

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Нижекамский химико-технологический институт (филиал)  
федерального государственного бюджетного образовательного  
учреждения высшего образования  
«Казанский национальный исследовательский технологический  
университет»  
(НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ»)



УТВЕРЖДАЮ

Заместитель директора по УР

Н.И. Никифорова

« 03 »

05

2023 г.

**ФОНД ОЦЕНОЧНЫХ СРЕДСТВ**

по дисциплине (модулю)

**ОП.16 «Химические реакторы»**

18.02.07 «Технология производства и переработки пластических масс и  
эластомеров»

техник-технолог

квалификация

очная

форма обучения

Нижекамск 2023

Составитель ФОС:

старший преподаватель кафедры НХС



Г.Р. Хуснутдинова

ФОС рассмотрен и одобрен на заседании кафедры Нефтехимического синтеза,  
протокол от 12.04.2023 г. № 8

Зав. кафедрой



Р.З. Агзамов

Эксперт:

Ответственный за ООП,  
разработчик учебного плана,  
ст.преподаватель кафедры НХС



Г.Р. Хуснутдинова

**Перечень компетенций с указанием уровней их формирования**

<b>Индекс Компетенции</b>	<b>Содержание компетенции</b>	<b>Этапы формирования компетенции (указать все темы из РПД)</b>				<b>Наименование оце- ночного средства</b>
		<b>Лекции</b>	<b>Практические Занятия, лабора- торный практи- кум</b>	<b>Лабораторные занятия</b>	<b>Курсовой про- ект (работа)</b>	
ОК 01.	Выбирать способы решения задач профессиональной деятельности применительно к различным контекстам	<i>Тема 1.1, Тема 2.1, Тема 3.2,  Тема 3.5, Тема 4.2, Тема 5.1, Тема 5.3, Тема 5.4, Тема 6.1, Тема 6.2.</i>	<i>Не предусмот- рены</i>	<i>Тема 1.1, Тема 2.1, Тема 3.2, Тема 3.5, Тема 4.2, Тема 5.1, Тема 5.3, Тема 5.4, Тема 6.1, Тема 6.2.</i>	<i>Не предусмот- рены</i>	<i>Лабораторные ра- боты 1-11, тестиро- вание, зачёт</i>
ОК 02.	Осуществлять поиск, анализ и интерпретацию информации, необходимой для выполнения задач профессиональной деятельности	<i>Тема 1.1, Тема 1.2, Тема 3.2,  Тема 3.3, Тема 3.5, Тема 4.1, Тема 5.1, Тема 5.2, Тема 5.4, Тема 5.5, Тема 6.2, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмот- рены</i>	<i>Тема 1.1, Тема 1.2, Тема 3.2,  Тема 3.3, Тема 3.5, Тема 4.1, Тема 5.1, Тема 5.2, Тема 5.4, Тема 5.5, Тема 6.2, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмот- рены</i>	<i>Лабораторные ра- боты 1-11, тестиро- вание, зачёт</i>

ОК 03.	Планировать и реализовывать собственное профессиональное и личностное развитие	<i>Тема 1.2, Тема 2.1, Тема 3.3, Тема 3.4, Тема 4.1, Тема 4.2, Тема 5.2, Тема 5.3, Тема 5.5, Тема 6.1, Тема 6.2, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.2, Тема 2.1, Тема 3.3, Тема 3.4, Тема 4.1, Тема 4.2, Тема 5.2, Тема 5.3, Тема 5.5, Тема 6.1, Тема 6.2, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-11, тестирование, зачёт</i>
ОК 07.	Содействовать сохранению окружающей среды, ресурсосбережению, эффективно действовать в чрезвычайных ситуациях	<i>Тема 1.1, Тема 3.2, Тема 3.5, Тема 5.1, Тема 5.4, Тема 6.2</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.1, Тема 3.2, Тема 3.5, Тема 5.1, Тема 5.4, Тема 6.2</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-17, тестирование, зачёт</i>
ОК 09.	Изготавливать и испытывать опытные образцы продукции	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-11, тестирование, зачёт</i>
ПК 1.1.	Проектировать, изготавливать и обрабатывать оснастку	<i>Тема 2.1, Тема 3.4, Тема 4.2, Тема 5.3, Тема 6.1</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 2.1, Тема 3.4, Тема 4.2, Тема 5.3, Тема 6.1</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-11, тестирование, зачёт</i>
ПК 1.2.	Осуществлять, настройку и эксплуатацию технологического оборудования и оснастки	<i>Тема 1.1, Тема 3.2,</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.1, Тема 3.2,</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные ра-</i>

		<i>Тема 3.5, Тема 5.1, Тема 5.4, Тема 6.2</i>		<i>Тема 3.5, Тема 5.1, Тема 5.4, Тема 6.2</i>		<i>боты 1-11, тестирование, зачёт</i>
ПК 2.4.	Соблюдать отраслевые нормы и требования экологической безопасности на всех стадиях технологического процесса	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-11, тестирование, зачёт</i>
ПК 3.3.	Организовывать безопасные условия процессов и производства	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Тема 1.2, Тема 3.3, Тема 4.1, Тема 5.2, Тема 5.5, Тема 6.3</i>	<i>Не предусмотрены</i>	<i>Лабораторные работы 1-11, тестирование, зачёт</i>

***Перечень оценочных средств по дисциплине (модулю)***

<b><i>Оценочные средства</i></b>	<b><i>Кол-во</i></b>	<b><i>Min, баллов (базовый уро- вень)</i></b>	<b><i>Max, баллов (повышенный уро- вень)</i></b>
<b><i>Лабораторная работа</i></b>	<b><i>11</i></b>	<b><i>36</i></b>	<b><i>60</i></b>
<b><i>Тестирование</i></b>	<b><i>1</i></b>	<b><i>24</i></b>	<b><i>40</i></b>
<b><i>Зачёт</i></b>	<b><i>1</i></b>	<b><i>-</i></b>	<b><i>-</i></b>
<b><i>Итого:</i></b>		<b><i>60</i></b>	<b><i>100</i></b>

### *Шкала оценивания*

Цифровое выражение	Выражение в баллах:	Словесное выражение	Критерии оценки индикаторов достижения при форме контроля:	
			экзамен / зачет с оценкой	зачет
5	87 - 100	Отлично (зачтено)	Оценка «отлично» выставляется студенту, если теоретическое содержание курса освоено полностью, без пробелов; исчерпывающе, последовательно, четко и логически стройно излагает материал; свободно справляется с задачами, вопросами и другими видами применения знаний; использует в ответе дополнительный материал все предусмотренные программой задания выполнены, качество их выполнения оценено числом баллов, близким к максимальному; анализирует полученные результаты; проявляет самостоятельность при выполнении заданий	Оценка «зачтено» выставляется студенту, если ответы на вопросы по темам дисциплины последовательны, логически изложены, допускаются незначительные недочеты в ответе студента, такие как отсутствие самостоятельного вывода, речевые ошибки и пр
4	74 - 86	Хорошо (зачтено)	Оценка «хорошо» выставляется студенту, если теоретическое содержание курса освоено полностью, необходимые практические компетенции в основном сформированы, все предусмотренные программой обучения учебные задания выполнены, качество их выполнения достаточно высокое. Студент твердо знает материал, грамотно и по существу излагает его, не допуская существенных неточностей в ответе на вопрос.	
3	60 - 73	Удовлетворительно (зачтено)	Оценка «удовлетворительно» выставляется студенту, если теоретическое содержание курса освоено частично, но пробелы не носят существенного характера, большинство предусмотренных программой заданий выполнено, но в них имеются ошибки, при ответе на поставленный вопрос студент допускает неточности, недостаточно правильные формулировки, наблюдаются нарушения логической последовательности в изложении программного материала.	
2	Ниже 60	Неудовлетворительно (не зачтено)	Оценка «неудовлетворительно» выставляется студенту, если он не знает значительной части программного материала, допускает существенные ошибки, неуверенно, с большими затруднениями выполняет практические работы, необходимые практические компетенции не сформированы, большинство предусмотренных программой обучения учебных заданий не выполнено, качество их выполнения оценено числом баллов, близким к минимальному	Оценка «не зачтено» выставляется студенту, если студент не знает основных понятий темы дисциплины, не отвечает на дополнительные и наводящие вопросы преподавателя.

### Примерный перечень оценочных средств

№п/п	Наименование оценочного средства	Краткая характеристика оценочного средства	Представление оценочного средства в фонде
1	2	3	4
1	Лабораторная работа	Это вид учебной работы, целью которой является изучение (исследование, измерение) характеристик лабораторного объекта. Цель лабораторных занятий: освоение изучаемой учебной дисциплины; приобретение навыков практического применения знаний учебной дисциплины (дисциплин) с использованием технических средств и (или) оборудования	Темы лабораторных работ, контрольные вопросы по теме лабораторной работы, вопросы к коллоквиуму
2	Собеседование	Средство контроля, организованное как специальная беседа преподавателя с обучающимся на темы, связанные с изучаемой дисциплиной, и рассчитанное на выяснение объема знаний обучающегося по определенному разделу, теме, проблеме и т.п.	Вопросы по темам/разделам дисциплины
3	Тест	Система стандартизированных заданий, позволяющая автоматизировать процедуру измерения уровня знаний и умений обучающегося.	Фонд тестовых заданий



Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Нижекамский химико-технологический институт (филиал)  
федерального государственного бюджетного образовательного учреждения  
высшего образования  
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

*Подготовительный факультет*  
Кафедра: нефтехимического синтеза

Учебным планом по направлению подготовки 18.02.07 «Технология производства и переработки пластических масс и эластомеров» для обучающихся предусмотрено проведение лабораторных занятий по дисциплине Химические реакторы.

Лабораторные занятия по дисциплине проводятся в специально оборудованных лабораториях с применением необходимых средств обучения: лабораторного оборудования, образцов для исследований, методических пособий. Цель проведения лабораторных работ - практическое освоение теоретических положений лекционного материала, а также выработка студентами определенных умений и навыков самостоятельного экспериментирования.

### ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №1

«Расчет основных технологических параметров ведения процесса. Часть 1»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, научиться рассчитывать конверсию продукта.

#### Краткая теория

Степень конверсии – доля прореагировавшего исходного реагента относительно его начального количества:

$$X_A = \frac{m_{A,0} - m_A}{m_{A,0}} = \frac{n_{A,0} - n_A}{n_{A,0}} = \frac{F_{A,0} - F_A}{F_{A,0}} \quad (1)$$

где:  $m_{A,0}$ ,  $n_{A,0}$  – количество вещества А в начале процесса, кг, кмоль, соответственно;

$m_A$ ,  $n_A$  – количество вещества А в конце процесса, кг, кмоль, соответственно;

$F_{A,0}$ ,  $F_A$  – мольная скорость (поток) компонента А на входе и выходе из реакционного устройства, кмоль/с.

Степень конверсии, как критерий эффективности реакционных устройств используется довольно часто при характеристике работы аппаратов, в которых протекают простые и/или обратимые процессы. Степень конверсии для простых реакций связана с удельной производительностью реакторов, их конструкцией, способом введения исходных реагентов температурой процесса и т. д.

#### Ход работы

В большинстве случаев задача максимизации степени конверсии возникает при проведении обратимых и некоторых гетерогенно-каталитических процессов. Например, для гетерогенно-каталитической реакции:  $A \rightleftharpoons B$  кинетическим уравнением:

$$r_A = \frac{k \cdot P_A \cdot P_B}{1 + b_A \cdot P_A + b_B \cdot P_B},$$

в котором член  $b_B \cdot P_B$  сравним по своей величине с членом  $1 + b_A \cdot P_A$ , наблюдается сложная зависимость скорости реакции от избытка второго реагента В. При малых избытках В и  $(b_A \cdot P_A + b_B \cdot P_B) < 1$  кинетическое уравнение преобразуется в  $r_A \propto k \cdot P_A \cdot P_B$ . Поэтому в

$$P_{\text{общ}} = \sum_i P_i \approx \text{const} \quad P_{\text{общ}} = \sum_i P_i \approx \text{const}$$

случае постоянства общего давления

максимум

скорости, а значит и максимум степени конверсии будет достигаться при эквимольном соотношении реагентов. Если  $b_B \cdot P_B \ll 1 + b_A \cdot P_A$ , то кинетическое уравнение примет вид  $r_A \propto k_{\text{эф}} \cdot P_A$ . При постоянстве общего давления в системе, увеличение мольного избытка реагента В по отношению к А будет приводить к уменьшению парциального давления А и значит к уменьшению скорости реакции и степени конверсии при прочих равных условиях.

Пример. Гетерогенно-каталитическая реакция гидрирования  $A + H_2 \rightarrow B$ , подчиняющаяся кинетическому уравнению:

$$r_A = \frac{k \cdot P_A \cdot P_{H_2}}{1 + b_A \cdot P_A + b_{H_2} \cdot P_{H_2}},$$

протекает в реакторе смешения объемом  $V_p = 10 \text{ м}^3$  при давлении  $P_0 = 70 \text{ атм.}$  и температуре  $T = 250 \text{ }^\circ\text{C}$ . Суммарная скорость подачи исходных реагентов  $10 \text{ кмоль/с}$ , коэффициенты  $b_A$  и  $b_{H_2}$  соответственно равны  $1,0$  и  $1,0 \text{ атм}^{-1}$ . Константа скорости данной реакции  $k$  равна  $0,3 \text{ кмоль} \cdot \text{м}^{-3} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{атм}^{-2}$ . Найти соотношение исходных реагентов, при котором степень конверсии вещества А будет максимальной.

Решение. Для того чтобы выразить парциальные давления реагирующих веществ через степень конверсии вещества А, составим парциальный мольный баланс:

$$\frac{F_A}{F_{A,0}} = 1 - X_A,$$

$$\frac{F_{H_2}}{F_{A,0}} = \beta - X_A \cdot \left( \text{где } \beta = \frac{F_{H_2,0}}{F_{A,0}} \right),$$

$$\frac{F_B}{F_{A,0}} = X_A;$$

тогда 
$$\sum \frac{F_i}{F_{A,0}} = 1 + \beta - X_A.$$

Парциальные давления реагирующих веществ составят:

$$P_A = P_0 \cdot \frac{1 - X_A}{1 + \beta - X_A}, \quad P_{H_2} = P_0 \cdot \frac{\beta - X_A}{1 + \beta - X_A}, \quad P_B = P_0 \cdot \frac{X_A}{1 + \beta - X_A}.$$

Характеристическое уравнение реактора идеального смешения  $\frac{V_p}{F_{A,0}} = \frac{X_A}{|r_A|}$ , откуда:

$$\frac{V_p}{F_{A,0}} = \frac{X_A}{|r_A|},$$

$$X_A = \frac{V_p}{F_{A,0}} \cdot |r_A| = \frac{V_p \cdot (1 + \beta)}{F_0} \cdot \frac{k \cdot P_0 \cdot \frac{1 - X_A}{1 + \beta - X_A} \cdot P_0 \cdot \frac{\beta - X_A}{1 + \beta - X_A}}{1 + b_A \cdot P_0 \cdot \frac{1 - X_A}{1 + \beta - X_A} + b_{H_2} \cdot P_0 \cdot \frac{\beta - X_A}{1 + \beta - X_A}}.$$

Ввиду сложности аналитического решения полученного выражения, поиск величины  $X_A$  соответствующей максимальной степени конверсии, проводится численными методами путем решения уравнения:

$$y = \frac{V_p \cdot (1 + \beta)}{F_0} \cdot \frac{k \cdot P_0 \cdot \frac{1 - X_A}{1 + \beta - X_A} \cdot P_0 \cdot \frac{\beta - X_A}{1 + \beta - X_A}}{1 + b_A \cdot P_0 \cdot \frac{1 - X_A}{1 + \beta - X_A} + b_{H_2} \cdot P_0 \cdot \frac{\beta - X_A}{1 + \beta - X_A}} - X_A = 0$$

при разных значениях  $\beta$ .

Результаты расчета степени превращения  $X_A$  при разных значениях коэффициента избытка  $\beta$  приведены ниже:

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1											
2	Исходные данные: V		10		$\beta$	1	1,2	1,4	1,6	1,8	2
3		$P_0$	70		$X_A$	0,9459	0,9687	0,9692	0,9686	0,9677	0,9669
4		T	250								
5			10								
6		$b_A$	1								
7		$b_{H_2}$	1								
8		k	0,3								

Вывод: Максимальная степень конверсии  $X_A=0,9692$  достигается при избытке  $\beta$

$\beta=1,4$ .

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №2

### «Расчет основных технологических параметров ведения процесса. Часть 2»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, научиться рассчитывать селективность и выход продукта.

#### Краткая теория

*Селективность* – доля (или процент) превращенного исходного реагента, израсходованная на образование данного продукта. Селективность можно определить как отношение количества полученного продукта к его теоретическому количеству, которое могло бы образоваться из превращенного реагента при отсутствии побочных реакций и потерь:

$$\Phi_i^A = \frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot n_{A,0} \cdot X_A} = \frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot F_{A,0} \cdot X_A},$$

$\Phi_i^A$

$\Phi_i^A$

где  $\Phi_i^A$  – селективность (интегральная селективность) процесса по продукту i, определенная по основному реагенту A;

$v_i, v_A$  – стехиометрические коэффициенты при продукте i и исходном реагенте A в уравнении реакции.

$$\frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot n_{A,0} \cdot X_A} \text{ или } \frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot F_{A,0} \cdot X_A}$$

В уравнении (2) член  $\frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot F_{A,0} \cdot X_A}$  соответствует количеству исходного реагента, израсходованному на образование данного продукта. Очевидно, что сумма селективностей по всем продуктам, образованным из реагента A, должна быть равна 1 (3)

Кроме интегральной селективности процесса, пользуются также понятием дифференциальной селективности, которая представляет собой долю превращенного исходного реагента, израсходованную на образование данного продукта при бесконечно малом изменении состояния системы:

$$\phi_i^A = \frac{dn_i}{\frac{v_i}{v_A} \cdot dn_A} = \frac{dF_i}{\frac{v_i}{v_A} \cdot dF_A}.$$

Связь между интегральной и дифференциальной селективностью процесса дается уравнением:

$$\Phi_i^A = \frac{1}{X_A} \int_0^{X_A} \phi_i^A \cdot dX_A.$$

Селективность процесса по целевому продукту является важной характеристикой катализаторов, условий проведения процесса, типа реакторов; она показывает долю полезно использованного сырья. Ввиду материалоемкости любого химического производства, повышение селективности процессов – одна из важнейших задач химической технологии.

*Выход* – это далеко не однозначное понятие. Иногда под ним понимают абсолютное количество полученного продукта (в, г, кг, моль, кмоль), но чаще выход выражают в долях единицы или в процентах на взятое сырье. Кроме того, выход применяют для характеристики систем разного масштаба – только реакционного аппарата (химический выход), какого-либо узла производства или технологической схемы в целом, когда учитываются не только расход сырья на химические реакции, но и различные потери (технологический выход). Химический

выход равен мольному количеству полученного продукта  $i$  отнесенному к его теоретическому количеству:

$$X_i^A = \frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot n_{A,0}} = \frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{v_i}{v_A} \cdot F_{A,0}}.$$

Из уравнений (2) и (6) вытекает, что выход равен произведению селективности на степень конверсии:

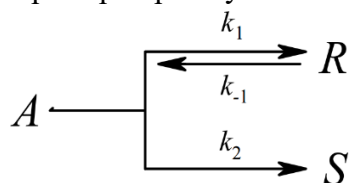
$$X_i^A = \Phi_i^A \cdot X_A.$$

при этом  $\sum X_i^A = \sum (\Phi_i^A \cdot X_A) = X_A$ . (8)

Химический выход, как и степень конверсии, и селективность, является важнейшей характеристикой технологического процесса. Однако химический выход (см. уравнение (7)) понятие более емкое, чем первые два, и оно наполнено конкретным содержанием. Поэтому химический выход как критерий оптимизации работы реакционных устройств используется довольно часто.

Ход работы

Пример. При изучении системы параллельных реакций:



установлены первые порядки всех реакций и следующее соотношение констант скорости:

$k_1:k_{-1}:k_2=10:1:1$ . Рассчитать для реактора полного смешения кривые зависимости селективности и выхода продукта R от степени конверсии. Определить степень конверсии исходного реагента A, при которой достигается максимальный выход продукта R.

*Решение.* Селективность по продукту R определяется выражением:

$$\Phi_R = \Phi_{R, \text{РИС}} = \frac{r_R}{|r_A|} = \frac{r_1 - r_{-1}}{r_1 - r_{-1} + r_2} = \frac{k_1 C_{A,0} (1 - X_A) - k_{-1} C_{A,0} X_A \Phi_{R, \text{РИС}}}{k_1 C_{A,0} (1 - X_A) - k_{-1} C_{A,0} X_A \Phi_{R, \text{РИС}} + k_2 C_{A,0} (1 - X_A)},$$

$$\text{или } \Phi_R = \frac{k_1 (1 - X_A) - k_{-1} X_A \Phi_R}{k_1 (1 - X_A) - k_{-1} X_A \Phi_R + k_2 (1 - X_A)}.$$

Решим полученное уравнение относительно  $\Phi_R$ :

$$\Phi_R \cdot [k_1 (1 - X_A) - k_{-1} X_A \Phi_R + k_2 (1 - X_A)] = k_1 (1 - X_A) - k_{-1} X_A \Phi_R;$$

$$k_{-1} X_A \Phi_R^2 - \Phi_R \cdot [k_1 (1 - X_A) + k_{-1} X_A + k_2 (1 - X_A)] + k_1 (1 - X_A) = 0, \text{ или}$$

$$\Phi_R = \frac{[k_1 (1 - X_A) + k_{-1} X_A + k_2 (1 - X_A)] \pm \sqrt{[k_1 (1 - X_A) + k_{-1} X_A + k_2 (1 - X_A)]^2 - 4 k_{-1} X_A k_1 (1 - X_A)}}{2 k_{-1} X_A}.$$

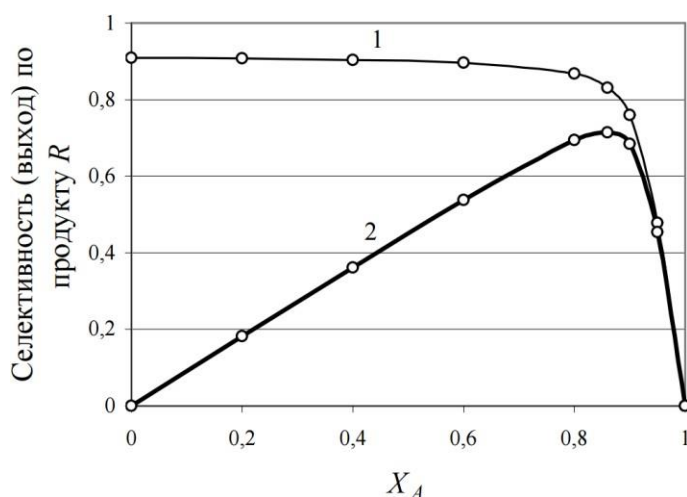
Рассчитываем по этому уравнению для разных степеней конверсии  $X_A$  селективность  $\Phi_R$  и выход целевого продукта  $X_R = X_A \Phi_R$ :

	1	2	3	4	5	6	7
1							
2	Исходные данные:	k1	10		Степень конверсии $X_A$	Селективность по продукту R ( $\Phi_R$ )	Выход продукта R ( $X_R$ )
3		k-1	1		0	#ДЕЛ/0!	#ДЕЛ/0!
4		k2	1		0,2	0,907177118	0,181435424
5					0,4	0,903822587	0,361529035
6					0,6	0,896430522	0,537858313
7					0,8	0,867217781	0,693774225
8					0,86	0,830467079	0,714201688
9					0,9	0,759746927	0,683772234
10					0,95	0,478101064	0,454196011
11					1	0	0
12							

Результаты расчета селективности и выхода по продукту R для параллельной реакции с обратимой стадией образования целевого продукта:

Степень конверсии $X_A$	Селективность по продукту R	Выход продукта R
0	0,909	0,000
0,2	0,907	0,181
0,4	0,904	0,362
0,6	0,896	0,538
0,8	0,867	0,694
0,86	0,830	0,714
0,9	0,760	0,684
0,95	0,478	0,454
1	0	0

Строим график в координатах  $\Phi_R$  и  $X_R$  от  $X_A$ . Зависимость селективности  $\Phi_R$  (1) и выхода  $X_R$  (2) от степени конверсии для системы параллельных превращений с обратимой целевой стадией.



**Вывод:** Максимум выхода продукта R равен 0,714, и он достигается при  $X_A = 0,86$ . Селективность в этой точке равна 0,830, и она резко снижается до нуля при  $X_A = 1$ .

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №3

### «Расчет скорости химической реакции»

#### Цель работы

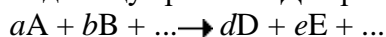
Применяя программный комплекс MS Excel, научиться рассчитывать скорость химической реакции.

#### Краткая теория

Химическая кинетика - раздел физической химии, изучающий скорости химических реакций. Основные задачи химической кинетики:

- 1) расчет скоростей реакций и определение кинетических кривых, т.е. зависимости концентраций реагирующих веществ от времени (*прямая задача*);
- 2) определение механизмов реакций по кинетическим кривым (*обратная задача*).

Скорость химической реакции описывает изменение концентраций реагирующих веществ в единицу времени. Для реакции



скорость реакции определяется следующим образом:

$$w = -\frac{1}{a} \frac{d[A]}{dt} = -\frac{1}{b} \frac{d[B]}{dt} = \frac{1}{d} \frac{d[D]}{dt} = \frac{1}{e} \frac{d[E]}{dt},$$

где квадратные скобки обозначают концентрацию вещества (обычно измеряется в моль/л),  $t$  - время;  $a, b, d, e$  - стехиометрические коэффициенты в уравнении реакции.

Скорость реакции зависит от природы реагирующих веществ, их концентрации, температуры и наличия катализатора. Зависимость скорости реакции от концентрации описывается основным постулатом химической кинетики - *законом действующих масс*:

Скорость химической реакции в каждый момент времени пропорциональна текущим концентрациям реагирующих веществ, возведенным в некоторые степени:

$$w(t) = k \cdot [A]^x \cdot [B]^y$$

где  $k$  - константа скорости (не зависящая от концентрации);  $x, y$  - некоторые числа, которые называют *порядком реакции по веществам A и B*, соответственно. Эти числа в общем случае никак не связаны с коэффициентами  $a$  и  $b$  в уравнении реакции. Сумма показателей степеней  $x + y$  называется *общим порядком реакции*. Порядок реакции может быть положительным или отрицательным, целым или дробным.

Большинство химических реакций состоит из нескольких стадий, называемых *элементарными реакциями*. Под элементарной реакцией обычно понимают единичный акт образования или разрыва химической связи, протекающий через образование переходного комплекса. Число частиц, участвующих в элементарной реакции, называют *молекулярностью* реакции. Элементарные реакции бывают только трех типов: мономолекулярные ( $A \rightarrow B + \dots$ ), бимолекулярные ( $A + B \rightarrow D + \dots$ ) и тримолекулярные ( $2A + B \rightarrow D + \dots$ ). Для элементарных реакций общий порядок равен молекулярности, а порядки по веществам равны коэффициентам в уравнении реакции.

#### Ход работы.

##### Пример 1-1.

Дана реакция:

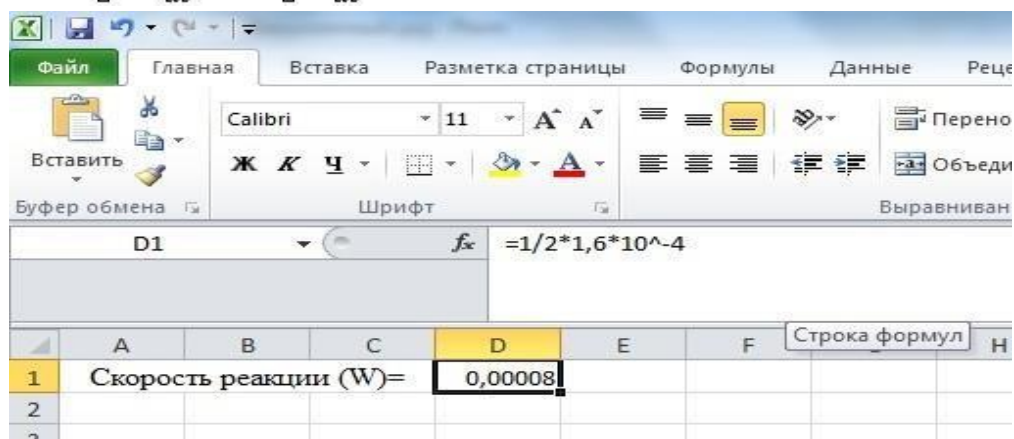


Скорость образования  $2\text{NO} = 1,6 \cdot 10^{-4}$  моль/(л\*с)

Чему равна скорость реакции и скорость расходования  $\text{NOBr}$ ?

Решение. По определению, скорость реакции равна:

$$w = -\frac{1}{2} \frac{d[\text{NOBr}]}{dt} = \frac{1}{2} \frac{d[\text{NO}]}{dt}$$



Из этого же определения следует, что скорость расходования NOBr равна скорости образования NO с обратным знаком:

$$\frac{d[\text{NOBr}]}{dt} = -\frac{d[\text{NO}]}{dt} = -1,6 \cdot 10^{-4} \text{ моль/(л с)}$$

Пример 1-2. В реакции 2-го порядка  $A + B = D$  начальные концентрации веществ A и B равны, соответственно, 2.0 моль/л и 3.0 моль/л. Скорость реакции равна  $1,2 \cdot 10^{-3}$  моль/(л с) при  $[A] = 1,5$  моль/л. Рассчитайте константу скорости и скорость реакции при  $[B] = 1,5$  моль/л.

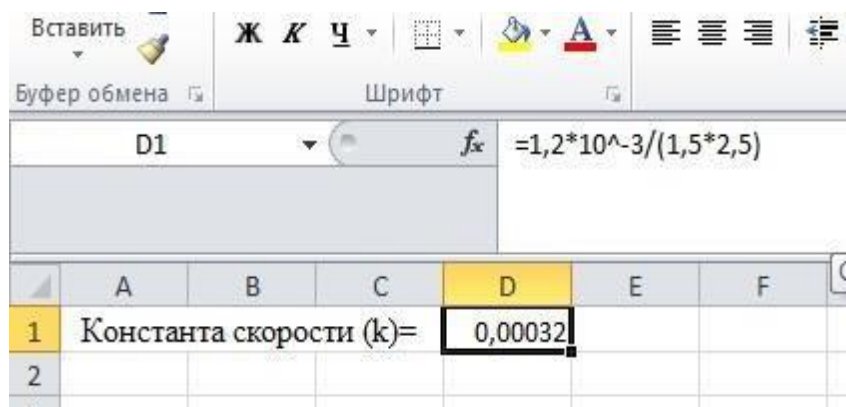
Решение.

По закону действующих масс, в любой момент времени скорость реакции равна:

$$w(t) = k \cdot [A] \cdot [B]$$

К моменту времени, когда  $[A] = 1,5$  моль/л, прореагировало по 0.5 моль/л веществ A и B, поэтому  $[B] = 3 - 0,5 = 2,5$  моль/л. Константа скорости равна:

$$k = w(t) / ([A] \cdot [B]) =$$



К моменту времени, когда  $[B] = 1,5$  моль/л, прореагировало по 1.5 моль/л веществ A и B, поэтому  $[A] = 2 - 1,5 = 0,5$  моль/л. Скорость реакции равна:

$$w(t) = k \cdot [A] \cdot [B] =$$





## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №4

### «Модель реактора идеального смешения»

#### Цель работы

Рассчитать реактор идеального смешения с помощью пакета MS Excel или LibreOffice Calc.

#### Краткая теория

РИС представляет собой аппарат с мешалкой, в который непрерывно подают реагенты и также непрерывно выводят из него продукты. В таком реакторе создается интенсивное перемешивание, поэтому по всему реактору мгновенно устанавливается одинаковая концентрация реагента, равная концентрации на выходе. Резкое (скачкообразное) изменение концентрации происходит за счет мгновенного смешения поступающих реагентов с реакционной массой, уже находящейся в реакторе.

Для простой реакции:



$$C_{A0} \cdot v = C_A \cdot v + w_A \cdot V$$

Выразив концентрацию вещества А через конверсию получим:

$$C_A = C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$C_{A0} \cdot v = C_{A0} \cdot (1 - X_A) \cdot v + w_A \cdot V$   $C_{A0} \cdot v = C_{A0} \cdot (1 - X_A) \cdot v + w_A \cdot V$ , где  $v$  – массовое выражение прихода, расхода вещества;  $C_A$  – концентрация вещества А;  $C_{A0}$  – начальная концентрация вещества А;  $X_A$  – конверсия по веществу А;  $v$  – объёмный расход;  $w_A$  – скорость химической реакции по веществу А.

Среднее время пребывания Подставив это выражение в уравнение получим:

Буфер обмена			Шрифт		
СУММ			=A2*B2/C2		
	A	B	C	D	E
1	CA0	XA	wA	τ(ср)	
2	1	0,8	0,9	=A2*B2/C2	
3	1,5	0,9	0,95	1,421053	
4					

Рис.1 Вычисление времени пребывания в Excel

Для реакции n-го порядка:

$$w_A = k C_A^n = k C_{A0}^n (1 - X_A)^n$$

При n=0:

При n=1:

При n=2:

По модели РИС рассчитывают реакторы с мешалками при небольшой вязкости среды и небольшом объёме реактора, например, проточно-циркуляционные аппараты, реакторы с кипящим слоем.

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №5

### «Модель реактора идеального вытеснения»

#### Цель работы

Рассчитать реактор идеального вытеснения с помощью пакета MS Excel или LibreOffice Calc.

#### Краткая теория

РИВ представляет собой трубчатый аппарат, в котором отношение длина трубы значительно превосходит её диаметр. В реактор непрерывно подаются исходные реагенты, которые превращаются в продукты реакции по мере перемещения их по длине реактора. Любая частица потока движется прямолинейно и равномерно, не происходит ни продольного, ни поперечного перемешивания. Для простой реакции:



$$G_{x,p} = w_A \cdot dV$$

После преобразования уравнение материального баланса принимает вид:

$$C_{A0} \cdot dX_A = \frac{w_A \cdot dV}{v}$$

Где – массовое выражение прихода, расхода и вступившего в хим. реакцию вещества;  
 $C_A$  – концентрация вещества А;  $C_{A0}$  – начальная концентрация вещества А;  $X_A$  – конверсия по веществу А;  $v$  – объёмный расход;  $w_A$  – скорость химической реакции по веществу А.

Проинтегрировав полученное уравнение по объёму реактора получим:

$$\tau = \frac{V}{v} = C_{A0} \left( \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{w_A} \right)$$

Для реакции n-го порядка:

$$w_A = k \cdot C_A^n = k \cdot C_{A0}^n \cdot (1 - X_A)^n$$

$$n=0 \quad \tau = \frac{C_{A0}}{k} \cdot X_A \quad \tau = \frac{C_{A0}}{k} \cdot X_A$$

$$n=1 \quad \tau = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad \tau = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_A}$$

$$n=2 \quad \tau = \frac{X_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)} \quad \tau = \frac{X_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)}$$

Выполнение работы

ЕСЛИ <span style="float: right;">=ЕСЛИ(D2=0;A3*B3/C3;ЕСЛИ(D2=1;LN(1/(1-B2))/C2;B2/(C2*A2*(1-B2))))</span>							
	A	B	C	D	E	F	G
1	CA0	XA	k	n	τ(ср)		
2	0,5	0,7	0,85	0	=ЕСЛИ(D2		
3	1	0,8	0,9	1	1,788264		
4	1,5	0,9	0,95	2	6,315789		

Рисунок 1 - Расчёт времени пребывания в зависимости от порядка реакции.

По модели РИВ рассчитывают жидкофазные трубчатые реакторы, а также трубчатые контактные аппараты с катализатором в трубах или межтрубном пространстве.

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №6

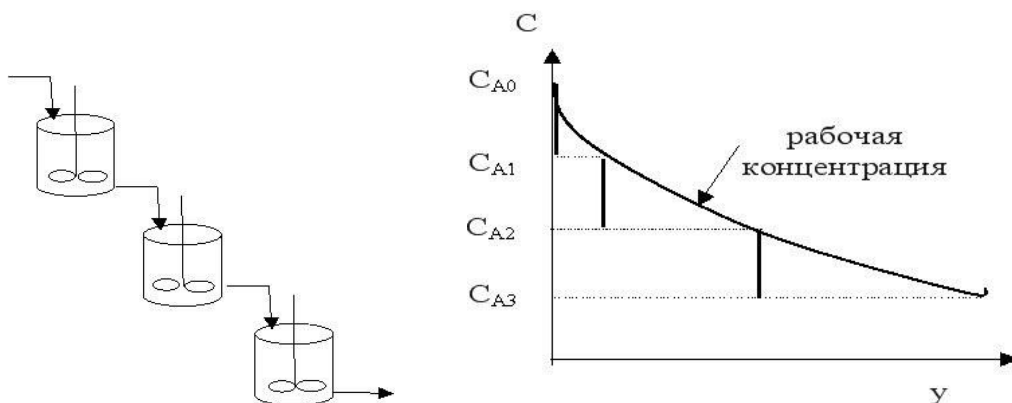
### «Модель каскада реакторов идеального смешения»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, научиться рассчитывать каскад реакторов идеального смешения (К-РИС).

#### Краткая теория

В единичном РИС-Н нельзя добиться высокой степени превращения, так как концентрация исходного реагента мгновенно падает, и весь процесс протекает при низкой скорости. Однако при проведении реакций, в которых участвуют два и более реагентов, перемешивание участников реакции является необходимым условием ее осуществления. В этом случае можно использовать реакторы, которые описывают *ячеечной* моделью или моделью К-РИС-Н. Каскад представляет собой несколько последовательно соединенных проточных реакторов идеального смешения.



Концентрация исходного реагента в такой системе снижается до конечного значения не сразу, а постепенно от реактора к реактору. В каждом реакторе концентрация реагента в объеме постоянна и равна концентрации его на выходе из реактора; изменение концентрации происходит скачком. Однако рабочая концентрация в каскаде поддерживается выше, чем в единичном РИС-Н и при увеличении числа реакторов приближается к значению концентрации в РИВ. При  $n = 8 - 10$ , К-РИС-Н  $\equiv$  РИВ-Н.

Расчет К-РИС-Н сводится к расчету числа ступеней « $n$ », необходимого для достижения заданной степени превращения реагента. Существуют графический и аналитический методы расчета каскада реакторов.

Ход работы

Пример. Для последовательно протекающих реакций:



Имеются следующие исходные данные:

$k_1 = 0,35 \text{ ч}^{-1}$  ;

$k_2 = 0,13 \text{ ч}^{-1}$  ;

$C_{A,0} = 4 \text{ кмоль/м}^3$  ;

$C_{r,0} = C_{s,0} = 0$ .

Найти максимальную концентрацию вещества  $R$ , которая получается при проведении реакции: 1) в реакторе периодического действия; 2) в непрерывно действующем реакторе идеального смешения; 3) в каскаде из двух реакторов идеального смешения.

Решение. Кинетические уравнения для данного процесса:

$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A; \quad r_R = -\frac{dC_R}{dt} = k_2 C_R - k_1 C_A.$$

Концентрацию промежуточного продукта R в реакторе периодического действия найдем, учитывая, что  $C_{R,0}=0$

$$C_R = \frac{k_1 \cdot C_{A,0}}{k_2 - k_1} \cdot (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}).$$

Дифференцируя полученное выражение для нахождения максимума, получим:

$$\frac{dC_R}{dt} = \frac{k_1 \cdot C_{A,0}}{k_2 - k_1} \cdot (-k_1 \cdot e^{-k_1 t} + k_2 \cdot e^{-k_2 t}) = 0,$$

$$t_{Rmax} = \ln(0,35/0,13) / (0,35 - 0,13) = 4,55 \text{ ч}$$

$$C_{Rmax} = 0,35 \cdot 4 / (0,35 - 0,13) \cdot (e^{-(0,13 \cdot 4,55)} - e^{-(0,35 \cdot 4,55)}) = 2,33 \text{ кмоль/м}^3$$

Для РИС, в котором протекает сложная последовательная реакция 1-го порядка, справедливы следующие выражения:

$$C_{R,max} = \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau_{max}}{(1 + k_1 \cdot \tau_{max}) \cdot (1 + k_2 \cdot \tau_{max})} \quad \text{и} \quad \tau_{R,max} = \frac{1}{\sqrt{k_1 k_2}}.$$

$$t_{Rmax} = (1/0,35 \cdot 0,13)^{1/2} = 4,7 \text{ ч}$$

$$C_{Rmax} = 0,35 \cdot 4 \cdot 4,7 / ((1 + 0,35 \cdot 4,7) \cdot (1 + 0,13 \cdot 4,7)) = 1,54 \text{ кмоль/м}^3$$

Для 2-го реактора каскада из двух реакторов идеального смешения можно записать:

$$\frac{V}{W_0} = \tau = \frac{C_{R,2} - C_{R,1}}{r_{R,2}} = \frac{C_{R,2} - C_{R,1}}{k_1 \cdot C_{A,2} - k_2 \cdot C_{R,2}},$$

Принимая во внимание то, что

$$C_{A,2} = \frac{C_{A,0}}{(1 + k_1 \cdot \tau)^2} \quad \text{и} \quad C_{R,1} = \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau}{(1 + k_1 \cdot \tau) \cdot (1 + k_2 \cdot \tau)} \quad \text{получим:}$$

$$C_{R,2} - \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau}{(1 + k_1 \tau) \cdot (1 + k_2 \tau)} = \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau}{(1 + k_1 \tau)^2} - k_2 \cdot C_{R,2} \cdot \tau,$$

$$C_{R,2} \cdot (1 + k_2 \tau) - \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau}{(1 + k_1 \tau)^2} = \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau}{(1 + k_1 \tau) \cdot (1 + k_2 \tau)}.$$

Концентрация продукта R на выходе 2-го реактора каскада равна

$$C_R = \frac{k_1 \cdot C_{A,0} \cdot \tau \cdot [2 + (k_1 + k_2) \cdot \tau]}{[(1 + k_1 \tau) \cdot (1 + k_2 \tau)]^2}.$$

Максимум найдем методом подбора условного времени контакта следующим образом:

t, ч	0,00	0,50	1,00	1,50	2,00	2,50
C <sub>Rmax</sub>	0,000	1,001	1,492	1,720	1,806	1,815

Откуда следует, что  $C_{Rmax} = 1,815 \text{ кмоль/м}^3$ . При использовании каскада с бесконечно большим числом реакторов идеального смешения можно достигнуть такого же максимального выхода промежуточного продукта R, как в реакторе периодического действия.

В случае, когда желательно получить максимальную концентрацию вещества R, реактор периодического действия является наиболее эффективным для использования его при осуществлении сложного процесса.

Вывод: Нашли максимальную концентрацию вещества R, которая получается при проведении реакции в каскаде реактора идеального смешения ( $C_{R\max} = 1,815$  кмоль/м<sup>3</sup>).

[illegible]

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №7

### «Тепловой баланс химического реактора»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, научиться рассчитывать тепловой баланс реактора.

#### Краткая теория

Энергетический (тепловой) баланс любого аппарата может быть представлен в виде уравнения, связывающего приход и расход энергии (тепла) процесса (аппарата). Энергетический баланс составляется на основе закона сохранения энергии, в соответствии с которым в замкнутой системе сумма всех видов энергии постоянна. Обычно для химических процессов составляется тепловой баланс. Уравнение теплового баланса:

$$\Sigma Q_{\text{пр}} = \Sigma Q_{\text{расх}} \quad (1.1)$$

или 
$$\Sigma Q_{\text{пр}} - \Sigma Q_{\text{расх}} = 0 \quad (1.2)$$

Применительно к тепловому балансу закон сохранения энергии формулируется следующим образом: приход теплоты в данном аппарате (или производственной операции) должен быть равен расходу теплоты в том же аппарате (или операции).

Для аппаратов (процессов) непрерывного действия тепловой баланс, как правило, составляют на единицу времени, а для аппаратов (процессов) периодического действия – на время цикла (или отдельного перехода) обработки.

Тепловой баланс рассчитывают по данным материального баланса с учетом тепловых эффектов (экзотермических и эндотермических) химических реакций и физических превращений (испарение, конденсация и т.п.), происходящих в аппарате с учетом подвода теплоты извне и отвода ее с продуктами реакции, а также через стенки аппарата.

Тепловой баланс подобно материальному выражают в виде таблиц, диаграмм, а для расчета используют следующее уравнение

$$Q_{\text{т}} + Q_{\text{ж}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{ф}} + Q_{\text{р}} + Q_{\text{п}} = Q'_{\text{т}} + Q'_{\text{ж}} + Q'_{\text{г}} + Q'_{\text{ф}} + Q'_{\text{р}} + Q'_{\text{п}} \quad (1.3)$$

где  $Q_{\text{т}}, Q_{\text{ж}}, Q_{\text{г}}$  – количество теплоты, вносимое в аппарат твердыми, жидкими и газообразными веществами соответственно;

$Q'_{\text{т}}, Q'_{\text{ж}}, Q'_{\text{г}}$  – количество теплоты, уносимое из аппарата выходящими продуктами и полупродуктами реакции и не прореагировавшими исходными веществами в твердом, жидком и газообразном виде;

$Q_{\text{ф}}$  и  $Q'_{\text{ф}}$  – теплота физических процессов, происходящих с выделением и поглощением ( $Q'_{\text{ф}}$ ) теплоты;

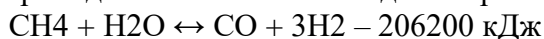
$Q_{\text{р}}$  и  $Q'_{\text{р}}$  – количество теплоты, выделяющееся в результате экзо- и эндотермических реакций ( $Q'_{\text{р}}$ );

$Q_{\text{п}}$  – количество теплоты, подводимое в аппарат извне (в виде дымовых газов, нагретого воздуха, сжигания топлива, электроэнергии и т.п.);

$Q'_{\text{п}}$  – потери тепла в окружающую среду, а также отвод тепла через холодильники, помещенные внутри аппарата.

#### Ход работы

**Пример.** Составить тепловой баланс реактора для получения водорода каталитической конверсией метана. Расчет ведем на 1000 м<sup>3</sup> H<sub>2</sub>. Потери теплоты в окружающую среду примем 6% от прихода теплоты. Расчет ведем по реакции:



**Исходные данные:** CH<sub>4</sub> :H<sub>2</sub>O = 1:2. Температура поступающих в реактор реагентов 1050 С; температура в зоне реакции 9000 С. теплоемкости в кДж/(кмоль \*0 С):

Тем- ра	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	H <sub>2</sub>
1000				
°C	36,72	33,29	28,97	29,10
9000				
°C	-	38,14	31,36	29,9

**Решение.** В соответствии с условием задачи на 1000м<sup>3</sup> H<sub>2</sub> объем исходных реагентов и полученных продуктов будет составлять:

ПРИХОД		РАСХОД	
CH <sub>4</sub>	333,3333	CO	333,3333
H <sub>2</sub> O	666,6667	H <sub>2</sub> O	333,3333
		H <sub>2</sub>	1000
ИТОГО	1000	ИТОГО	1666,667

Приход теплоты:

$$Q_{\text{физ. CH}_4} = (333,3/22,4) \cdot 36,72 \cdot 105 = 57375 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{физ. H}_2\text{O}} = (666,6/22,4) \cdot 33,29 \cdot 105 = 104031,3 \text{ кДж}$$

$$\Sigma Q_{\text{физ}} = 161406,3 \text{ кДж}$$

Расход теплоты: Теплота, уносимая продуктами реакции из реактора при 9000 С:

$$Q_{\text{CO}} = (333,3/22,4) \cdot 31,36 \cdot 900 = 420000 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{H}_2} = (1000/22,4) \cdot 29,90 \cdot 900 = 1201339 \text{ кДж}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = (333,3/22,4) \cdot 38,14 \cdot 900 = 511825 \text{ кДж}$$

$$\Sigma Q_{\text{физ ун.}} = 2133025 \text{ кДж}$$

$$Q_p = (333/22,4) \cdot 206200 = 3065400 \text{ кДж}$$

$$\text{Всего: } 5198425 \text{ кДж}$$

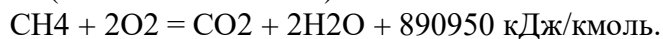
$$Q_{\text{п}} = 162310 \cdot 0,06 = 9738 \text{ кДж}$$

Тепловой баланс конверсии метана приведен в таблице:

приход		расход	
Q(H <sub>2</sub> O)	57375	Q(CO)	420000
Q(CH <sub>4</sub> )	104031,3	Q(H <sub>2</sub> )	1201339
		Q(H <sub>2</sub> O)	510803,6
		Q <sub>п</sub>	9684,375
		Q <sub>р</sub>	3068452
итого	161406,3	итого	5210280

$$\Delta Q = 5210280 - 161406,3 = 5048873 \text{ кДж}$$

Подвод теплоты в зону реакции осуществляется за счет сжигания части метана природного газа (98% CH<sub>4</sub> и 2% N<sub>2</sub>):



Для покрытия образовавшегося дефицита теплоты  $\Delta Q$  необходимо сжечь метана

$$5048873/890950 = 5,67 \text{ кмоль или } 5,67 \cdot 22,4 = 127 \text{ м}^3 \text{ CH}_4.,$$

т.е. 129,5 м<sup>3</sup> природного газа.

**Вывод:** составили тепловой баланс реактора и нашли необходимое количество теплоты для покрытия образовавшегося дефицита при сжигании метана (129,5м<sup>3</sup>).



ПРИХОД		РАСХОД		Тем-ра	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	H <sub>2</sub>
CH <sub>4</sub>	333,3333	CO	333,3333	105	36,72	33,29	28,97	29,10
H <sub>2</sub> O	666,6667	H <sub>2</sub> O	333,3333	900	-	38,14	31,36	29,9
		H <sub>2</sub>	1000					
ИТОГО	1000	ИТОГО	1666,667					
приход		расход						
Q(H <sub>2</sub> O)	57375	Q(CO)	420000					
Q(CH <sub>4</sub> )	104031,3	Q(H <sub>2</sub> )	1201339					
		Q(H <sub>2</sub> O)	510803,6					
		Q <sub>п</sub>	9684,375					
		Q <sub>р</sub>	3068452					
итого	161406,3	итого	5210280					
Q=	5048873							

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №8

### «Оптимальный температурный режим в реакторах. Часть 1»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, рассчитать оптимальный температурный режим реактора.

#### Краткая теория

Температурный (тепловой) режим проведения химического процесса, обеспечивающий экономически целесообразную максимальную производительность единицы объема реактора (интенсивность) по целевому продукту, называют оптимальным.

Подход к разработке оптимального температурного режима может быть различным в зависимости от типа химической реакции. Очевидно, что максимальная интенсивность реактора будет достигнута при проведении процесса с максимально возможной скоростью. Рассмотрим поэтому, как влияет тип кинетического уравнения на выбор температурного режима.

Простые необратимые реакции.

Уравнение скорости необратимых экзо- и эндотермических реакций можно записать в виде,

(1)

Например, для реакции первого порядка

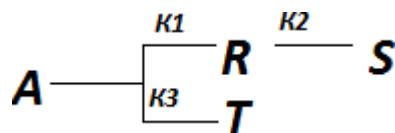
(2)

Скорость химической реакции является функцией нескольких переменных: температуры и степеней превращения реагентов (или их концентраций). С ростом температуры константа скорости реакции в соответствии с уравнением Аррениуса монотонно возрастает. Из уравнений (1) и (2) видно, что принципиальных ограничений повышения температуры с целью увеличения скорости необратимых реакций нет. С ростом степени превращения реагентов скорость реакции падает. Для компенсации этого уменьшения целесообразно увеличивать температуру.

Эндотермическая реакция сопровождается поглощением теплоты. Следовательно, такие реакции невыгодно проводить в адиабатических условиях, так как по мере протекания реакции ее скорость будет падать как из-за увеличения степени превращения, так и из-за уменьшения температуры. Более разумно проводить эндотермические процессы в реакторах с подводом теплоты (изотермических или в реакторах с промежуточным тепловым режимом), поддерживая температуру, максимально допустимую по конструкционным соображениям. Необходимо при этом дополнительно провести оптимизацию температурного режима, сопоставив экономические показатели: увеличение прибыли вследствие роста производительности реактора и возрастания расходов на поддержание высокой температуры.

Для необратимых экзотермических реакций рост степени превращения сопровождается выделением теплоты, и, следовательно, в адиабатическом режиме это приведет к возрастанию температуры реакционной смеси. Уменьшение скорости реакции вследствие увеличения степени превращения будет частично компенсироваться ростом константы скорости реакции с возрастанием температуры. Проводя такую реакцию в проточном адиабатическом реакторе, можно обеспечить высокую скорость химической реакции и высокую производительность реактора в автотермическом режиме без использования посторонних источников теплоты. При этом теплота реакционной смеси, выходящей из реактора, служит для нагрева исходных реагентов на входе в реактор.

Пример. Найти оптимальный профиль температуры в реакторе идеального вытеснения для системы реакции первого порядка



если известно, что  $k_1 = 0.0494 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-4} \cdot e^{\frac{41190}{RT}}$ ,  $k_2 = 50.5 \cdot e^{\frac{41190}{RT}}$ ,  $k_3 = 0.0494 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-4} \cdot e^{\frac{41190}{RT}}$ ,  $X_A X_A = 0.60$ , а область допустимых температур лежит в интервале 550 - 650 К.

Решение. Разбиваем реактор вытеснения на секции с  $\Delta X_A X_A = 0.05$ . Для любой из них имеем уравнение селективности

$$\Phi_{Rj} = \frac{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}}{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}} = \frac{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}}{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}} = \frac{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}}{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}} = \frac{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}}{1 - \frac{k_1 \cdot C_A}{1 + \frac{k_1}{k_3}}}$$

$$\Phi_{Rj} = \frac{1 - X_{A,i} - \frac{k_2}{k_1} \cdot X_{R,j-1}}{(1 + \frac{k_1}{k_3}) \cdot (1 - X_{A,i}) + \frac{k_2}{k_1} \cdot \Delta X_{A,i}}$$

которое дает такое решение

$$\Phi_{Rj} = \frac{1 - X_{A,i} - \frac{k_2}{k_1} \cdot X_{R,j-1}}{(1 + \frac{k_1}{k_3}) \cdot (1 - X_{A,i}) + \frac{k_2}{k_1} \cdot \Delta X_{A,i}}$$

Находим через десятиградусные интервалы и :

T, K	550	560	570	580	590	600	610	620	630	640	650
	0,471	0,400	0,342	0,293	0,253	0,220	0,191	0,167	0,147	0,130	0,115
	0,053	0,062	0,073	0,085	0,099	0,114	0,130	0,149	0,169	0,192	0,217

Для каждой заданной температуры рассчитываем изменение селективности процесса ( по приведенной выше формуле) в зависимости от степени конверсии, начиная с  $X_A X_A = 0.05$  с шагом 0.05 до с  $X_A X_A = 0.60$ . Значение выхода  $X_{R,j-1}$  рассчитываем по площади, ограничен-

ной кривой , осями координат и заданной ординатой  $X_{A,i} - 1$  . В приближении ее можно вычислить по формуле  $X_{R,j} X_{R,j} = \Delta X_A X_A$

Далее для каждой секции(для каждой степени конверсии)отыскиваем температуру, при которой достигается максимум селективности. Значение приведены в табл.1

Таблица 1.

Значение оптимальной температуры и соответствующей ей селективности при различных степенях конверсии

Вывод: используя программный комплекс MS Excel, мы научились рассчитывать оптимальный температурный режим реактора.

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №9

### «Оптимальный температурный режим в реакторах. Часть 2»

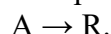
#### Цель работы

Применяя программный комплекс MS Excel, рассчитать оптимальный температурный режим реактора

#### Краткая теория

Обратимые химические реакции.

Проанализируем условия обеспечения оптимального температурного режима обратимых реакций на примере обратимой реакции первого порядка



С одной стороны, как и скорость необратимой реакции, она зависит от константы скорости  $k_1$  и глубины химического превращения  $x_A$ , а с другой — определяется степенью приближения реакционной системы к состоянию химического равновесия и значением предельно достижимой степени превращения в равновесных условиях  $x_{A,e}$ . Характер изменения скорости с ростом температуры будет разным для эндо- и экзотермических реакций.

Повышение температуры проведения обратимой эндотермической реакции приводит одновременно к росту  $k_1$  и увеличению равновесной степени превращения  $x_{A,e}$ . Следовательно, при фиксированной степени превращения  $x_A$  скорость обратимой эндотермической реакции с ростом температуры монотонно увеличивается. Поэтому подход к разработке оптимального температурного режима этих реакций будет таким же, как и для необратимых эндотермических процессов.

Иначе обстоит дело с обратимыми экзотермическими реакциями. Так как скорость реакции — функция нескольких переменных (по меньшей мере, двух —  $T$  и  $x_A$ ), то для анализа этой функции удобно использовать ее сечение при постоянстве всех переменных, кроме одной.

Пример. Для обратимой экзотермической реакции  $A \rightleftharpoons R$  найдены:

$K_{C1} = 19,0$ ;  $\Delta H = -75000$  Дж/моль;  $k_1 = 3 \cdot 10^7 \exp(-48600/RT)$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>·с. Найти оптимальный профиль температуры для реактора идеального вытеснения и оптимальную температуру для аппарата полного смешения  $T_{opt} = 0,60$ , если верхний предел температуры составляет  $650$  °C.

Решение. Пренебрегая изменением теплового эффекта с температурой, для 10-градусных интервалов от  $25$  до  $75$  °C находим константы равновесия по формуле

Для тех же температур вычисляем по заданному кинетическому уравнению константы скорости и скорость реакции для ряда степеней конверсии

$$r_A = K_1 \cdot C_A - K_{-1} \cdot C_R = K_1 \cdot C_{A0} \cdot \left(1 - X_A - \frac{X_A}{K_C}\right)$$

(применяем  $K_C = 1$ , так как от этого конечный результат не зависит) и сводим их в табл. 1

Таблица 1. Значения скорости обратимой экзотермической реакции в зависимости от температуры и степени конверсии, [моль/(л·мин)].

Лист Microsoft Excel - Microsoft Excel

Файл Главная Вставка Разметка страницы Формулы Данные Рецензирование Вид ABBYY FineReader 11

Вставить Вставить Удалить Сортировка Найти и выделить Редактирование

Буфер обмена Шрифт Выравнивание Число

Общий

Условное форматирование Форматировать как таблицу Стили Ячейки

НВ

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1	T	Kc	K1, мин-1		Степень конверсии					
2				0,1	0,196	0,34	0,54	0,7		
3	25	19	0,091	0,081	0,072	0,058	0,039	0,024		
4	35	7,11	0,172	0,152	0,133	0,105	0,066	0,035		
5	45	2,83	0,312	0,27	0,229	0,168	0,084	0,016		
6	55	1,19	0,546	0,446	0,349	0,205	0,004			
7	65	0,53	0,925	0,657	0,401	0,015				
8	75	0,25	1,521	0,749	0,008					
9										
10										
11										
12										
13										
14										
15										

Готово

Диаграмма1 Лист1 Лист2 Лист3

184% РУС 0:49

Вывод:

С ростом температуры константы скорости и равновесия изменяются в противоположных направлениях.

## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №10

### «Расчет адиабатического каталитического реактора с неподвижным слоем катализатора»

#### Цель работы

Применяя программный комплекс Excel, научиться рассчитывать адиабатический каталитический реактор с неподвижным слоем катализатора.

#### Краткая теория

Адиабатический реактор представляет собой металлический цилиндр, в нижней части которого находится решетка, на которую насыпается катализатор в виде различного типа гранул: таблеток, шариков, зёрен неправильной формы и т. д. Газовую реакцию смесь можно направлять в аппарат как сверху вниз, так и снизу вверх. Стенки цилиндра теплоизолированы.

В связи с отсутствием устройств для съема тепла в адиабатических реакторах осуществляются процессы с небольшими тепловыделениями и низкой чувствительностью к изменению температуры, а также процессы с небольшими степенями превращения. При невысоких линейных скоростях газового потока и, соответственно, невысокой мощности такой реактор имеет небольшую высоту, что обеспечивает малые загрузки катализатора, низкое гидравлическое сопротивление слоя катализатора и уменьшает энергетические расходы по подаче газа в систему.

Эта конструкция используется в настоящее время, в основном, при создании экологически чистых технологий для каталитической очистки выходных газов от окислов азота и серы, сероводорода, органических веществ и т. д., а также при разработке малотоннажных процессов. Дешевизна изготовления таких аппаратов обусловлена простотой конструкции.

Адиабатический каталитический реактор с неподвижным слоем катализатора предназначен для алкилирования бензола этиленом на цеолитном катализаторе.

#### Ход работы

Файл    Главная    Вставка    РАЗМЕТКА СТРАНИЦЫ    ФОРМУЛЫ    ДАННЫЕ    РЕЦЕНЗИРОВАНИЕ										
Обычный режим				Страничный режим				Разметка страниц		Представление страницы
Режимы просмотра книги				<input checked="" type="checkbox"/> Линейка <input checked="" type="checkbox"/> Строка формул <input checked="" type="checkbox"/> Сетка <input checked="" type="checkbox"/> Заголовки				Масштаб    100%    Масштаб		Масштаб
Показ										
F31    :    X    ✓    fx    0C										
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	
1	Необходимый объем катализатора для одного реактора:							Vt	60724,89	объем
2	Vk=Vt/Vo6		4,762736 м3					Vo6	12750	объем
3										
4	Vt=G/p		71,47046							G-кг
5										p-Па
6	G=Gt/n		60749,9 кг/ч						Gt	121
7									n	
8										
9	Необходимый вес катализатора:									
10	W=Vk*y		3,572052 т					y	насыпная плотн.	
11										
12	Принимаем диаметр реактра 1,4 м.				1,4					
13										
14	Т.к. диаметр аппарата цилиндрической									
15	D=1,13*S^1/2									S - площадь сечения
16										
17	Тогда площадь сечения аппарата можно найти по формуле:									
18	S=(D^2)/(1,13^2)		1,534967 м2							
19										
20	Высота реакционной зоны аппарата:									
21	Nk=Nпрод/Vk		1999,651 кг/м3					Nпрод - производительность		
22										
23	К установке принимается аппарат со следующими характеристиками:									
24	Диаметр внутренний				1400	мм				
25	Высота цилиндрической части				13400	мм				
26	Высота общая				14000	мм				
27	Толщина изоляции				240	мм				
28	Давление рабочее				3	МПа				
29	Давление расчетное				2,5	МПа				

Вывод: применяя программный комплекс Excel, научились рассчитывать адиабатический каталитический реактор с неподвижным слоем катализатора.



## ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА №11

«Расчет реактора кожухотрубного типа непрерывного действия для проведения процесса полимеризации в растворе»

### Цель работы

Применяя программный комплекс Excel, научиться рассчитывать реактор кожухотрубного типа непрерывного действия для проведения процесса полимеризации в растворе.

### Краткая теория

Приведем обоснование выбора типа аппарата.

Согласно исходным данным, необходимо иметь аппарат с развитой поверхностью теплообмена, которая не требует постоянной очистки от загрязнения полимерной пленкой, так как реакция протекает без выделения полимера из раствора. Реактор должен иметь сравнительно небольшую производительность, но обеспечивать при этом достаточно большое время пребывания веществ; в нем не должно быть перемешивания реагирующих веществ с продуктами реакции.

Таким образом, наиболее подходящим типом аппарата, который будет удовлетворять всем этим требованиям, является реактор вытеснения с развитой внутренней поверхностью теплообмена и ламинарным гидродинамическим режимом. Для обеспечения постоянного температурного режима (температура не выше- 308 К) по длине реактора, а, следовательно, и качества продукции целесообразно секционировать аппарат, осуществляя индивидуальный подвод хладагента в каждую секцию.

В соответствии с изложенным выбираем реактор вытеснения кожухотрубного типа, состоящий из трех секций, перед которым должен быть установлен вспомогательный реактор смешения для инициирования процесса полимеризации до степени превращения  $x_0 = 0,10$ .

### Ход работы

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1	Рассчитать непрерывнодействующий реактор вытеснения для проведения процесса									
2	полимеризации в растворе по следующим данным:									
3	G	864	производительность полимеризатора по сухому веществу						кг*сут	
4	C0	25	концентрация мономера в исходной смеси						%	
5	x0	0,1	степень превращения мономера на входе							
6	x	0,96	степень превращения мономера на выходе							
7	dHr	1210000	тепловой эффект реакции полимеризации						Дж	
8	Tr	308	температура реакции						К	
9	Pp	647	плотность реакционной смеси						кг*м <sup>(-3)</sup>	
10	Cr	2500	удельная теплоемкость реакционной смеси						Дж	
11	Lp	0,13	коэффициент теплопроводности реакционной смеси						Вт	
12	Tx	288	температура теплоносителя (хладогента) - вода						К	
13	Px	1000	плотность теплоносителя						кг*м <sup>(-3)</sup>	
14	Mx	0,0018	динамический коэффициент вязкости						Па*с	
15	Cx	4190	удельная теплоемкость реакционной смеси						Дж	
16	Lx	0,58	коэффициент теплопроводности						Вт	
17	r3	0,0005	тепловое сопротивление						м2	
18	tp	70	время полимеризации						мин	

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1	Определение рабочего объема полимеризатора (реактора):									
2	$V_p = (G \cdot t_p) / (P_p \cdot C_0 \cdot x)$			0,272		м3				
3										
4	Количество теплоты, выделяющееся в результате реакции полимеризации:									
5	$Q_p = G \cdot dH_r \cdot (x - x_0)$			10400		Вт				
6										
7	Так как реакционная смесь поступает в реактор нагретой до температуры реакции,									
8	то теплота подогрева равна нулю и, следовательно, общее количество теплоты $Q_{общ}$ ,									
9	которое необходимо отводить через поверхность теплообмена в реакторе, будет равна $Q_p$									
10										
11	Рассчитываем условный коэффициент скорости отвода теплоты:									
12	$K_{усл} = Q_p / (V_p \cdot (T_p - T_x))$			1920		Вт				
13										

Поскольку  $K_{усл} > 900 \text{ Вт}(\text{м}^3 \cdot \text{К})^{-1}$ , то требуется иметь полимеризатор с развитой поверхностью теплообмена. Ввиду того, что аппарат имеет несколько секций охлаждения, расчет следует проводить для каждой секции отдельно. Цель расчета состоит в нахождении такой температуры хладагента, при которой температурный напор будет достаточным для поддержания требуемой температуры в реакционном объеме.

Выбираем число секций, равное  $z = 3$ . Каждая секция имеет одинаковую длину, и, следовательно, время пребывания в каждой секции не меняется:

	A	B	C	D	E	F	G
1	времы пребывания в каждой секции:						
2	$t_c = t / 3$				1400 с		
3							
4	Определяем внутренний диаметр трубок полимеризатора:						
5	$d = ((L_p \cdot (T_p - T_x) \cdot V_p) / Q_{общ})^{1/3}$				0,0021 м		
6							
7	Принимаем внутренний диаметр $d =$				21 мм		
8	Общая длина трубок в аппарате:						
9	$L = 4 \cdot V_p / (n \cdot d^2)$				702 м		
10							
11	Длина трубок в одной секции:						
12	$l = L / 2$				234 м		
13							
14	Выбираем конструктивную высоту трубок $H = 2 \text{ м}$ .						
15	Общее число трубок в аппарате:						
16	$N = L / H$				351		
17							
18	Число трубок в одной секции:						
19	$n = l / H$				177		
20							
21	Площадь поверхности теплообмена в аппарате:						
22	$F = n \cdot dH \cdot N$				60 м2		
23							

Коэффициент теплоотдачи от реакционной среды по экспериментальным данным равен  $\alpha_p = 22.7 \text{ Вт} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{К}^{-1}$ .

По опытным данным принимаем следующее распределение степени превращения по секциям аппарата:  $x_1=0,57$ ;  $x_2=0,84$ ;  $x_3=0,96$ .

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	Распределение тепловой нагрузки:										
2	Q <sub>pt</sub> =G*dHr*(x <sub>t1</sub> -x <sub>i</sub> )										
3											
4	по секциям в зависимости от степени превращения будет следующим:										
5	Первая секция:	Q <sub>p1</sub> =0,01*1,21*10^6*(0,57-0,1)					5700	Вт			
6	Вторая секция:	Q <sub>p2</sub> =0,01*1,21*10^6*(0,84-0,57)					3300	Вт			
7	Третья секция:	Q <sub>p3</sub> =0,01*1,21*10^6*(0,96-0,84)					1400	Вт			
8											
9	По экспериментальным данным распределение коэффициентов теплоотдачи хладагента по секциям:										
10	α <sub>x1</sub> =	900									
11	α <sub>x2</sub> =	780									
12	α <sub>x3</sub> =	490									
13											
14	Расчет коэффициента теплопередачи по секциям										
15	K <sub>i</sub> =1/(1/α <sub>i</sub> )+(6/л)+r <sub>3</sub> +(1/α <sub>p</sub> )			дает:							
16											
17	K <sub>1</sub> =	22,4									
18	K <sub>2</sub> =	22,3									
19	K <sub>3</sub> =	22									
20											
21	Тогда тепловой поток, отводимый из каждой секции, будет равен:										
22	Q <sub>i</sub> =K <sub>i</sub> *F <sub>i</sub> *dT <sub>срi</sub>										
23											
24	Распределение dT <sub>срi</sub> по секциям определяем по формуле:										
25	dT <sub>срi</sub> =(Q <sub>pi</sub> *z*d^2)/12,8*Л <sub>p</sub> *V <sub>p</sub>										
26											
27	После подстановки численных значений известных величин имеем:										
28	dT <sub>ср1</sub> =	15,5	К								
29	dT <sub>ср2</sub> =	8,8	К								
30	dT <sub>ср3</sub> =	3,9	К								
31											
32	Следовательно:										
33	Q <sub>1</sub> =	6600	Вт								
34	Q <sub>2</sub> =	4800	Вт								
35	Q <sub>3</sub> =	1500	Вт								

Задание: применяя программный комплекс Excel, научились рассчитывать реактор кожухотрубного типа непрерывного действия для проведения процесса полимеризации в растворе.

### Критерии оценки лабораторных работ

При подготовке к лабораторной работе по дисциплине «Химические реакторы» в 3 семестре студент должен выполнить следующие виды работ:

Виды работ	Минимальный балл	Максимальный балл
Самостоятельная проработка теоретического материала к лабораторной работе	0,4	2
Ознакомление с установкой, прибором, методикой выполнения лабораторной работы	0,4	2
Выполнение необходимого эксперимента	0,4	2
Обработка результатов исследования, построение графиков	0,4	2
Анализ результатов исследования и вывод по работе	0,4	2
<b>ИТОГО :</b>	<b>2</b>	<b>10</b>

Каждый студент должен выполнить минимум 10 лабораторных работ. Каждая лабораторная работа оценивается в 10 баллов.

Вопрос 1. Основной величиной в химической кинетика является:

Ответ.

1. Температура реакции
2. Скорость реакции
3. Энтальпия

Вопрос 2. К какому механизму относится следующая реакция:  $aA \rightarrow rR \rightarrow sS$ ;

ответ.

1. Простая необратимая реакция
2. Сложная параллельная реакция
3. Сложная последовательная реакция

Вопрос 3. Что в изотермических условиях определяется по формуле:  $r = k * f$

Ответ.

1. Скорость реакции
2. Объем реакционной смеси
3. Селективность

Вопрос 4. Если реагент и катализатор находятся в одной фазе, то реакция:

Ответ.

1. Гомофазная
2. Гетерогенно-каталитическая
3. Гомогенно-каталитическая

Вопрос 5. Скорость реакции какого порядка определяем по формуле:  $W = k * C_A^2$

ответ.

1. Первого
2. Второго
3. Третьего

Вопрос 6. Чему равна степень превращения:

ответ.

1. Моли превращенного реагента делить на моли реагента питания
2. Моли реагента, превращенного в целевой продукт делить на моли превращенного реагента
3. Моли реагента, превращенного в целевой продукт делить на моли реагента в питании

Вопрос 7. Наиболее широкое распространение в конструкционных материалах реакторов получили:

ответ.

1. Стали и чугуны
2. Цветные и редкие металлы
3. Неметаллические материалы

Вопрос 8. Из какого материала изготавливают аппаратуру со следующими характеристиками: аппаратура, при температуре 150°C под нормальным давлением. :

ответ.

1. Медь
2. Алюминий
3. Титан

Вопрос 9. Какой тип реактора не относится к классификации по тепловому режиму:

ответ.

1. Реактор с программированным тепловым режимом
2. Изотермический реактор
3. Экзотермический реактор

Вопрос 10. Какой реактор характеризуется следующим образом: переменная концентрация реагирующих веществ по длине аппарат, небольшая разница концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, небольшая средняя движущая сила процесса. :

ответ.

1. Реактор идеального смешения
2. Реактор идеального вытеснения
3. Реактор промежуточного типа

Вопрос 11. Средняя движущая сила процесса в аппарате промежуточного типа:

ответ.

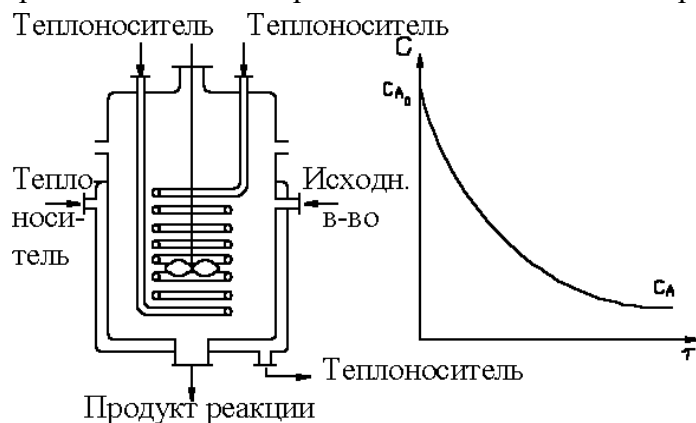
1. Больше, чем в аппарате полного вытеснения, но меньше, чем в аппарате полного смешения
2. Больше, чем в аппарате полного смешения, но меньше, чем в аппарате полного вытеснения
3. Меньше, чем в аппаратах полного смешения и полного вытеснения

Вопрос 12. Что определяется по следующей формуле:  $x_A = (C_{A0} - C_A) / C_{A0}$

ответ.

1. Скорость реакции
2. Глубина превращения
3. Объем реакционной массы

Вопрос 13. Реактор какого типа действия изображен ниже:



ответ.

1. Периодического
2. Непрерывного
3. Полунепрерывного

Вопрос 14. Наиболее типичные реакции для реакторов гетерогенной системы жидкость – жидкость:

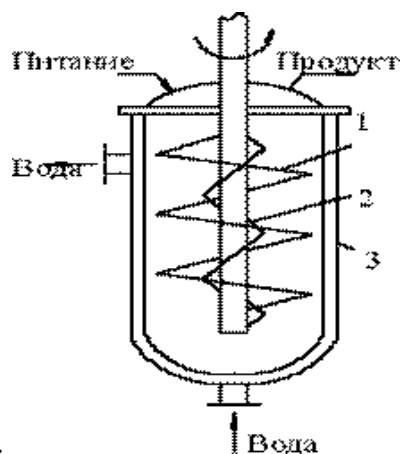
ответ.

1. Сульфирование и нитрования
2. Озонирование и галогенирование
3. Гидрирование и гидратация

Вопрос 15. О каком типе реакторов идет речь (реакторы для системы газ – жидкость): Это реактор периодического действия, имеющий трудности с уплотнением валов, движущиеся части быстро выходят из строя, большие затраты энергии, и как следствие очень редко применяется для системы газ – жидкость. :

ответ.

1. Реакторы с мешалками
2. Реакторы барботажного типа
3. Реакторы с механическим распылением жидкости



Вопрос 16. Какой реактор изображен ниже:  
 (1 - спираль большого диаметра; 2 - спираль малого диаметра; 3 - рубашка.)

(1 - спираль большого диаметра; 2 - спираль малого диаметра; 3 - рубашка.)

ответ.

1. Реактор полимеризации для системы со средней вязкостью
2. Реактор для гомогенной системы жидкость – жидкость с незначительной вязкостью
3. Реактор для получения фенол - формальдегидных смол

Вопрос 17. Каталитические процессы можно разделить на две большие группы. Какая группа не является разновидностью каталитического процесса:

ответ.

1. Гомогенный катализ
2. Гетерогенный катализ
3. Катализ смешанного типа

Вопрос 18. Какое из перечисленных преимуществ не относится к контактно – каталитическому методу получения вещества:

ответ.

1. Большая скорость процесса
2. Возможность проведения процесса при атмосферном давлении
3. Возможность ведения процесса по периодическому методу

Вопрос 19. Какая единственная стадия входит в механизм гетерогенного катализа:

ответ.

1. Диффузия газообразного реагента через золу
2. Диффузия продуктов реакции от поверхности
3. Диффузия газообразного реагента через неподвижный слой газа, окружающего тело

Вопрос 20. Примерно 80% катализаторов и носителей получают методом:

ответ.

1. Соосаждения исходных компонентов и растворов
2. Сухое или влажное смешение порошкообразных реагентов
3. Сплавление окислов с последующим восстановлением до металла

Вопрос 21. Катализаторы какого типа бывают металлические и оксидные:

ответ.

1. Катализаторы, полученные механическим смешением
2. Катализаторы, полученные плавлением
3. Природные катализаторы

Вопрос 22. В реакторах (с неподвижным слоем катализатора) какого типа проводятся следующие процессы: дегидрирование этилбензола в стирол, прямая гидратация этилена и дегидрирование дивинилбутиленов. :

ответ.

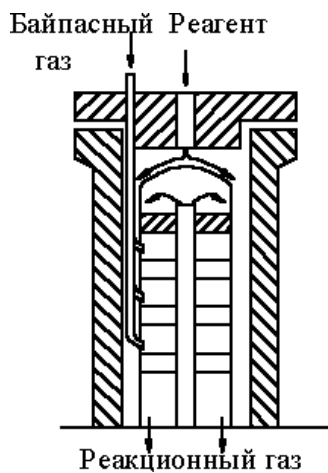
1. Трубчатые реакторы
2. Ретортные реакторы



3. Реакторы шахтного типа

Вопрос 23. В каком из реакторов температура процесса может быть наибольшей:  
ответ.

1. Трубчатые реакторы
2. Ретортные реакторы
3. Реакторы шахтного типа



Вопрос 24. Какой реактор изображен:  
ответ.

1. Ретортный
2. Полочный
3. Трубчатый

Вопрос 25. Что из перечисленного является недостатком реакторов кипящего слоя:  
ответ.

1. Наличие большого количества пылеулавливающих средств
2. Высокая отравляемость катализатора в кипящем слое
3. Сложность автоматизации и громоздкость аппаратов

Вариант 1

КЛЮЧ

к тесту проверки остаточных знаний по дисциплине  
ОП.16 «Химические реакторы»

Вопрос 1.	2	Вопрос 13.	1
Вопрос 2.	3	Вопрос 14.	1
Вопрос 3.	1	Вопрос 15.	3
Вопрос 4.	3	Вопрос 16.	1
Вопрос 5.	2	Вопрос 17.	3
Вопрос 6.	1	Вопрос 18.	3
Вопрос 7.	1	Вопрос 19.	2
Вопрос 8.	2	Вопрос 20.	1
Вопрос 9.	3	Вопрос 21.	2
Вопрос 10.	2	Вопрос 22.	3
Вопрос 11.	2	Вопрос 23.	3
Вопрос 12.	2	Вопрос 24.	2
		Вопрос 25.	1

## Вариант 2

### ТЕСТ

проверки остаточных знаний по дисциплине  
ОП.16 «Химические реакторы»

Вопрос 1. Каково назначение химических реакторов?

- 1) отводить тепло;
- 2) являться сборником для хранения веществ;
- 3) в аппаратах протекает химическая реакция, необходимая для получения определенного вещества;

Вопрос 2. К какому типу реакторов относят реакторы с незначительной вязкостью?

- 1) к реакторам с неполным вытеснением для реакций в жидкой среде;
- 2) к реакторам с полным вытеснением для реакций в жидкой среде;
- 3) к реакторам для проведения в газовой среде;

Вопрос 3. К простым необратимым реакциям относится уравнение:

- 1)  $a_1A \rightarrow rR$ ;  
 $a_2A \rightarrow sS$ .
- 2)  $aA + bB \rightarrow rR$ ;
- 3)  $H_2(g) + Cl_2(g) \leftrightarrow 2HCl(g)$ ;

Вопрос 4. Полимеризация бутадиена проходит в жидкой среде в аппарате с мешалкой. Необходимо ли поддерживать постоянную температуру для проведения полимеризации?

- 1) постоянная температура необходима;
- 2) температурой можно пренебречь;
- 3) нет, т.к. значение коэффициента теплопередачи будет падать;

Вопрос 5. К недостаткам трубчатого реактора можно отнести:

- 1) применение хладагента высокого давления;
- 2) малая занимаемая площадь;
- 3) малая производительность;

Вопрос 6. Изменение числа молей вещества, которые заняты в реакции, в единице объема в единицу времени- это... ?

- 1) скорость реакции;
- 2) константа скорости реакции;
- 3) энергия активации;

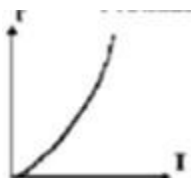
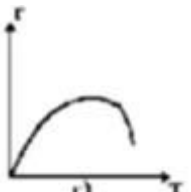

Вопрос 7. Укажите правильную запись кинетического уравнения химической реакции:

- 1)  $\frac{-dC}{dt} = K \cdot C_{A1}^{\alpha_1} \cdot C_{A2}^{\alpha_2}$
- 2)  $k = k_0 \cdot e^{-E/RT}$
- 3)  $r = \frac{-1}{V_r} \cdot \frac{dN}{dc} = \frac{1}{V} \cdot \frac{dN'}{dc}$

Вопрос 8. Зависит ли скорость реакции от температуры?

- 1) не зависит;
- 2) зависит;
- 3) зависимость не прослеживается;

Вопрос 9. К какому из случаев относится следующее определение- скорость реакции понижается с увеличением температуры:

- 1)  ;
- 2)  ;
- 3)  ;

Вопрос 10. К гетерогенной системе жидкость-жидкость относится:

- 1) 2 или более смешивающихся жидкостей;
- 2) наличие только одной жидкой фазы, а другой твердой;
- 3) 2 или более несмешивающихся или частично смешивающихся жидкостей;

Вопрос 11. Для синтеза метилового спирта лучше использовать следующий реактор...

- 1) реактор полочного типа;
- 2) реактор трубчатого типа;
- 3) шахтный реактор;

Вопрос 12. Что относят к гидродинамическому режиму для определения типа реактора?

- 1) гомогенность и гетерогенность;
- 2) полное вытеснение, полного смешения, промежуточного типа;
- 3) непрерывные, полунепрерывные, периодические;

Вопрос 13. К прямому теплообмену следует отнести следующее:

- 1) непосредственное соприкосновение реакционной смеси и теплоносителя;
- 2) теплообмен осуществляется через непроницаемую поверхность;
- 3) теплообмен такого типа невозможен;

Вопрос 14. К конверсии относится следующее:

- 1) 
$$= \frac{\text{моли превращенного реагента}}{\text{моли реагента в питании}} \times 100\%$$
 ;

- $$= \frac{\text{моли реагента, превращенного в целевой продукт}}{\text{моли превращенного реагента}} \times 100\%$$
- 2) ;
- $$= \frac{\text{моли реагента, превращенного в целевой продукт}}{\text{моли реагента в титании}} \times 100\%$$
- 3) ;

Вопрос 15. Какой реактор представляет собой полую колонну, заполненную жидкостью, где газ подается через распределитель, далее проходит через слой жидкости в сепарационной части отделяется от капель и выводится из аппарата?

- 1) реакторы полочного типа;
- 2) барботажного типа;
- 3) ретортного типа;

Вопрос 16. Является ли важным фактором то, что определяет устройство реактора, влияние агрегатного состояния исходных веществ и продуктов реакции?

- 1) да, является;
- 2) нет, не является;
- 3) зависимость не прослеживается;

Вопрос 17. Какая из характеристик подходит к реактору вытеснения?

- 1) постоянство концентраций реагентов во всем объеме аппарата в данный момент времени;
- 2) переменная концентрация реагентов по длине аппарата;
- 3) такие реакторы в большей или меньшей степени относятся к модели идеального смешения;

Вопрос 18. Достоинством пенных реакторов можно назвать их:

- 1) дороговизна;
- 2) занимают большую площадь;
- 3) эксплуатационные затраты малы;

Вопрос 19. Что относится к теплообмену в кипящем слое?

- 1) теплообмен между кипящим слоем и теплообменными поверхностями;
- 2) теплопередача между зернами катализатора и газовым потоком;
- 3) теплообмен между зернами катализатора и теплообменными поверхностями;

Вопрос 20. К недостатку кипящего слоя относится:

- 1) наличие небольшого количества пылеулавливающих средств;
- 2) устойчивость работы слоя во времени;
- 3) истирание катализатора вследствие ударов и трения зерен друг от друга;

Вопрос 21. К какому виду катализа относится – скорость протекания замедляется под действием ингибиторов?

- 1) положительный катализ;
- 2) катализ переменного типа;
- 3) отрицательный катализ;

Вопрос 22. Какое необходимое свойство должен иметь катализатор?

- 1) большая чувствительность к перегревам;
- 2) с небольшой прочностью;
- 3) активность;

Вопрос 23. В каком реакторе нельзя полностью осуществить ни один гидродинамический режим?

- 1) в реакторах полного вытеснения;
- 2) в реакторах промежуточного типа;
- 3) в реакторах полного смешения;

Вопрос 24. Какие реакторы лучше применять в крупнотоннажных промышленных процессах при больших скоростях и теплотах реакций?

- 1) периодические;
- 2) непрерывные;
- 3) полунепрерывные;

Вопрос 25. К гомогенному катализу относится:

- 1) химические превращения, при которых взаимодействующие вещества и катализаторы образуют однофазную, гомогенную систему;
- 2) химические превращения, при которых реагенты и катализаторы образуют многофазную или гетерогенную систему;
- 3) химические превращения, при которых реагенты и катализаторы не образуют друг с другом одну фазу;

Вариант 2

КЛЮЧ

к тесту проверки остаточных знаний по дисциплине  
ОП.16 «Химические реакторы»

Вопрос 1.	3	Вопрос 13.	1
Вопрос 2.	2	Вопрос 14.	1
Вопрос 3.	2	Вопрос 15.	2
Вопрос 4.	1	Вопрос 16.	1
Вопрос 5.	3	Вопрос 17.	2
Вопрос 6.	1	Вопрос 18.	3
Вопрос 7.	1	Вопрос 19.	1
Вопрос 8.	2	Вопрос 20.	3
Вопрос 9.	3	Вопрос 21.	3
Вопрос 10.	3	Вопрос 22.	3
Вопрос 11.	1	Вопрос 23.	2
Вопрос 12.	2	Вопрос 24.	2
		Вопрос 25.	1

### 5. Критерии оценки

Количество баллов	0-50 (неудовлетворительно)	51-64 (удовлетворительно)	65-84 (хорошо)	85-100 (отлично)
Процент выполненных заданий	0-50 %	51-64 %	65-84 %	85-100
Шкала оценивания	ниже 2 баллов	3 балла	4 балла	5 баллов