

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
**«Санкт-Петербургский государственный университет
промышленных технологий и дизайна»**
Высшая школа технологии и энергетики
Кафедра процессов и аппаратов химической технологии

ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

Выполнение лабораторных работ

Методические указания для студентов заочной формы обучения
по направлению подготовки
15.03.02 — Технологические машины и оборудование

Составители:
А. О. Никифоров
М. Е. Донова

Санкт-Петербург
2023

Утверждено
на заседании кафедры ПиАХТ
28.12.2022 г., протокол № 2

Рецензент А. Н. Евдокимов

Методические указания соответствуют программам и учебным планам дисциплины «Химические реакторы» для студентов, обучающихся по направлению подготовки 15.03.02 «Технологические машины и оборудование». В методических указаниях представлен порядок выполнения и оформления лабораторных работ. Приведены примеры расчета реактора.

Методические указания предназначены для бакалавров заочной и заочно-ускоренной форм обучения.

Утверждено Редакционно-издательским советом ВШТЭ СПбГУПТД в качестве методических указаний

Режим доступа: http://publish.sutd.ru/tp_get_file.php?id=202016, по паролю.
- Загл. с экрана.

Дата подписания к использованию 08.02.2023 г. Рег. № 5065/23

Высшая школа технологии и энергетики СПбГУПТД
198095, СПб., ул. Ивана Черных, 4.

© ВШТЭ СПбГУПТД, 2023

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
Лабораторная работа № 1. Исследование и расчет реактора-котла.....	5
Лабораторная работа № 2. Исследование моделей реакторов	13
Лабораторная работа № 3. Исследование барботажного реактора.....	19
Лабораторная работа № 4. Оценка структуры потока в емкостном реакторе малого объема.....	23
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	28

ВВЕДЕНИЕ

Центральным аппаратом в любой химико-технологической системе, включающей целый ряд машин и аппаратов, соединенных между собой различными связями, является химический реактор – аппарат, в котором протекает химический процесс. Выбор типа, конструкции и расчет химического реактора, создание системы управления его работой – одна из важных задач химической технологии [1].

Как и в случае других аппаратов, используемых в химической промышленности (теплообменных, массообменных и др.), для изучения, расчета и проектирования химических реакторов применяется метод моделирования.

Существует две основные модели протекания реакций в реакторах:

- реактор идеального вытеснения (РИВ);
- реактор идеального смешения (РИС).

Реактором идеального вытеснения называется реактор, в котором в любом поперечном сечении, нормальном к направлению движения потока жидкости, скорость и все свойства жидкости (давление, состав, температура и др.) распределены равномерно, а продольные диффузионные потоки отсутствуют.

Таким образом, в реакторе идеального вытеснения все элементы жидкости проходят через реактор за одинаковое время, и последовательность изменения свойств жидкости одинакова для всех элементов. Поскольку диффузия из одного «поперечного» элемента в другой отсутствует, степень превращения в каждом элементе остается одной и той же.

Это позволяет рассматривать каждый такой элемент как реактор периодического действия с длительностью цикла, равной времени прохождения элемента через реактор.

Реактор идеального смешивания определяется как реактор, в котором поступающая в него жидкость мгновенно перемешивается с содержимым объема реактора, так что состав смеси в любой точке объема реактора одинаков.

Моделирование – это метод изучения различных объектов, при котором исследования проводят на модели, а результаты количественно распространяют на оригинал. Модель может представлять собой уменьшенную по определенным законам (или иногда увеличенную) копию реального объекта. Но моделью может быть и определенная система представлений о реальном объекте, выражаемая как совокупность математических структур: уравнений, неравенств, таблиц, графиков. Такую модель обычно называют математическим описанием объекта, или его математической моделью [2].

Ниже приведены примеры расчета основных показателей химико-технологического процесса, технологические расчеты реакторов непрерывного и периодического действия, расчеты материального и теплового баланса химического реактора, а также в качестве задания для самостоятельного решения предлагаются многовариантные задачи на эти же темы.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 1

ИССЛЕДОВАНИЕ И РАСЧЕТ РЕАКТОРА-КОТЛА

Целью работы является исследование работы перемешивающего устройства реактора-котла и расчет реактора-котла периодического действия.

Описание экспериментальной установки

Привод экспериментальной установки состоит из электродвигателя постоянного тока (1) и редуктора (2). Для измерения мощности, затрачиваемой на перемешивание, используется пружинный динамометр (3). Перемешивающее устройство состоит из вала (4) и закрепленной к валу мешалки (5). Отражательные перегородки (6) установлены к сосуду (8), который расположен на подъемном столе (7). Для измерения частоты вращения мешалки от 0 до 16 с^{-1} служит регулятор напряжения (10), а для измерения вращения – тахометр (9).

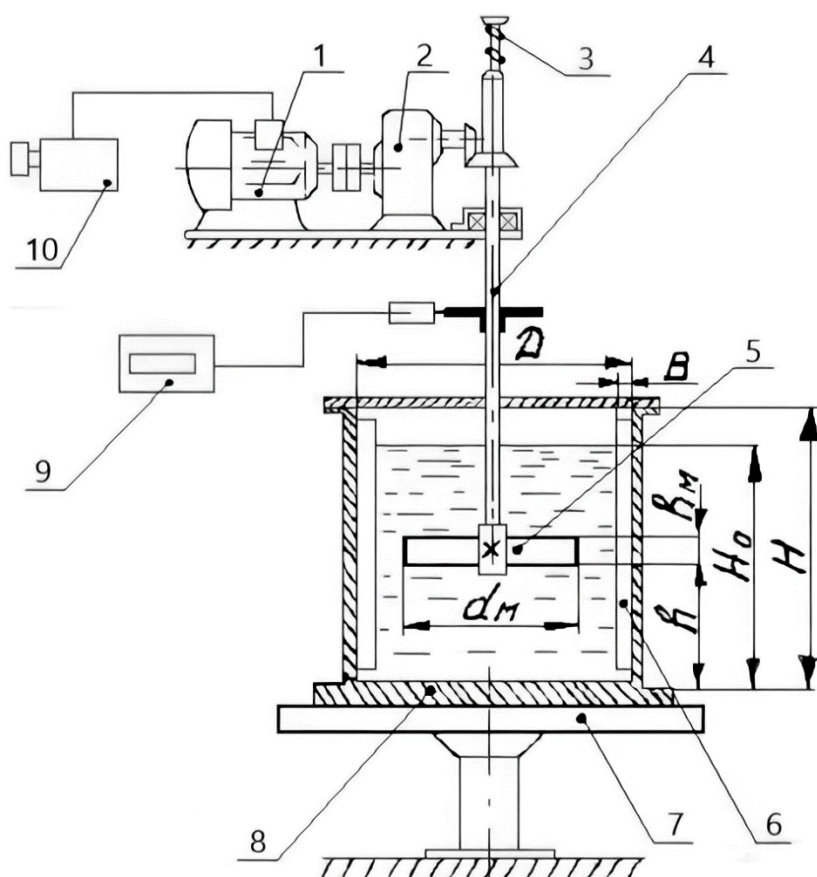


Рисунок 1. Схема экспериментальной установки: 1 – электродвигатель; 2 – редуктор; 3 – динамометр; 4 – вал мешалки; 5 – мешалка; 6 – отражательные перегородки; 7 – подъемный стол; 8 – сосуд; 9 – тахометр; 10 – регулятор напряжения

Методика проведения работы

1. Для проведения работы преподавателем задаются следующие исходные данные: диаметр сосуда D , высота уровня жидкости в сосуде H_0 . А также тип мешалки, диаметр мешалки d_m , высота установки мешалки h , высота

- мешалки h_m , количество отражательных перегородок K , ширина отражательной перегородки b , частота вращения мешалки – $n_1, n_2 \dots n_8$.
2. Перед началом работы необходимо установить в сосуде отражательные перегородки.
 3. Установить на вал мешалку заданного типа.
 4. Закрепить вал с мешалкой на установке.
 5. С помощью подъёмного стола установить мешалку в сосуде на заданную высоту h .
 6. Залить в сосуд жидкость на высоту H_0 .
 7. Измерить температуру жидкости в сосуде.
 8. Включить питание электродвигателя.
 9. Включить питание тахометра.
 10. При помощи регулятора напряжения установить наименьшую из заданных частоту вращения мешалки.
 11. Снять показания пружинного динамометра и внести в таблицу 1.
 12. Отключить питание тахометра.
 13. Отключить питание электродвигателя.

Обработка экспериментальных данных

Таблица 1 – Запись экспериментальных данных к лабораторной работе № 1 для первого насоса

Номер опыта	Частота вращения, об/мин	Показания динамометра, деления шкалы
1	-	-
...	-	-

Рассчитать мощность на валу мешалки по формуле:

$$N = 2\pi n \cdot M_{кр}, \quad (1.1)$$

где n – частота вращения вала мешалки, c^{-1} ;

$M_{кр}$ – крутящий момент на валу мешалки, вычисляемый по формуле:

$$M_{кр} = G \cdot R,$$

где G – сила, определяемая из показаний динамометра по тарировочной зависимости, Н;

R – длина плеча коромысла тарировочного приспособления.

Для каждого опыта рассчитать мощность, затрачиваемую на перемешивание, по формуле (1.1) и сравнить с литературными данными, представленными в литературном источнике [3].

Закончив обработку экспериментальных данных, следует рассчитать промышленный реактор-котел по исходным данным, приведенным в таблице 2. Согласно методике, изложенной в литературном источнике [4].

Вариант выполняемого задания указывается преподавателем.

Таблица 2 – Индивидуальные задания к лабораторной работе № 1

Рабочие параметры	Вариант			
	1	2	3	4
Суточная производительность реакторной установки, V_c , м ³ /сут.	15	25	28	50
Начальная концентрация вещества А, вступающего в реакцию, C_A , кмоль/м ³	0,20	0,25	0,13	0,18
Степень превращения вещества А	0,60	0,65	0,75	0,60
Порядок реакции	0,1	1	1	1
Температура реакции, τ_p , °С	105	110	145	115
Константа скорости реакции K_p	$5,5 \cdot 10^{-6}$	$5,1 \cdot 10^{-5}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$4,0 \cdot 10^{-3}$
Вязкость среды, μ , Па·с	$5 \cdot 10^{-3}$	$10 \cdot 10^{-3}$	$16 \cdot 10^{-3}$	$3 \cdot 10^{-3}$
Теплопроводность среды, λ , Вт/МК	0,18	0,23	0,16	0,21
Плотность среды, ρ , кг/м ³	$0,95 \cdot 10^3$	$1,05 \cdot 10^3$	$1,2 \cdot 10^3$	$0,8 \cdot 10^3$

Пример расчета реактора-котла

Рассчитать реактор-котел периодического действия для переработки 15000 кг в сутки реакционной смеси при следующих исходных данных.

Начальная концентрация реагирующего вещества $x_u=0,17$ кмоль/м³; степень превращения $x=0,7$; константа скорости реакции, протекающей по первому порядку, $K_{p1} = 5, 5 \times 10^{-5}$ кмоль/(м³·с); температура реакции $t_p = 120$ °С; давление в реакторе $p = 0,3$ МПа; тепловой эффект реакции (экзотермической) $q=2,8 \cdot 10^9$ Дж/кмоль; реакционная смесь имеет следующие физические свойства: $\rho_{ж} = 1050$ кг/м³; ($\mu_{ж} = 0,015$ Па·с;

$$c_{ж} = 1900 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}); \lambda_{ж} = 0,18 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Решение

При степени превращения $x = (x_n - x_k)/x_n = 0,7$ и начальной концентрации $x_n = 0,12$ кмоль/м³ конечная концентрация будет $x_k = x_n(1-x) = 0,17 \cdot 0,3 = 0,051$ кмоль/м³. Необходимое время реакции первого порядка согласно формуле (1.2):

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p1}} \cdot \ln \frac{x_{AH}}{x_{AK}}, \quad (1.2)$$

где K_{p1} – константа скорости реакции первого порядка, c^{-1} ;

$x_{Ан}, x_{Ак}$ – концентрации реагирующих веществ в системе, кмоль/ m^3
 $\tau_p - [1/(5,5 \cdot 10^{-5})] \ln(0,17/0,051) = 2,18 \cdot 10^4$ с.

Принимаем предварительно временной КПД реактора $\eta_\tau = 0,7$, тогда согласно формуле (1.3) общее время цикла:

$$\eta_\tau = \frac{\tau_p}{\tau_\Sigma} = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_B} = 0,7 \div 0,8, \quad (1.3)$$

$$\tau_p = 2,18 \cdot 10^4 / 0,7 = 3,13 \cdot 10^4 \text{ с.}$$

Условная производительность всей установки по формуле (1.4):

$$v_H = V\tau_\Sigma / (z\varphi), \quad (1.4)$$

$$V = 15000 (1-0,15) / (24 \cdot 3600 \cdot 1050) = 1,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Количество реакторов в одной установке: $z=1/(1-0,7) = 3,33$. Принимаем $z=3$. Поскольку сведений о вспениваемости реакционной массы в исходных данных нет, примем коэффициент заполнения реактора $\varphi = 0,75$. Тогда номинальный объем реактора по формуле (1.5):

$$\tau_2 = v_{ж} / V_{НС} = \varphi v_{II} / V_{НС}, \quad (1.5)$$

где $v_{ж}$ – объем жидкости в реакторе, m^3 ;

$V_{НС}$ – производительность насоса, подающего жидкость в реактор, $m^3/\text{с}$.

$$v_H = 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 3,13 \cdot 10^4 / (3 \cdot 0,75) = 1,93 \text{ м}^3.$$

По табл. 9.4 (стр. 223 в учебном пособии [4]) принимаем предварительно реактор со следующими техническими данными: номинальный объем $v_H = 2 \text{ м}^3$; диаметр аппарата $D = 1400 \text{ мм}$; площадь поверхности теплообмена, заключенной в рубашку, $F_p = 6,5 \text{ м}^2$; высота уровня жидкости в аппарате $H_{жс} = 1090 \text{ мм}$.

При уточненном расчете номинального объема реактора примем время подготовки реактора к новому циклу $\tau_1 = 12 \text{ мин.} = 720 \text{ с}$. Для заполнения аппарата реакционной массой используем насос $1^{1/2} \text{ Ax-4}$, имеющий производительность $V_{НС} = 6 \text{ м}^3/\text{ч}$. Тогда согласно формуле (1.6) время заполнения реактора:

$$\tau_5 = 900 v_{ж} / D^2, \quad (1.6)$$

где D – диаметр сосуда, м; а $v_{ж}$ – объем жидкости в аппарате, m^3 .

$$\tau_2 = 0,75 \cdot 2 \cdot 3600 / 6 = 900 \text{ с.}$$

Время опорожнения реактора рассчитаем, исходя из условия слива жидкости через нижний штуцер, по формуле (1.7):

$$\tau_{3,4} = \frac{Q'_{3,4}}{FK_{3,4}(\Delta t_{cp})_{3,4}}, \quad (1.7)$$

где $K_{3,4}$ – коэффициент теплопередачи при нагревании или охлаждении, $Вт/(m^2 \cdot K)$;

$(\Delta t_{cp})_{3,4}$ – средняя разность температур при нагревании или охлаждении.

$$\tau_5 = 1,1 - 10^3 - 1,5 / (1,09^{0,5} - 1,4^2) = 830 \text{ с.}$$

Для расчета продолжительностей нагревания и охлаждения реактора дополнительно к исходным данным примем температуры реакционной массы: до нагревания $t_H = 20^\circ\text{C}$ и после охлаждения $t_H = 30^\circ\text{C}$; теплоемкость материала реактора (стали) $c_p = 515 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot K)$.

Масса реактора по формуле (1.8) будет:

$$m_p = 2300pD^2, \quad (1.8)$$

где p – избыточное давление в реакторе, МПа;

D – диаметр реактора, м.

$$m_p = 230 \cdot 0,3 \cdot 1,4^3 = 190 \text{ кг.}$$

Количество теплоты, затраченной на нагревание реактора, по формуле (1.9) составит:

$$Q'_{3.4} = (m_p c_p + m_{ж} c_{ж}) \Delta t_{3.4}, \quad (1.9)$$

где $m_p, m_{ж}$ – масса реактора и загруженной в него жидкости, кг;

$c_p, c_{ж}$ – удельные теплоемкости материала реактора и жидкости, Дж/(кг·К).

$$Q_3^1 = (190 \cdot 515 + 1,5 \cdot 1050 \cdot 1900)(120-20) = 309 \cdot 10^6 \text{ Дж,}$$

а отведенной от реактора при его охлаждении по формуле (1.9):

$$Q_3 = (190 \cdot 515 + 1,5 \cdot 1050 \cdot 1900) (120-30) = 278 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Средняя разность температур при нагревании реактора водяным паром при температуре его конденсации по формуле (1.10) $\theta_{cp} = 140^\circ\text{C}$ будет:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{t_p - t_H}{\ln \frac{\theta_1 - t_H}{\theta_1 - t_p}} \cdot \frac{A-1}{A \ln A}, \quad \text{где } A = \frac{\theta_1 - t_p}{\theta_2 - t_p}, \quad (1.10)$$

где θ_1 – температура теплоносителя на входе в рубашку реактора;

θ_2 – температура теплоносителя на выходе из рубашки реактора в конце нагревания;

При нагревании реакционной массы конденсирующимся водяным паром при $\theta_1 = \theta_2$ средняя разность температур:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{(140-20) - (140-120)}{\ln[(140-20)/(140-120)]} = 56^\circ\text{C}$$

Среднюю разность температур при охлаждении реактора найдем по формуле (1.10), приняв $\theta_1 = 20^\circ\text{C}$, $\theta_2 = 25^\circ\text{C}$ и рассчитав предварительно

$$A = (30-20)/(30-25) = 2.$$

$$\text{Тогда } (\Delta t_{cp})_4 = \frac{120-130}{\ln[(120-20)/(30-20)]} \cdot \frac{2-1}{2 \ln 2} = 28,3^\circ\text{C}$$

Общий коэффициент теплопередачи при нагревании реактора, учитывая, что обогрев производится конденсирующимся водяным паром, можем принять равным коэффициенту теплоотдачи перемешиваемой среды. Для расчета этого коэффициента теплоотдачи примем дополнительные условия: реакционная масса перемешивается в сосуде с перегородками открытой турбинной мешалкой с диаметром $d_M = D/3,5 = 1400/3,5 = 400$ мм при окружной скорости $w = 3$ м/с (см. табл. 9.1 [4]).

Частота вращения мешалки: $n = w/(\pi d_M) = 3/(3,14 \cdot 0,4) = 2,39 \text{ с}^{-1}$.

По данным, приведенным в табл. 11 приложения [4], принимаем частоту вращения $n = 2,83 \text{ с}^{-1}$, соответствующую ближайшему ряду с наибольшим выбором мотор-редукторов.

Величина критерия Рейнольдса для мешалки: $Re_{цб} = 2,83 \cdot 0,4^2 \cdot 1050/0,015 = 31700$.

Величина критерия Прандтля: $Pr = c_{ж} \mu_{ж} / \lambda_{ж} = 1900 \cdot 0,015/0,18 = 178$.

Величина критерия Нуссельта согласно уравнению (1.11) для турбинной мешалки в сосуде с перегородками:

$$Nu = C Re_{цб}^{\alpha} Pr^{0.33} \quad (1.11)$$

$$Nu = 0,76 \cdot 31700^{0,67} 178^{0,33} = 4420.$$

Коэффициент теплоотдачи от перемешиваемой среды к стенке сосуда:

$$\alpha_1 = Nu \lambda_{ж} / d_M = 4420 \cdot 0,18 / 0,4 = 1990 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи стенки сосуда к охлаждающей воде рассчитаем с помощью уравнения (1.12), приняв среднюю температуру воды по:

$$\theta_{cp} = \frac{t_p - t_k}{\ln(t_p/t_k)} - (\Delta t_{cp})_4 \quad (1.12)$$

$$\theta_{cp} = (120 - 30) / \ln(120/30) - 28,3 = 37^{\circ}\text{C}.$$

Температуре воды θ_{cp} соответствует (см. стр. 255 [4]) $B = 33,4 \times 10^9$. Разность температур $t_{ст} - \theta_{cp} = (\Delta t_{cp})_4 / 2 = 28,3 / 2 = 14^{\circ}\text{C}$. Тогда согласно (1.13) получим произведение:

$$GrPr = H_p^3 (t_{ст} - \theta_{cp}) B, \quad (1.13)$$

где H_p – высота стенки сосуда, заключенной в рубашку, м;

$t_{ст}$ – температура стенки сосуда, $^{\circ}\text{C}$;

θ_{cp} – температура теплоносителя (воды) в рубашке, $^{\circ}\text{C}$.

$$CrPr = 1,09^3 \cdot 14 \cdot 33,4 \cdot 10^9 = 605 \cdot 10^9.$$

$$Nu = \alpha H_p / \lambda = C (GrPr)^{\alpha} \quad (1.14)$$

По формуле (1.14) рассчитаем значение критерия $Nu = 0,135 (605 \cdot 10^9)^{0,33} = 1050$.

Коэффициент теплоотдачи от стенки сосуда к воде во время охлаждения будет

$$\alpha_2 = Nu \lambda_B / H_p = 1050 \cdot 0,6 / 1,09 = 650 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где теплопроводность воды $\lambda_B = 0,6 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ (см. табл. [4] приложения), а высота рубашки $H_p = H_{жс} = 1,09 \text{ м}$.

Примем термические сопротивления загрязнений со стороны перемешиваемой среды $r_1 = 2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \text{ К}/\text{Вт}$ и со стороны воды $r_2 = 2,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ (см. табл. 7 приложения [4]). Термическое сопротивление стенки реактора

$$\Delta_{ст} / \lambda_{ст} = 0,004 / 17 = 2,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Тогда коэффициент теплопередачи во время охлаждения реактора формуле (1.15):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{31} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + r_{32} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (1.15)$$

где α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи теплоносителей, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

r_{31} и r_{32} – термические сопротивления загрязнений.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1990} + 2 \cdot 10^{-4} + 2,3 \cdot 10^{-4} + 2,3 \cdot 10^{-4} + 1/650} = 376 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Длительность периода нагревания реактора:

$$\tau_3 = 309 \cdot 10^6 / (6,5 \cdot 1990 \cdot 56) = 430 \text{ с}$$

Длительность периода охлаждения реактора:

$$\tau_4 = 278 \cdot 10^6 / (6,5 \cdot 376 \cdot 28,3) = 4020 \text{ с}.$$

При этих данных действительное вспомогательное время работы реактора по формуле (1.16):

$$\begin{aligned} \tau_B &= \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5, \\ \tau_B &= 720 + 900 + 430 + 4020 + 830 = 6900 \text{ с.} \end{aligned} \quad (1.16)$$

Уточненное время цикла работы реактора ($\tau_{\text{ц}} = \tau_p + \tau_B = 2,18 \cdot 10^4 + 0,69 \cdot 10^4 = 2,87 \cdot 10^4$ с) отличается от ранее принятого ($\tau_{\text{ц}} = 3 \cdot 13 \cdot 10^4$) всего на 9 %. В этом случае нет необходимости вновь рассчитывать реактор по уточненному времени цикла. Установка с принятыми реакторами может работать с повышенной на 9 % производительностью.

Выбранный реактор с номинальным объемом $v_n = 2 \text{ м}^3$ будет содержать жидкости $v_{\text{ж}} = \varphi v_n = 0,75 \cdot 2 = 1,5 \text{ м}^3$. Его теплообменная поверхность $F_p = 6,5 \text{ м}^2$ должна обеспечить тепловой баланс согласно уравнению (1.17):

$$F = Q_F / (K \Delta t_{\text{ср}}), \quad (1.17)$$

Тепловой поток экзотермической реакции, протекающей по первому порядку, согласно уравнению (1.18):

$$\begin{aligned} Q_p &= \sigma_{\text{ж}} q K_p x_{\text{АН}} x_{\text{ВН}}, \\ Q_p &= 1,5 \cdot 2,8 \cdot 10^9 \cdot 5,5 \cdot 10^5 \cdot 0,17 \cdot 39270 \text{ Вт.} \end{aligned} \quad (1.18)$$

Потери теплоты в окружающую среду примем:

$$Q_{\text{пот}} = 0,1 Q_p = 3930 \text{ Вт.}$$

Для расчета мощности, затрачиваемой на перемешивание (для турбинной мешалки в сосуде с перегородками при $Re_{\text{цб}} = 31700$), значение $K_v = 7$. Тогда по формуле (1.19) мощность:

$$\begin{aligned} N &= K_N \rho n^3 d_M^5 \\ N &= 7 \cdot 1050 \cdot 2,83^3 \cdot 0,4^5 = 1670 \text{ Вт.} \end{aligned} \quad (1.19)$$

Тепловой поток через стенку реактора по (1.20):

$$\begin{aligned} Q_F &= \pm Q_p + N - Q_{\text{пот}}, \\ Q_F &= 39270 - 3930 + 1670 = 37000 \text{ Вт.} \end{aligned} \quad (1.20)$$

Примем среднюю разность температур между реакционной массой и хладагентом в период реакции $\Delta t_{\text{ср}} = 20^\circ\text{C}$ (хладагент нагревается от 95 до 105°C). Тогда при рассчитанном ранее коэффициенте теплопередачи $K = 376 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ необходимая поверхность теплообмена реактора $F = 37000 / (20 - 376) = 4,92 \text{ м}^2$. Следовательно, выбранный ранее реактор обеспечит нормальный теплообмен в период реакции.

Если в качестве хладагента принять горячую воду, то ее максимальный расход в период реакции должен быть согласно формуле (1.21):

$$G_T = \frac{Q_F}{c_T (\theta_1 - \theta_2)}, \quad (1.21)$$

где c_T – теплоемкость теплоносителя (воды), $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$;

θ_1 и θ_2 – соответственно температура теплоносителей на входе и выходе из рубашки реактора, $^\circ\text{C}$.

$$G_B = 37\,000 / [4190 (105 - 95)] = 0,88 \text{ кг/с.}$$

Тепловой поток, выносимый из реактора с испаряющейся жидкостью, можно рассчитать по (1.22):

$$Q_{\text{и}} = 0,05v_{\text{ж}}\rho_{\text{ж}}r_{\text{и}}/3600 \quad (1.22)$$

приняв для органической реакционной массы удельную теплоту испарения $r_{\text{и}} = 4,19 \times 10^5$ Дж/кг.

$$\text{Тогда } Q_{\text{и}} = 0,05 \cdot 1,5 \cdot 1050 \cdot 4,19 \cdot 10^5 / 3600 = 9170 \text{ Вт.}$$

Если принять, что в конденсаторе-холодильнике конденсат реакционной массы охлаждается до 110°C , то тепловой поток охлаждения конденсата по формуле (1.23):

$$Q_{\text{к}} = 0,05v_{\text{ж}}\rho_{\text{ж}}c_{\text{ж}}(t_{\text{р}} - t_{\text{к}})/3600, \quad (1.23)$$

где $c_{\text{ж}}$ – удельная теплоемкость жидкости в реакторе, Дж/(кг·К).

$$Q_{\text{к}} = 0,05 \cdot 1,5 \cdot 1050 \cdot 1900 (120 - 110) / 3600 = 420 \text{ Вт.}$$

Следовательно, суммарный тепловой поток в конденсаторе-холодильнике, по которому можно рассчитать его теплопередающую поверхность и расход охлаждающей воды, будет:

$$Q_{\text{и}} + Q_{\text{к}} = 9170 + 420 = 9590 \text{ Вт.}$$

Вопросы для коллоквиума

1. Технологические критерии оценки эффективности протекания процесса в химическом реакторе: степень превращения реагента, выход продукта, связь между ними.
2. Классификация химических реакторов.
3. Уровень химического процесса и уровень химического реактора в иерархической структуре химического производства.
4. Конструкция реактора-котла.
5. Типы перемешивающих устройств реакторов-котлов.
6. Мощность, затрачиваемая на перемешивание в реакторах.
7. Конструкции уплотнения валов мешалок.
8. Порядок подбора мотор-редуктора к перемешивающему устройству реактора.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 2 ИССЛЕДОВАНИЕ МОДЕЛЕЙ РЕАКТОРОВ

Целью работы является исследование работы реакторов идеального смешения и вытеснения и расчет каскада реакторов идеального смешения.

Описание экспериментальной установки

Установка включает в себя емкости (1) и (2), содержащие, соответственно, щелочь и этилацетат, рН-метры (3) для определения концентрации реагентов в ходе химической реакции, ротаметры (7) для измерения расходов реагентов, реакторы идеального вытеснения и смешения (5), (6).

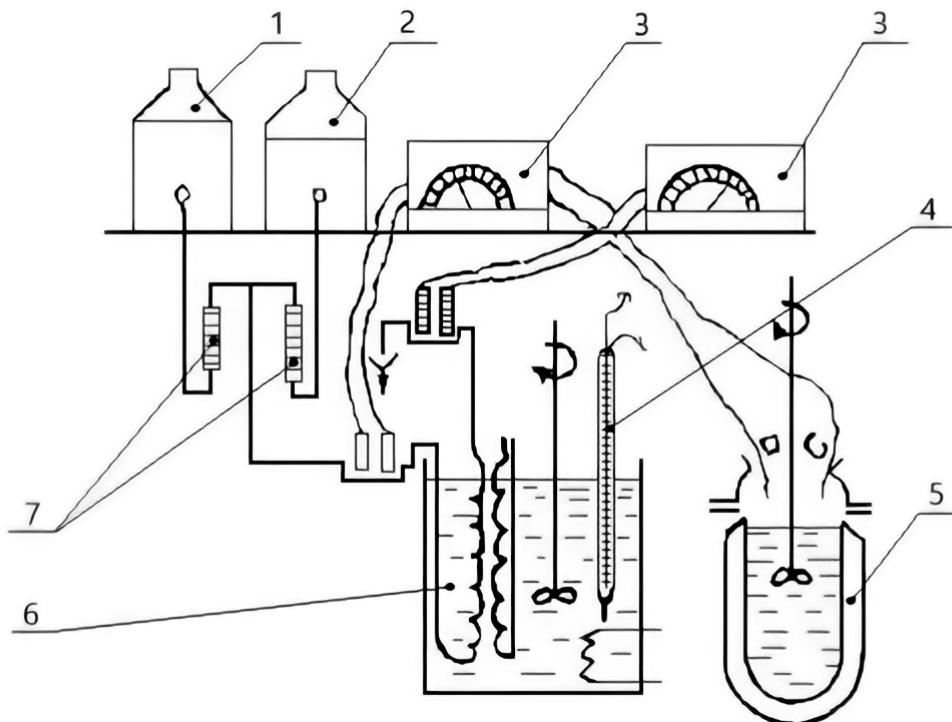


Рисунок 2. Схема экспериментальной установки по изучению моделей реакторов: 1 – напорная емкость с раствором щелочи; 2 – напорная емкость с раствором этилацетата; 3 – рН-метры; 4 – термометр; 5 – реактор идеального смешения; 6 – реактор идеального вытеснения; 7 – ротаметры

Методика проведения работы

1. Залить $0,5 \text{ дм}^3$ исходного раствора щелочи с заданной концентрацией в реактор идеального смешения.
2. Включить мешалку.
3. Включить подогрев раствора выбрав заданную температуру.
4. После в реактор опустить электроды рН-метров.
5. Произвести измерение рН исходного раствора.
6. Рассчитать количество этилацетата, необходимого для обеспечения стехиометрического соотношения щелочи и эфира в смеси по формуле:

$$G_э = C_{щ}^H \cdot V_{щ}^H \cdot 0,0881.$$

7. Произвести подачу этилацетата в реактор после стабилизации температуры в течение 3–10 минут.
8. Включить секундомер одновременно с подачей этилацетата.
9. Сразу начать снимать показания рН-метров.
10. Первые 4–5 измерений записать в таблицу показаний через 1 минуту, следующие 5 замеров – через 2 минуты, затем 5 замеров через 5 минут в течение часа.
11. Начать работу с реактором идеального вытеснения.
12. Произвести подачу растворов из напорных емкостей.
13. Установить с помощью ротаметров расходы, заданные преподавателем.
14. Установка реактора включает в себя два реактора объёмом V_1 и V_2 , выполненных из трубы диаметром d и погруженной в термостат.
15. Начинать работу после стабилизации температуры.
16. Определить концентрации реагентов в смеси расчетным путем на основании измерения рН-раствора.
17. Найти с помощью двух рН-метров концентрации NaOH на входе и выходе из реактора.
18. Определить расчетным путем концентрации этилацетата на входе и выходе из реактора по формуле:

$$C_3^{\circ} = \frac{C_3^H \cdot C_{OH^-}^{\circ}}{C_{OH^-}^H}; \quad (2.1)$$

$$C_3 = \frac{C_3^H \cdot C_{OH^-}}{C_{OH^-}^H}; \quad (2.2)$$

где C_3 , C_3° – концентрация этилацетата на входе и выходе из реакторов, кмоль/м³;

$C_{OH^-}^{\circ}$, C_{OH^-} – концентрация щелочи на входе и выходе из реакторов, кмоль/м³;

$C_{OH^-}^H$, C_3^H – концентрации реагентов в исходных растворах, кмоль/м³.

19. Занести результаты измерений в таблицу 3 для различных моделей реакторов.

Обработка экспериментальных данных

Таблица 3 – Результаты измерений

Номер опыта	Время опыта	Текущая концентрация в смеси	
		рН	кмоль/м ³
1			
n			

По результатам опытов определяется константа скорости реакции по программе и сравнивается с литературными данными [5]. Определить степень превращения для различных моделей реакторов и привести сравнение их между собой.

Далее графическим путем рассчитать количество реакторов в каскаде по исходным данным, представленным в таблице 4, согласно методике, представленной в [4].

Вариант выполняемого задания указывается преподавателем.

Таблица 4 – Исходные данные к расчету каскада реакторов

Рабочие параметры	Варианты			
	1	2	3	4
Вид реакции	A + B = C			
Начальная концентрация исходных веществ:				
C_{Ao} , кмоль/м ³	2	4	5	3
C_{Bo} , кмоль/м ³	3	4	6	8
Скорость подачи, v_o , м ³ /с	$1,6 \cdot 10^{-2}$	$2 \cdot 10^{-3}$	10^{-1}	$2 \cdot 10^{-2}$
Объем реакторов, V , м ³	0,8	0,5	0,7	1,0

Пример расчета каскада реакторов

Рассчитать количество реакторов в каскаде, их номинальный объем и тепловые потоки от реакции в каждом аппарате при следующих исходных данных.

Реакция протекает по схеме $A + B \rightarrow C$. На реакцию подается раствор вещества A в количестве $V_A = 2,7$ м³/ч концентрацией $x_A = 5$ кмоль/м³ и раствор вещества B в количестве $V_B = 2,0$ м³/ч с концентрацией $x_B = 7$ кмоль/м³. Степень превращения вещества. $A_{x_A} = 0,88$. Температура реакции $t_p = 87$ °C. Константа скорости реакции описывается уравнением:

$$K_{pA} = 6,4 \cdot 10^{-13} \exp[-1,2 \cdot 10^8 / (RT_p)]. \quad (2.3)$$

Тепловой эффект реакции $q = 8 \cdot 10^6$ Дж/кмоль вещества A .

Решение

Так как при смешении двух растворов их общий расход будет $V = 2,7 + 2 = 4,7$ м³/ч, начальные концентрации реагирующих веществ в растворе примут следующие значения:

$$x_{Aн} = V_A x_A = 2,7 \cdot \frac{5}{4,7} = 2,87 \text{ кмоль/м}^3; \quad (2.4)$$

$$x_{Bн} = V_B x_B = 2,7 \cdot \frac{7}{4,7} = 3 \text{ кмоль/м}^3. \quad (2.5)$$

Конечная концентрация вещества A будет:

$$x_{Aк} = x_{Aн} (1 - \chi_A) = 2,87 (1 - 0,88) = 0,34 \text{ кмоль/м}^3 \quad (2.6)$$

При значении газовой постоянной $R = 8314$ Дж/(кмоль · К) и температуре $T_p = 273 + t_p = 273 + 87 = 360$ К константа скорости реакции:

$$K_{pA} = 6,4 \cdot 10^{-13} \exp\left[-1,2 \cdot \frac{10^8}{8314 \cdot 360}\right] = 2,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / (\text{кмоль} \cdot \text{с}). \quad (2.7)$$

Для определения количества реакторов в каскаде воспользуемся графическим методом, построив предварительную кривую $r_p = f(x_A)$ по десяти точкам с интервалом изменения концентрации вещества A

$$\Delta x_A = (x_{Aн} - x_{Aк}) / (10 - 1) = (2,87 - 0,34) / 9 = 0,28 \text{ кмоль/м}^3. \quad (2.8)$$

Принимаем $\Delta x_A = 0,3$ кмоль/м³. Так как согласно стехиометрическому уравнению реакции $n_A = n_B$, интервал изменения концентрации вещества B можно принять $\Delta x_B = \Delta x_A = 0,3$ кмоль/м³.

Значения концентраций x_A и x_B , а также соответствующие им значения скоростей реакции, рассчитанных согласно уравнению:

$$r_p = K_A x_A x_B, \quad (2.9)$$

будут следующими:

Таблица 5 – Расчетные значения концентраций и скоростей реакции

$x_A, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$	2,87	2,57	2,27	1,97	1,67	1,37	1,07	0,77	0,47	0,17
$x_B, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$	3,00	2,70	2,40	2,10	1,80	1,50	1,20	0,90	0,60	0,30
$x_A x_B$	8,61	6,94	5,45	4,14	3,00	2,05	1,98	0,69	0,28	0,06
$r_p \cdot 10^3, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}}$	2,15	1,73	1,36	1,03	0,75	0,51	0,32	0,17	0,07	0,015

По этим данным построим в координатах $r_p - x_A$ кривую A (рис. 3) и между нею и осью x_A впишем такое количество ступеней изменения концентрации, чтобы вертикаль последней ступени расположилась слева от концентрации x_{Ak}

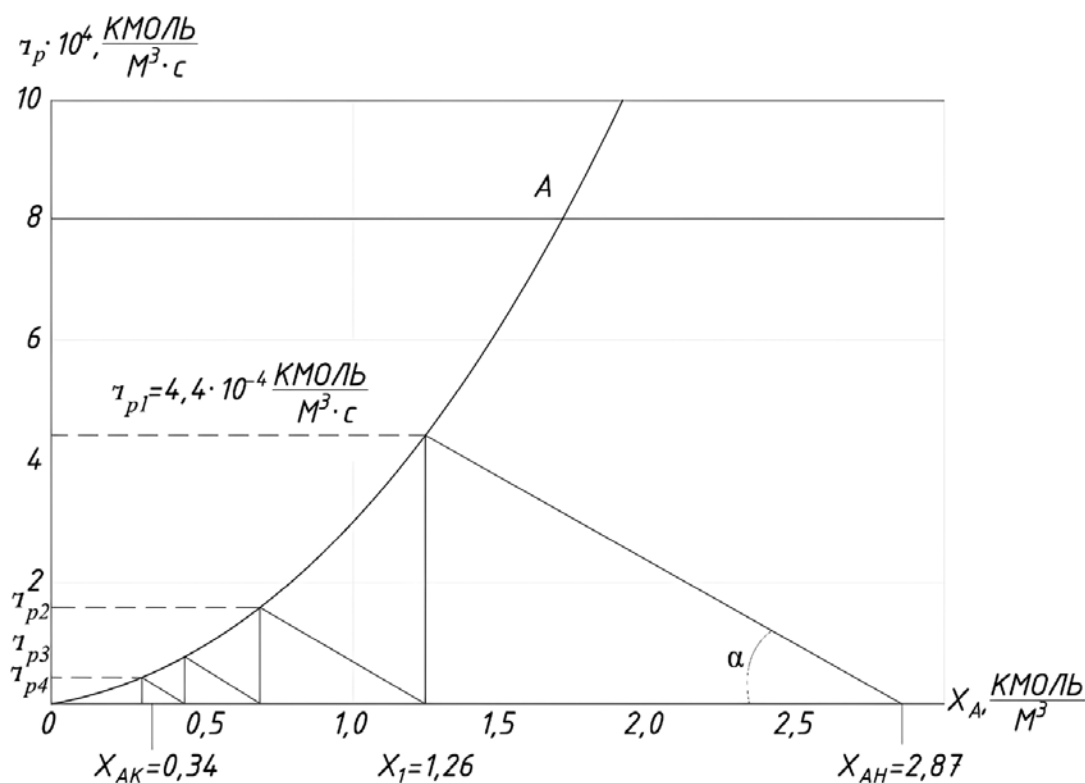


Рисунок 3. Графический метод расчета каскада реакторов

Из построения первой (крайней справа) ступени следует:

$$tg \alpha = \frac{1}{\tau_1} = 4,4 \cdot 10^{-4} (2,87 - 1,26) = 2,76 \cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1} \quad (2.10)$$

При общей производительности установки $V = 4,7 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0,0013 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$ объем жидкости в каждом реакторе каскада согласно (2.11) должен быть:

$$\tau_{\text{ср}} = v_{\text{ж}}/V, \quad (2.11)$$

где $v_{\text{ж}}$ – объём жидкости в аппарате, м^3 ;

V – расход жидкости через аппарат, $\text{м}^3/\text{с}$.

$$v_{\text{ж}} = \frac{0,0013}{2,75 \cdot 10^{-4}} = 4,72 \text{ м}^3.$$

Принимаем реактор (см. табл. 9.4 [4]) с номинальным объемом $v_{\text{н}} = 6,3 \text{ м}^3$.

Для теплового расчета реактора необходимо знать тепловые потоки и концентрации реагирующих веществ в каждом аппарате каскада. Предполагая эту цель, можем найти по рисунку 3 скорости реакции в каждом аппарате каскада: в первом реакторе $r_{p1} = 4,4 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; во втором реакторе $r_{p2} = 1,51 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; в третьем реакторе $r_{p3} = 0,67 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; в четвертом реакторе $r_{p4} = 0,39 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

Тепловые потоки реакции согласно уравнению (2.12) будут следующими:

$$Q_p = v_{\text{ж}} q r_p, \quad (2.12)$$

в первом реакторе $Q_{p1} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 4,4 \cdot 10^{-4} = 16,6 \cdot 10^3 \text{ Вт}$; во втором реакторе $Q_{p2} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 1,51 \cdot 10^{-4} = 5,7 \cdot 10^3 \text{ Вт}$; в третьем реакторе $Q_{p3} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 0,67 \cdot 10^{-4} = 2,5 \cdot 10^3 \text{ Вт}$; в четвертом реакторе $Q_{p4} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 0,39 \cdot 10^{-4} = 1,5 \cdot 10^3 \text{ Вт}$.

Концентрация вещества A в каждом реакторе каскада определяется непосредственно по рис. 3, а вещества B – интерполяцией значений x_B по соответствующим значениям x_{Ai} . В таблице 6 показано распределение концентраций реагирующих веществ по аппаратам каскада, полученное графическим методом и расчетом на ЭВМ. Этот расчет проводился итерационным методом, суть которого заключается в следующем.

Таблица 6 – Распределение концентраций реагирующих веществ в каскаде реакторов

Номер реактора	Концентрация веществ (кмоль/м ³) в реакторе при расчете			
	графическим методом		на ЭВМ	
	x_A	x_B	x_A	x_B
1	1,26	1,39	1,26	1,39
2	0,70	0,83	0,71	0,84
3	0,44	0,63	0,46	0,59
4	0,30	0,43	0,33	0,46

Исходя из зависимостей (2.13)

$$n_A(x_{Aн} - x_{Ak}) = n_B(x_{Bн} - x_{Bк}), \quad (2.13)$$

для каскада реакторов в данном примере $n_A = n_B$ можно составить систему уравнений:

$$\begin{cases} x_A(i-1) - x_{Ai} - K_{pA}x_{Ai}x_{Bi}\tau_i = 0; \\ x_B(i-1) - x_{Bi} - x_{A(i-1)} - x_{Ai} = 0. \end{cases}$$

Дополнительно к этой системе задано $x_{An} = 2,87$ кмоль/м³; $x_{A4} < x_{Ak} = 0,34$ кмоль/м³; $K_{pA} = 2,5 \cdot 10^{-4}$ м³/(кмоль · с); $\tau = const$, так как предполагается, что все аппараты каскада имеют одинаковый объем и объемный расход жидкости по каскаду постоянен.

Приведенное в таблице 6 распределение концентраций x_A и x_B получено при времени пребывания жидкости в каждом аппарате каскада $\tau_i = 3640$ с. Следовательно, объем жидкости в каждом реакторе $v_{ж} = V_{\tau} = 0,0013 \cdot 3640 = 4,73$ м³. Такой же рабочий объем реактора был получен и при графическом методе расчета. Здесь необходимо отметить, что число итераций, а следовательно, и время машинного счета значительно сокращаются, если в начале счета удачно выбрано значение τ_i . Это можно осуществить, предварительно определив τ_i графическим методом.

Вопросы для коллоквиума

1. Характеристическое уравнение для реактора идеального смешения непрерывного действия.
2. Характеристическое уравнение для реактора идеального вытеснения непрерывного действия.
3. Графический метод расчета каскадов реакторов идеального смешения.
4. Сравнить реакторы идеального смешения и вытеснения.
5. Причины отклонения от идеальности в реальных реакторах. Характеристика и уравнение материального баланса однопараметрической диффузионной модели.
6. Моделирование химических реакторов: понятие об элементарном объеме и элементарном промежутке времени, уравнение материального баланса химического реактора (в общем виде) и его анализ.
7. Уравнение материального баланса РИС-Н
8. Уравнение материального баланса РИВ-Н.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 3 ИССЛЕДОВАНИЕ БАРБОТАЖНОГО РЕАКТОРА

Целью работы является экспериментальное изучение восходящего и нисходящего движения газожидкостной смеси в вертикальных трубах барботажного реактора, установление зависимости осредненного газосодержания двухфазного потока в трубах реактора от скорости движения газа и жидкости и расчет барботажного реактора [5].

Описание экспериментальной установки

Экспериментальная установка представляет собой реактор (см.рис.4), выполненный из нержавеющей труб (1) диаметром 57х3,5 и имеющий два подъемных и один опускной участок, соединенных «калачами» (2). Газ из воздушной линии через вентиль (3) и обратный клапан (4) подается в смеситель (5).

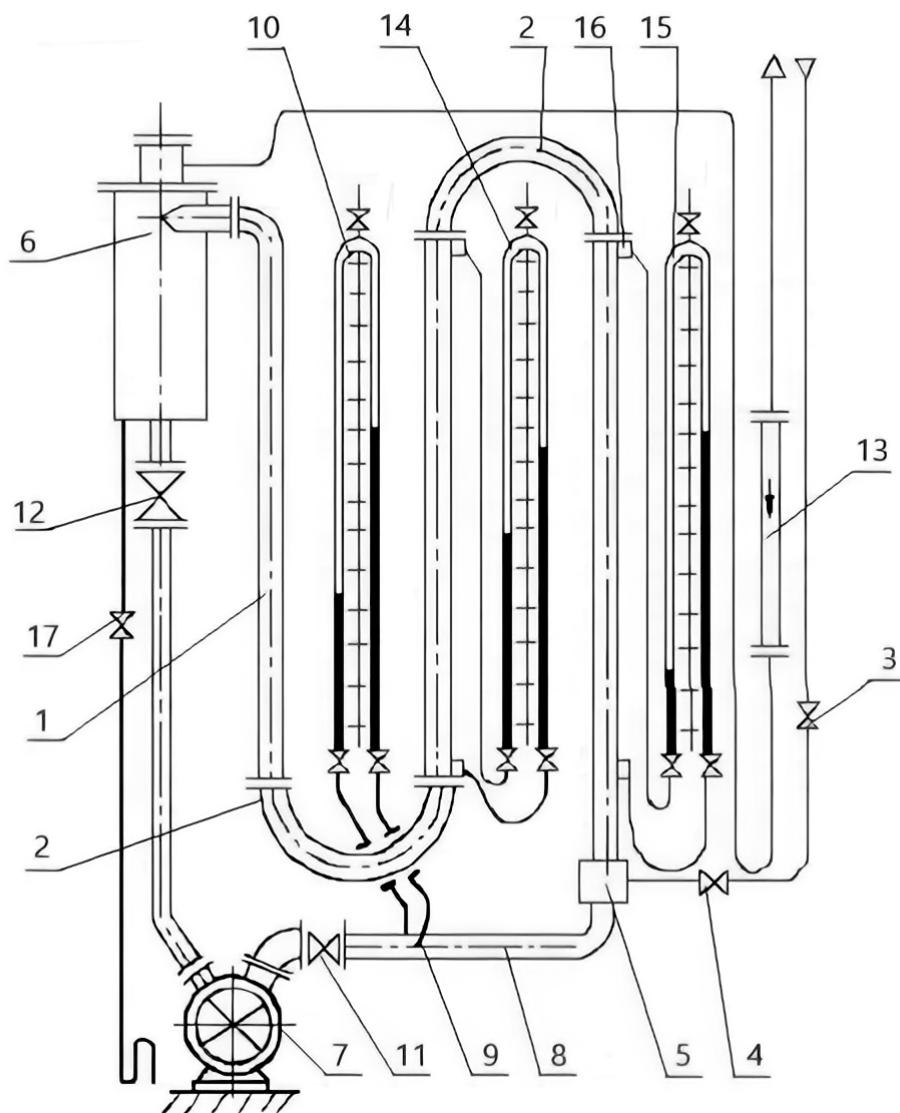


Рисунок 4. Схема лабораторной установки: 1 – труба; 2 – калач; 3, 17 – вентиль; 4 – обратный клапан; 5 – смеситель; 6 – бак; 7 – насос; 8 – трубопровод; 9 – трубка Пито; 10, 14, 15 – дифманометры; 11, 12 – краны; 13 – ротаметр; 16 – разделительная емкость

Жидкость из бака (6) вихревым насосом (7) по трубопроводу (8) также поступает в смеситель. Образующаяся газожидкостная смесь, проходя последовательно подъемные и опускные участки реакторов, поступает в бак-отстойник (6), где происходит ее пофазное разделение. Отработанный газ выбрасывается в атмосферу.

В подъемных и опускных участках предусмотрены стеклянные вставки, позволяющие наблюдать гидродинамическую картину в элементах реактора и производить фотосъемку.

Расход жидкости измеряется трубкой Пито (9), подсоединенной к дифманометру (10). Регулировка расхода жидкости осуществляется краном (2). Расход газа измеряется ротаметром (13) и регулируется дроссельным вентиляем (3).

Методика проведения работы

1. Перед проведением работы необходимо закрыть вентиль (3) и заполнить бак (6) исследуемой жидкостью до момента перелива ее в канализацию. После того, как первая труба реактора заполняется жидкостью, включить вихревой насос (7) и полностью открыть кран (11).
2. Заполнение реактора можно наблюдать через имеющиеся в его элементах стеклянные вставки.
3. Заполнив реактор, включить насос (7) и закрыть кран (11).
4. Довести до начальной величины объём жидкости в циркуляционном баке. Это необходимо для предотвращения «захвата» воздуха из атмосферы насосом в баке (6) в связи с понижением уровня жидкости.
5. Проверить положение уровней жидкости в манометрических трубках дифманометров. Для этого включить насос (7) при закрытых кране (11) и вентиле (3). Если уровни жидкости в трубках дифманометра не выравниваются, то постепенно открыть кран (11) и с помощью трехходовых кранов в нижних колодках дифманометров удаляется воздух из присоединительных трубок на определенную высоту.
6. Если при выключенном насосе (7) и закрытых кране (11) и вентиле (3) нет перепада уровней жидкости в манометрических трубках дифманометров (10, 14, 15), то установка готова к работе.
7. Выбираются 3–5 значений расходов по жидкости. Минимальная скорость жидкости должна быть более 0,4 м/с. Расход жидкости измеряется дифманометром (10) с использованием тарировочной кривой.
8. 3–5 любых значений расходов газа даются на каждый расход жидкости.
9. Величина расхода газа определяется по ротаметру (13) и тарировочной кривой. При этом нужно следить, чтобы показания дифманометров (14) и (15) не превышали максимальных значений.
10. Занести все значения измененных величин в таблицу 7.

Обработка экспериментальных данных

Таблица 7 – Результаты измерений

Номер опыта	Pd	W ₂ , м/с	Δh _в , м	Δh _н , м

Следует отметить, что значительные пульсации давлений наблюдаются при малых скоростях жидкости и больших расходах по газу, особенно в нисходящем потоке. Наиболее характерны они для развитого снарядного режима течения и при переходе его в стержневой режим движения двухфазной смеси.

Для демпфирования пульсаций необходимо несколько прикрыть трехходовые краны на нижних колодках дифманометров (14) и (15).

Если газ барботируется в неподвижную жидкость, не имеющую направленного восходящего или нисходящего движения, то газосодержание легко рассчитать, определив экспериментально перепад давлений на дифманометре (1), подключенному к трубе с газожидкостной смесью (2) (рис. 5)

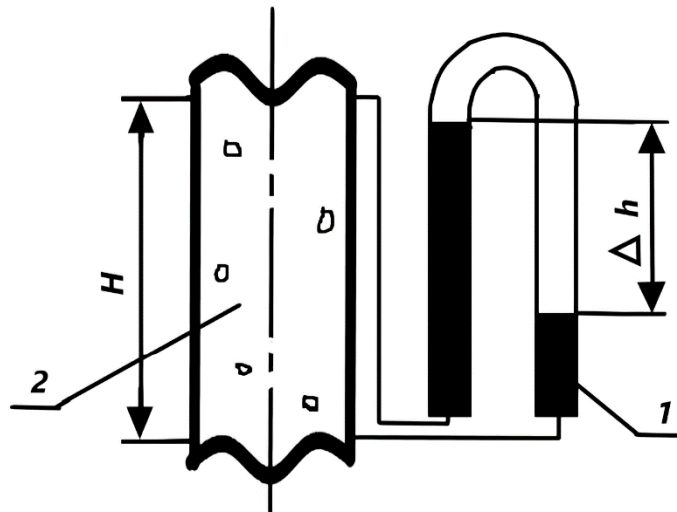


Рисунок 5. Схема к определению газосодержания при барботаже газа в неподвижную жидкость

При восходящем движении газожидкостной смеси показания дифманометра:

$$\Delta h_{\text{в}} = \varphi_{\text{в}} H - h_{\text{тр}}, \quad (3.1)$$

а при нисходящем:

$$\Delta h_{\text{н}} = \varphi_{\text{н}} H + h_{\text{тр}}, \quad (3.2)$$

где: $h_{\text{тр}}$ – потери напора на трение в трубопроводе высотой H . Следовательно, для расчета по уравнениям (3.1) и (3.2) необходимо знать $h_{\text{тр}}$.

Величина $h_{\text{тр}}$ может определена по формуле:

$$h_{\text{тр}} = \frac{h_{\text{тр}0}}{(1-\varphi)^2},$$

где $h_{\text{тpо}}$ – потери напора на трение при движении чистой жидкости, мм вод.ст.

Значение $h_{\text{тpо}}$ можно измерить на установке дифманометрами (14), (15) или рассчитать по формуле Дарси-Вейсбаха.

Величина H представляет собой расстояние между точками отбора давления.

Поскольку в уравнение входит неизвестная величина φ , расчет ее по уравнениям (3.1) и (3.2) делается методом последовательного приближения. В реальных случаях коэффициент газосодержания находится в пределах, соответственно:

$$\varphi_{\text{в}} = 0 \div 0,3;$$

$$\varphi_{\text{н}} = 0 \div 0,5.$$

Вопросы для коллоквиума

1. В каких пределах может изменяться коэффициент газосодержания в газожидкостных потоках?
2. Для чего нужны разделительные емкости (рис .3.)
3. Чем объясняется разница значений коэффициентов $\varphi_{\text{н}}$ и $\varphi_{\text{в}}$?
4. Как определить газосодержание при обработке газа в неподвижную жидкость?
5. Конструкция газожидкостного реактора-котла.
6. Конструкция газожидкостного реактора барботажная колонна.
7. Конструкция газожидкостного кожухотрубчатого газлифтного реактора.
8. Гетерогенные некаталитические процессы «газ – жидкость»: кинетические закономерности, пути интенсификации, их теоретическое обоснование.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА № 4 ОЦЕНКА СТРУКТУРЫ ПОТОКА В ЕМКОСТНОМ РЕАКТОРЕ МАЛОГО ОБЪЕМА

Целью работы является изучение структуры потока в реакторе (см. рис. 6) [6].

Описание экспериментальной установки

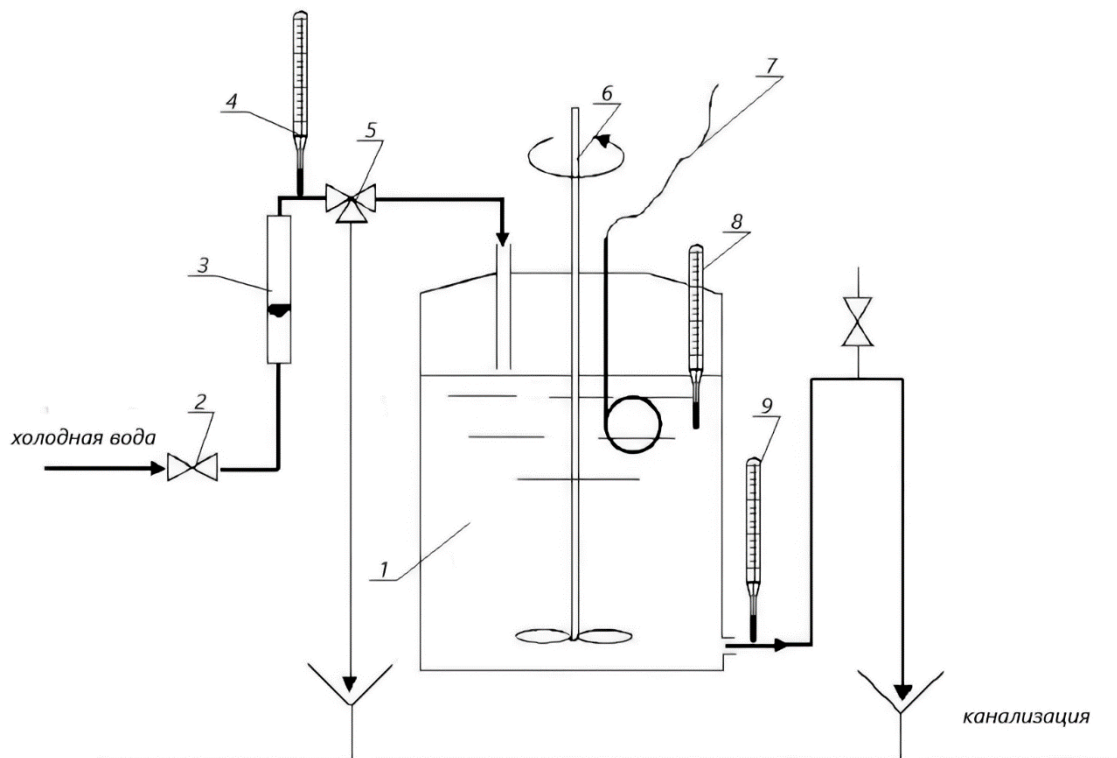


Рисунок 6. Изучение структуры потока в емкостном реакторе: 1 – реактор; 2 – вентиль подачи холодной воды – трассера; 3 – расходомер; 4, 8, 9 – термометры; 5 – трехходовой кран; 6 – мешалка; 7 – нагреватель

Методика проведения работы

1. Нагреть воду в реакторе (1) с помощью нагревателя (7) до температуры $t_{\text{нач}}$ около 50 °С.
2. Включить перемешивающее устройство.
3. Контролировать температуру воды по термометру (8).
4. Затем в реактор подается поток холодной воды – трассера, расход которого регулируется вентилем (2) с помощью ротаметра (3), а температуру $t_{\text{вх}}$ замеряли термометром (4).
5. В ходе опыта через определенные промежутки времени, равные 5 минутам, с помощью термометра (9) фиксировали температуру $t_{\text{вых}}$ на выходе из реактора.
6. Данные опытов внести в таблицу 8.
7. Произвести вычисления на основе полученных данных и определить среднее время пребывания частиц жидкости в емкости, дисперсию

разброса безразмерного приведенного времени пребывания частиц жидкости относительно их среднего времени пребывания, число ячеек идеального перемешивания.

8. Далее произвести тот же опыт в отсутствии перемешивания и данные записать в таблицу 9.
9. Вычислить по полученным данным время пребывания, дисперсию разброса и число ячеек.

Обработка экспериментальных данных

Таблица 8 – Запись экспериментальных данных к лабораторной работе № 4. Данные, полученные при перемешивании

№ замера, i	τ_i , МИН	$t_{\text{ВЫХ},i} - t_{\text{ВХ}}$, °С	$I = \frac{t_{\text{ВЫХ},i} - t_{\text{ВХ}}}{t_{\text{ВЫХ},0} - t_{\text{ВХ}}}$	$\tau_i I_i$, МИН
0				
1				
2				
3				
4				
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				

$$V_{\text{см}}=14 \text{ л}, n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}, V^{\tau}=1,0 \text{ л/мин}$$

Структура потока исследовалась в цилиндрическом реакторе объёмом 14 л с использованием однопараметрической ячеечной модели со ступенчатым вводом трассера. В качестве трассера использовался поток холодной воды расходом 1 л/мин, который вводился в горячую воду, залитую в реактор.

Согласно ячеечной модели число ячеек идеального перемешивания n реальном реакторе определяет структуру потока ($n = 1$ – идеальное перемешивание, $n > 5$ – идеальное вытеснение, $1 < n < 5$ реальный случай). Их расчет базируется на определении функции отклика для данного аппарата и вычислении на ее основе среднего времени пребывания и дисперсии разброса значений времени пребывания, обратная величина которой дает искомое значение n .

Функция отклика в работе определяется экспериментально через температуру выходящего из емкости потока воды:

$$I_i = \frac{t_{\text{ВЫХ},i} - t_{\text{ВХ}}}{t_{\text{ВЫХ},0} - t_{\text{ВХ}}}, \quad (4.1)$$

при числе оборотов пропеллерной мешалки $n_{об} \approx 10 \text{ с}^{-1}$ и без перемешивания.

Полученные в ходе опыта данные представляют собой численную зависимость $I_i = f(\tau_i)$. Она была использована для вычисления среднего времени пребывания частиц жидкости в емкости $\tau_{пр}^{cp}$ по формуле средневзвешенного:

$$\tau_{пр}^{cp} = \int_0^{\infty} I(\tau) d\tau. \quad (4.2)$$

Математический вид функции $I(\tau)$ неизвестен, поэтому интеграл вычисляют либо графическим, либо численным методами. Используем численный метод трапеций:

$$\tau_{пр}^{cp} = \int_0^{\infty} I(\tau) d\tau \approx 0,5(I_0 + I_1)\Delta\tau + \dots + 0,5(I_{i-1} + I_i)\Delta\tau + \dots + 0,5(I_{12-1} + I_{12})\Delta\tau = 0,5(I_0 + I_1 + \dots + I_{i-1} + I_i + \dots + I_{12-1} + I_{12})\Delta\tau = (0,5I_0 + \sum_{i=1}^{12} I_i)\Delta\tau.$$

Полученная величина позволяет определить дисперсию разброса безразмерного проведенного времени пребывания частиц жидкости относительно их среднего времени пребывания по формуле:

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{пр}^{cp})^2} \left(\int_0^{\infty} \tau \cdot I(\tau) d\tau \right) - 1 \quad (4.3)$$

Для вычисления определенного интеграла снова выберем метод трапеций:

$$\int_0^{\infty} \tau \cdot I(\tau) d\tau = 0,5(\tau_0 I_0 + \tau_1 I_1)\Delta\tau + \dots + 0,5(\tau_{i-1} I_{i-1} + \tau_i I_i)\Delta\tau + \dots + 0,5(\tau_{12-1} I_{12-1} + \tau_{12} I_{12})\Delta\tau \quad (4.4)$$

Подставим последнее выражение в формулу (4.3), получим рабочее уравнение для расчета σ_{θ}^2 :

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{пр}^{cp})^2} \left(\sum_{i=1}^{12} \tau_i I_i \right) \Delta\tau - 1 \quad (4.5)$$

Окончательное число ячеек идеального перемешивания для изученного реактора равно:

$$n = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2}. \quad (4.6)$$

Как и в предыдущем случае перемешивания полученная величина n свидетельствует о работе реактора в условиях, несущественно отличающихся от модели идеального смешения.

Таблица 9 – Запись экспериментальных данных к лабораторной работе № 4. Данные, полученные в отсутствии перемешивания

№ замера, i	τ_i , МИН	$t_{\text{ВЫХ},i} - t_{\text{ВХ}}$, °С	$I = \frac{t_{\text{ВЫХ},i} - t_{\text{ВХ}}}{t_{\text{ВЫХ},0} - t_{\text{ВХ}}}$	$\tau_i I_i$, МИН
0				
1				
2				
3				
4				
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				

$$V_{\text{см}}=14 \text{ л}, n_{\text{об}} \approx 10 \text{ с}^{-1}, V^{\tau}=1,0 \text{ л/мин}$$

Опыт по определению I – кривой отклика $I_i=f(\tau_i)$ был повторен в отсутствии перемешивания.

Используя данные таблицы 9 и формулы 4.2,4.5,4.6, вычислим время пребывания, дисперсию и число ячеек:

$$\tau_{\text{пр}}^{\text{ср}} = (0,5I_0 + \sum_{i=1}^{12} I_i) \Delta\tau,$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{(\tau_{\text{пр}}^{\text{ср}})^2} (\sum_{i=1}^{12} \tau_i I_i) \Delta\tau - 1,$$

$$n = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2}.$$

Как и в предыдущем случае перемешивания полученная величина n свидетельствует о работе реактора в условиях, близких к идеальному смешению.

Необходимо проверить это предположение на примере необратимой реакции первого порядка, протекающей без перемешивания ($n = 1.39$), рассчитав концентрацию реагента на выходе из реактора $C(A)_{\text{ВЫХ}}$. Для этого используется формула расчета степени превращения:

$$X_A = 1 - \frac{1}{(1 + k\tau_{\text{пр}}/n)^n}$$

Вставим сюда $C(A)_{\text{ВЫХ}}$:

$$C(A)_{\text{ВЫХ}} = C(A)_{\text{ВХ}} (1 - X_A) = \frac{C(A)_{\text{ВХ}}}{(1 + k\tau_{\text{пр}}/n)^n}$$

Если расхождение составляет менее 5 %, то это указывает на ошибку инженерных расчетов. По результатам проведенной работы можно будет сделать следующий вывод: структуру потока при расчете можно не учитывать, если объём реактора не превышает 14 л, а в случае реакции первого порядка произведение $k\tau_{пр}$ не превышает 0,8.

Вопросы для коллоквиума

1. Сущность экспериментального метода изучения функций распределения путем исследования «кривых отклика».
2. Интегральная и дифференциальная функции распределения времени пребывания в идеальных реакторах.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Мидуков, Н. П. Процессы и аппараты химической технологии [Текст] : учебное пособие / Н. П. Мидуков, В. С. Куров, А. О. Никифоров. – СПб. : ВШТЭ СПбГУПТД, 2017. – 95 с.
2. Мидуков, Н. П. Моделирование технологических и природных систем [Текст] : практикум / Н. П. Мидуков, В. С. Куров, А. О. Никифоров. – СПб: ВШТЭ СПбГУПТД, 2022 – 41 с.
3. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс [Текст] : учебник. В 2 книгах. Книга 1 / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; под редакцией В. Г. Айнштейна. – 8-е изд., стер. – СПб : Лань, 2022. – 916 с.
4. Доманский, И. В. Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов [Текст] : учебное пособие / И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский, А. С. Решанов, В. Н. Соколов ; под общ. ред. В.Н. Соколова. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – СПб.: Политехника, 1992. – 327 с.
5. Островский, Г. М. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий [Текст]. В 2-х частях / Г. М. Островский. – СПб.: Проффессионал, 2004, 2006. – 846+920 с.
6. Бутов, Г. М. Сборник семестровых заданий по курсу «Химические реакторы» [Текст]: учебное пособие / Г. М. Бутов, О. М. Иванкина. – Волгоград, ВПИ ВолгГТУ 2017.– URL: <http://lib.volpi.ru>. – Загл. с титул. экрана. – Текст: электронный.