

**Г.М. Бутов,
О.М. Иванкина**

**Сборник семестровых заданий по курсу
«Химические реакторы»**

**Волгоград
2017**

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ВОЛЖСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ (ФИЛИАЛ)
ФЕДЕРАЛЬНОГО ГОСУДАРСТВЕННОГО БЮДЖЕТНОГО ОБРАЗОВАТЕЛЬНОГО
УЧРЕЖДЕНИЯ ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ВОЛГОГРАДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Бутов Г.М., Иванкина О.М.

Сборник семестровых заданий по курсу
«Химические реакторы»

Электронное учебное пособие



Волгоград

2017

УДК 66.02(075)

Б 934

Рецензенты:

Научный сотрудник ЗАО ИКФ-СЕРВИС регионального научно-технического центра MISWASOaSchlumbergCompani,
к.х.н. доцент Паршин Г.Ю.

Начальник ОТК ОАО «Эктос-Волга»,
к.т.н. Шпанцева Л.В.

Издается по решению редакционно-издательского совета
Волгоградского государственного технического университета

Бутов, Г.М.

Сборник семестровых заданий по курсу «Химические реакторы»
[Электронный ресурс]: учебное пособие / Г.М. Бутов, О.М.Иванкина ;
ВПИ (филиал) ВолгГТУ. – Электрон. текстовые дан. (1 файл: 564 Кб). –
Волгоград, 2017. - Режим доступа: <http://lib.volpi.ru>. – Загл. с титул. экрана.
ISBN 978-5-9948-2687-4

В учебном пособии представлены примеры решения и задания для семестровых работ по курсу «Химические реакторы».

Предназначено для студентов очной и очно-заочной формы обучения направлениям 18.03.01 «Химическая технология».

Ил.3, табл. 4, библиограф.: 6 назв.

ISBN 978-5-9948-2687-4

© Волгоградский государственный технический университет, 2017

© Волжский политехнический институт, 2017

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
Порядок выполнения и правила оформления семестровой работы	6
Тема № 1. Сравнительный расчет РИС-Н и РИВ	7
Тема № 2 Расчет каскада реакторов смешения	10
Тема № 3 Применение функций распределения для расчета степени превращения	26
Тема № 4 Произвольная схема соединения реакторов	56
СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	66
Приложение	67

ВВЕДЕНИЕ

При разработке химической технологии (переходе от исследования к производству) нужно изучать, проектировать и последовательно осуществлять процессы, которые впоследствии соединяются в технологическую схему, состоящую из ряда разнообразных аппаратов.

Все аппараты, входящие в технологическую схему, могут быть разделены на две группы: к первой относятся аппараты, в которых происходят физические процессы (механические, гидро- и аэродинамические, тепловые и диффузионные), ко второй — аппараты, в которых происходят собственно химические процессы (реакторы).

Развитие знаний в области инженерной химии определялось в основном развитием теоретической физики. Теоретическое обоснование типовых процессов было дано еще в период 1920—1940 гг., что позволило достаточно надежно проектировать такие аппараты как, например, дистилляционные колонны, испарители, сушилки и т. д.

Однако непрерывное введение новой технологии опережает развитие теоретических знаний, на основе которых проектируются аппараты, предназначенные для проведения химических реакций. Эти аппараты характеризуются одновременным протеканием процессов физических (передача импульсов движения, тепла и массы) и химических, что заставляет, прежде всего, познавать законы изменения скорости реакции в зависимости от условий работы реактора. Математическое описание сложного процесса, происходящего в реакторе в промышленных условиях, получило большое развитие. Несмотря на то, что эта область научных знаний является сравнительно новой, ныне все-таки существуют данные, которые позволяют производить расчет химических реакторов на теоретической основе.

Выбор типа и конструкции химического реактора, его расчет, создание системы управления его работой являются важными задачами химиче-

ской технологии. Расчет и конструирование реактора индивидуальны для каждого процесса. Для проведения одного и того же процесса можно предложить несколько разных вариантов организации реакторного узла. В поисках оптимальной конструкции учитывают и технологические и экономические показатели процесса.

Данное пособие написано в соответствии с принятой программой курса «Химические реакторы» и «Общая химическая технология» и рассчитано на студентов, обучающихся по направлениям «Химическая технология» и «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии». В подготовке студентов этих специальностей важное значение имеет освоение общенаучных основ и закономерностей химических процессов и реакторов.

В пособии кратко изложен теоретический материал по основным разделам курса «Химические реакторы», приведены расчетные формулы и примеры расчета реакторов различных моделей.

Большая часть изложенных в пособии примеров неоднократно применялись авторами при проведении семинарских занятий, а также при выполнении лабораторных работ, в том числе научно-исследовательских работ студентов. Ряд примеров использован при выполнении курсовых работ и проектов.

Порядок выполнения и правила оформления семестровой работы

Перед выполнением внеаудиторной самостоятельной работы (семестровых работ) преподаватель проводит консультацию с определением цели задания, его содержания, сроков выполнения, ориентировочного объема работы, основных требований к результатам работы, критериев оценки, форм контроля и перечня литературы. В процессе консультации преподаватель предупреждает о возможных типичных ошибках, встречающихся при выполнении задания.

Семестровая работа выполняется в соответствии с номером варианта, указанным преподавателем. Семестровая работа, выполненная не по своему варианту, преподавателем не проверяется и не зачитывается. Наличие титульного листа обязательно.

Семестровое задание следует оформлять на отдельных листах в соответствии со следующими требованиями: оформляется титульный лист (см. Приложение), переписать условие задачи; записать исходные данные в кратком виде с указанием искомой величины; при необходимости записать уравнение химической реакции; привести расчётную формулу, выразить из неё искомой величину, в формулу следует подставить численные значения всех параметров; дать ответ с указанием размерности найденной величины.

Если оценка за работу составляет менее 50% от максимальной, работа подлежит повторному выполнению.

При возникновении затруднений при решении задач можно проконсультироваться с преподавателем на занятиях ОргСРС.

Тема № 1. Сравнительный расчет РИС-Н и РИВ

Используя проектные уравнения рассчитать и сравнить объемы РИС-Н и РИВ. Определить интенсивности реакторов.

Пример 1

Рассчитать объемы РИС-Н и РИВ до достижения заданной степени превращения x_A и сравнить их объемы.

Дано:

Схема реакции $A + B = R + S$;

Объемный расход реагентов $G_{V0} = G_{V,A} + G_{V,B}$ м ³ /ч	6
Соотношение потоков $G_{V,A} / G_{V,B}$	1:3
Начальная концентрация реагента А C_{A0} , моль/л	0,16
Начальная концентрация реагента В C_{B0} , моль/л	0,12
Константа скорости реакции k , л/моль·мин	5,0
Степень превращения, x_A	0,7

Решение.

1. Расчет РИС – Н

Объем реактора рассчитывается по уравнению (4.11), преобразовав в виде:

$$V = \frac{G_{V,0} \cdot c_{A,0} \cdot x_A}{v_{r,A}} = \frac{G_{V,0} \cdot c_{B,0} \cdot x_B}{v_{r,B}},$$

уравнение скорости реакции

$$v_{r,A} = k \cdot c_{A,0} (1 - x_A) \cdot c_{B,0} (1 - x_B).$$

Определим $c_{A,0}$ и $c_{B,0}$:

$$c_{A,0} = \frac{c_{A,nom} \cdot G_{VA}}{G_{VA} + G_{VB}} = \frac{0.16 \cdot 1}{1 + 3} = 0.04 \text{ моль/л};$$

$$c_{B,0} = \frac{c_{B,nom} \cdot G_{VB}}{G_{VA} + G_{VB}} = \frac{0.12 \cdot 3}{1 + 3} = 0.09 \text{ моль/л}.$$

Для удобства расчета скорости выразим x_B через x_A :

$$x_B = \frac{c_{B,0} - c_B}{c_{B,0}}.$$

Так как, исходя из стехиометрии, количество А, вступившего в реакцию, равно В, то $c_{B,0} - c_B = c_{A,0} - c_A$, следовательно,

$$x_B = \frac{c_{A,0} - c_A}{c_{B,0}}.$$

Выразим $c_{B,0}$ через $c_{A,0}$:

$$\frac{c_{A,0}}{c_{B,0}} = \frac{0,04}{0,09}, \text{ откуда } c_{B,0} = 2,25 \cdot c_{A,0}, \text{ тогда;}$$

$$x_B = \frac{c_{A,0} - c_A}{2,25 \cdot c_{A,0}} = 0,44 \cdot x_A.$$

Следовательно:

$$v_{r,A} = 2,25 \cdot k \cdot c_{A,0}^2 (1 - x_A) (1 - 0,44x_A);$$

$$v_{r,A} = 2,25 \cdot 5 \cdot 0,04^2 (1 - 0,7) (1 - 0,44 \cdot 0,7) = 37,4 \cdot 10^{-4} \text{ моль/л} \cdot \text{мин};$$

$$V = \frac{G_{V,0} \cdot c_{A,0} \cdot x_A}{v_{r,A}} = \frac{6 \cdot 0,04 \cdot 0,7}{37,4 \cdot 10^{-4} \cdot 60} = 0,75 \text{ м}^3 \text{ или } 750 \text{ л}.$$

2. Расчет РИВ

$$V_{\text{РИВ}} = G_{V,0} \cdot c_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{v_{r,A}},$$

$$v_{r,A} = 2,25 \cdot k \cdot c_{A,0}^2 (1 - x_A) (1 - 0,44x_A)$$

Найдем значение интеграла графическим методом. Для этого построим зависимость $\frac{1}{v_r}$ от (x_A) . Принимая значения x_A с шагом 0,1,

рассчитаем скорость реакции v_r и обратное значение скорости $\frac{1}{v_r}$.

Результаты расчета сведем в таблицу.

Таблица 1 Зависимость скорости реакции от степени превращения

Расчетные величины	Число точек					
	1	2	3	4	5	6
x_A	0	0,2	0,4	0,5	0,6	0,7
$v_r \cdot 10^3$ моль / л · мин	18	13,1	8,97	7,02	5,3	3,74
$1/v_r$ л · мин / моль	56,6	76,3	112	142	167	267

Построим график зависимости обратной скорости от степени превращения и рассчитаем площадь под кривой

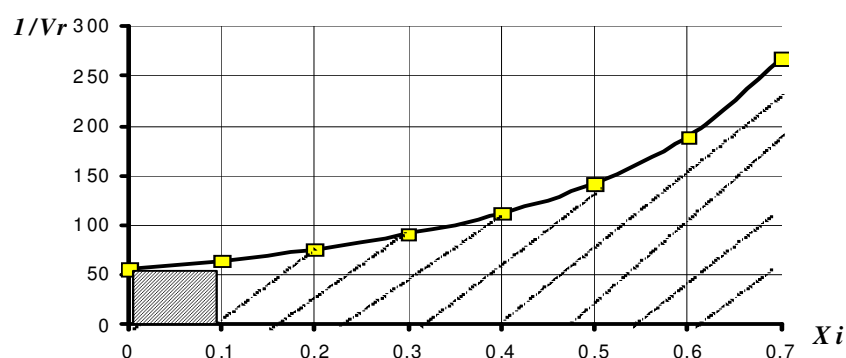


Рис. 1. График зависимости обратной скорости реакции от степени превращения

Примечание: для нахождения площади под кривой необходимо:

- 1) Выбрать единицу измерения площади (квадрат, прямоугольник) и определить ее площадь путем умножения значений сторон с учетом размерности. Например, масштаб выбранного прямоугольника (рис.8) будет равен произведению x_A на $1/v_r$, т.е. $0,1 \cdot 50 = 5$ л·мин/моль·см²;
- 2) Определить число целых и дробных единиц измерения площади (квадрат, прямоугольник) путем их суммирования;
- 3) Найти площадь умножением полученной суммы на масштаб;

$$S = \frac{1}{v_r} = \sum s \cdot 50.$$

Площадь под кривой равна $\frac{1}{v_r} = 41,4$ л·мин/моль.

Так как $G_{v,0} = 6$ м³/час или $0,1$ м³/мин,

то $V_{рив} = G_{v,0} \cdot C_{A,0} \cdot \frac{1}{v_r} = 0,1 \cdot 0,04 \cdot 41,4 = 0,166$ м³ или 166 л.

Ответ: Сравнивая объемы $V_{рис-н}$ и $V_{рив}$, можно сделать вывод, что РИВ является более эффективным реактором, чем РИС-Н.

Тема № 2 Расчет каскада реакторов смешения

При заданном числе реакторов одинакового объема, используя графический метод, рассчитать объем реактора РИС-Н при последовательном соединении (каскад реакторов РИС-Н-К), а также их общий объем. Сравнить объемы РИС-Н, РИВ и РИС-Н-К и сделать вывод о их интенсивности. В случае протекания реакции первого порядка следует дополнительно рассчитать объем используя аналитический метод и сравнить его с результатами расчета графическим методом.

Порядок расчета К-РИС-Н графическим методом.

1. По уравнению $v_r = k \cdot c_i^n$ строят график зависимости v_r от C_i .
2. На оси абсцисс отмечают точку, соответствующую начальной концентрации $C_{A,0}$. Проводят прямую с тангенсом угла наклона, равным $-\frac{1}{\tau}$ до пересечения с кривой в точке M : $tg\alpha = \frac{-1}{\tau} = \frac{\Delta v}{\Delta C}$.
3. Опустив перпендикуляр из точки M на ось абсцисс, получают значение концентрации $C_{A,1}$ реагента на выходе из первого реактора. Эта же концентрация является исходной для второго реактора.
4. Через точку $C_{A,1}$ на оси абсцисс проводят прямую параллельную отрезку $C_{A,0} M$. Из полученной точки M_1 , опустив перпендикуляр находят

концентрацию $C_{A,2}$ на входе в третий реактор. Операцию повторяют до тех пор, пока в последнем реакторе не будет достигнута концентрация, соответствующая заданной степени превращения исходного реагента.

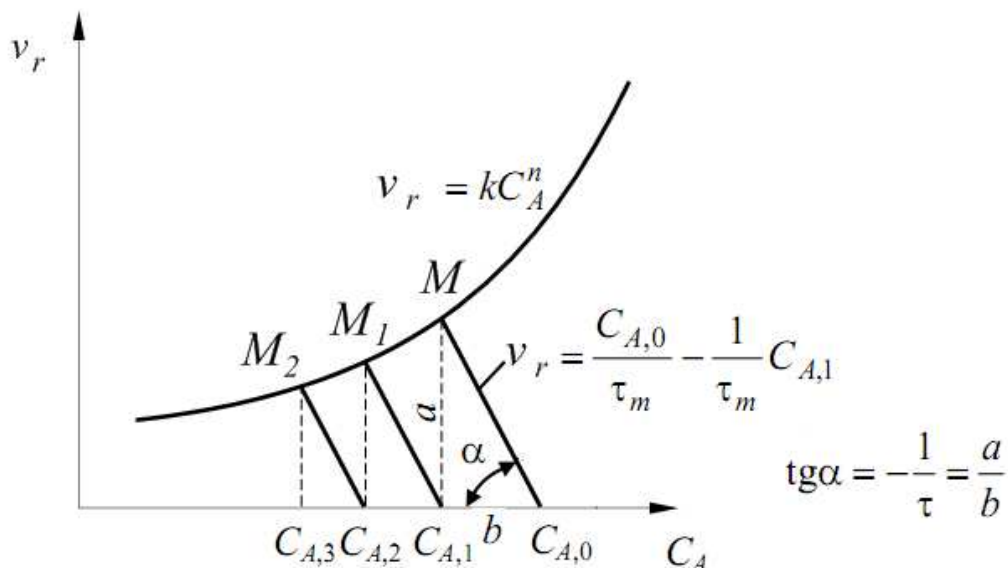


Рис.2 Графический метод расчета каскада реакторов идеального смешения

Точки M, M_1, \dots, M_m пересечения линии характеризует концентрацию реагента в m -ом реакторе.

Аналитический метод расчета. Аналитический метод расчета используется только для химических реакций первого порядка.

Предположим, что в каскаде реакторов протекает изотермическая реакция первого порядка при постоянной массовой плотности. Объемы реакторов в каскаде одинаковы. Тогда концентрация реагента А на выходе из первого реактора выражается формулой

$$C_{A,1} = \frac{C_{A,0}}{1 + k\tau_1},$$

Концентрация на выходе из второго реактора представлена следующей формулой

$$C_{A,2} = \frac{C_{A,1}}{1 + k\tau_2},$$

Таким образом, для концентрации на выходе из последнего реактора каскада C_{Am} будет иметь следующее рекуррентное выражение:

$$C_{A,m} = \frac{C_{A,(m-1)}}{1 + k\tau_m} = \frac{C_{A,0}}{(1 + k\tau_i)^m}$$

Когда реакционные объемы равны, уравнение принимает следующий вид:

$$C_{A,m} = \frac{C_{A,0}}{\left(1 + \frac{k\tau}{m}\right)^m},$$

Здесь величина τ определяется по полному объему всех реакторов.

Если в каскаде реакторов одинакового объема протекает изотермическая реакция второго порядка, то воспользовавшись теми же соотношениями, что и для реакции первого порядка, можно получить следующее выражение:

$$C_{A,m} = \frac{1}{2k\tau_m} \left(-1 + \sqrt{-1 + 2\sqrt{-1 + 4k\tau_m \cdot C_{A0}}} \right)^m, \quad \tau_m = \frac{\tau}{m}$$

Пример 2

Определить объем одного реактора в каскаде, полагая, что $V_1=V_2=V_3$.

Дано:

Схема реакции $A+B = R + S$;	
Объемный расход реагента А, м ³ /ч	7,2
Объемный расход реагента В, м ³ /ч	5,6
Мольное соотношение реагентов А:В	1 : 1,2
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке, моль/л	0,76
Константа скорости, л/моль·мин	3,9
Относительное изменение объема	0,13
Степень превращения, X_A	0,6
Порядок реакции	второй
Тип реактора	К-РИС-Н
Число реакторов в каскаде	3

Для проточных реакторов идеального смешения, соединенных в каскад (К-РИС-Н), используют графический метод расчета.

Уравнение скорости данной реакции имеет вид:

$$v_r = kC_A \cdot C_B = kC_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon X_A} \cdot (C_{B0} - (C_{A0} - C_A)) = kC_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon X_A} \cdot (C_{B0} - (C_{A0} - C_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon X_A}))$$

По условию $C_{B0}=1,2C_{A0}$, тогда уравнение скорости можно представить:

$$v_r = kC_{A0}^2 \frac{1-X_A}{1+\varepsilon X_A} \cdot (0,2 + \frac{1-X_A}{1+\varepsilon X_A})$$

Рассчитываем значение скорости реакции при значениях X_A от 0 до 0,6.

Таблица 2. Расчетные значения скорости реакции и концентрации вещества

X_A	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
C_A , моль/л	0,76	0,68	0,59	0,51	0,43	0,36	0,28
v_r , л/(моль·мин)	1,80	1,38	1,02	0,72	0,48	0,28	0,14

Построим график зависимости v_r от C_A

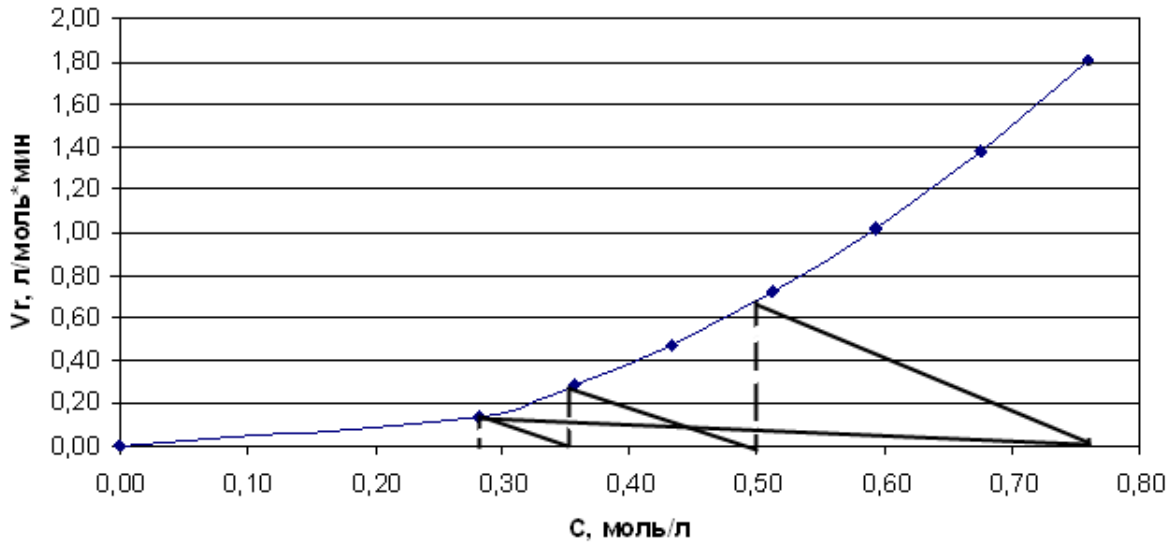


Рис. 3. Зависимость скорости реакции от концентрации

По графику находим время пребывания реагентов в каждом реакторе каскада и в единичном реакторе:

$$-\frac{1}{\tau} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta \vartheta}{\Delta C}$$

Время пребывания в первом реакторе каскада:

$$\tau_1 = -\frac{\Delta C}{\Delta \vartheta} = -\frac{0,5 - 0,76}{0,61 - 0} = 0,43 \text{ мин}$$

Время пребывания во втором реакторе каскада:

$$\tau_2 = -\frac{\Delta C}{\Delta \vartheta} = -\frac{0,36 - 0,5}{0,31 - 0} = 0,45 \text{ мин}$$

Время пребывания в третьем реакторе каскада:

$$\tau_3 = -\frac{\Delta C}{\Delta \vartheta} = -\frac{0,28 - 0,36}{0,18 - 0} = 0,44 \text{ мин}$$

Среднее время пребывания в реакторе каскада:

$$\bar{\tau} = (\tau_1 + \tau_2 + \tau_3) / 3 = (0,43 + 0,45 + 0,44) / 3 = 0,44 \text{ мин}$$

Объем одного реактора каскада:

$$V = G_V \cdot \bar{\tau} = (G_A + G_B) \cdot \bar{\tau} = (7,2 + 5,6) \cdot \frac{1000}{60} \cdot 0,44 = 94 \text{ л}$$

Общий объем реакторов каскада:

$$V_{\text{общ}} = 3 \cdot V = 3 \cdot 94 = 282 \text{ л.}$$

Время пребывания в единичном реакторе:

$$\tau = -\frac{\Delta C}{\Delta \vartheta} = -\frac{0,28 - 0,76}{0,18 - 0} = 2,7 \text{ мин}$$

Объем единичного реактора:

$$V_{\text{един}} = G_V \cdot \tau = (G_A + G_B) \cdot \tau = (7,2 + 5,6) \cdot \frac{1000}{60} \cdot 2,7 = 576 \text{ л}$$

Данные для расчета реакторов (тема 1 и 2)

Задание №1

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А G_{VA0} , м ³ /час	7,5	6,5	2,8	6,0	3,4	5,0
Степень превращения X_A	0,58	0,58	0,8	0,73	0,7	0,91
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	3,2	0,94	1,1	0,8	2,8	0,69
Константа скорости k , 1/мин,	1,8	6,0	4,7	7,5	1,6	5,4
Число реакторов в каскаде, m	2	3	5	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A$					

Задание №2

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А G_{VA0} , м ³ /час	3,0	5,1	5,0	6,0	9,0	4,0
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,2	1,4	1,2	4,3	1,7	1,2
Константа скорости k , 1/мин.	5,2	6,3	6,4	1,8	3,8	2,8
Число реакторов в каскаде, m	3	2	4	5	3	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A$					

Задание №3

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А G_{VA0} , м ³ /час	3,2	2,5	6,0	5,0	6,0	5,0
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,4	0,8	0,9	1,2	4,3	0,8
Константа скорости k , 1/мин.	2,8	2,5	4,0	4,3	1,7	4,2
Число реакторов в каскаде, m	5	3	2	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A$					

Задание №4

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А G_{VA0} , м ³ /час	4,3	3,3	3,0	1,3	4,3	4,0
Степень превращения X_A	0,6	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,75	0,3	0,3	0,1	0,38	0,26
Константа скорости k , л/мин.	3,0	2,1	1,4	1,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	3	2	4	5	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A$					

Задание №5

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,1	2,2	4,3	3,0	2,0	4,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	2,6	6,0	5,0	6,0	5,0	4,3
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,7	1:1,4	1:1,5	1:2,1	1:1,6	1:1,4
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,2	1,4	0,8	0,9	1,2	4,3
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	2,5	4,0	4,3	1,7	4,2
Число реакторов в каскаде, m	3	3	2	4	3	5
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №6

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	7,5	6,5	2,8	6,0	3,4	5,0
Степень превращения X_A	0,58	0,58	0,8	0,73	0,7	0,91
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	3,2	0,94	1,1	0,8	2,8	0,69
Константа скорости k , л ² /моль ² *мин.	1,8	6,0	4,7	7,5	1,6	5,4
Число реакторов в каскаде, m	2	3	5	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^3$					

Задание №7

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,0	5,1	5,0	6,0	9,0	4,0
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,2	1,4	1,2	4,3	1,7	1,2
Константа скорости k , л ² /моль ² *мин.	5,2	6,3	6,4	1,8	3,8	2,8
Число реакторов в каскаде, m	3	2	4	5	3	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^3$					

Задание №8

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,2	2,5	6,0	5,0	6,0	5,0
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,4	0,8	0,9	1,2	4,3	0,8
Константа скорости k , л ² /моль ² *мин.	2,8	2,5	4,0	4,3	1,7	4,2
Число реакторов в каскаде, m	5	3	2	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^3$					

Задание №9

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	4,3	3,3	3,0	1,3	4,3	4,0
Степень превращения X_A	0,6	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,75	0,3	0,3	0,1	0,38	0,26
Константа скорости k , л ² /моль ² *мин.	3,0	2,1	1,4	1,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	3	2	4	5	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^3$					

Задание №10

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,0	4,0	5,0	4,2	2,2	6,0
Степень превращения X_A	0,58	0,58	0,8	0,73	0,7	0,91
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	2,2	0,8	2,1	0,9	2,2	0,7
Константа скорости k , л/моль*мин.	1,4	3,2	2,9	2,2	4,1	2,3
Число реакторов в каскаде, m	2	3	5	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^2$					

Задание №11

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,5	3,4	5,5	4,0	3,0	2,5
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,5	1,1	1,6	4,1	1,9	1,8
Константа скорости k , л/моль*мин.	3,8	4,1	5,2	2,2	3,8	2,4
Число реакторов в каскаде, m	3	5	4	3	3	2
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^2$					

Задание №12

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,1	2,2	4,3	3,0	2,0	4,0
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,32	0,5	0,6	1,9	4,2	0,9
Константа скорости k , л/моль*мин.	3,8	4,5	6,0	3,3	4,7	3,2
Число реакторов в каскаде, m	2	3	5	4	3	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^2$					

Задание №13

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,6	3,8	2,8	1,7	3,9	4,3
Степень превращения X_A	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72	0,9
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,75	0,35	0,55	0,45	0,3	0,65
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,0	2,1	5,4	6,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	2	5	4	3	2	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^2$					

Задание №14

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,3	2,5	4,2	3,4	5,0	6,0
Степень превращения X_A	0,81	0,6	0,7	0,8	0,75	0,5
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,4	1,2	2,5	1,4	3,5	0,6
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	3,1	4,2	5,3	2,3	1,5
Число реакторов в каскаде, m	3	4	3	3	4	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A^2$					

Задание №15

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,3	2,5	4,2	3,4	5,0	6,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	7,5	6,5	2,8	6,0	3,4	5,0
Степень превращения X_A	0,81	0,6	0,7	0,8	0,75	0,5
Молярное соотношение реагентов А : В	1:3	1:2	1:1,1	1:1,2	1:2,2	1:1,8
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,4	1,2	2,5	1,4	3,5	0,6
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	3,1	4,2	5,3	2,3	1,5
Число реакторов в каскаде, m	3	4	3	3	4	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №16

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,5	3,4	5,5	4,0	3,0	2,5
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,0	5,1	6,0	9,0	4,0	3,2
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Молярное соотношение реагентов А : В	1:1,6	1:2,5	1:2,6	1:1,4	1:1,2	1:1,9
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,3	1,2	1,4	1,2	4,3	1,7
Константа скорости k , л/моль*мин.	5,2	6,3	6,4	1,8	3,8	2,4
Число реакторов в каскаде, m	3	2	5	4	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №17

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,1	2,2	4,3	3,0	2,0	4,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	2,6	6,0	5,0	6,0	5,0	4,3
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,7	1:1,4	1:1,5	1:2,1	1:1,6	1:1,4
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,2	1,4	0,8	0,9	1,2	4,3
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	2,5	4,0	4,3	1,7	4,2
Число реакторов в каскаде, m	3	3	2	4	3	5
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №18

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,6	3,8	2,8	1,7	3,9	4,3
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,3	3,0	1,3	4,3	4,0	2,0
Степень превращения X_A	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72	0,9
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,2	1:1,3	1:1,6	1:2,3	1:2,6	1:1,2
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,8	0,75	0,3	0,3	0,2	0,38
Константа скорости k , л/моль*мин.	3,0	2,1	1,4	1,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	2	3	3	3	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №19

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,6	3,8	2,8	1,7	3,9	4,3
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,3	3,0	1,3	4,3	4,0	2,0
Степень превращения X_A	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72	0,9
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,2	1:1,3	1:1,6	1:2,3	1:2,6	1:1,2
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,8	0,75	0,3	0,3	0,2	0,38
Константа скорости k , л/моль*мин.	3,0	2,1	1,4	1,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	2	3	3	3	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №20

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,3	2,5	4,2	3,4	5,0	6,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	7,5	6,5	2,8	6,0	3,4	5,0
Степень превращения X_A	0,81	0,6	0,7	0,8	0,75	0,5
Молярное соотношение реагентов А : В	1:3	1:2	1:1,1	1:1,2	1:2,2	1:1,8
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,4	1,2	2,5	1,4	3,5	0,6
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	3,1	4,2	5,3	2,3	1,5
Число реакторов в каскаде, m	3	4	3	3	4	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №21

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,5	3,4	5,5	4,0	3,0	2,5
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,0	5,1	6,0	9,0	4,0	3,2
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Молярное соотношение реагентов А : В	1:1,6	1:2,5	1:2,6	1:1,4	1:1,2	1:1,9
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,3	1,2	1,4	1,2	4,3	1,7
Константа скорости k , л/моль*мин.	5,2	6,3	6,4	1,8	3,8	2,4
Число реакторов в каскаде, m	3	2	5	4	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №22

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	3,1	2,2	4,3	3,0	2,0	4,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	2,6	6,0	5,0	6,0	5,0	4,3
Степень превращения X_A	0,75	0,7	0,5	0,7	0,95	0,6
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,7	1:1,4	1:1,5	1:2,1	1:1,6	1:1,4
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,2	1,4	0,8	0,9	1,2	4,3
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	2,5	4,0	4,3	1,7	4,2
Число реакторов в каскаде, m	3	3	2	4	3	5
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №23

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,6	3,8	2,8	1,7	3,9	4,3
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,3	3,0	1,3	4,3	4,0	2,0
Степень превращения X_A	0,7	0,8	0,78	0,84	0,72	0,9
Молярное соотношение реагентов А : В	1:2,2	1:1,3	1:1,6	1:2,3	1:2,6	1:1,2
Начальная концентрация реагента А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,8	0,75	0,3	0,3	0,2	0,38
Константа скорости k , л/моль*мин.	3,0	2,1	1,4	1,1	3,1	4,1
Число реакторов в каскаде, m	2	3	3	3	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №24

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,3	2,5	4,2	3,4	5,0	6,0
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	7,5	6,5	2,8	6,0	3,4	5,0
Степень превращения X_A	0,81	0,6	0,7	0,8	0,75	0,5
Молярное соотношение реагентов А : В	1:3	1:2	1:1,1	1:1,2	1:2,2	1:1,8
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	0,4	1,2	2,5	1,4	3,5	0,6
Константа скорости k , л/моль*мин.	2,8	3,1	4,2	5,3	2,3	1,5
Число реакторов в каскаде, m	3	4	3	3	4	4
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Задание №25

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
Объемный расход реагента А, G_{VA0} , м ³ /час	2,5	3,4	5,5	4,0	3,0	2,5
Объемный расход реагента В, G_{VB0} , м ³ /час	3,0	5,1	6,0	9,0	4,0	3,2
Степень превращения X_A	0,6	0,9	0,7	0,95	0,75	0,8
Молярное соотношение реагентов А : В	1:1,6	1:2	1:2,6	1:1,4	1:1,2	1:1,9
Начальная концентрация реагента. А в исходном потоке C_{A0} , моль/ л	1,3	1,2	1,4	1,2	4,3	1,7
Константа скорости k , л/моль*мин.	5,2	6,3	6,4	1,8	3,8	2,4
Число реакторов в каскаде, m	3	2	5	4	4	3
Уравнение скорости	$v=k \cdot C_A \cdot C_B$					

Тема № 3 Применение функций распределения для расчета степени превращения

С учетом дифференциальной функции распределения частиц по времени пребывания $E(\tau)$ рассчитать среднюю конечную концентрацию и среднюю степень превращения, если действительное время пребывания в реакторе совпадает с действительным временем в опытах с трассером.

Основные расчетные формулы

Дифференциальная функция распределения:

$$E(\tau) = \frac{dI(\tau)}{d\tau}$$

где $I(\tau)$ – интегральная функция распределения, которая равна:

$$I(\tau) = \frac{C_n(\tau)}{C_{н0}}$$

где $C_n(\tau)$ – текущая концентрация трассера, $C_{н0}$ – общая концентрация трассера.

Вычислить дифференциальную функцию можно по выражению:

$$E(\tau) = \frac{C_n(\tau)}{\sum C_n(\tau) \cdot \Delta\tau}$$

Выражение для определения средней концентрации с использованием функции распределения имеет вид:

$$\bar{C}_A = \int_0^{\infty} C_A E(\tau) d\tau = \sum C_{A0} (1 - x_A) E(\tau) \Delta\tau$$

где C_A и $E(\tau)$ соответствуют текущему времени пребывания элементарного объема реакционной массы в реакторе. Для необратимой реакции первого порядка, протекающей с изменением объема, характеристическое уравнение может быть записано в следующем виде:

$$C_A = C_{A0} \frac{\exp(-k\tau)}{1 + \varepsilon_A [1 - \exp(-k\tau)]}$$

Расчетное уравнение для средней концентрации с учетом изменения плотности будет иметь вид:

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \sum \frac{\exp(-k\tau)}{1 + \varepsilon_A [1 - \exp(-k\tau)]} E(\tau) \Delta\tau$$

Соотношение между концентрацией вещества и степенью превращения равно:

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \frac{1 - x_A}{1 + \varepsilon_A x_A}$$

Для необратимой реакции второго порядка при условии $C_{A0} \neq C_{B0}$, протекающей без изменения плотности реакционной массы:

$$kC_{A0}(M - 1)\tau = \ln \frac{M - x_A}{M(1 - x_A)}$$

где $M = C_{B0} / C_{A0}$

Соотношение между концентрацией вещества и степенью превращения равно:

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = 1 - x_A$$

Пример 3

С учетом функции распределения частиц по времени пребывания рассчитать среднюю конечную концентрацию и среднюю степень превращения, если действительное время пребывания в реакторе совпадает с действительным временем в опытах с трассером. Константа скорости $K = 0,0063 \text{ C}^{-1}$; $C_{A0} = 0,16 \text{ кмоль/м}^3$; порядок реакции = 1; изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon = -0,1562$. Данные опытов с трассером:

τ, c	8	15	23	30	38	45	53	60	68	75	83	90	98	105	113
C_i	5	11	23	38	48	62	75	90	105	93	75	63	51	38	23

1. Выражение для определения средней концентрации с использованием функции распределения имеет вид:

$$\bar{C}_A = \int_0^{\infty} C_A \cdot E(\tau) d\tau \quad (1)$$

Характеристическое уравнение, определяющее концентрацию реагента для необратимой реакции первого порядка с изменением реакционного объема, имеет вид:

$$C_A = C_{A,0} \cdot \frac{e^{-k\tau}}{1 + \varepsilon \cdot [1 - e^{-k\tau}]} \quad (2)$$

ε - относительное изменение объема.

На основании уравнений (1) и (2):

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \left[\sum \frac{e^{-k\tau}}{1 + \varepsilon[1 - e^{-k\tau}]} \cdot E(\tau) \right] \cdot \Delta\tau$$

Обозначим $\gamma = \sum \frac{e^{-k\tau}}{1 + \varepsilon[1 - e^{-k\tau}]}$

Функцию распределения вычисляют по формуле:

$$E(\tau) = \frac{C_H}{\sum C_H \cdot \Delta\tau}$$

Результаты вычислений заносим в таблицу

Таблица 3 Результаты расчетов функции распределения к примеру 3

	τ, c	C_H	$\tau \cdot C_H$	$E(\tau)$	γ	$\gamma \cdot E(\tau)$
1	8	5	40	0,000962	0,958201	0,000921
2	15	11	165	0,002115	0,922817	0,001952
3	23	23	529	0,004423	0,883717	0,003909
4	30	38	1140	0,007308	0,850654	0,006216
5	38	48	1824	0,009231	0,814157	0,007515
6	45	62	2790	0,011923	0,783328	0,00934
7	53	75	3975	0,014423	0,74933	0,010808
8	60	90	5400	0,017308	0,720639	0,012473
9	68	105	7140	0,020192	0,689029	0,013913
10	75	93	6975	0,017885	0,662377	0,011846
11	83	75	6225	0,014423	0,633037	0,00913
12	90	63	5670	0,012115	0,60832	0,00737
13	98	51	4998	0,009808	0,581133	0,0057
14	105	38	3990	0,007308	0,558247	0,004079
15	113	23	2599	0,004423	0,533092	0,002358
Σ		800	53460		10,94808	0,107531

2. Зависимость средней концентрации от степени превращения при изменении объема реакционной массы:

$$\bar{C}_A = C_{A0} \frac{1-x_A}{1+\varepsilon \cdot x_A} \text{ или}$$

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \frac{1-x_A}{1+\varepsilon \cdot x_A}$$

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \left[\sum Y \cdot E(\tau) \right] \cdot \Delta\tau = 0,107 * 7,5 = 0,699$$

$$0,699 = \frac{1-x_A}{1+(-0,1562) \cdot x_A}$$

Отсюда $x_A=0,338$

Пример 4

С учетом функции распределения частиц по времени пребывания рассчитать среднюю конечную концентрацию и среднюю степень превращения, если действительное время пребывания в реакторе совпадает с действительным временем в опытах с трассером. Константа скорости K , л/моль*с = 0,07; Порядок реакции = 2; концентрация $C_{A0}= 0,26$ кмоль/м³; $M=3$. Данные опытов с трассером:

τ, c	8	15	23	30	38	45	53	60	68	75	83	90	98	105	113
Cu	5	11	23	38	48	62	75	90	105	93	75	63	51	38	23

1. Выражение для определения средней концентрации с использованием функции распределения имеет вид:

$$\bar{C}_A = \int_0^{\infty} C_A \cdot E(\tau) d\tau = \sum C_{A0} (1-x_A) E(\tau) \cdot \Delta\tau \quad (1)$$

Характеристическое уравнение, определяющее концентрацию реагента в элементарном объеме для необратимой реакции второго порядка при условии $C_{A,0} \neq C_{B,0}$ имеет вид:

$$\ln \frac{M - x_A}{M(1 - x_A)} = k \cdot C_{A0} \cdot (M - 1) \cdot \tau \quad (2)$$

M – отношение $C_{B,o}/C_{A,o}$

Чтобы определить среднюю концентрацию C_A по уравнению (2) для каждого значения τ , рассчитываем соответствующее значение степени превращения X_A и подставляем в уравнение (1).

Функцию распределения вычисляют по формуле:

$$E(\tau) = \frac{C_{\tau}}{\sum C_{\tau} \cdot \Delta\tau}$$

Результаты вычислений заносим в таблицу

Таблица 4 Результаты расчета функции распределения к примеру 4

τ, c	C_{τ}	$\tau \cdot C_{\tau}$	X_A	$E(\tau)$	$(1 - X_A) \cdot E(\tau)$
8	5	40	0,324	0,000893	0,000604
15	11	165	0,507	0,001964	0,000968
23	23	529	0,650	0,004107	0,001438
30	38	1140	0,737	0,006786	0,001783
38	48	1824	0,809	0,008571	0,001638
45	62	2790	0,854	0,011071	0,001611
53	75	3975	0,893	0,013393	0,001435
60	90	5400	0,918	0,016071	0,001321
68	105	7140	0,939	0,01875	0,001142
75	93	6975	0,953	0,016607	0,000779
83	75	6225	0,965	0,013393	0,000468
90	63	5670	0,973	0,01125	0,000303
98	51	4998	0,980	0,009107	0,000183
105	38	3990	0,984	0,006786	0,000106
113	23	2599	0,988	0,004107	4,76E-05
Σ	800	53460			0,013827

3. По уравнению (1):

$$\frac{\overline{C_A}}{C_{A0}} = \left[\sum (1 - x_A) \cdot E(\tau) \right] \cdot \Delta\tau = 0,0138 * 7 = 0,097$$

$$x_A = 1 - \frac{\overline{C_A}}{C_{A0}} = 1 - 0,097 = 0,903$$

Данные для расчета степени превращения с применением функций распределения

Задание №1

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,055 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon = -0,1662$, $C_{A0}=0,2 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ c}$	Си	$\tau, \text{ c}$	Си	$\tau, \text{ c}$	Си	$\tau, \text{ c}$	Си	$\tau, \text{ c}$	Си	$\tau, \text{ c}$	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №2

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,135$ л/моль·с, $C_{A0}=0,21$ кмоль/м³, $M=2$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №3

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,03 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,1202$, $C_{A0}=0,26 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
3	1	10	6	6	2	13	8	6	4	5	2
6	11	20	14	12	22	25	18	12	8	9	17
9	21	30	30	18	42	38	38	18	18	14	32
12	31	40	50	24	62	50	63	24	30	18	47
15	41	50	64	30	82	63	80	30	38	23	62
18	51	60	82	36	102	75	103	36	49	27	77
21	61	70	100	42	122	88	125	42	60	32	92
24	71	80	120	48	142	100	150	48	72	36	107
27	68	90	140	54	136	113	175	54	84	41	102
30	58	100	124	60	116	125	155	60	74	45	87
33	48	110	100	66	96	138	125	66	60	50	72
36	38	120	84	72	76	150	105	72	50	54	57
39	28	130	68	78	56	163	85	78	41	59	42
42	18	140	50	84	36	175	63	84	30	63	27
45	8	150	30	90	16	188	38	188	18	68	12

Задание №4

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,07$ л/моль·с, $C_{A0}=0,26$ кмоль/м³, $M=3$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сп	τ, с	Сп	τ, с	Сп	τ, с	Сп	τ, с	Сп	τ, с	Сп
5	3	8	3	8	5	4	1	7	2	7	4
10	7	15	28	15	11	8	14	14	25	13	8
15	15	23	53	23	23	11	26	20	47	20	18
20	25	30	78	30	38	15	39	27	70	26	30
25	32	38	103	38	48	19	51	34	92	33	38
30	41	45	128	45	62	23	64	41	115	39	49
35	50	53	153	53	75	26	76	47	137	46	60
40	60	60	178	60	90	30	89	54	160	52	72
45	70	68	170	68	105	34	85	61	153	59	84
50	62	75	145	75	93	38	73	68	131	65	74
55	50	83	120	83	75	41	60	74	108	72	60
60	42	90	95	90	63	45	48	81	86	78	50
65	34	98	70	98	51	49	35	88	63	85	41
70	25	105	45	105	38	53	23	95	41	91	30
75	15	113	20	113	23	56	10	101	18	98	18

Задание №5

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,064\text{C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,11$, $C_{A0}=0,033$ кмоль/м³.

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си
7	2	8	3	8	5	3	1	6	4	6	2
14	25	15	28	15	11	6	11	12	8	12	22
20	47	23	53	23	23	9	21	18	18	18	42
27	70	30	78	30	38	12	31	24	30	24	62
34	92	38	103	38	48	15	41	30	38	30	82
41	115	45	128	45	62	18	51	36	49	36	102
47	137	53	153	53	75	21	61	42	60	42	122
54	160	60	178	60	90	24	71	48	72	48	142
61	153	68	170	68	105	27	68	54	84	54	136
68	131	75	145	75	93	30	58	60	74	60	116
74	108	83	120	83	75	33	48	66	60	66	96
81	86	90	95	90	63	36	38	72	50	72	76
88	63	98	70	98	51	39	28	78	41	78	56
95	41	105	45	105	38	42	18	84	30	84	36
101	18	113	20	113	23	45	8	188	18	90	16

Задание №6

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,8$ л/моль·с, $C_{A0}=0,033$ кмоль/м³, $M=2,5$

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн
7	2	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
14	26	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
22	50	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
29	74	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
36	98	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
43	122	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
50	146	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
58	170	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
65	163	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
72	139	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
79	115	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
86	91	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
94	67	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
101	43	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
108	19	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №7

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,034 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,1561$, $C_{A0}=0,04 \text{ кмоль/м}^3$.

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
7	2	8	3	8	5	3	1	6	4	6	2
14	25	15	28	15	11	6	11	12	8	12	22
20	47	23	53	23	23	9	21	18	18	18	42
27	70	30	78	30	38	12	31	24	30	24	62
34	92	38	103	38	48	15	41	30	38	30	82
41	115	45	128	45	62	18	51	36	49	36	102
47	137	53	153	53	75	21	61	42	60	42	122
54	160	60	178	60	90	24	71	48	72	48	142
61	153	68	170	68	105	27	68	54	84	54	136
68	131	75	145	75	93	30	58	60	74	60	116
74	108	83	120	83	75	33	48	66	60	66	96
81	86	90	95	90	63	36	38	72	50	72	76
88	63	98	70	98	51	39	28	78	41	78	56
95	41	105	45	105	38	42	18	84	30	84	36
101	18	113	20	113	23	45	8	188	18	90	16

Задание №8

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,98$ л/моль·с, $C_{A0}=0,04$ кмоль/м³, $M=3$

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн
7	2	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
14	26	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
22	50	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
29	74	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
36	98	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
43	122	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
50	146	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
58	170	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
65	163	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
72	139	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
79	115	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
86	91	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
94	67	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
101	43	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
108	19	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №9

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,053 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,2202$, $C_{A0}=0,28 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
3	1	10	6	6	2	13	8	6	4	5	2
6	11	20	14	12	22	25	18	12	8	9	17
9	21	30	30	18	42	38	38	18	18	14	32
12	31	40	50	24	62	50	63	24	30	18	47
15	41	50	64	30	82	63	80	30	38	23	62
18	51	60	82	36	102	75	103	36	49	27	77
21	61	70	100	42	122	88	125	42	60	32	92
24	71	80	120	48	142	100	150	48	72	36	107
27	68	90	140	54	136	113	175	54	84	41	102
30	58	100	124	60	116	125	155	60	74	45	87
33	48	110	100	66	96	138	125	66	60	50	72
36	38	120	84	72	76	150	105	72	50	54	57
39	28	130	68	78	56	163	85	78	41	59	42
42	18	140	50	84	36	175	63	84	30	63	27
45	8	150	30	90	16	188	38	188	18	68	12

Задание №10

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,087$ л/моль·с, $C_{A0}=0,28$ кмоль/м³, $M=3,5$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн
5	3	8	3	8	5	4	1	7	2	7	4
10	7	15	28	15	11	8	14	14	25	13	8
15	15	23	53	23	23	11	26	20	47	20	18
20	25	30	78	30	38	15	39	27	70	26	30
25	32	38	103	38	48	19	51	34	92	33	38
30	41	45	128	45	62	23	64	41	115	39	49
35	50	53	153	53	75	26	76	47	137	46	60
40	60	60	178	60	90	30	89	54	160	52	72
45	70	68	170	68	105	34	85	61	153	59	84
50	62	75	145	75	93	38	73	68	131	65	74
55	50	83	120	83	75	41	60	74	108	72	60
60	42	90	95	90	63	45	48	81	86	78	50
65	34	98	70	98	51	49	35	88	63	85	41
70	25	105	45	105	38	53	23	95	41	91	30
75	15	113	20	113	23	56	10	101	18	98	18

Задание №11

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,023 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,12$, $C_{A0}=0,315 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
5	3	8	3	8	5	13	8	6	4	5	2
10	7	15	28	15	9	25	18	12	8	9	17
15	15	23	53	23	14	38	38	18	18	14	32
20	25	30	78	30	18	50	63	24	30	18	47
25	32	38	103	38	23	63	80	30	38	23	62
30	41	45	128	45	27	75	103	36	49	27	77
35	50	53	153	53	32	88	125	42	60	32	92
40	60	60	178	60	36	100	150	48	72	36	107
45	70	68	170	68	41	113	175	54	84	41	102
50	62	75	145	75	45	125	155	60	74	45	87
55	50	83	120	83	50	138	125	66	60	50	72
60	42	90	95	90	54	150	105	72	50	54	57
65	34	98	70	98	59	163	85	78	41	59	42
70	25	105	45	105	63	175	63	84	30	63	27
75	15	113	20	113	68	188	38	188	18	68	12

Задание №12

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,047$ л/моль·с, $C_{A0}=0,315$ кмоль/м³,

$M=2,6$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн
5	3	8	3	8	5	4	1	7	2	7	4
10	7	15	28	15	11	8	14	14	25	13	8
15	15	23	53	23	23	11	26	20	47	20	18
20	25	30	78	30	38	15	39	27	70	26	30
25	32	38	103	38	48	19	51	34	92	33	38
30	41	45	128	45	62	23	64	41	115	39	49
35	50	53	153	53	75	26	76	47	137	46	60
40	60	60	178	60	90	30	89	54	160	52	72
45	70	68	170	68	105	34	85	61	153	59	84
50	62	75	145	75	93	38	73	68	131	65	74
55	50	83	120	83	75	41	60	74	108	72	60
60	42	90	95	90	63	45	48	81	86	78	50
65	34	98	70	98	51	49	35	88	63	85	41
70	25	105	45	105	38	53	23	95	41	91	30
75	15	113	20	113	23	56	10	101	18	98	18

Задание №13

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k= 0,043 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,3204$, $C_{A0}=0,049 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
10	6	6	2	13	8	3	1	10	6	6	2
20	14	12	22	25	18	6	11	20	14	12	22
30	30	18	42	38	38	9	21	30	30	18	42
40	50	24	62	50	63	12	31	40	50	24	62
50	64	30	82	63	80	15	41	50	64	30	82
60	82	36	102	75	103	18	51	60	82	36	102
70	100	42	122	88	125	21	61	70	100	42	122
80	120	48	142	100	150	24	71	80	120	48	142
90	140	54	136	113	175	27	68	90	140	54	136
100	124	60	116	125	155	30	58	100	124	60	116
110	100	66	96	138	125	33	48	110	100	66	96
120	84	72	76	150	105	36	38	120	84	72	76
130	68	78	56	163	85	39	28	130	68	78	56
140	50	84	36	175	63	42	18	140	50	84	36
150	30	90	16	188	38	45	8	150	30	90	16

Задание №14

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,135$ л/моль·с, $C_{A0}=0,049$ кмоль/м³,

$M=2,8$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №15

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,072C^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,1352$, $C_{A0}=0,23$ кмоль/м³.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №16

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,1035$ л/моль·с, $C_{A0}=0,23$ кмоль/м³,

$M=2,8$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн	τ, с	Сн
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №17

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,048 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,1212$, $C_{A0}=0,24 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
10	6	6	2	10	6	6	2	13	8	3	1
20	14	12	22	20	14	12	22	25	18	6	11
30	30	18	42	30	30	18	42	38	38	9	21
40	50	24	62	40	50	24	62	50	63	12	31
50	64	30	82	50	64	30	82	63	80	15	41
60	82	36	102	60	82	36	102	75	103	18	51
70	100	42	122	70	100	42	122	88	125	21	61
80	120	48	142	80	120	48	142	100	150	24	71
90	140	54	136	90	140	54	136	113	175	27	68
100	124	60	116	100	124	60	116	125	155	30	58
110	100	66	96	110	100	66	96	138	125	33	48
120	84	72	76	120	84	72	76	150	105	36	38
130	68	78	56	130	68	78	56	163	85	39	28
140	50	84	36	140	50	84	36	175	63	42	18
150	30	90	16	150	30	90	16	188	38	45	8

Задание №18

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,065$ л/моль·с, $C_{A0}=0,24$ кмоль/м³, $M=3,6$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си
7	4	5	3	8	3	8	5	4	1	7	2
13	8	10	7	15	28	15	11	8	14	14	25
20	18	15	15	23	53	23	23	11	26	20	47
26	30	20	25	30	78	30	38	15	39	27	70
33	38	25	32	38	103	38	48	19	51	34	92
39	49	30	41	45	128	45	62	23	64	41	115
46	60	35	50	53	153	53	75	26	76	47	137
52	72	40	60	60	178	60	90	30	89	54	160
59	84	45	70	68	170	68	105	34	85	61	153
65	74	50	62	75	145	75	93	38	73	68	131
72	60	55	50	83	120	83	75	41	60	74	108
78	50	60	42	90	95	90	63	45	48	81	86
85	41	65	34	98	70	98	51	49	35	88	63
91	30	70	25	105	45	105	38	53	23	95	41
98	18	75	15	113	20	113	23	56	10	101	18

Задание №19

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,028 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,1482$, $C_{A0}=0,31 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
10	6	6	2	10	6	6	2	13	8	3	1
20	14	12	22	20	14	12	22	25	18	6	11
30	30	18	42	30	30	18	42	38	38	9	21
40	50	24	62	40	50	24	62	50	63	12	31
50	64	30	82	50	64	30	82	63	80	15	41
60	82	36	102	60	82	36	102	75	103	18	51
70	100	42	122	70	100	42	122	88	125	21	61
80	120	48	142	80	120	48	142	100	150	24	71
90	140	54	136	90	140	54	136	113	175	27	68
100	124	60	116	100	124	60	116	125	155	30	58
110	100	66	96	110	100	66	96	138	125	33	48
120	84	72	76	120	84	72	76	150	105	36	38
130	68	78	56	130	68	78	56	163	85	39	28
140	50	84	36	140	50	84	36	175	63	42	18
150	30	90	16	150	30	90	16	188	38	45	8

Задание №20

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,025$ л/моль·с, $C_{A0}=0,31$ кмоль/м³, $M=2,6$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си	τ, c	Си
7	4	5	3	8	3	8	5	4	1	7	2
13	8	10	7	15	28	15	11	8	14	14	25
20	18	15	15	23	53	23	23	11	26	20	47
26	30	20	25	30	78	30	38	15	39	27	70
33	38	25	32	38	103	38	48	19	51	34	92
39	49	30	41	45	128	45	62	23	64	41	115
46	60	35	50	53	153	53	75	26	76	47	137
52	72	40	60	60	178	60	90	30	89	54	160
59	84	45	70	68	170	68	105	34	85	61	153
65	74	50	62	75	145	75	93	38	73	68	131
72	60	55	50	83	120	83	75	41	60	74	108
78	50	60	42	90	95	90	63	45	48	81	86
85	41	65	34	98	70	98	51	49	35	88	63
91	30	70	25	105	45	105	38	53	23	95	41
98	18	75	15	113	20	113	23	56	10	101	18

Задание №21

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,02 \text{ с}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,1362$, $C_{A0}=0,21 \text{ кмоль/м}^3$.

вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №22

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,1035$ л/моль·с, $C_{A0}=0,21$ кмоль/м³, $M=5$

вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си	τ, с	Си
5	3	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
10	7	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
15	15	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
20	25	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
25	32	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
30	41	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
35	50	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
40	60	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
45	70	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
50	62	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
55	50	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
60	42	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
65	34	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
70	25	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
75	15	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №23

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,064 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\varepsilon=-0,11$, $C_{A0}=0,26 \text{ кмоль/м}^3$.

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си	$\tau, \text{ с}$	Си
7	2	8	3	8	5	3	1	6	4	6	2
14	25	15	28	15	11	6	11	12	8	12	22
20	47	23	53	23	23	9	21	18	18	18	42
27	70	30	78	30	38	12	31	24	30	24	62
34	92	38	103	38	48	15	41	30	38	30	82
41	115	45	128	45	62	18	51	36	49	36	102
47	137	53	153	53	75	21	61	42	60	42	122
54	160	60	178	60	90	24	71	48	72	48	142
61	153	68	170	68	105	27	68	54	84	54	136
68	131	75	145	75	93	30	58	60	74	60	116
74	108	83	120	83	75	33	48	66	60	66	96
81	86	90	95	90	63	36	38	72	50	72	76
88	63	98	70	98	51	39	28	78	41	78	56
95	41	105	45	105	38	42	18	84	30	84	36
101	18	113	20	113	23	45	8	188	18	90	16

Задание №24

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция второго порядка, константа скорости $k=0,08$ л/моль·с, $C_{A0}=0,26$ кмоль/м³, $M=2,5$

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
τ , с	Си	τ , с	Си	τ , с	Си	τ , с	Си	τ , с	Си	τ , с	Си
7	2	10	6	8	5	13	8	6	4	7	4
14	26	20	14	15	11	25	18	12	8	13	8
22	50	30	30	23	23	38	38	18	18	20	18
29	74	40	50	30	38	50	63	24	30	26	30
36	98	50	64	38	48	63	80	30	38	33	38
43	122	60	82	45	62	75	103	36	49	39	49
50	146	70	100	53	75	88	125	42	60	46	60
58	170	80	120	60	90	100	150	48	72	52	72
65	163	90	140	68	105	113	175	54	84	59	84
72	139	100	124	75	93	125	155	60	74	65	74
79	115	110	100	83	75	138	125	66	60	72	60
86	91	120	84	90	63	150	105	72	50	78	50
94	67	130	68	98	51	163	85	78	41	85	41
101	43	140	50	105	38	175	63	84	30	91	30
108	19	150	30	113	23	188	38	188	18	98	18

Задание №25

В реальном реакторе проводится жидкофазная необратимая реакция, константа скорости $k=0,0214 \text{ C}^{-1}$, первый порядок реакции, изменением плотности реакционной смеси $\epsilon=-0,1181$, $C_{A0}=0,26 \text{ кмоль/м}^3$.

Вариант											
1		2		3		4		5		6	
$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си	$\tau, \text{с}$	Си
6	2	8	3	8	5	7	2	3	1	6	4
12	22	15	28	15	11	14	25	6	11	12	8
18	42	23	53	23	23	20	47	9	21	18	18
24	62	30	78	30	38	27	70	12	31	24	30
30	82	38	103	38	48	34	92	15	41	30	38
36	102	45	128	45	62	41	115	18	51	36	49
42	122	53	153	53	75	47	137	21	61	42	60
48	142	60	178	60	90	54	160	24	71	48	72
54	136	68	170	68	105	61	153	27	68	54	84
60	116	75	145	75	93	68	131	30	58	60	74
66	96	83	120	83	75	74	108	33	48	66	60
72	76	90	95	90	63	81	86	36	38	72	50
78	56	98	70	98	51	88	63	39	28	78	41
84	36	105	45	105	38	95	41	42	18	84	30
90	16	113	20	113	23	101	18	45	8	188	18

Тема № 4 Произвольная схема соединения реакторов

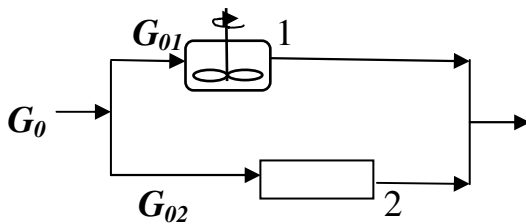
Определить производительность по продукту реакции при заданной схеме соединения реакторов РИС-Н и РИВ (параллельное и последовательное соединение) и установить, какая из схем соединения является наиболее эффективной.

Пример 5

Реакция проводится в параллельной схеме соединения реакторов РИС-Н и РИВ. Исходный поток по реакторам разделяется поровну. Определить объемные расходы, подаваемые в каждый реактор, и производительность по продукту R по следующим данным:

Схема реакции $A \rightarrow R$

Объемный расход реагента G_0 , л/мин	720	
Начальная концентрация реагента А C_{A0} , моль/ л	3	
Константа скорости реакции k , c^{-1}	0.25	
Объемы реакторов, m^3	1	0,08
	2	0,05



Решение:

По условию задачи $G_{01} = G_0 = 720/2 = 360$ л/мин = 6 л/с.

Определяем время пребывания в реакторе смешения и реакторе вытеснения:

$$\tau_1 = \frac{V_{p1}}{G_0} = \frac{0,08 \cdot 1000}{6} = 13,3 \text{ c} ; \quad \tau_2 = \frac{V_{p2}}{G_0} = \frac{0,05 \cdot 1000}{6} = 8,33 \text{ c} .$$

Находим степень превращения вещества А в реакторах:

$$x_{A1} = \frac{k \cdot \tau_1}{1 + k \cdot \tau_1} = \frac{0,25 \cdot 13,33}{1 + 0,25 \cdot 13,33} = 0,76 ; \quad x_{A2} = 1 - \exp(-k \cdot \tau_2) = 1 - \exp(-0,25 \cdot 8,33) = 0,87 .$$

Рассчитаем производительность по продукту R:

$$P_R = G_{01} C_{A0} x_{A1} + G_{02} C_{A0} x_{A2} = (6 \cdot 3 \cdot 0,76 + 6 \cdot 3 \cdot 0,87) \cdot \frac{3600}{1000} = 105,94 \text{ кмоль/ч.}$$

Ответ: Производительность по продукту R составляет 105,94 кмоль/час.

Данные для расчета произвольная схемы соединения реакторов

Задание №1

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0023	0,0025	0,0018	0,0035	0,0045
Константа скорости K, л/моль·с	0,0045	0,0038	0,0028	0,0056	0,0075	0,0023
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2,5	3	2,8	1,8
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2	1,2	2,5	2	1,4
$V_{Iрив}$, м ³	1	2	1	3	2,5	2
V_2 рис-н, м ³	2	3	2	2	2	3
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №2

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0042	0,0038	0,0022	0,0018	0,0012	0,0037
Константа скорости K, л/моль·с	0,0025	0,0031	0,0029	0,0058	0,0062	0,0019
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2,2	1,2	1,9	2,6	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	3	3,5	2,5	4,2	6
$V_{Iрив}$, м ³	2	1	3	2,2	3,1	4
V_2 рис-н, м ³	1	2,	3,3	1,2	2,5	3
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №3

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,004	0,003	0,0045	0,0054	0,002	0,0036
Константа скорости K, л/моль·с	0,0045	0,006	0,0018	0,0022	0,0028	0,003
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,8	2	2,1	2,5	3,4	1,2
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	1,2	3	2,5	1,5	2
$V_{Iрив}$, м ³	2	1	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	1	2,2	3,1	4	3	2,5
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №4

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0021	0,0068	0,0062	0,006	0,0061
Константа скорости K , л/моль·с	0,0046	0,0047	0,0042	0,0049	0,0051	0,009
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2	4	2,2	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1	1,5	2	2,5	3	3,5
$V_{I\text{рив}}$, м ³	4	2	3	1,5	2	2,5
V_2 рис-н, м ³	3	2,5	1,5	2	3	2
Уравнение реакции	$A+B \rightarrow 2C$					

Задание №5

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0052	0,0058	0,0012	0,0041	0,0022	0,0063
Константа скорости K , л/моль·с	0,004	0,0014	0,0018	0,006	0,0058	0,0012
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	4,8	2	2,3	1,2	3	4,5
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	2,5	1,5	3	2,1	2
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2,5	3	2,5	4	4,5	2
V_2 рис-н, м ³	3	3,5	4	2,1	2,8	1
Уравнение реакции	$A+B \rightarrow 2C$					

Задание №6

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0023	0,0025	0,0018	0,0035	0,0045
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,0038	0,0028	0,0056	0,0075	0,0023
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2,5	3	2,8	1,8
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2	1,2	2,5	2	1,4
$V_{I\text{рив}}$, м ³	1	2	1	3	2,5	2
V_2 рис-н, м ³	2	3	2	2	2	3
Уравнение реакции	$A+B \rightarrow C$					

Задание №7

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0042	0,0038	0,0022	0,0018	0,0012	0,0037
Константа скорости K , л/моль·с	0,0025	0,0031	0,0029	0,0058	0,0062	0,0019
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2,2	1,2	1,9	2,6	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	3	3,5	2,5	4,2	6
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2	1	3	2,2	3,1	4
V_2 рис-н, м ³	1	2,	3,3	1,2	2,5	3
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №8

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,004	0,003	0,0045	0,0054	0,002	0,0036
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,006	0,0018	0,0022	0,0028	0,003
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,8	2	2,1	2,5	3,4	1,2
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	1,2	3	2,5	1,5	2
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2	1	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	1	2,2	3,1	4	3	2,5
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №9

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0021	0,0068	0,0062	0,006	0,0061
Константа скорости K , л/моль·с	0,0046	0,0047	0,0042	0,0049	0,0051	0,009
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2	4	2,2	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1	1,5	2	2,5	3	3,5
$V_{I\text{рив}}$, м ³	4	2	3	1,5	2	2,5
V_2 рис-н, м ³	3	2,5	1,5	2	3	2
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №10

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0052	0,0058	0,0012	0,0041	0,0022	0,0063
Константа скорости K , л/моль·с	0,004	0,0014	0,0018	0,006	0,0058	0,0012
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	4,8	2	2,3	1,2	3	4,5
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	2,5	1,5	3	2,1	2
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2,5	3	2,5	4	4,5	2
V_2 рис-н, м ³	3	3,5	4	2,1	2,8	1
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №11

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0023	0,0025	0,0018	0,0035	0,0045
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,0038	0,0028	0,0056	0,0075	0,0023
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2,5	3	2,8	1,8
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2	1,2	2,5	2	1,4
$V_{I\text{рив}}$, м ³	1	2	1	3	2,5	2
V_2 рис-н, м ³	2	3	2	2	2	3
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №12

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0042	0,0038	0,0022	0,0018	0,0012	0,0037
Константа скорости K , л/моль·с	0,0025	0,0031	0,0029	0,0058	0,0062	0,0019
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2,2	1,2	1,9	2,6	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	3	3,5	2,5	4,2	6
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2	1	3	2,2	3,1	4
V_2 рис-н, м ³	1	2,	3,3	1,2	2,5	3
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №13

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,004	0,003	0,0045	0,0054	0,002	0,0036
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,006	0,0018	0,0022	0,0028	0,003
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,8	2	2,1	2,5	3,4	1,2
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	1,2	3	2,5	1,5	2
$V_{Iрив}$, м ³	2	1	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	1	2,2	3,1	4	3	2,5
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №14

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0021	0,0068	0,0062	0,006	0,0061
$G_{B,0}$, кмоль/с	0,0046	0,0047	0,0042	0,0049	0,0051	0,009
Константа скорости K , л/моль·с	2	3	2	4	2,2	3
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1	1,5	2	2,5	3	3,5
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	4	2	3	1,5	2	2,5
$V_{Iрив}$, м ³	3	2,5	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	A+B →2C					

Задание №15

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0052	0,0058	0,0012	0,0041	0,0022	0,0063
Константа скорости K , л/моль·с	0,004	0,0014	0,0018	0,006	0,0058	0,0012
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	4,8	2	2,3	1,2	3	4,5
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	2,5	1,5	3	2,1	2
$V_{Iрив}$, м ³	2,5	3	2,5	4	4,5	2
V_2 рис-н, м ³	3	3,5	4	2,1	2,8	1
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №16

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0023	0,0025	0,0018	0,0035	0,0045
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,0038	0,0028	0,0056	0,0075	0,0023
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2,5	3	2,8	1,8
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2	1,2	2,5	2	1,4
$V_{Iрив}$, м ³	1	2	1	3	2,5	2
V_2 рис-н, м ³	2	3	2	2	2	3
Уравнение реакции	A+B →C					

Задание №17

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0042	0,0038	0,0022	0,0018	0,0012	0,0037
Константа скорости K , л/моль·с	0,0025	0,0031	0,0029	0,0058	0,0062	0,0019
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2,2	1,2	1,9	2,6	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	3	3,5	2,5	4,2	6
$V_{Iрив}$, м ³	2	1	3	2,2	3,1	4
V_2 рис-н, м ³	1	2	3,3	1,2	2,5	3
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №18

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,004	0,003	0,0045	0,0054	0,002	0,0036
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,006	0,0018	0,0022	0,0028	0,003
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,8	2	2,1	2,5	3,4	1,2
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	1,2	3	2,5	1,5	2
$V_{Iрив}$, м ³	2	1	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	1	2,2	3,1	4	3	2,5
Уравнение реакции	A+B →2C					

Задание №19

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0021	0,0068	0,0062	0,006	0,0061
Константа скорости K , л/моль·с	0,0046	0,0047	0,0042	0,0049	0,0051	0,009
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2	4	2,2	3
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	1	1,5	2	2,5	3	3,5
$V_{I\text{рив}}$, м ³	4	2	3	1,5	2	2,5
V_2 рис-н, м ³	3	2,5	1,5	2	3	2
Уравнение реакции	$A+B \rightarrow 2C$					

Задание №20

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0052	0,0058	0,0012	0,0041	0,0022	0,0063
Константа скорости K , л/моль·с	0,004	0,0014	0,0018	0,006	0,0058	0,0012
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	4,8	2	2,3	1,2	3	4,5
$C_{B,0}$, кмоль/ м ³	2	2,5	1,5	3	2,1	2
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2,5	3	2,5	4	4,5	2
V_2 рис-н, м ³	3	3,5	4	2,1	2,8	1
Уравнение реакции	$A+B \rightarrow C$					

Задание №21

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0023	0,0025	0,0018	0,0035	0,0045
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,0038	0,0028	0,0056	0,0075	0,0023
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2,5	3	2,8	1,8
$V_{I\text{рив}}$, м ³	1	2	1	3	2,5	2
V_2 рис-н, м ³	2	3	2	2	2	3
Уравнение реакции	$2A \rightarrow C$					

Задание №22

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0042	0,0038	0,0022	0,0018	0,0012	0,0037
Константа скорости K , л/моль·с	0,0025	0,0031	0,0029	0,0058	0,0062	0,0019
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,5	2,2	1,2	1,9	2,6	3
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2	1	3	2,2	3,1	4
V_2 рис-н, м ³	1	2	3,3	1,2	2,5	3
Уравнение реакции	2A→C					

Задание №23

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,004	0,003	0,0045	0,0054	0,002	0,0036
Константа скорости K , л/моль·с	0,0045	0,006	0,0018	0,0022	0,0028	0,003
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	1,8	2	2,1	2,5	3,4	1,2
$V_{I\text{рив}}$, м ³	2	1	1,5	2	3	2
V_2 рис-н, м ³	1	2,2	3,1	4	3	2,5
Уравнение реакции	2A→C					

Задание №24

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0028	0,0021	0,0068	0,0062	0,006	0,0061
Константа скорости K , л/моль·с	0,0046	0,0047	0,0042	0,0049	0,0051	0,009
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	2	3	2	4	2,2	3
$V_{I\text{рив}}$, м ³	4	2	3	1,5	2	2,5
V_2 рис-н, м ³	3	2,5	1,5	2	3	2
Уравнение реакции	2A→C					

Задание №25

Исходные данные	Вариант					
	1	2	3	4	5	6
$G_{A,0}$, кмоль/с	0,0052	0,0058	0,0012	0,0041	0,0022	0,0063
Константа скорости K , л/моль·с	0,004	0,0014	0,0018	0,006	0,0058	0,0012
$C_{A,0}$, кмоль/ м ³	4,8	2	2,3	1,2	3	4,5
$V_{\text{прив}}$, м ³	2,5	3	2,5	4	4,5	2
V_2 рис-н, м ³	3	3,5	4	2,1	2,8	1
Уравнение реакции	2A→C					

СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. В.И. Игнатенков, В.С. Бесков. Примеры и задачи по общей химической технологии. М.:ИКЦ «Академкнига», 2005.-198с.
2. Химические реакторы (теория химических процессов и расчет реакторов) : учеб. пособие / Ю. В. Попов, Т. К. Корчагина, В. А. Панчехин ; ВолгГТУ. – Волгоград, 2013. – 240 с.
3. Расчеты химико-технологических процессов. А.Ф. Туболкин, Е.С. Тумаркина, Э.Я. Тарат, Е.С. Румянцева и др.; под ред. И.П. Мухленова.- Л.: Химия, 1982.-282 с.
4. Р. Михаил, К. Кырлогану Реакторы в химической промышленности. Л.: Химия, 1968.- 384 с.
5. Смирнов Н.Н., Волжинский А.И. Химические реакторы в примерах и задачах. Л.: Химия, 1986. - 226 с.
6. Общая химическая технология. Под редакцией Амелина А.Г.- М.: «Химия», 1977. -400 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Министерство образования и науки Российской Федерации

**ВОЛЖСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ (филиал)
ФЕДЕРАЛЬНОГО ГОСУДАРСТВЕННОГО БЮДЖЕТНОГО ОБРАЗОВАТЕЛЬНОГО
УЧРЕЖДЕНИЯ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ВОЛГОГРАДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
(ВПИ (филиал) ВолгГТУ)**

КАФЕДРА «ХИМИЯ, ТЕХНОЛОГИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ
ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ»

СЕМЕСТРОВАЯ РАБОТА

по дисциплине «ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ»

ВАРИАНТ _____

Выполнил:

студент гр. _____

Проверил:

Волжский,

Электронное учебное издание

Геннадий Михайлович **Бутов**
Ольга Михайловна **Иванкина**

«Сборник семестровых заданий по курсу «Химические реакторы»

Учебное пособие

Электронное издание сетевого распространения

Редактор Матвеева Н.И.

Темплан 2017 г., поз. № 54

Подписано к использованию 08.12.2017. Формат 60x84 1/16.

Гарнитура Times. Усл. печ. л. 4,0

Волгоградский государственный технический университет
400005, г. Волгоград, пр. им. В. И. Ленина, 28. корп. 1

ВПИ (филиал) ВолгГТУ.
404121, г.Волжский. ул. Энгельса, 42а.