text{ мин}^{-1}$. $C_{вх}(A) = 1,6 \text{ моль/л}$, степень превращения реагента A составляет 90 % от равновесной: $X_A = 0,9 X_A^*$.

Определить:

1. Концентрацию реагента на выходе $C_{вых}(A)$.
2. Производительность реактора по продукту, $n^r(R)$, моль/мин, если расход смеси $V_{см}^r = 80 \text{ л/мин.}$
3. Концентрацию продукта на выходе, $C_{вых}(R)$, моль/л.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 8

В РИВ объемом $0,1 \text{ м}^3$ реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с константами скоростей $k_1 = 1,2 \text{ мин}^{-1}$ и $k_2 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$. $C_{\text{вх}}(A) = 3,2 \text{ моль/л}$, степень превращения реагента $X_A = 0,69$.

Определить:

1. Время пребывания, предварительно рассчитав $C_{\text{вых}}(A)$ и $v_{\text{ср}}$.
2. Объемный расход смеси.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 9

В РИВ реализуется обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с константами скоростей $k_1 = 1,2 \text{ мин}^{-1}$ и $k_2 = 0,2 \text{ мин}^{-1}$. $C_{\text{вх}}(A) = 3,2 \text{ моль/л}$, степень превращения реагента A составляет 80 % от равновесной: $X_A = 0,8 X_A^*$.

Определить:

1. Концентрацию реагента на выходе $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Производительность реактора по продукту, $n^r(R)$, моль/мин, если расход смеси $V_{\text{см}}^r = 80 \text{ л/мин}$.
3. Концентрацию продукта на выходе, $C_{\text{вых}}(R)$, моль/л.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 10

В каскад РИС-Н подают $0,59 \text{ м}^3/\text{ч}$ смеси, содержащей $7,2 \text{ моль/л}$ фенола. Степень его превращения $X_\phi = 0,83$. Зависимость скорости реакции от концентрации фенола дается в виде прилагаемого графика.

Определить:

1. Графическим путем число реакторов в каскаде, если концентрация фенола на выходе из первого реактора $C_{\text{вых}}^I(\phi) = 3,5 \text{ моль/л}$.
2. Суммарное время пребывания $\Sigma \tau_{\text{пр}}^i$ и суммарный объем реакторов ΣV_i .
3. Сравнить эти величины с полученными в этих же условиях работы для единичного РИС-Н. Сделать выводы.

Привести схему каскада с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 11

В каскаде РИС-Н проводят реакцию вида $A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 1,0 \text{ ч}^{-1}$. Расход исходной смеси $0,61 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией реагента $C_{\text{вх}}(A) = 4,8 \text{ кмоль/м}^3$. Степень превращения $X_A = 0,86$.

Определить:

1. Графически число реакторов в каскаде, если концентрация реагента на выходе из первого реактора $C_{\text{вых}}^I(A) = 2,8 \text{ кмоль/м}^3$.
2. Суммарное время пребывания и суммарный объем реакторов.
3. Сравнить эти величины с работающим в тех же условиях единичным РИС-Н. Сделать выводы.

Привести схему каскада с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 12

В каскаде РИС-Н проводят реакцию вида $A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 1,0 \text{ ч}^{-1}$. Расход исходной смеси $0,61 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией реагента $C_{\text{вх}}(A) = 4,8 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. Степень превращения $X_A = 0,86$.

Определить:

1. Число реакторов аналитическим расчетом, приняв $\tau_{np}^i = 0,11 \tau_{np}$ единичного РИС-Н.
2. Суммарное время пребывания $\Sigma \tau_{np}^i$ и суммарный объем реакторов ΣV_i .
3. Сравнить эти величины с работающим в тех же условиях единичным РИС-Н. Сделать выводы.

Привести схему каскада с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 13

В РИС-Н объемом $0,4 \text{ м}^3$ протекает реакция вида $2A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 2,3 \frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{мин}}$. Расход исходной смеси $3,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией реагента $C_{\text{вх}}(A) = 0,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$.

Определить:

1. Концентрацию реагента на выходе $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Производительность реактора по продукту $n^r(R)$.
3. Вычислить объем РИВ для тех же условий работы. Сделать выводы.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 14

В РИВ объемом $0,1 \text{ м}^3$ протекает реакция вида $A \rightarrow 2R$ с константой скорости $k = 0,33 \text{ мин}^{-1}$. Расход исходной смеси $1,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией реагента $C_{\text{вх}}(A) = 0,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$.

Определить:

1. Производительность реактора по продукту, $n^r(R)$, $\text{кмоль}/\text{ч}$, предварительно рассчитав $\tau_{np}(\text{РИВ})$ и $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Вычислить объем РИС-Н для тех же условий работы. Сделать выводы.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 15

В РИС-Н объемом $0,3 \text{ м}^3$ идет реакция вида $A \rightarrow 2R$ с константой скорости $k = 0,33 \text{ мин}^{-1}$. Расход исходной смеси $1,0 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией реагента $C_{\text{вх}}(A) = 0,8 \text{ кмоль}/\text{м}^3$.

Определить:

1. Производительность реактора по продукту, $n^r(R)$, $\text{кмоль}/\text{ч}$, предварительно рассчитав $\tau_{np}(\text{РИВ})$ и $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Вычислить объем РИВ для тех же условий работы. Сделать выводы.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 16

В РИС-Н получают 0,6 кмоль/ч продукта по реакции вида $2A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 2,3 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль} \cdot \text{мин}}$. Расход смеси 3,5 м³/ч, концентрация реагента на входе $C_{\text{вх}}(A) = 0,5 \text{ кмоль/м}^3$.

Определить:

1. Время пребывания и объем реактора.
2. Вычислить те же величины для РИВ. Сравнить результаты.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 17

В РИВ получают 1,2 кмоль/ч продукта по реакции вида $A \rightarrow 2R$ с константой скорости $k = 0,4 \text{ мин}^{-1}$. Расход смеси 1,5 м³/ч, концентрация реагента на входе $C_{\text{вх}}(A) = 0,5 \text{ кмоль/м}^3$.

Определить:

1. Время пребывания и объем реактора.
2. Вычислить те же величины для РИС-Н. Сравнить результаты.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант I – 18

В РИС-Н получают продукт с концентрацией $C_{\text{вых}}(R) = 1,4 \text{ кмоль/м}^3$ по реакции вида $A \rightarrow 2R$ с константой скорости $k = 0,4 \text{ мин}^{-1}$. Расход смеси 1,0 м³/ч, концентрация реагента на входе $C_{\text{вх}}(A) = 0,8 \text{ кмоль/м}^3$.

Определить:

1. Время пребывания и объем реактора.
2. Вычислить те же величины для РИВ. Сравнить результаты.

Привести схемы РИС-Н и РИВ с необходимыми обозначениями.

9.2. Контрольная № 2

Вариант 2 – 1

В РИС-Н, работающем в адиабатическом режиме проводится реакция 2 порядка вида $A + B \rightarrow R + S$ с $\Delta H = -75000 \text{ кДж/кмоль } A$ и константой скорости $k = 5,08 \cdot 10^5 \exp(-42300/RT)$, $\frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{с}}$. Известны: $C_{\text{вх}}(A) = C_{\text{вх}}(B) = 1,2 \text{ кмоль/м}^3$, $c_p = 1,8 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$, $T_{\text{вх}} = 20^\circ$, $V_\tau = 12 \text{ м}^3/\text{ч}$, $X_A = 0,8$, $\rho = 790 \text{ кг/м}^3$.

Определить:

1. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}(\text{РИС})$, предварительно вычислив температуру смеси в реакторе, $T_{\text{вых}}$.
2. Объем реактора V .
3. Степень превращения X_A^I , если в реакторе поддерживать температуру $T_{\text{вх}}$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 2

В РИВ, работающем в адиабатическом режиме проводится реакция 2 порядка вида $A + B \rightarrow R + S$ с $\Delta H = -75000$ кДж/кмольА и константой скорости $k = 5,08 \cdot 10^5 \exp(-42300/RT)$, $\frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{с}}$. Известны: $C_{\text{вх}}(A) = C_{\text{вх}}(B) = 1,2$ кмоль/м³, $c_p = 1,8$ кДж/(кг·К), $T_{\text{вх}} = 20^0$, $V_{\tau} = 12$ м³/ч, $\rho = 790$ кг/м³.

Определить величины T и X_A после 1 шага итерации, задав $\Delta\tau_{\text{np}} = 10$ с, $\Delta X_A = 0,160$ и $\Delta T = 10,0$ К. Считать сходимость удовлетворительной, если $|\Delta X_A^{\text{быч}} - \Delta X_A| \leq 0,001$; $|\Delta T^{\text{быч}} - \Delta T| \leq 0,3$ К. Дать значения величин, необходимых для начала 2 шага итерации.

Привести схему РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 3

В РИС-Н объемом $0,2$ м³ и работающем в адиабатическом режиме протекает реакция вида $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -96600$ кДж/кмольА и константой скорости $k = 10^{13} \exp(-90000/RT)$, с^{-1} . Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 1,6$ кмоль/м³, $c_p = 3,08$ кДж/(кг·К), $T_{\text{вх}} = 333$ К, $V_{\tau} = 5$ м³/ч, $\rho = 1000$ кг/м³.

Определить:

1. Концентрацию реагента в реакторе $C_{\text{вх}}(A)$.
2. Температуру смеси на входе $T_{\text{вх}}$.
3. Степень превращения X_A^I , если в реакторе поддерживать температуру $T_{\text{вх}}$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 4

В РИС-Н, работающем в адиабатическом режиме протекает реакция вида $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -96600$ кДж/кмольА и $k = 10^{12} \exp(-90000/RT)$, с^{-1} . Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 1,5$ кмоль/м³, $T_{\text{вх}} = 25^0$, $V_{\tau} = 5$ м³/ч, $\rho = 790$ кг/м³, $X_A = 0,73$, $c_p = 2,8$ кДж/(кг·К).

Определить:

1. Время пребывания $\tau_{\text{np}}(\text{РИС})$, предварительно вычислив температуру смеси в реакторе, $T_{\text{вх}}$.
2. Объем реактора V .
3. Степень превращения X_A^I , если в реакторе поддерживать температуру $T_{\text{вх}}$. Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 5

В РИВ, работающем в адиабатическом режиме проводится реакция вида $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -9637$ кДж/кмольА и $k = 10^3 \exp(-20000/RT)$, мин^{-1} . Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 6$ кмоль/м³, $\rho = 790$ кг/м³, $T_{\text{вх}} = 300$ К, $c_p = 3,98$ кДж/(кг·К).

Определить величины T и X_A после 1 шага итерации, задав $\Delta\tau_{\text{np}} = 0,5$ мин, $\Delta X_A = 0,1$ и $\Delta T = 5$ К. Считать сходимость удовлетворительной, если $|\Delta X_A^{\text{быч}} - \Delta X_A| \leq 0,001$; $|\Delta T^{\text{быч}} - \Delta T| \leq 0,3$ К. Дать значения величин, необходимых для начала 2 шага итерации.

Привести схему РИВ с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 6

В РИС-Н объемом $0,3 \text{ м}^3$ и работающем в адиабатическом режиме протекает реакция 2 порядка $A + B \rightarrow R + S$ с $\Delta H = -75000 \text{ кДж/кмоль } A$ и константой скорости $k = 5,08 \cdot 10^5 \exp(-42300/RT)$, $\frac{\text{л}}{\text{моль} \cdot \text{с}}$.

Известны: $C_{\text{вх}}(A) = C_{\text{вх}}(B) = 1,2 \text{ кмоль/м}^3$, $c_p = 1,8 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$, $T_{\text{вх}} = 344 \text{ K}$, $V_\tau = 12 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\rho = 790 \text{ кг/м}^3$.

Определить:

1. Концентрацию реагента в реакторе $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Температуру смеси на входе в реактор $T_{\text{вх}}$.
3. Концентрацию реагента в реакторе, $C_{\text{вых}}(A)^I$, если реакцию проводить при температуре $T_{\text{вх}}$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 7

В РИС-Н объемом 2 м^3 и работающем в адиабатическом режиме идет обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с $\Delta H = -96600 \text{ кДж/кмоль } A$ и константами скоростей $k_1 = 7 \cdot 10^4 \exp(-40000/RT)$ и $k_2 = 1,2 \cdot 10^6 \exp(-52000/RT)$, с^{-1} . Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 1,4 \text{ кмоль/м}^3$, $c_p = 3,1 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$, $T_{\text{вх}} = 330 \text{ K}$, $V_\tau = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\rho = 900 \text{ кг/м}^3$.

Определить:

1. Концентрацию реагента в реакторе $C_{\text{вых}}(A)$.
2. Температуру смеси на входе в реактор $T_{\text{вх}}$.
3. Концентрацию продукта на выходе $C_{\text{вых}}(R)$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 8

В РИС-Н, работающем в адиабатическом режиме проводится обратимая реакция вида $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с $\Delta H = -96600 \text{ кДж/кмоль } A$ и константами скоростей $k_1 = 7 \cdot 10^4 \exp(-40000/RT)$ и $k_2 = 1,2 \cdot 10^5 \exp(-50000/RT)$, с^{-1} . Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 1,4 \text{ кмоль/м}^3$, $c_p = 3,1 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$, $T_{\text{вх}} = 20^\circ$, $V_\tau = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\rho = 900 \text{ кг/м}^3$, $X_A = 0,8$.

Определить:

1. Температуру смеси в реакторе, $T_{\text{вых}}$.
2. Время пребывания $\tau_{\text{пр}}(\text{РИС})$.
3. Объем реактора V и концентрацию продукта на выходе $C_{\text{вых}}(R)$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 9

В РИС-П, работающем в адиабатическом режиме реализуется реакция 2 порядка $2A \rightarrow R$ с $\Delta H = -50000$ кДж/кмольА и $k = 21700 \exp(-5100/T)$, $\text{м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{мин}^{-1})$. Известны: $C_{\text{нач}}(A) = 2,3$ кмоль/м³, $T_{\text{нач}} = 293$ К, $\rho = 1070$ кг/м³, $c_p = 2,9$ кДж/(кг·К).

Определить величины T и X_A после 1 шага итерации, задав $\Delta \tau_{\text{пр}} = 5$ мин, $\Delta X_A = 0,1$ и $\Delta T = 5$ К. Считать сходимость удовлетворительной, если $|\Delta X_A^{\text{выч}} - \Delta X_A| \leq 0,001$; $|\Delta T^{\text{выч}} - \Delta T| \leq 0,3$ К. Дать значения величин, необходимых для начала 2 шага итерации.

Привести схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 10

В РИС-П проводят экзотермическую реакцию 2 порядка вида $2A \rightarrow R$, поддерживая в нем изотермический режим. Известны: $V_{\text{см}} = 1,5$ м³, $X_A = 0,85$, $\Delta H = -50000$ кДж/кмольА, $\tau = 1$ ч, $C_{\text{нач}}(A) = 2,3$ кмоль/м³.

Определить:

1. Максимальную тепловую нагрузку реактора $Q_{\text{нач}}^{\tau}$, кВт.
2. Максимальный расход охлаждающей воды, m_e^{max} , если температура воды на входе и выходе из рубашки $t_{2\text{вх}} = 293$ К и $t_{2\text{вых}} = 313$ К, температура реакции $T = 373$ К.
3. Поверхность теплообмена F , м². если $K = 300$ Вт/(м²·К).

Дать схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 11

В установке, состоящей из последовательно соединенных и работающих в адиабатическом режиме РИС-Н объемом 0,6 м³ и РИВ проводится реакция 2 порядка вида $2A \rightarrow R$ с $k = 4 \cdot 10^9 \exp(-8000/T)$, $\text{м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$.

Известны: $C_{\text{исх}}(A) = 0,5$ кмоль/м³, $T_{\text{исх}} = 293$ К, $X_A = 0,96$, $\frac{\Delta H \cdot C_{\text{исх}}(A)}{\rho \cdot c_p} = 60$ К,

скорость реакции достигает максимума при $X_A^I = 0,59$, что соответствует выходным параметрам РИС-Н.

Определить:

1. Объемную производительность установки V_{τ} , м³/ч.
2. Производительность установки по продукту $n^{\tau}(R)$, кмоль/ч.
3. Объем РИВ, если $\tau_{\text{пр}}(\text{РИВ}) = 20$ с.

Привести схему установки с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 12

В РИС-Н объемом 1,26 м³ и работающем в адиабатическом режиме проводится реакция 1 порядка вида $A \rightarrow R$ с $k = \exp(-1500/T)$, с^{-1} и $\Delta H = -27000$ кДж/кмольА. Известны: $C_{\text{вх}}(A) = 3,2$ кмоль/м³, $T_{\text{вх}} = 325$ К, $T_{\text{вых}} = 357$ К, $c_p = 2,2$ кДж/(кг·К), $\rho = 850$ кг/м³.

Определить:

1. Степень превращения X_A .

2. Объемный расход смеси V_t , $\text{м}^3/\text{ч}$.
 3. Производительность реактора по продукту $n^r(R)$, $\text{кмоль}/\text{ч}$.
- Дать схему РИС-П с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 13

В установке, состоящей из двух последовательно соединенных РИС-Н, работающих в политропном режиме протекает реакция вида $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -75420 \text{ кДж/кмоль}A$. Известны: исходное количество реагента A $n_{\text{исх}}^r(A) = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль}/\text{с}$, $T_{\text{исх}} = 288 \text{ К}$, $\rho = 800 \text{ кг}/\text{м}^3$, $c_p = 3,0 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$, $C_{\text{исх}}(A) = 1,43 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. В первом реакторе температура смеси $T^I = 322 \text{ К}$, степень превращения $X_A^I = 0,42$, во втором – $T^{II} = 315 \text{ К}$, $X_A^{II} = 0,7$.

Определить:

1. Количество отводимого или подводимого тепла в первом реакторе Q^I , кВт .
2. Тепловую нагрузку Q^{II} , кВт , и поверхность теплообмена второго реактора F^{II} , м^2 , если охлаждающая вода меняет свою температуру от 295 до 305 К , а коэффициент теплопередачи $K = 120 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$.
3. По найденной F^{II} выбрать реактор по нормалям.

Привести схему установки с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 14

В РИС-Н в адиабатическом режиме протекает реакция 2 порядка вида $2A \rightarrow R$ с константой скорости $k = 4 \cdot 10^9 \exp(-8000/T)$, $\text{м}^3/(\text{кмоль}\cdot\text{с})$. Известны: $\tau_{\text{пр}}(\text{РИС}) = 4 \text{ мин}$, $C_{\text{вх}}(A) = 2,3 \text{ кмоль}/\text{м}^3$, $T_{\text{вх}} = 295 \text{ К}$, $\Delta H = -50000 \text{ кДж/кмоль}A$, $c_p = 2,9 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$, $\rho = 780 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Определить температуру смеси в реакторе $T_{\text{вых}}$ и степень превращения X_A простой итерацией с точностью $\Delta X_A = 0,01$. Рекомендуется начинать итерацию с $X_A = 0,90$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 15

В каскаде, состоящем из двух последовательно соединенных РИС-Н протекает реакция вида $A \rightarrow R$ при $T = 328 \text{ К}$, $\Delta H = -1,67 \cdot 10^5 \text{ кДж/кмоль}A$, $k = 4 \cdot 10^6 \exp(-7000/T)$, с^{-1} , $T_{\text{исх}} = 298 \text{ К}$. Количество получаемого продукта $n^r(R) = 1,35 \text{ кмоль}/\text{ч}$, $\rho = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$, $c_p = 3,5 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$, $C_{\text{исх}}(A) = 1,0 \text{ кмоль}/\text{м}^3$, $X_A = 0,86$. Первый реактор работает в адиабатическом режиме.

Определить:

1. Степень превращения в первом, X_A^I , и во втором, X_A^{II} , реакторе.
2. Время пребывания в первом, $\tau_{\text{пр}}(\text{РИС})^I$, и во втором, $\tau_{\text{пр}}(\text{РИС})^{II}$, реакторе.
3. Объем первого, V^I , и второго, V^{II} , реактора, м^3 .

Привести схему каскада с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 16

В каскаде, состоящем из двух последовательно соединенных РИС-Н протекает реакция вида $A \rightarrow R$ при $T = 328 \text{ K}$, $\Delta H = -1,67 \cdot 10^5 \text{ кДж/моль}A$, $k = 4 \cdot 10^6 \exp(-7000/T)$, с^{-1} . Количество получаемого продукта $n^r(R) = 1,35 \text{ кмоль/ч}$, $C_{исх}(A) = 1,0 \text{ кмоль/м}^3$, $X_A = 0,86$. Первый реактор работает в адиабатическом, второй – в изотермическом режиме.

Определить:

1. Время пребывания во втором реакторе $\tau_{пр}(РИС)^{II}$ если его объем $0,34 \text{ м}^3$.
2. Тепловую нагрузку второго реактора Q^{II} , кВт .
3. Поверхность теплообмена второго реактора F^{II} , м^2 , если $K = 250 \text{ Вт/(м}^2\text{K)}$, а хладагент нагревается от $t_{вх} = 288 \text{ K}$ до $t_{вых} = 313 \text{ K}$.

Привести схему каскада с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 17

В РИС-Н проводится реакция вида $A \rightarrow R$ с $\Delta H = -249 \text{ кДж/моль}A$. Молярная теплоемкость смеси и молярная доля реагента в смеси на входе в реактор соответственно равны $c_p^I = 2,2 \text{ кДж/(моль}K)$ и $\chi_{Aвх} = 0,25 \text{ моль}A/\text{моль}$, $X_A = 0,95$. Известна зависимость $X_A(T)$:

$T, ^\circ\text{C}$	120	130	140	150	160	170	180	190	200
X_A	0,04	0,07	0,17	0,29	0,55	0,79	0,88	0,92	0,95

Определить:

1. $T_{вых}$ и $T_{вх}^{\min}$, еще отвечающую устойчивому режиму работы.
2. Обогревается или охлаждается реактор в данных условиях работы.
3. $T_{вх}^I$ в условиях работы реактора в адиабатическом режиме, проверить графически на устойчивость работы.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Вариант 2 – 18

В РИС-Н объемом 2 м^3 и работающем в адиабатическом режиме идет обратимая реакция вида $2A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ с $\Delta H = -96600 \text{ кДж/моль}A$ и константа-ми скоростей $k_1 = 7 \cdot 10^4 \exp(-40000/RT)$ и $k_2 = 1,2 \cdot 10^6 \exp(-52000/RT)$, $\frac{\text{м}^3}{\text{кмоль} \cdot \text{с}}$. Известны: $C_{вх}(A) = 1,4 \text{ кмоль/м}^3$, $c_p = 3,1 \text{ кДж/(кг}K)$, $T_{вых} = 330 \text{ K}$, $V_\tau = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\rho = 900 \text{ кг/м}^3$.

Определить:

1. Концентрацию реагента в реакторе $C_{вых}(A)$.
2. Степень превращения X_A .
3. Температуру смеси на входе в реактор $T_{вх}$.

Привести схему РИС-Н с необходимыми обозначениями.

Глава 10

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОЙ РАБОТЫ ПО ДИСЦИПЛИНЕ «ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ»

Курсовая работа рассматривается как средство закрепления знаний, полученных на лекциях и практических занятиях и подготавливает бакалавра к выполнению более сложных задач: квалификационной работы бакалавра, дипломной работы, а также к составлению научных отчетов, написания научных статей и т.п.

Задание на курсовую работу выдается по истечении первой трети изучения курса (варианты находятся в конце пособия). Работа рассчитана на 24 часа самостоятельной работы. Объектами исследования являются хорошо изученные промышленные процессы, в которых используются предлагаемые для расчета реакторы и вспомогательное оборудование (теплообменники, мешалки, электроприводы). Курсовая работа защищается в конце семестра до начала экзаменационной сессии.

Оформленная курсовая работа должна начинаться с титульного листа (образец его дан в конце пособия) и содержать стандартные для научно-технического документа разделы:

– **Введение.** Кратко описывается сущность и назначение данного процесса, дается сравнительная характеристика реакторов для его осуществления, обосновывается выбор типа реактора для расчета. Отметить, где используется в лесной отрасли продукт, производство которого фигурирует в задании на курсовую работу.

– **Технологическая схема установки и ее описание.** Приводится принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме проставляются стрелки, показывающие направления всех потоков, значения их расходов, температур и других параметров.

– **Технологический расчет реактора.** Задача этого раздела – расчет основных размеров реактора (объем, диаметр, высота, поверхность теплообмена). Расчет предваряется прорисовкой эскиза аппарата с указанием всех входящих и выходящих потоков и соответствующих параметров (расход, температура и т.д.). Далее в справочниках отыскиваются физико-химические свойства реагентов и продуктов реакции (вязкость, плотность, константа скорости химической реакции, другие параметры, их зависимость от температуры).

– **Расчет или подбор вспомогательного оборудования.** Для нормальной работы реактора следует поддерживать, в первую очередь, необходимую интенсивность перемешивания и заданный тепловой режим. В этом разделе подбирается тип мешалки, условия ее работы и мощность электродвигателя, необходимая для ее работы, проверяется поверхность теплообмена выбранного реактора для проведения процесса, предложенного в задании курсовой работы.

– **Заключение (выводы и предложения).** В этом разделе студент анализирует полученные результаты, соответствие их заданию на работу. Выска-

зывает соображения о возможных путях совершенствования данного процесса и его аппаратного оформления.

– **Список использованной литературы.** Литературные источники, которые использовались при выполнении работы, располагаются в порядке упоминания их в тексте. Сведения о книгах должны включать: фамилию и инициалы автора, название книги, место издания, издательство, год издания, число страниц.

– **Оглавление (содержание).**

Оформление курсовой работы допускается в ученической тетради в рукописном виде и графическими изображениями на миллиметровой бумаге, либо в печатном виде на листах А4 с приложением электронной формы, рекомендуемый шрифт Times New Roman №12 или №14.

Рассмотрим в качестве примера порядок расчета реактора идеального смешения периодического действия и привода к мешалке в производстве новолачной феноло-формальдегидной смолы (НФС), где реализуется экзотермическая реакция второго порядка. Она может быть записана в общем виде следующим образом:



10.1. Расчет реактора в курсовой работе

10.1.1. Определение времени реакции и эффективности работы реактора

Зная, что реакция протекает по второму порядку, можно воспользоваться известным кинетическим уравнением:

$$\tau = -\frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_{\text{нач}}} - \frac{1}{C_{\text{кон}}} \right), \quad (10.1)$$

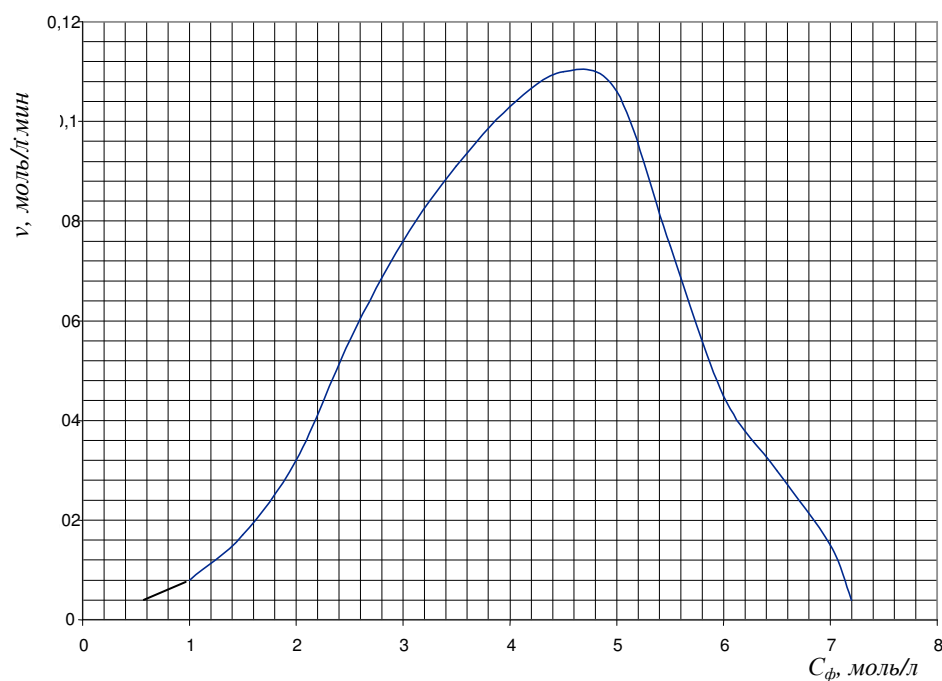


Рис.10.1. Зависимость скорости расходования фенола, v , моль/л.мин, от его концентрации, $C_{\text{ф}}$, моль/л.

где должна быть известна константа скорости реакции k . Поиск ее в справочной литературе для нашего случая затруднителен, поэтому воспользуемся графиком кинетической линии, который изображен на рис.10.1. Тогда время реакции можно определить по формуле:

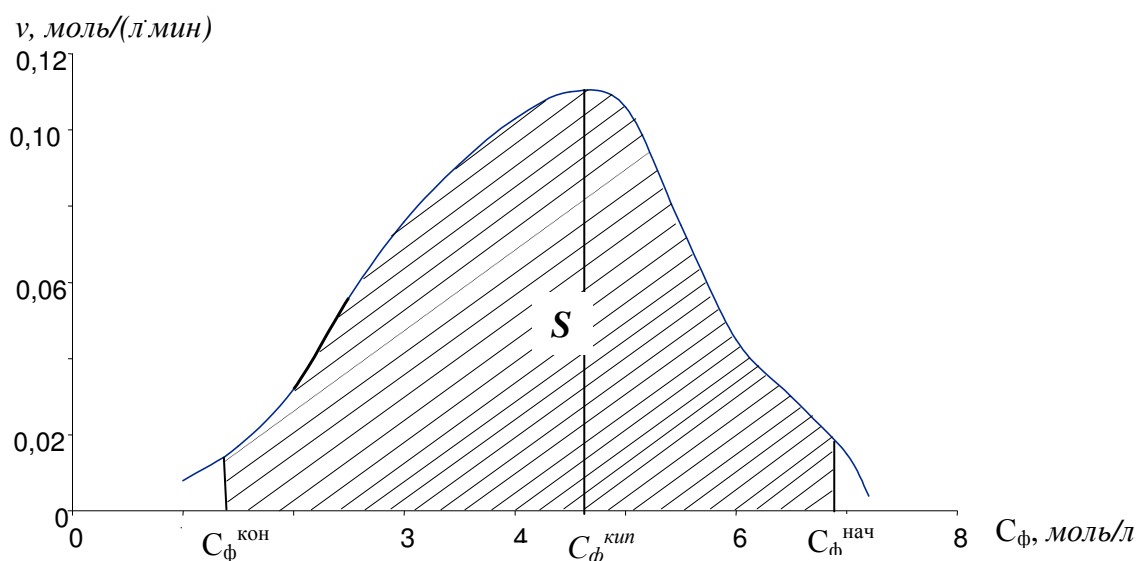
$$\tau = \frac{C_{\phi}^{\text{нач}} - C_{\phi}^{\text{кон}}}{v_{\text{ср}}}, \quad (1.2)$$

где $C_{\phi}^{\text{нач}}$, $C_{\phi}^{\text{кон}}$ – концентрация фенола в начале и конце реакции, *моль/л*;

$v_{\text{ср}}$ – средняя скорость реакции, которая определяется по

$$\text{формуле среднего: } v_{\text{ср}} = \frac{\int_{C_{\phi}^{\text{нач}}}^{C_{\phi}^{\text{кон}}} v(C) dC}{C_{\phi}^{\text{кон}} - C_{\phi}^{\text{нач}}} \quad (1.3)$$

Аналитический вид функции $v(C)$ неизвестен, поэтому возьмем интеграл графическим методом:



Для этого вычислим площадь под кривой S , мм^2 , ограниченную соответствующими концентрациями (в данном случае $C_{\phi}^{\text{нач}}$ и $C_{\phi}^{\text{кон}}$), учитывая масштаб и по оси абсцисс, $l_{\text{абс}}$, $\frac{\text{моль/л}}{\text{мм}}$, и

$$\text{по оси ординат, } l_{\text{орд}} \frac{\text{моль/(л} \cdot \text{мин)}}{\text{мм}}: \quad \int_{C_{\phi}^{\text{нач}}}^{C_{\phi}^{\text{кон}}} v(C) dC = S \cdot l_{\text{абс}} \cdot l_{\text{орд}} \quad (1.4)$$

Эффективность работы реактора η_p определяется из выражения:

$$\eta_p = \frac{\tau}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{\text{всп}}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{\text{загр}} + \tau_{\text{выгр}} + \tau_{\text{нагр}} + \tau_{\text{охл}}}, \quad (1.5)$$

где $\tau_{\text{ц}}$ – продолжительность одного цикла работы реактора;

$\tau_{\text{всп}}$ – вспомогательное время, в которое входит время загрузки исходного сырья $\tau_{\text{загр}}$, время выгрузки продукта $\tau_{\text{выгр}}$, время нагрева веществ до температуры реакции, $\tau_{\text{нагр}}$ и время охлаждения продуктов реакции $\tau_{\text{охл}}$.

В рассматриваемом производстве НФС нагрев исходного сырья происходит за счет тепла реакции, а выгрузка продукта производится без охлаждения в реакторе, поэтому $\tau_{\text{нагр}} = \tau_{\text{охл}} = 0$:

$$\eta_p = \frac{\tau}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{\text{всп}}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{\text{загр}} + \tau_{\text{выгр}}} \quad (1.5^1)$$

Рассчитаем продолжительность загрузки и выгрузки. Обычно они принимаются одинаковыми, поскольку исходные жидкие маловязкие вещества загружают самотеком со скоростью $W_{\text{загр}}$ около 0,5 м/с, а полученный вязкий продукт выдавливают из аппарата сжатым газом при той же скорости. Учитывая сказанное, вычислим по уравнению расхода:

$$\tau_{\text{загр}} = \tau_{\text{выгр}} = V_{\text{см}} / \left(\frac{\pi d^2}{4} W_{\text{загр}} \right), \quad (1.6)$$

где $V_{\text{см}}$ – объем реакционной смеси, его можно рассчитать как отношение начального количества фенола, $n_{\text{ф}}^{\text{нач}}$, моль, к его начальной концентрации $C_{\text{ф}}^{\text{нач}}$, моль/л:

$$V_{\text{см}} = \frac{n_{\text{ф}}^{\text{нач}}}{C_{\text{ф}}^{\text{нач}}} = \frac{m_{\text{ф}}^{\text{нач}} / M_{\text{ф}}}{C_{\text{ф}}^{\text{нач}}} \quad (1.7)$$

здесь $M_{\text{ф}} = 94$ г/моль – молярная масса фенола;

d – внутренний диаметр загрузочного патрубка реактора, м.

Принимаем $d_p = 50$ мм, $W_{\text{загр}} = 0,5$ м/с.

По величине полученного η_p судят об эффективности работы реактора.

10.1.2. Расчет объема и расхода воды

Ввиду экзотермичности реакции в ходе процесса происходит разо-грев смеси до $t_{\text{кип}} = 100^0$, после чего наступает нежелательное бурное кипение. Его снимают подачей воды в рубашку реактора. Полагая, что скорость реакции становится максимальной в момент закипания, вычислим время разогрева смеси $\tau_{\text{кип}}$ по аналогии с расчетом времени реакции, формула (1.2), где вместо $C_{\text{ф}}^{\text{кон}}$ необходимо подставить $C_{\text{ф}}^{\text{кип}} = 4,6$ моль/л, соответствующую максимуму кривой на рис.10.1.

Далее определим количество теплоты, выделяющееся за оставшееся время реакции $\tau_{\text{ост}} = \tau - \tau_{\text{кип}}$. Для этого воспользуемся формулой:

$$Q = -\Delta H = \Delta H_{\text{уд.ф}} V_{\text{см}} (C_{\text{ф}}^{\text{кип}} - C_{\text{ф}}^{\text{кон}}), \quad (2.1)$$

где $\Delta H_{\text{уд.ф}} = -58$ кДж/мольф – удельный тепловой эффект реакции, отнесенный к 1 моль фенола.

Требуемый объем воды $V_{\text{в}}$ находим из уравнения теплового баланса:

$$V_{\text{в}} = \frac{Q}{c_{\text{в}} \rho_{\text{в}} (t_{\text{вкон}} - t_{\text{внач}})}, \quad (2.2)$$

где $c_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кгК – массовая теплоемкость воды;

$$\rho_{\text{в}} = 1000 \text{ кг/м}^3$$

Примем $t_{\text{внач}} = 20^0$, начальная температура воды на входе в рубашку,

$t_{\text{вкон}} = 45^0$, конечная температура воды на выходе из рубашки.

Средний расход воды в рубашке определится следующим образом:

$$V_{\text{в}}^I = V_{\text{в}} / \tau_{\text{ост}} \quad (2.3)$$

Отметим, что в начале подачи расход воды должен быть выше, а в конце процесса – ниже своего среднего значения (интенсивность тепловыделения в ходе процесса падает в связи с расходом реагентов). На практике это корректируется с помощью вентиля подачи воды.

10.1.3. Расчет и выбор основных размеров реактора

Для этого нужно вычислить объем реактора V :

$$V = V_{\text{см}} / \psi, \quad (3.1)$$

где $\psi = 0,8$, коэффициент заполнения объема.

По найденной величине V выбираем по отраслевой нормали, табл.1 ближайший объем (в сторону запаса), а по нему – тип, диаметр, D , и высоту цилиндрической части H реактора.

Таблица 1

Аппараты вертикальные, стальные, сварные с перемешивающими устройствами
(отраслевая норма 12-22-61, НИИхиммаш)

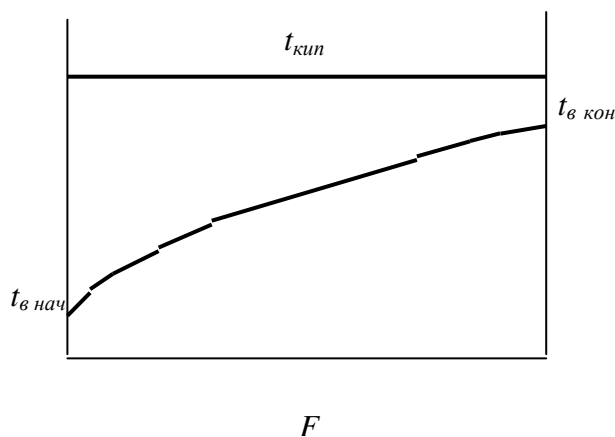
Исполнение аппарата	Емкость $V, м^3$	Внутренний диаметр $D, м$	Высота цилиндрической части $H, м$	Внутренняя поверхность днища $F_{дн}, м^2$
Тип ШРТ: аппарат с рубашкой и трубой, передавливание нижнее, днище сферическое	1,0	1,0	1,10	1,16
	1,6	1,2	1,25	1,66
	2,5	1,4	1,40	2,24
	3,2	1,4	1,80	2,24
Тип ГУРН: аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище сферическое	4,0	1,6	1,40	2,90
	5,0	1,8	1,40	3,74
	6,3	1,8	1,80	3,74
	8,0	2,0	1,80	4,60
	10,0	2,2	1,80	5,53
	12,5	2,2	2,25	5,53
	16,0	2,4	2,65	6,56
	20,0	2,4	3,40	6,56
	25,0	2,6	4,00	7,67

Проверим поверхность теплообмена выбранного реактора. Для этого найдем необходимую поверхность теплообмена, используя основное уравнение теплопередачи, записанное для периодического процесса:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp} \tau_{ост}}, \quad (3.2)$$

Примем коэффициент скорости теплопередачи $K = 250 \text{ Вт/м}^2\text{К}$.

Для удобства расчета средней разности температур Δt_{cp} нарисую термограмму процесса (распределение температур теплоносителей вдоль условной поверхности теплообмена F реактора):



средняя разность температур определяется по формуле:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}}, \quad (3.3)$$

где, в соответствии с термограммой $\Delta t_{\delta} = t_{кип} - t_{внач}$; $\Delta t_m = t_{кип} - t_{вкон}$

Если отношение $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} \leq 2$, то для определения Δt_{cp} можно воспользоваться более простой формулой полусуммы:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_m}{2} \quad (3.3^1)$$

Фактическая поверхность теплообмена в выбранном реакторе складывается из поверхности его цилиндрической части и поверхности днища F_{δ} (подбирается по величине диаметра реактора D , табл.10.1):

$$F_{факт} = \pi D H \psi + F_{\delta} \quad (3.4)$$

Если $F_{факт} > F$, обычно на 20 – 30%, то подбор реактора считается выполненным. В противном случае приходится либо выбирать реактор большего объема, либо менять условия теплоотвода.

10.2. Расчет мощности, затрачиваемой на перемешивание

Перемешивание необходимо для интенсификации химического процесса и нивелирования локального перегрева в отдельных зонах реакционной смеси.

Мощность электродвигателя (привода) мешалки рассчитывают по формуле:

$$N_{\delta} = \frac{\beta_1 \beta_2 N + N_c}{\eta}, \quad (2.1)$$

где $\beta_1 = \frac{H\psi}{D}$ – степень заполнения реактора жидкостью;

N – полезная мощность, Вт;

N_c – мощность, теряемая в сальнике, Вт;

$\eta = 0,85 - 0,9$ – коэффициент полезного действия привода;

β_2 – коэффициент, учитывающий вязкость перемешиваемой среды и конструкцию используемой мешалки;

для перемешивания вязких сред ($\mu > 0,5 \text{ Па}\cdot\text{с}$):

$\beta_2 \leq 2$ – однолопастные мешалки,

$\beta_2 \leq 2,5$ – многолопастные, якорные, рамные, турбинные мешалки,

$\beta_2 \leq 1,3$ – пропеллерные мешалки;

$\beta_2 = 1$ – для перемешивания маловязких сред ($\mu < 0,5 \text{ Па}\cdot\text{с}$) мешалками любой конструкции.

Для нашего случая ($\mu = 2,0 \text{ Па}\cdot\text{с}$, якорная мешалка) выбираем $\beta_2 = 2,5$.

Мощность, затрачиваемая непосредственно на перемешивание среды, может быть определена с помощью уравнения:

$$N = K_N \mu n^2 d^3 \quad (2.2)$$

где K_N – критерий мощности, рассчитывается по критериальным уравнениям, вид которых зависит от условий перемешивания и конструкции мешалки;

n – частота вращения мешалки, в нашем случае $n = 0,5 \text{ об/с}$;

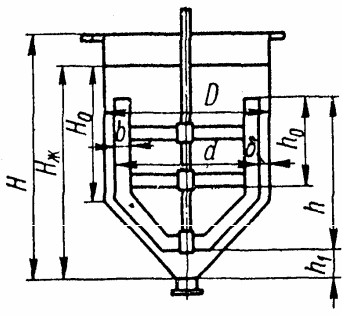
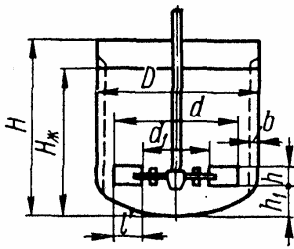
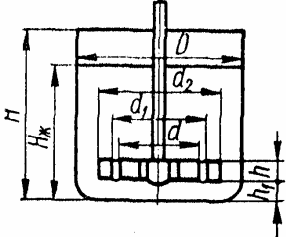
d – диаметр лопастей мешалки, м, для якорной мешалки

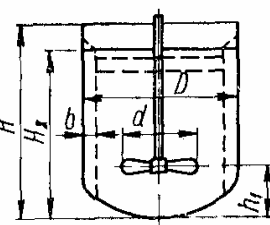
$D - d = 0,05 - 0,08 \text{ м}$.

Параметры мешалок приведены в табл. 10.2

Таблица 10.2
Наиболее распространенные перемешивающие устройства

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
I. Двухлопастная	$\frac{d}{D} = 0,5-0,7$ $\frac{h}{d} = 0,1-0,3$ $\frac{h_1}{d} = 0,14-0,2$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Для смешения жидкостей вязкостью до $15 \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$ и растворения твердых частиц $\omega = 1,5-3 \text{ м/сек}$
II. Четырехлопастная	$\frac{d}{D} = 0,2-0,4$ $\frac{h}{d} = 0,2-0,4$ $\frac{h_1}{d} = 0,4-0,8$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Для смешения жидкостей средней вязкости, взвешивания и растворения твердых частиц $\omega = 1,5-3 \text{ м/сек}$
III. Якорная	$\frac{H_{ж}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{H} = 0,56$ $\frac{b}{d} = 0,07$ $\delta = 25-40 \text{ мм}$	Для перемешивания жидкостей вязкостью до $200 \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$ в аппаратах с теплообменными рубашками $\omega = 1-3 \text{ м/сек}$

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
IV. Рамная 	$\frac{H_{жс}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{H} = 0,6$ $\frac{h_0}{H_0} = 0,56$ $h_1 = 190-275 \text{ мм}$ $\delta = 25-40 \text{ мм}$ $\frac{b}{d} = 0,07$	См. якорные мешалки
V. Турбинная открытая 	$\frac{d}{D} = 0,3$ $\frac{H_{жс}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{d} = 0,2-0,3$ $\frac{l}{d} = 0,25$ $\frac{h_1}{d} = 0,5-1,5$ $\frac{d_1}{d} = 0,65$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Для интенсивного перемешивания суспензий, растворения и диспергирования жидкостей и газов Могут работать в средах с вязкостью до $25 \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$
VI. Закрытая турбинная с направляющим аппаратом 	$\frac{D}{d} = 2,4$ $\frac{h}{d} = 0,25$ $\frac{h_1}{d} = 0,85$ $\frac{d_1}{d} = 1,1; \frac{d_2}{d} = 1,6$ $\frac{H_{жс}}{d} = 1,75$	$\omega = 3-8 \text{ м/сек}$

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
VII. Пропеллерная трехлопастная 	$\frac{D}{d} = 2-4$ $\frac{H_{ж}}{d} = 2-4$ $\frac{h_1}{d} = 0,7-1,6$ $\frac{b}{D} = 0,08$ $\frac{t}{d} = 1-2$ t — шаг винта	Для перемешивания жидкостей вязкостью до $4 \text{ н} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$, растворения и взвешивания твердых частиц $w = 5-17 \text{ м/сек}$

Для якорной мешалки с одной горизонтальной лопастью расчет критерия мощности производится по критериальному уравнению:

$$K_N = 10,3 \text{Re}_m^{0,77} \left(\frac{h}{d} \right); \quad (2.3)$$

где $\text{Re}_m = \frac{nd^2\rho}{\mu}$ – модифицированный критерий Рейнольдса,

$\rho = 1100 \text{ кг/м}^3$ – плотность реакционной смеси,

уравнение (2.3) справедливо при $100 < \text{Re}_m < 3000$;

$h = 0,56H$ – высота лопасти якорной мешалки, м.

Мощность, теряемая на трение в сальнике, определяется по формуле:

$$N_c = 9,84 p f_T l_c n d_g^2 \quad (2.4)$$

где p – давление в реакторе, Па;

$f_T = 0,2$ – коэффициент трения набивки сальника;

$d_g = 0,04 \text{ м}$ – диаметр вала мешалки;

$l_c = 4 d_g$ – длина набивки сальника, м.

Рекомендуемая литература к главе 10

1. Николаев А.Ф. Технология пластических масс. – Л.: Химия, 1977. – 368 с.
2. Мухленов И.П. Общая химическая технология, ч.1,2. – М.: Высшая школа, 1984. – 255 и 263 с.
3. Коршак В.В. Технология пластических масс. – М.: Химия, 1985. – 560 с.
4. Амелин А.Г. Общая химическая технология. – М.: Химия, 1977. – 400 с.
5. Козулин Н.А., Соколов В.Н., Шапиро А.Я. Примеры и задачи по курсу оборудования заводов химической промышленности. – М.: Машиностроение, 1966. – 491 с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
7. Ресурсы Интернета.

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Московский государственный технический университет имени Н.Э. Баумана
(национальный исследовательский университет)»
(МГТУ им. Н.Э. Баумана)
Мытищинский филиал
Кафедра химии и биотехнологии лесного комплекса

Курсовая работа по дисциплине «Химические реакторы» на тему:

Расчет реактора идеального смешения для получения новолачных
феноло-формальдегидных смол.

Вариант № _____

Выполнил:

Студент группы _____

(дата)

(подпись)

И.О. Фамилия
(расшифровка подписи)

Проверил:

Фамилия, инициалы преподавателя

Москва 201...

ЗАДАНИЕ

на курсовую работу по дисциплине «Химические реакторы»

Рассчитать реактор идеального смешения периодического действия для переработки фенола с начальной массой $m_{\phi}^{нач} = \dots t$ и степенью превращения фенола $X_{\phi} = \dots \%$ в производстве новолачных феноло-формальдегидных смол. Начальная концентрация фенола $C_{\phi}^{нач} = \dots \text{моль/л}$. Подобрать соответствующую мешалку.

Варианты:

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
$m_{\phi}^{нач}, t$	0,6	0,9	1,8	1,5	0,6	1,2	1,2	1,5	0,9	1,2	1,8	1,5	0,6	0,9	1,8
$X_{\phi}, \%$	80	85	85	90	85	90	80	80	80	85	80	85	90	90	90
$C_{\phi}^{нач}, \text{моль/л}$	6,8	7,0	7,2	6,8	7,0	7,2	6,8	7,0	7,2	6,8	7,0	7,2	6,8	7,0	7,2

Варианты:

	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
$m_{\phi}^{нач}, t$	0,4	0,9	1,2	0,6	1,8	2,1	0,4	2,1	2,1	0,4	1,5	0,4	2,1
$X_{\phi}, \%$	80	92	92	92	92	85	92	80	90	85	92	90	92
$C_{\phi}^{нач}, \text{моль/л}$	6,8	7,2	7,2	7,2	7,2	7,0	7,2	6,8	7,2	7,0	7,2	7,2	7,2

Определить:

- продолжительность реакции и эффективность работы реактора;
- объем и расход воды для отвода избыточного количества тепла реакции;
- основные размеры реактора (диаметр и высоту), поверить поверхность теплопередачи выбранного реактора;
- мощность на валу якорной мешалки выбранного реактора.

Лабораторная работа

ОЦЕНКА СТРУКТУРЫ ПОТОКА В ЕМКОСТНОМ РЕАКТОРЕ МАЛОГО ОБЪЕМА

Емкостные реакторы используют в лесопромышленном комплексе, например, в спиртодистилляционном производстве. Обычно их рассчитывают по упрощенной методике, исходя из модели идеального перемешивания. Однако, чем больше объем реактора, тем сложнее соблюсти условия идеального перемешивания: оно становится неоднородным, возникают байпас и застойные зоны. Все это приводит в конечном итоге к искажению результатов расчета. Их корректировку можно произвести, учитывая структуру потока.

Целью данной работы послужило изучение роли перемешивания в реакторе небольшого объема.

Структура потока исследовалась в цилиндрическом реакторе объемом 14 л с использованием однопараметрической ячеечной модели со ступенчатым вводом трассера [1]. В качестве трассера использовался поток холодной воды расходом 1 л / мин, который вводился в горячую воду, залитую в реактор. Схема установки для проведения опытов изображена на рисунке 1.

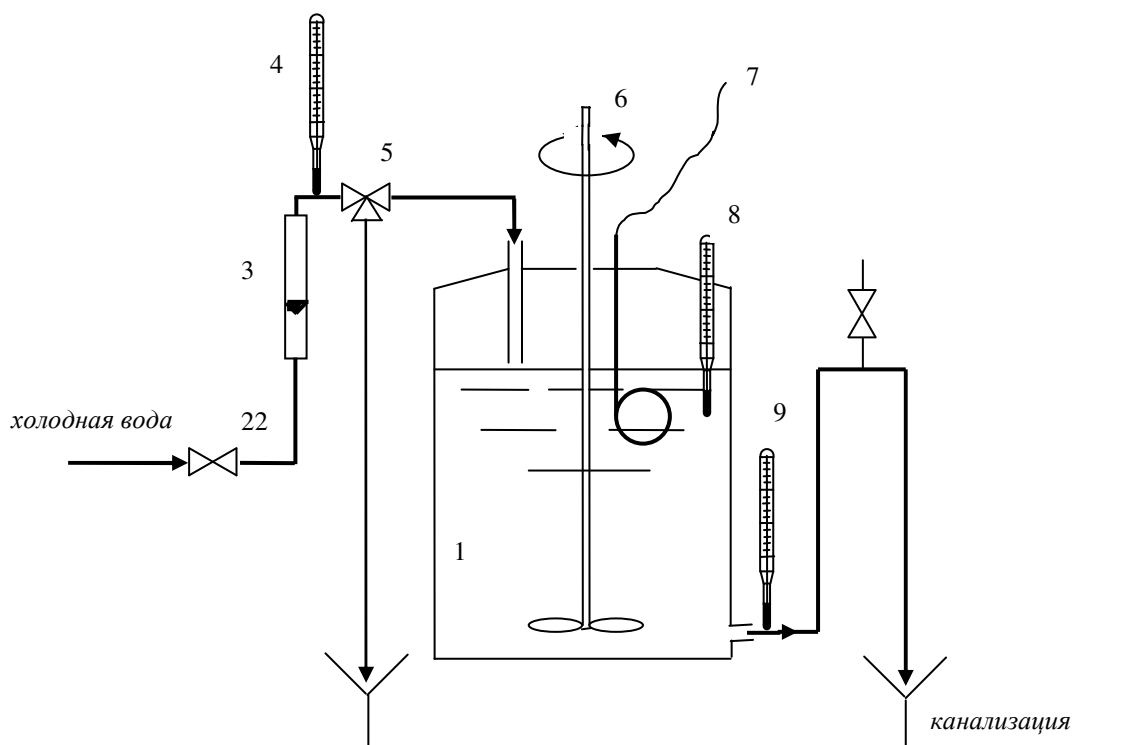


Рис. 1. Изучение структуры потока в емкостном реакторе
1 – реактор; 2 – вентиль подачи холодной воды – трассера; 3 – расходомер;
4, 8, 9 – термометры; 5 – трехходовой кран; 6 – мешалка; 7 – нагреватель

Согласно ячеечной модели число ячеек идеального перемешивания n в реальном реакторе определяет структуру потока ($n = 1$ – идеальное

перемешивание, $n > 5$ – идеальное вытеснение, $1 < n < 5$ реальный случай). Их расчет базируется на определении функции отклика для данного аппарата и вычислении на ее основе среднего времени пребывания и дисперсии разброса значений времен пребывания, обратная величина которой, дает искомое значение n [2].

Функция отклика в работе определялась экспериментально через температуру выходящего из емкости потока воды:

$$I_i = \frac{t_{\text{вых},i} - t_{\text{ex}}}{t_{\text{вых},0} - t_{\text{ex}}} = f(\tau_i) \quad (1)$$

при числе оборотов пропеллерной мешалки $n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}$ и без перемешивания.

Для этого воду в реакторе 1 нагревали с помощью нагревателя 7 до температуры $t_{\text{нач}}$ около 50°C , величину которой контролировали по термометру 8. Затем в реактор подавали поток холодной воды – трассера, расход которого регулировали вентилем 2 с помощью ротаметра 3, а температуру t_{ex} замеряли термометром 4. В ходе опыта через определенные промежутки времени ($\Delta \tau_i = 5 \text{ мин}$) с помощью термометра 9 фиксировали температуру $t_{\text{вых}}$ на выходе из реактора. Данные опытов приведены в таблице 1 ($n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}$).

Таблица 1

I - кривая отклика $I_i = f(\tau_i)$, снятая при числе оборотов мешалки $n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}$

$V_{\text{см}} = 14 \text{ л}$; $t_{\text{нач}} = 49^\circ\text{C}$; $t_{\text{ex}} = 16^\circ\text{C}$; $n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}$; $V^\tau = 1,0 \text{ л/мин}$

№ замера, i	τ_i , мин	$t_{\text{вых},i} - t_{\text{ex}}$ $^\circ\text{C}$	$I_i = \frac{t_{\text{вых},i} - t_{\text{ex}}}{t_{\text{вых},0} - t_{\text{ex}}}$	$\tau_i I_i$, мин
0	0	32,0	1	0
1	5	22,5	0,703	3,516
2	10	17,0	0,531	5,310
3	15	12,0	0,375	5,625
4	20	8,0	0,250	5,000
5	25	5,5	0,172	4,297
6	30	4,5	0,141	4,219
7	35	3,0	0,094	3,281
8	40	2,0	0,062	2,500
9	45	1,0	0,031	1,406
10	50	1,0	0,031	1,550
11	55	0,5	0,016	0,859
12	60	0	0	0
			$\sum_{i=1}^{N-12} I_i = 2,406$	$\sum_{i=1}^{N-12} \tau_i I_i = 37,563$

Полученные данные представляют собой численную зависимость $I_i = f(\tau_i)$. Она была использована для вычисления среднего времени пребывания частиц жидкости в емкости $\tau_{\text{np}}^{\text{cp}}$ по формуле средневзвешенного:

$$\tau_{\text{np}}^{\text{cp}} = \int_0^\infty I(\tau) d\tau \quad (2)$$

Математический вид функции $I(\tau)$ неизвестен, поэтому интеграл вычисляют либо графически, либо численными методами. Используем численный метод трапеций:

$$\begin{aligned}\tau_{np}^{cp} &= \int_0^{\infty} I(\tau) d\tau \approx 0,5(I_0 + I_1)\Delta\tau + \dots + 0,5(I_{i-1} + I_i)\Delta\tau + \dots + 0,5(I_{12-1} + I_{12})\Delta\tau = \\ &= 0,5(I_0 + I_1 + \dots + I_{i-1} + I_i + \dots + I_{12-1} + I_{12})\Delta\tau = \left(0,5I_0 + \sum_{i=1}^{12} I_i\right)\Delta\tau = \\ &= (0,5 + 2,406) \cdot 5 = 14,53 \text{ мин}\end{aligned}\quad (3)$$

Полученная величина позволяет определить дисперсию разброса безразмерного приведенного времени пребывания частиц жидкости относительно их среднего времени пребывания по формуле:

$$\sigma_{\Theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{np}^{cp})^2} \left(\int_0^{\infty} \tau \cdot I(\tau) d\tau \right) - 1 \quad (4)$$

Для вычисления определенного интеграла снова выберем метод трапеций:

$$\begin{aligned}\int_0^{\infty} \tau \cdot I(\tau) d\tau &= 0,5(\tau_0 I_0 + \tau_1 I_1)\Delta\tau + \dots + 0,5(\tau_{i-1} I_{i-1} + \\ &+ \tau_i I_i)\Delta\tau + \dots + 0,5(\tau_{12-1} I_{12-1} + \tau_{12} I_{12})\Delta\tau\end{aligned}$$

Подставив последнее выражение в формулу (4), получаем рабочее уравнение для расчета σ_{Θ}^2 :

$$\sigma_{\Theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{np}^{cp})^2} \left(\sum_{i=1}^{12} \tau_i I_i \right) \Delta\tau - 1 = \frac{2}{14,53^2} 37,563 \cdot 5 - 1 = 0,779 \quad (5)$$

Окончательно число ячеек идеального перемешивания для изученного реактора равно:

$$n = \frac{1}{\sigma_{\Theta}^2} = \frac{1}{0,779} = 1,284 \quad (6)$$

Полученная величина n свидетельствует о работе реактора в условиях, несущественно отличающихся от модели идеального смешения.

Таблица 2

I – кривая отклика $I_i = f(\tau_i)$, снятая без перемешивания

$V_{cm}=14\text{ л}; t_{1нач}=52^0\text{ C}; t_{ex}=14^0\text{ C}; n_{об}=0\text{ c}^{-1}; V^{\tau}=1,0\text{ л/мин}$

№ замера, i	τ_i , мин	$t_{вых,i} - t_{ex}$ ^0C	$I_i = \frac{t_{вых,i} - t_{ex}}{t_{вых,0} - t_{ex}}$	$\tau_i I_i$, мин
0	0	38,0	1	0
1	5	29,0	0,763	3,816
2	10	20,0	0,526	5,260
3	15	15,5	0,408	5,612
4	20	11,0	0,290	5,790
5	25	8,0	0,210	5,263
6	30	5,5	0,145	4,342
7	35	3,5	0,092	3,224
8	40	3,0	0,079	3,158
9	45	2,0	0,053	2,368
10	50	1,0	0,026	1,316
11	55	0,5	0,013	0,724
12	60	0	0	0
			$\sum_{i=1}^{N-12} I_i = 2,605$	$\sum_{i=1}^{N-12} \tau_i I_i = 41,381$

Опыт по определению I - кривой отклика $I_i = f(\tau_i)$ был повторен в отсутствии перемешивания. Полученные данные сведены в таблицу 2. Используя данные таблицы 2 и формулы (3), (5) и (6), вычислим время пребывания, дисперсию разброса и число ячеек:

$$\tau_{np}^{cp} = \left(0,5I_0 + \sum_{i=1}^{12} I_i \right) \Delta\tau = (0,5 + 2,605) \cdot 5 = 15,52 \text{ мин} \quad (7)$$

$$\sigma_{\Theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{np}^{cp})^2} \left(\sum_{i=1}^{12} \tau_i I_i \right) \Delta\tau - 1 = \frac{2}{15,52^2} 41,381 \cdot 5 - 1 = 0,720 \quad (8)$$

$$n = \frac{1}{\sigma_{\Theta}^2} = \frac{1}{0,720} = 1,39 \quad (9)$$

Как и в предыдущем случае перемешивания полученная величина n свидетельствует о работе реактора в условиях, близких к идеальному смешению.

Проверим это предположение на примере необратимой реакции первого порядка, протекающей без перемешивания ($n = 1,39$), рассчитав концентрацию реагента на выходе из реактора $C(A)_{\text{вых}}$. Используем для этого формулу расчета степени превращения, предложенную в работе [3]:

$$X_A = 1 - \frac{1}{(1 + k\tau_{np}/n)^n} \quad (10)$$

Вставим сюда $C(A)_{\text{вых}}$:

$$C(A)_{\text{вых}} = C(A)_{\text{вх}}(1 - X_A) = \frac{C(A)_{\text{вх}}}{(1 + k\tau_{np}/n)^n} \quad (11)$$

С учетом структуры потока определим $C(A)_{\text{вых}}^I$:

$$C(A)_{\text{вых}}^I = \frac{C(A)_{\text{вх}}}{(1 + 0,8/1,39)^{1,39}} = 0,532 C(A)_{\text{вх}} \quad (12)$$

здесь принята величина произведения константы скорости реакции k на время пребывания $k\tau_{np} = 0,8$.

Расчет по модели идеального перемешивания ($n = 1$) дает:

$$C(A)_{\text{вых}} = \frac{C(A)_{\text{вх}}}{1 + k\tau_{np}} = \frac{C(A)_{\text{вх}}}{1 + 0,8} = 0,556 C(A)_{\text{вх}} \quad (13)$$

Относительная ошибка составляет:

$$\delta = \frac{C(A)_{\text{вых}} - C(A)_{\text{вых}}^I}{C(A)_{\text{вых}}} = \frac{0,556 - 0,532}{0,556} = 0,043 \quad (14)$$

Видим, что расхождение даже при отсутствии перемешивания составляет менее 5 %, а это укладывается в ошибку инженерных расчетов.

Таким образом, по результатам проведенной работы можно сделать следующий вывод. Структуру потока при расчете можно не учитывать, если объем реактора не превышает 14 л, а в случае реакции первого порядка произведение $k\tau_{np}$ не превышает 0,8.

Литература

1. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств: учеб. пособие для вузов. – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
2. Жилин Ю.Н. Химические реакторы: учеб. пособие. – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2015. – 88 с.
3. Островский Г.М. (ред.) Новый справочник химика и технолога. Том 9 – 10. Процессы и аппараты химической технологии. Часть II. АНО НПО «Профессионал». 2006. – 916 с.

Приложение

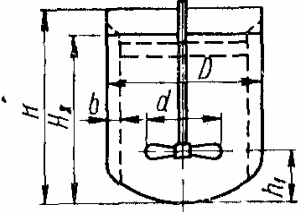
Таблица 1

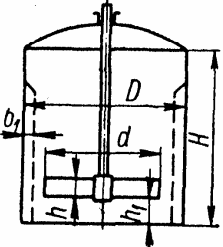
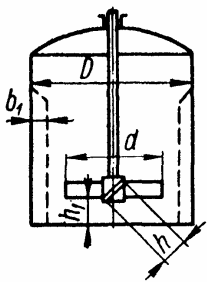
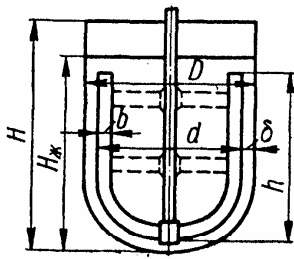
Аппараты вертикальные, стальные, сварные с перемешивающими устройствами
(отраслевая норма 12 – 22 – 61, НИИхиммаш)

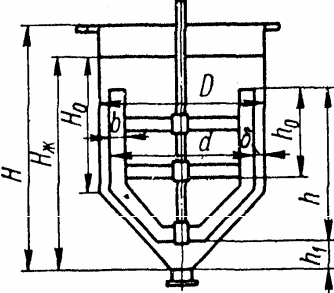
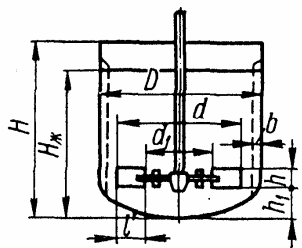
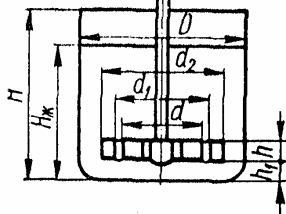
Исполнение аппарата	Емкость $V, м^3$	Внутренний диаметр $D, м^2$	Высота цилиндрической части $H, м$	Внутренняя поверхность дна $F_{дн}, м^2$
Тип I ПРТ: аппарат с рубашкой и трубой, передавливание нижнее, днище сферическое	1,0	1,0	1,10	1,16
	1,6	1,2	1,25	1,66
	2,5	1,4	1,40	2,24
	3,2	1,4	1,80	2,24
Тип IV РН: аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище сферическое	4,0	1,6	1,40	2,90
	5,0	1,8	1,40	3,74
	6,3	1,8	1,80	3,74
	8,0	2,0	1,80	4,60
	10,0	2,2	1,80	5,53
	12,5	2,2	2,25	5,53
	16,0	2,4	2,65	6,56
	20,0	2,4	3,40	6,56
	25,0	2,6	4,00	7,67

Таблица 2

Наиболее распространенные типы механических мешалок

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
Пропеллерная трехлопастная 	$\frac{D}{d} = 2-4$ $\frac{H_{эж}}{d} = 2-4$ $\frac{h_1}{d} = 0,7-1,6$ $\frac{b}{D} = 0,08$ $\frac{t}{d} = 1-2$ t — шаг винта	Для перемешивания маловязких жидкостей – до $4 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Число оборотов $n = 10 - 40 \text{ с}^{-1}$. Благодаря высокой скорости вращения вызывает сильные осевые (параллельно оси вращения) потоки, что резко увеличивает эффективность перемешивания. Однако сложность конструкции удорожает их стоимость.

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
Двухлопастная 	$\frac{d}{D} = 0,5-0,7$ $\frac{h}{d} = 0,1-0,3$ $\frac{h_1}{d} = 0,14-0,2$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Для перемешивания жидкостей вязкостью до $15 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Число оборотов $n = 0,5 - 5 \text{ с}^{-1}$ Перемешивание реализуется за счет тангенциальных (жидкость движется по концентрическим окружностям) потоков.
Четырехлопастная 	$\frac{d}{D} = 0,2-0,4$ $\frac{h}{d} = 0,2-0,4$ $\frac{h_1}{d} = 0,4-0,8$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Просты по устройству, но малоэффективны, для повышения эффективности перемешивания ставят отражательные перегородки
Якорная 	$\frac{H_{\text{як}}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{H} = 0,56$ $\frac{b}{d} = 0,07$ $\delta = 25-40 \text{ мм}$	Вариант лопастных мешалок. Для перемешивания вязких жидкостей $\sim 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$. Имеют форму и размер, близкие к внутренней конфигурации аппарата. Число оборотов $n = 0,5 - 5 \text{ с}^{-1}$

Тип мешалки	Соотношение размеров	Область применения
Рамная 	$\frac{H_{жс}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{H} = 0,6$ $\frac{h_0}{H_0} = 0,56$ $h_1 = 190-275 \text{ мм}$ $\delta = 25-40 \text{ мм}$ $\frac{b}{d} = 0,07$	Упрощенный вариант якорной мешалки. Для перемешивания вязких жидкостей $\sim 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$. Имеют форму и размер, близкие к внутренней конфигурации аппарата. Число оборотов $n = 0,5 - 5 \text{ с}^{-1}$
Турбинная открытая 	$\frac{d}{D} = 0,3$ $\frac{H_{жс}}{H} = 0,75-0,85$ $\frac{h}{d} = 0,2-0,3$ $\frac{l}{d} = 0,25$ $\frac{h_1}{d} = 0,5-1,5$ $\frac{d_1}{d} = 0,65$ $\frac{b}{D} = 0,08$	Для перемешивания жидкостей вязкостью до $25 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Число оборотов $n = 2 - 5 \text{ с}^{-1}$. Перемешивание реализуется за счет радиальных (от мешалки к стенкам реактора) потоков
Закрытая турбинная с направляющим аппаратом 	$\frac{D}{d} = 2,4$ $\frac{h}{d} = 0,25$ $\frac{h_1}{d} = 0,85$ $\frac{d_1}{d} = 1,1; \frac{d_2}{d} = 1,6$ $\frac{H_{жс}}{d} = 1,75$	

Т а б л и ц а 3

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Давление, <i>p, ат</i>	Темпера- тура, <i>t, °C</i>	Энтальпия, <i>ΔH, кДж/кг</i>	Теплота конденса- ции, <i>r, кДж/кг</i>
0,10	45,4	2581	2390
0,20	59,7	2607	2358
0,30	68,7	2620	2336
0,40	75,4	2632	2320
0,50	80,9	2642	2307
0,60	85,5	2650	2296
0,70	89,3	2657	2286
0,80	93,0	2663	2278
1,0	99,1	2677	2264
1,2	104,2	2686	2249
1,4	108,7	2693	2237
1,6	112,7	2703	2227
1,8	116,3	2709	2217
2,0	119,6	2710	2208
3,0	132,9	2730	2171
4,0	142,9	2744	2141
5,0	151,1	2754	2117
6,0	158,1	2768	2095
7,0	164,2	2769	2075
8,0	169,6	2776	2057
9,0	174,5	2780	2040
10	179,0	2784	2024
11	183,2	2787	2009
12	187,1	2790	1995
13	190,0	2793	1984
14	194,1	2795	1968
15	197,4	2796	1956
16	200,4	2798	1943
18	206,2	2800	1920
20	211,4	2802	1898
30	232,8	2801	1800
50	262,7	2780	1637
100	309,5	2684	1306
200	364,2	2400	617
225	374,0	2100	0

Пример выполнения курсовой работы

по дисциплине «Химические реакторы» на тему:

Расчет реактора идеального смешения для получения новолачных феноло-формальдегидных смол

СОДЕРЖАНИЕ

1. Введение.
2. Технологический расчет реактора.
 - 2.1. Расчет реактора.
 - 2.1.1. Определение времени реакции и эффективности работы реактора.
 - 2.1.2. Расчет объема и расхода воды.
 - 2.1.3. Расчет и выбор основных размеров реактора.
 - 2.2. Расчет мощности, затрачиваемой на перемешивание.
3. Выводы.
4. Список литературы.

ВВЕДЕНИЕ

Реакторы периодического действия нашли широкое применение в производстве химических реактивов, их используют для производства органических красителей, лекарственных аппаратов, то есть там, где для получения глубокой степени превращения необходимо относительно большое время, а объем производства невелик [1].

Периодические реакторы предпочтительны в микробиологической промышленности; процесс культивирования микроорганизмов длится 48 – 72 ч. То есть, довольно длителен. Интенсивное перемешивание не допускает локальных зон перегрева, которые губительны для микроорганизмов. В периодическом реакторе меньше опасность отравления микроорганизмов случайными примесями, которые с большей вероятностью попадают в аппарат при непрерывной подаче реакторов [2, 3].

В основе расчета периодического реактора лежит оценка его эффективности и вычисление рабочего объема. Эффективность работы реактора находится как отношение основного времени, затраченное на проведение не собственно химической реакции, к одному циклу работы реактора, в который помимо основного времени входит вспомогательное время:

$$\eta_p = \frac{\tau_{пр}}{\tau_{ц}} = \frac{\tau_{пр}}{\tau_{пр} + \tau_{всп}}$$

Чем меньше доля вспомогательного времени в цикле, тем эффективнее работает реактор.

Единственная конструкция, в которой реализуется периодический процесс - это емкостный реактор идеального смешения периодического действия (РИС - П). Он состоит из корпуса, который снабжен теплообменником для регулирования температуры реакции, внутри установлена мешалка.

Каково назначение мешалки? Перемешивание, во-первых, ускоряет химическую реакцию за счет более интенсивного взаимодействия реагирующих молекул. И во-вторых, оно выравнивает концентрационное и температурное поля по всему объему аппарата, что предупреждает протекание нежелательных побочных реакций в застойных или байпасных зонах. В-третьих, в гетерогенной среде перемешивание дополнительно ускоряет удаление продукта с поверхности раздела фаз, облегчая таким образом доступ к ней новых порций реагентов.

В нашем случае мы будем использовать якорную мешалку, которая предназначена для очень вязкой реакционной смеси.

Мы рассмотрим порядок расчета РИС-П и привода к мешалке в производстве новолачной фенолоформальдегидной смолы (НФС), где реализуется экзотермическая реакция второго порядка.

НФС применяются для получения пластических масс (отвержденные смолы называют резинами, отвержденные в присутствии нефтяных сульфокислот – карболитами, молочной кислоты - неолейкоритами). Синтетических клеев, лаков, герметиков, выключателей, тормозных накладок, подшипников, так же широко используется в изготовлении шаров для бильярда. Из карболита изготавливались корпуса советских мультиметров различных моделей.

Используются для получения в качестве связующего компонента в производстве наполненных пресс-композиций с различными наполнителями (целлюлоза, стекловолокно, древесная мука), древесноволокнистых и древесностружечных плит, клеев, пропиточных и плиточных композиций (для фанеры, тканых и наполненных волокном материалов).

По целому ряду свойств пластмассы на основе фенолоформальдегидных смол и сейчас остаются непревзойденным материалом. С их применением изготавливают:

- Детали для широкой гаммы продукции машиностроения, ступени для эскалаторов в метро, ручки для инструментов и т. д.
- Абразивные инструменты, тормозные колодки для вагонов метрополитена.
- Электротехнические изделия – вилки, розетки, выключатели, электросчетчики, электроутюги. корпуса электродвигателей, реле, магнитные пускатели, клеммные коробки и т.д.
- Корпусы различных аппаратов – телефонов, радиоприемников, фотоаппаратов, детали

элементов электронной аппаратуры – радиоламп, электронно-лучевых трубок, конденсаторов и т.д

- Детали оружия и военной техники.
 - Элементы принадлежностей кухни: ручки для ножей, сковородок, кастрюль и газовых плит.
 - Фанеру и древесно-стружечные плиты (связующий материал). Мебельную гарнитуру.
 - Гетинакс – материал для изготовления печатных плат.
 - Текстолит – материал для изготовления печатных плат и конструкционный материалов.
- Шашки, шахматы, домино и прочие недорогие элементы настольных игр.
- Сувениры, канцтовары, бижутерию, часы.
 - Клеи и лаки – например, клей БФ.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ РЕАКТОРА

Дано: $m_{\phi}^{нач}, m = 0,9 \text{ т}$
 $X_{\phi}, \% = 80\%$
 $C_{\phi}^{нач}, \text{ моль/л} = 7,2 \text{ моль/л}$

Найти: $\tau_{пр}, \eta_r, V_{H_2O}, D, H, N_{дв.}$

- продолжительность реакции и эффективность работы реактора;
- объем и расход воды для отвода избыточного количества тепла реакции;
- основные размеры реактора (диаметр и высоту), проверить поверхность теплопередачи выбранного реактора;
- мощность на валу якорной мешалки подобранного реактора.

Уравнение реакции, протекающей в реакторе: (ПОЛИМЕР)... $C_6H_5OH + HCON = HFC + H_2O$, $\Delta H < 0$.

1. Расчет реактора

1.1. Определение времени реакции и эффективности работы реактора.

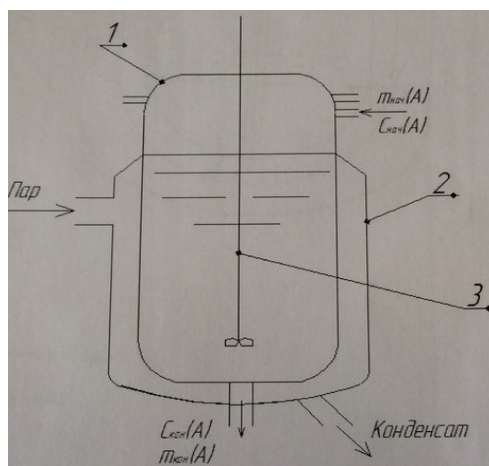


Рис. 1. Схема устройства РИС-П. 1 - корпус, 2 - теплообменник, 3 - мешалка

Зная, что реакция протекает по второму порядку, можно воспользоваться известным кинетическим уравнением:

$$\tau_{пр} = -\frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_{нач}} - \frac{1}{C_{кон}} \right), \quad (1.1)$$

Где должна быть известна константа скорости реакции k . Поиск ее в справочной литературе для нашего случая затруднителен, поэтому воспользуемся графиком кинетической линии, который изображен на рис.2. Тогда время реакции можно определить по формуле:

$$\tau_{пр} = \frac{C_{\phi}^{нач} - C_{\phi}^{кон}}{v_{ср}}, \quad (1.2)$$

Где $C_{\phi}^{нач}$, $C_{\phi}^{кон}$ – концентрация фенола в начале и конце реакции, моль/л;

$V_{ср}$ - средняя скорость реакции, моль/л·мин.

$C_{\phi}^{кон} = C_{\phi}^{нач} (1 - X_{\phi})$, подставляем данные и получаем:

$$C_{\phi}^{кон} = 7,2(1 - 0,8) \quad C_{\phi}^{кон} = 1,44 \text{ моль/л}$$

Среднюю скорость реакции находим по формуле среднего:

$$v_{ср} = \frac{\int_{C_{\phi}^{нач}}^{C_{\phi}^{кон}} v(C) dC}{C_{\phi}^{нач} - C_{\phi}^{кон}} \quad (1.3)$$

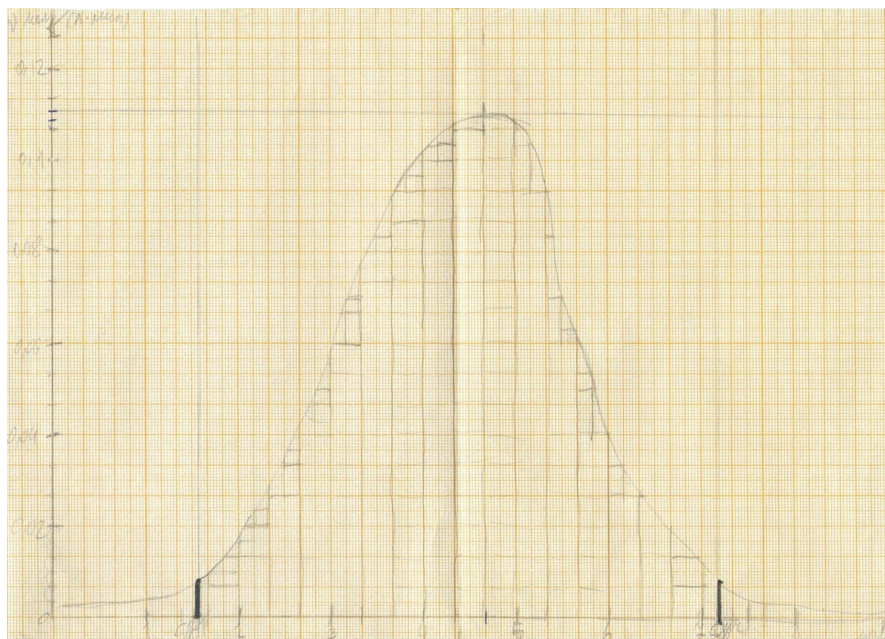


Рис.2. Зависимость скорости расходования фенола, v , моль/л·мин,
от его концентрации, $C_{\text{ф}}^{\text{нач}}$, моль/л

Аналитический вид функции $u(C)$ неизвестен, поэтому возьмем интеграл графическим методом.

Для этого вычислим площадь под кривой S , мм², ограниченную соответствующими концентрациями (в данном случае $C_{\text{ф}}^{\text{нач}}$ и $C_{\text{ф}}^{\text{кон}}$, учитывая масштаб и по оси абсцисс, $l_{\text{абс}}$, моль/(л·мм), и по оси ординат, $l_{\text{орд}}$, моль/(л·мм·мин):

$$\int_{C_{\text{ф}}^{\text{нач}}}^{C_{\text{ф}}^{\text{кон}}} v(C) dC = S \cdot l_{\text{абс}} \cdot l_{\text{орд}} \quad (1.4)$$

По нашему графику получилось, что $S = 15025,1 \text{ мм}^2$; $l_{\text{абс}} = 0,033 \text{ моль/(л·мм)}$; $l_{\text{орд}} = 0,00067 \text{ моль/(л·мм·мин)}$.

Тогда, $\int_{C_{\text{ф}}^{\text{нач}}}^{C_{\text{ф}}^{\text{кон}}} v(C) dC = 15025,1 \cdot 0,033 \cdot 0,00067$

$$\int_{C_{\text{ф}}^{\text{нач}}}^{C_{\text{ф}}^{\text{кон}}} v(C) dC = 0,3322$$

Теперь, используя это значение скорости, можно найти среднюю скорость, подставляя полученные значения в формулу (1.3)

$$V_{\text{ср}} = 0,3322 / (7,2 - 1,44). \quad V_{\text{ср}} = 0,058 \text{ моль/л·мин}$$

И тогда мы сможем рассчитать время реакции по формуле 1.2 $\tau_{\text{всп}}$

$$\tau_{\text{нр}} = 7,2 - 1,44 / 0,058 \quad \tau_{\text{нр}} = 99,31 \text{ мин} \quad \tau_{\text{нр}} = 99,31 / 60 \text{ ч.}$$

Эффективность работы реактора определяется из выражения:

$$\eta_p = \frac{\tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{\tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{всп}}} = \frac{\tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{загр}} + \tau_{\text{нагр}} + \tau_{\text{выгр}} + \tau_{\text{охл}}}, \quad (1.5)$$

где $\tau_{\text{ц}}$ - продолжительность одного цикла работы реактора;

$\tau_{\text{всп}}$ - вспомогательное время, в которое входит время загрузки исходного сырья $\tau_{\text{загр}}$, время выгрузки продукта $\tau_{\text{выгр}}$, время нагрева веществ до температуры реакции $\tau_{\text{нагр}}$, и время охлаждения продуктов реакции $\tau_{\text{охл}}$.

В рассматриваемом производстве НФС нагрев исходного сырья происходит за счет тепла реакции,

а выгрузка продукта производится без охлаждения в реакторе, поэтому $\tau_{\text{НАГР}} = \tau_{\text{ОХЛ}} = 0$:

$$\eta_p = \tau_{\text{ПР}} / \tau_{\Sigma} = \tau_{\text{ПР}} / (\tau_{\text{ПР}} + \tau_{\text{ВСП}}) = \tau_{\text{ПР}} / (\tau_{\text{ПР}} + \tau_{\text{ЗАГР}} + \tau_{\text{ВЫГР}}) \quad (1.5')$$

Рассчитаем продолжительность загрузки и выгрузки. Обычно они принимаются одинаковыми, поскольку исходные жидкие маловязкие вещества загружают самотеком со скоростью $W_{\text{ЗАГР}}$ около 0,5 м/с, а полученный вязкий продукт выдавливают из аппарата сжатым газом при той же скорости.

Учитывая сказанное, вычислим по уравнению расхода:

$$\tau_{\text{ЗАГР}} = \tau_{\text{ВЫГР}} = V_{\text{СМ}} / (\pi d^2 / 4) (W_{\text{ЗАГР}}) \quad (1.6)$$

где $V_{\text{СМ}}$ - объем реакционной смеси, его можно рассчитать как отношение начального количества фенола, $n_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}}$, моль, к его начальной концентрации $C_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}}$ моль/л; d - внутренний диаметр загрузочного патрубка реактора, м. Принимаем $d_p = 50$ мм = 0,05 м; $W_{\text{ЗАГР}} = 0,5$ м/с:

$$V_{\text{СМ}} = n_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}} / C_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}} = (n_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}} / M_{\text{Ф}}) C_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}} \quad (1.7)$$

Здесь $M_{\text{Ф}} = 94$ г/моль - молярная масса фенола.

При подстановки наших значений получаем следующее:

$$V_{\text{СМ}} = 900 / 94 \cdot 10^{-3} / 7,2 \cdot 10^{-3} \quad V_{\text{СМ}} = 1,33 \text{ м}^3$$

Тогда $\tau_{\text{ЗАГР}} = \tau_{\text{ВЫГР}}$ будет равно:

$$\tau_{\text{ЗАГР}} = \tau_{\text{ВЫГР}} = 1,33 / [(\pi \cdot 0,05^2 / 4) \cdot 0,5] \quad \tau_{\text{ЗАГР}} = \tau_{\text{ВЫГР}} = 1354,73 \text{ сек.}$$

$$\tau_{\text{ЗАГР}} = \tau_{\text{ВЫГР}} = 1354,73 / 3600 = 0,376 \text{ ч.}$$

Полученные значения времени в формулу 1.5'

$$\eta_p = 1,66 / (1,66 + 0,376 + 0,376) \quad \eta_p = 0,688$$

По величине полученного η_p судят об эффективности работы реактора.

Можно отметить, что реактор работает на 70%, что позволяет соблюдать экономическую эффективность работы реакторы и безопасность (что не допускает выброса реакционной смеси за пределы реактора при экзотермической реакции).

1.2. Расчет объема и расхода воды

Ввиду экзотермичности реакции в ходе процесса происходит разогрев смеси до $t_{\text{КИП}} = 100^\circ\text{C}$, после чего наступает нежелательное бурное кипение. Его снимают подачей воды в рубашку реактора. Полагая, что скорость реакции становится максимальной в момент закипания, вычислим время разогрева смеси $\tau_{\text{КИП}}$ по аналогии с расчетом времени реакции, формула (1.2), где вместо $C_{\text{Ф}}^{\text{КОН}}$ необходимо подставить $C_{\text{Ф}}^{\text{КИП}} = 4,6$ моль/л, соответствующую максимуму кривой на рис.1.

Тогда получим:

$$\tau_{\text{КИП}} = (C_{\text{Ф}}^{\text{НАЧ}} - C_{\text{Ф}}^{\text{КИП}}) / V_{\text{СР}} \quad (1.2')$$

$$\tau_{\text{КИП}} = (7,2 - 4,6) / 0,058 \quad \tau_{\text{КИП}} = 44,83 \text{ мин} = 0,75 \text{ ч}$$

Для определения количества теплоты, найдем оставшиеся время реакции $\tau_{\text{ОСТ}} = \tau_{\text{ПР}} - \tau_{\text{КИП}}$

$$\tau_{\text{ОСТ}} = 1,66 - 0,75$$

$$\tau_{\text{ОСТ}} = 0,91 \text{ ч}$$

Для определения количества теплоты воспользуемся формулой:

$$Q = -\Delta H = \Delta H_{\text{УД.Ф}} \cdot V_{\text{СМ}} \cdot (C_{\text{Ф}}^{\text{КИП}} - C_{\text{Ф}}^{\text{КОН}}) \quad (2.1)$$

где $\Delta H_{\text{УД.Ф}} = -58$ кДж/мольф - удельный тепловой эффект реакции, отнесенный к 1 моль фенола.

$$Q = 58 \cdot 10^3 \cdot 1,33 [(4,6 - 1,44) \cdot 10^3],$$

$$Q = 243,76 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

Требуемый объем воды $V_{\text{В}}$ находим из уравнения теплового баланса:

$$V_{\text{В}} = Q / c_{\text{В}} \cdot \rho_{\text{В}} \cdot (t_{\text{ВКОН}} - t_{\text{ВНАЧ}}) \quad (2.2)$$

где $c_{\text{В}} = 4,19$ кДж/кгК - массовая теплоемкость воды;

$$\rho_{\text{В}} = 1000 \text{ кг/м}^3$$

Примем $t_{\text{ВНАЧ}} = 20^\circ\text{C}$, начальная температура воды на входе в рубашку,

$t_{\text{ВКОН}} = 45^\circ\text{C}$, конечная температура воды на выходе из рубашки.

Подставляем данные в формулу 2.2:

$$V_{\text{В}} = 243,76 \cdot 10^6 / [4,19 \cdot 10^3 \cdot 1000 (45 - 20)]$$

$$V_{\text{В}} = 2,33 \text{ м}^3$$

Средний расход воды в рубашке определится следующим образом:

$$V_{\text{В}}^1 = V_{\text{В}} / \tau_{\text{ОСТ}} \quad (2.3)$$

$$V_{\text{В}}^1 = 2,33 / 0,91$$

$$V_{\text{В}}^1 = 2,56 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Отметим, что в начале подачи расход воды должен быть выше, а в конце процесса – ниже своего среднего значения (интенсивность тепловыделения в ходе процесса падает в связи с расходом реагентов). На практике это корректируется с помощью вентиля подачи воды.

1.3. Расчет и выбор основных размеров реактора

Для этого нужно вычислить объем реактора V :

$$V = V_B / \psi, \quad (3.1)$$

где $\psi = 0,8$, коэффициент заполнения объема.

$$V = 1,33 / 0,8$$

$$V = 1,6625 \text{ м}^3$$

По найденной величине V выбираем по отраслевой нормали, табл.1 ближайший объем (в сторону запаса), а по нему - тип, диаметр, D и высоту цилиндрической части H реактора.

Таблица 1
Аппараты вертикальные, стальные, сварные с перемешивающими устройствами (отраслевая норма 12-22-61, НИИхиммаш)

Исполнение аппарата	Емкость $V, \text{ м}^3$	Внутренний диаметр $D, \text{ м}$	Высота цилиндрической части $H, \text{ м}$	Внутренняя поверхность днища $F_{\text{дн}}, \text{ м}^2$
Тип ППРТ: аппарат с рубашкой и трубой, передавливание нижнее, днище сферическое	1,0	1,0	1,10	1,16
	1,6	1,2	1,25	1,66
	2,5	1,4	1,40	2,24
	3,2	1,4	1,80	2,24
Тип ГУРН: аппарат с рубашкой и нижним спуском, нижнее днище сферическое	4,0	1,6	1,40	2,90
	5,0	1,8	1,40	3,74
	6,3	1,8	1,80	3,74
	8,0	2,0	1,80	4,60
	10,0	2,2	1,80	5,53
	12,5	2,2	2,25	5,53
	16,0	2,4	2,65	6,56
	20,0	2,4	3,40	6,56
	25,0	2,6	4,00	7,67

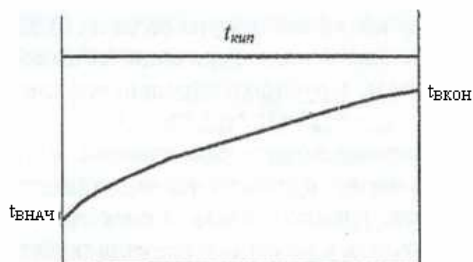
Нам подходит реактор типа ППРТ: аппарат с рубашкой и трубой, передавливание нижнее, днище сферическое объемом $V = 2,5 \text{ м}^3$, внутренним диаметром $D = 1,4 \text{ м}$, высотой цилиндрической части $H = 1,4 \text{ м}$ и внутренней поверхностью днища $F_{\text{дн}} = 2,24 \text{ м}^2$.

Проверим поверхность теплообмена выбранного реактора. Для этого найдем необходимую поверхность теплообмена, используя основное уравнение теплопередачи, записанное для периодического процесса:

$$F = Q / K \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau_{\text{ОСТ}} \quad (3.2)$$

Примем коэффициент скорости теплопередачи $K = 250 \text{ Вт/м}^2\text{К}$.

Для удобства расчета средней разности температур $\Delta t_{\text{ср}}$ нарисуем термограмму процесса (распределение температур теплоносителей вдоль условной поверхности теплообмена F реактора):



средняя разность температур определяется по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \Delta t_B - \Delta t_M / \ln (\Delta t_B / \Delta t_M), \quad (3.3)$$

где, в соответствии с термограммой $\Delta t_B = t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}}$. $\Delta t_M = t_{\text{кип}} - t_{\text{вкон}}$

если отношение $\Delta t_B / \Delta t_M \leq 2$, то для определения Δt_{CP} можно воспользоваться более простой формулой полусуммы:

$$\Delta t_{CP} = (\Delta t_B + \Delta t_M) / 2 \quad (3.3')$$

Тогда мы получаем, что $\Delta t_B = 100 - 20 = 80$ К; $\Delta t_M = 100 - 45 = 55$ К.

И подставляем данные значения в формулу 3.3':

$$\Delta t_{CP} = (80 + 55) / 2. \quad \Delta t_{CP} = 67,5 \text{ К.}$$

Теперь можно рассчитать поверхность теплообмена нашего реактора, подставляя все значения в формулу 3.2. Так же для удобства расчета надо перевести количество теплоты из джоулей в ватт – час. Поэтому получим:

$$Q = 243,76 \cdot 10^6 \text{ Дж} = 0,06771 \cdot 10^6 \text{ ватт} \cdot \text{час.}$$

$$F = 0,06771 \cdot 10^6 / 250 \cdot 67,5 \cdot 0,91$$

$$F = 4,4 \text{ м}^2.$$

Фактическая, поверхность теплообмена в выбранном реакторе складывается из поверхности его цилиндрической части и поверхности днища $F_{ДН}$ (подбирается по величине диаметра реактора D табл.1):

$$F_{ФАКТ} = \pi \cdot D \cdot H \cdot \psi + F_{ДН} \quad (3.4)$$

Подставляем наши данные для нахождения фактической поверхности теплообмена:

$$F_{ФАКТ} = \pi \cdot 1,4 \cdot 1,4 \cdot 0,8 + 2,24$$

$$F_{ФАКТ} = 7,166 \text{ м}^2$$

Если $F_{ФАКТ} > F$, обычно на 20 – 30%, то подбор реактора считается выполненным. В противном случае приходится либо выбирать реактор большего объема, либо менять условия теплоотвода.

Наша фактическая поверхность теплообмена больше поверхности теплообмена выбранного реактора, следовательно, реактор и условия теплоотвода подобраны правильно.

2. Расчет мощности, затрачиваемой на перемешивание

Перемешивание необходимо для интенсификации химического процесса и нивелирования локального перегрева в отдельных зонах реакционной смеси.

Мощность электродвигателя (привода) мешалки рассчитывают по формуле:

$$N_{ДВ} = \beta_1 \beta_2 N + N_C / \eta, \quad (2.2.1)$$

где $\beta_1 = H \psi / D$ – степень заполнения реактора жидкостью;

$$\beta_1 = 1,4 \cdot 0,8 / 1,4 = 0,8$$

N – полезная мощность, Вт;

N_C – мощность, теряемая в сальнике, Вт;

$\eta = 0,85 - 0,9$ – коэффициент полезного действия привода;

β_2 – коэффициент, учитывающий вязкость перемешиваемой среды и конструкцию используемой мешалки;

для перемешивания вязких сред ($\mu > 0,5$ Пас):

$\beta_2 \leq 2$ – однолопастные мешалки,

$\beta_2 \leq 2,5$ – многолопастные, якорные, рамные, турбинные мешалки,

$\beta_2 \leq 1,3$ – пропеллерные мешалки;

$\beta_2 = 1$ – для перемешивания маловязких сред ($\mu < 0,5$ Пас) мешалками любой конструкции.

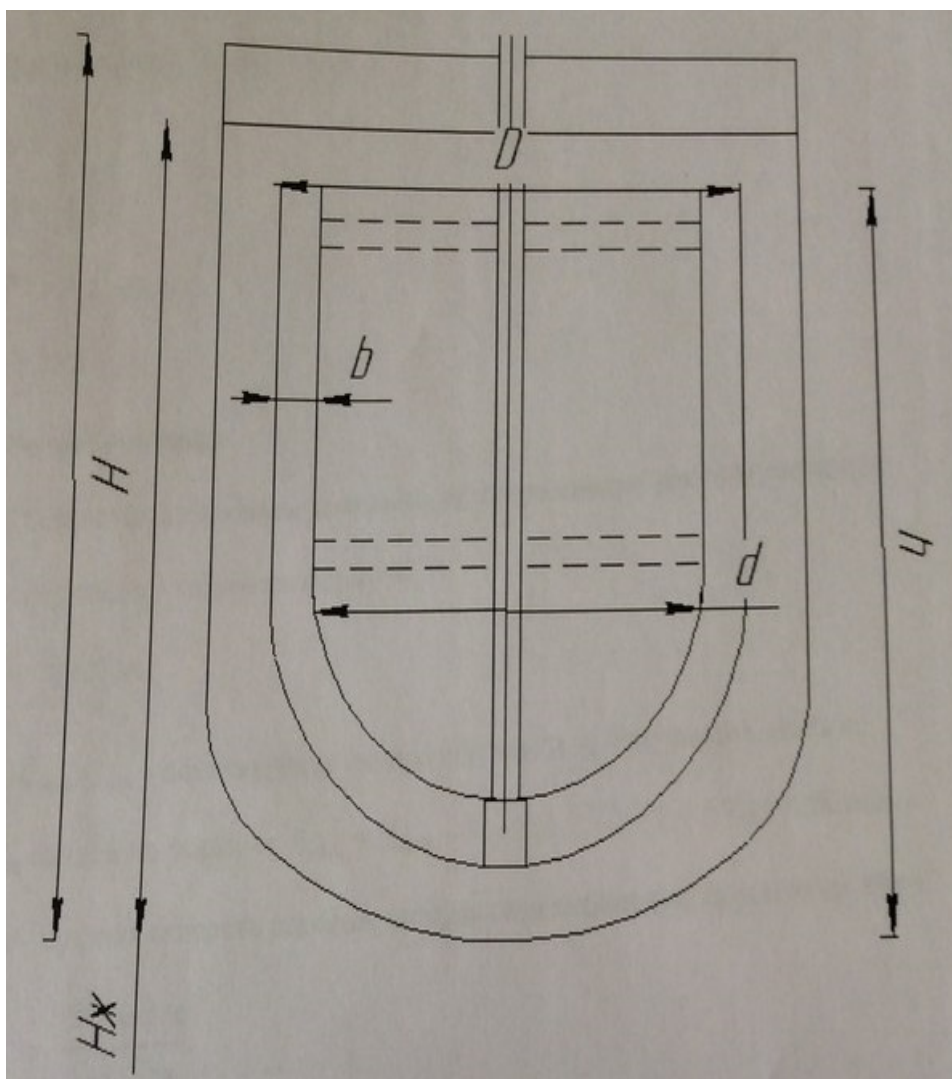


Рис. 3. Схема якорной мешалки. Соотношение размеров:
 $H_{ж} / H = 0,75 \dots 0,85$; $h / H = 0,56$; $b / d = 0,07$

Для нашего случая ($\mu = 2,0$ Пас, якорная мешалка) выбираем $\beta_2 = 2,5$. Мощность, затрачиваемая непосредственно на перемешивание среды, может быть определена с помощью уравнения:

$$N = K_N \cdot \mu \cdot n^2 \cdot d^3 \quad (2.2.2)$$

где K_N — критерий мощности, рассчитывается по критериальным уравнениям, вид которых зависит от условий перемешивания и конструкции мешалки;

n — частота вращения мешалки, в нашем случае $n = 0,5$ об/с;

d — диаметр лопастей мешалки, м, для якорной мешалки

$D - d = 0,05 - 0,08$ м.

Для нашего расчета мы берем 0,08 так как для расчета надо брать максимальное значение чтобы был запас.

Тогда получаем:

$$d = D - 0,08 \quad d = 1,4 - 0,08 \quad d = 1,32 \text{ м.}$$

Для якорной мешалки с одной горизонтальной лопастью расчет критерия мощности производится по критериальному уравнению:

$$K_N = 10,3 \cdot Re_M^{0,77} \cdot (h / d) \quad (2.2.3)$$

где $Re_M = n d^2 \rho / \mu$ — модифицированный критерий Рейнольдса,

$\rho = 1100$ кг/м³ плотность реакционной смеси, уравнение (2.2.3) справедливо при $100 < Re_M < 3000$;

$$Re_M = 0,5 \cdot 1,32^2 \cdot 1100 / 2,0$$

$$Re_M = 479,16$$

$h = 0,56H$ — высота лопасти якорной мешалки, м.

$$h = 0,56 \cdot 1,4$$

$$h = 0,78 \text{ м.}$$

Полученные данные подставляем в уравнение 2.2.3

$$K_N = 10,3 \cdot 479,16^{0,77} \cdot (0,78 / 1,32)$$

$$K_N = 705,225$$

Рассчитав критерий мощности, можем рассчитать мощность, подставляя полученные значения в уравнение 2.2.2:

$$N = 705,225 \cdot 2,0 \cdot 0,5^2 \cdot 1,32^3$$

$$N = 810,997 \text{ Вт.}$$

Мощность, теряемая на трение в сальнике, определяется по формуле

$$N_C = 9,84 \cdot p \cdot f_T \cdot l_C \cdot n \cdot d_B^2 \quad (2.2.4)$$

где p – давление в реакторе, Па; $p = 10^5$ Па.

$f_T = 0,2$ – коэффициент трения набивки сальника;

$d_B = 0,04$ м – диаметр вала мешалки;

$l_C = 4 \cdot d_B$ – длина набивки сальника, м.

$$l_C = 4 \cdot 0,04$$

$$l_C = 0,16 \text{ м.}$$

Подставляем в уравнение 2.2.4 все данные:

$$N_C = 9,84 \cdot 10^5 \cdot 0,2 \cdot 0,16 \cdot 0,5 \cdot 0,04^2$$

$$N_C = 25,19 \text{ Вт.}$$

И теперь подставляем все в уравнение для нахождения мощности электродвигателя (привода) мешалки:

$$N_{ДВ} = [(0,8 \cdot 2,5 \cdot 810,997) + 25,19] / 0,9$$

$$N_{ДВ} = 1830,2 \text{ Вт}$$

Выводы

1. Можно отметить, что реактор работает на 70%, что позволяет соблюдать экономическую эффективность работы реакторы и безопасность (что не допускает выброса реакционной смеси за пределы реактора при экзотермической реакции).

2. Наша фактическая поверхность теплообмена больше поверхности теплообмена выбранного реактора, следовательно, реактор и условия теплоотвода подобраны правильно.

Список литературы

1. Жилин, Ю.Н. Химические реакторы. Учебно-методическое пособие по выполнению работы. – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2015. – 14с
2. Жилин, Ю.Н. Химические реакторы. Учебное пособие. – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2015. – 88 с.
3. Жилин, Ю.Н. Химические и биореакторы: учеб.-методич. пособие / Ю.Н. Жилин, А.Н. Иванкин – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2014. – 24 с.

Оглавление

Введение	3
Глава 1. Общие сведения.	4
Вопросы для самоконтроля	5
Глава 2. Изотермические реакторы с различной структурой потока	6
2.1. Реакторы периодического действия.	6
2.1.1. Емкостный реактор идеального смешения периодического действия	6
2.1.2. Расчет эффективности работы и размеров РИС-П.	8
2.2. Реакторы непрерывного действия.	14
2.2.1. Реакторы идеального вытеснения РИВ	15
2.2.2. Реактор идеального смешения непрерывного действия РИС-Н.	18
2.2.3. Каскад реакторов.	21
2.3. Сравнение работы реакторов непрерывного действия	26
2.4. Реакторы полунепрерывного (полупериодического) действия	27
Вопросы для самоконтроля	27
Глава 3. Реакторы с различным тепловым режимом.	28
3.1. Виды тепловых режимов.	28
3.2. Реактор периодического действия РИС-П	29
3.2.1. Политропный режим.	29
3.2.2. Адиабатический режим.	33
3.2.3. Изотермический режим.	35
3.3. Реактор непрерывного действия РИВ.	37
3.4. Реактор непрерывного действия РИС-Н.	42
3.5. Устойчивость работы реактора в заданном тепловом режиме.	46
3.6. Выбор типа реактора с учетом теплового режима.	50
3.7. Создание оптимального теплового режима в реакторах.	51
Вопросы для самоконтроля	53
Глава 4. Расчет оптимального объема реактора и себестоимости его работы.	54
Вопросы для самоконтроля	57
Глава 5. Конструкции реакторов.	58
5.1. Реакторы для гомогенных реакций	58
5.2. Реакторы для гетерогенных некаталитических реакций.	60
5.2.1. Реакторы для проведения реакций твердое вещество – газ.	61
5.2.2. Реакторы для проведения реакций твердое вещество – жидкость	63
5.2.3. Реакторы для реакций газ – жидкость и жидкость – жидкость	67
5.3. Реакторы для гетерогенно-каталитических реакций	68
Вопросы для самоконтроля	71
Глава 6. Перемешивание в реакторах	72
6.1. Механическое перемешивание.	72
6.2. Перемешивание псевдооживлением	74
6.3. Барботаж	76
Вопросы для самоконтроля	77
Глава 7. Организация теплообмена в реакторах.	78
7.1. Нестационарный нагрев в РИС-П с паровой рубашкой	78
7.2. Нестационарный теплообмен в РИС-П со змеевиковым теплообменником	80
Вопросы для самоконтроля	82
Рекомендуемая литература к главам 1-7	83
Глава 8. Реакторы для химических и живых систем.	84
8.1. Химические и биореакторы.	84
8.2. Основные типы химических реакторов.	84
8.3. Принципы проектирования химических реакторов.	88
8.4. Расчет основных параметров реакторов.	90
8.5. Устройство контактных аппаратов.	93
8.6. Реакторы переработки и синтеза высоковязких веществ.	95
8.7. Ферментеры.	96
Вопросы для самоконтроля	101
Рекомендуемая литература к главе 8	101
Глава 9. КОНТРОЛЬНЫЕ РАБОТЫ.	103
9.1. Контрольная № 1	103
9.2. Контрольная № 2	107
Глава 10. МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОЙ РАБОТЫ	113
10.1. Расчет реактора в курсовой работе.	114
10.1.1. Определение времени реакции и эффективности работы реактора.	114
10.1.2. Расчет объема и расхода воды.	116
10.1.3. Расчет и выбор основных размеров реактора.	116
10.2. Расчет мощности, затрачиваемой на перемешивание.	118
Рекомендуемая литература к главе 10.	121
ЗАДАНИЕ НА КУРСОВУЮ РАБОТУ по дисциплине «Химические реакторы».	123
Лабораторная работа. Оценка структуры потока в емкостном реакторе малого объема.	124
Приложение	124
Содержание.	138

Учебное издание

Юрий Николаевич Жилин
Анжелла Николаевна Зарубина
Галина Львовна Олиференко
Андрей Николаевич Иванкин

ИНЖЕНЕРНАЯ ХИМИЯ. ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

Под редакцией авторов

Оригинал-макет подготовил Ю.Н. Жилин, А.Н. Иванкин

Верстка Ю.Н. Жилина, А.Н. Иванкина

По тематическому плану внутривузовских изданий учебной литературы на 2016 г., поз. доп.

Лицензия ЛР № 020718 от 02.02.1998 г.
Лицензия ПД № 00326 от 14.02.2000 г.

Подписано к печати	Формат 60x88/16
Бумага 80 г/м ² “Снегурочка”	Ризография
Объем 8,75 п.л.	Заказ №
Тираж 100 экз.	

Издательство Московского государственного университета леса.
141005. Мытищи-5, Московская обл, 1-я Институтская, 1, МГУЛ.
Телефон: 8(498)687-43-77.
e-mail: izdat@mgul/ac/ru