

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

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

Выполнение контрольных работ

Методические указания для студентов всех форм обучения
по направлению подготовки
18.03.01 — Химическая технология

Составители:
А. О. Никифоров
М. В. Колосова
А. Н. Григорьева

Санкт-Петербург
2026

Утверждено
на заседании кафедры ПиАХТ
28.09.2025 г., протокол № 1

Рецензент А. Н. Евдокимов

Методические указания соответствуют программам и учебным планам дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов, обучающихся по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология». В методических указаниях представлен порядок выполнения и оформления контрольных работ. Приведены примеры расчета химического реактора.

Методические указания предназначены для бакалавров всех 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 15.04.2026 г. Рег.№ 5004/26

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

© ВШТЭ СПбГУПТД, 2026

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1. РЕАКТОР-КОТЕЛ.....	5
1.1. Пример технологического расчета реактора-котла	10
1.2. Пример расчета каскада реакторов идеального смешения	15
2. ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ ДЛЯ СИСТЕМЫ ГАЗ–ЖИДКОСТЬ	19
2.1 Газожидкостные реакторы-котлы.....	24
2.2. Пример расчета реактора-котла для системы газ–жидкость	32
2.3. Пример расчета барботажного колонного реактора.....	34
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	42
ПРИЛОЖЕНИЕ 1. Титул для контрольных работ заочного и вечернего обучения	43
ПРИЛОЖЕНИЕ 2. Титул для контрольных работ очного обучения.....	44
ПРИЛОЖЕНИЕ 3. Задания для выполнения контрольных работ	45
ПРИЛОЖЕНИЕ 4. Требования к оформлению контрольных работ и критерии оценки контрольных работ.....	49

ВВЕДЕНИЕ

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии» является технической и изучает теорию основных процессов, принципы устройства и методы расчета реакторов, которые применяются в технологических и химических процессах.

При обучении бакалавров по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология», этой дисциплине отводится важная роль. Наряду с глубокими теоретическими знаниями студенты должны обладать практическими навыками расчета аппаратов, предназначенных для проведения химических процессов. Навыки решения задач позволят лучше понять работу реакторов и раскроют студентам взаимосвязь протекающих в них физико-химических процессов.

Перед началом работы над контрольными заданиями студентам необходимо ознакомиться с соответствующими разделами курса. Студентам рекомендуется пользоваться учебниками [1, 2] и учебными пособиями [3]. В контрольные работы включены задачи из учебного пособия «Машины и аппараты химических производств» [4]. В соответствии со своими учебными графиками студенты выполняют контрольные работы. В Приложении 3 приведены таблицы, в которых перечислены номера задач для студентов всех направлений, номер варианта определяется по последней цифре шифра, указанного в зачетной книжке. Приступая к решению задач, следует ознакомиться с общими указаниями, приведенными в учебном пособии [4] в соответствии со структурой задачника. В девятой главе пособия [4] представлен раздел, посвященный химическим реакторам, в котором приводятся основные расчетные формулы и примеры решения. В заключительной части 9 главы учебного пособия [4] приведены условия задач, и контрольные задания для студентов заочной формы обучения. Также там представлены контрольные задачи и обширный справочный материал. При проведении сессии в офлайн-формате контрольные работы выполняются в тетрадях. Титульный лист оформляется в соответствии с Приложением 1. На первой странице необходимо перечислить номера задач выполняемого варианта. Если же проведение сессии предусматривает применение дистанционных образовательных технологий, то контрольная работа оформляется в текстовом редакторе и загружается в соответствующем разделе дисциплины в формате PDF. Титульный лист оформляется в соответствии с Приложением 2.

После указания номера задачи следует привести условия из задачника. Затем привести схему рассчитываемого устройства. Далее приводится решение. Расчетные формулы сначала представляются в виде алгебраического выражения, затем в них подставляются числовые значения и приводится результат расчета. Решение задачи должно сопровождаться подробными пояснениями. Обязательно приводятся размерности всех входящих в формулу физических величин. При расчете физические величины должны быть выражены в Международной системе единиц (СИ).

1. РЕАКТОР-КОТЕЛ

Реакторы-котлы (рис. 1) предназначены для проведения химических превращений в жидких средах, которые могут содержать диспергированную твердую или газообразную фазы.

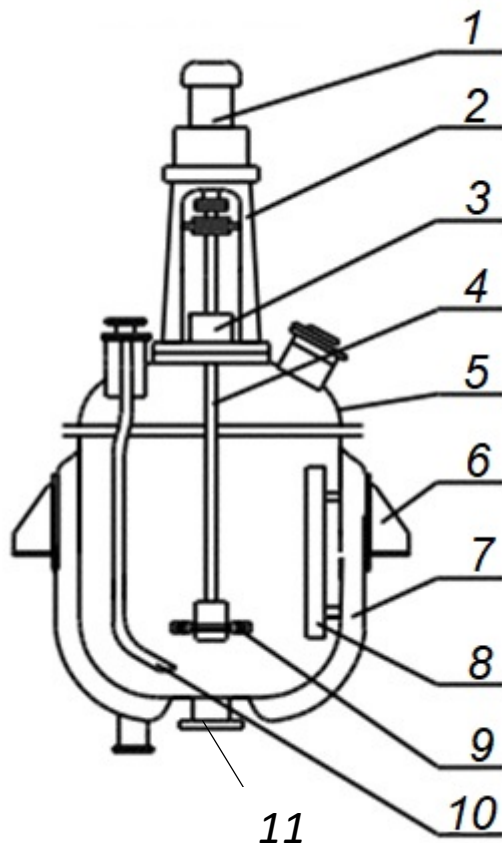


Рисунок. 1. Реактор-котел:

1 – привод; 2 – стойка привода; 3 – уплотнение вала; 4 – вал мешалки;
5 – корпус; 6 – опора (лапа); 7 – гладкая рубашка; 8 – отражательная перегородка; 9 – мешалка; 10 – труба передавливания; 11 – сливное устройство

Корпус реактора (рис. 1, 5) в зависимости от свойств рабочей среды выполняется из углеродистой легированной стали или чугуна часто с эмалированной внутренней поверхностью.

Нагрев, охлаждение жидкости, подвод или отвод тепла реакции осуществляются подачей теплоносителя в рубашку (рис. 1, 7). С целью интенсификации химической реакции и тепло- или массообмена жидкость перемешивается мешалкой (рис. 1, 9). Если реакция проходит при температуре, близкой к температуре кипения жидкости, то ее пары охлаждают, а конденсат возвращают в реактор.

Крышка реактора (рис. 2) может быть плоской или сферической (применяется при высоких давлениях), днище – эллиптическое (рис. 3) или коническое, если жидкость, выгружаемая через нижний штуцер, содержит твердую фазу.



Рисунок 2. Крышка реактора



Рисунок 3. Эллиптическое днище

Реактор-котел разгружают, вытесняя среду инертным газом (например, сжатым азотом) по трубе (рис. 1, 10). Такой вариант рекомендуется при обработке агрессивных жидкостей и при затрудненности доступа к сливному запорному устройству (рис. 1, 11).

Перемешивание жидкостей в реакторах-котлах осуществляется преимущественно мешалками (рис. 1, 9) следующих типов: лопастными (рис. 4), якорными (рис. 5), рамными, турбинными и трехлопастными (с наклонными

лопастями), аналогичными по эффективности пропеллерным мешалкам. Применяются при перемешивании жидких неоднородных систем с вязкостью до 15 Па·с и с плотностью до 2000 кг/м³.

При высоте сосуда, превышающей диаметр, или при перемешивании вязкой жидкости устанавливают несколько пар лопастей по высоте вала.



Рисунок 4. Лопастная мешалка

Рамные мешалки применяют в тех же случаях, что и лопастные, а также при перемешивании значительных объемов вязких материалов. Нормализованные диаметры мешалок до 2520 мм. Рамные мешалки используют в реакторах с большой емкостью (до 100 м³).

Якорные мешалки (рис. 5) предназначены для перемешивания жидкостей вязкостью 300 Па·с и выше, особенно при нагревании среды через стенку реактора. При перемешивании очень вязких жидкостей якорные мешалки снабжаются дополнительными вертикальными лопастями – пальцами



Рисунок 5. Якорная мешалка

Пропеллерные мешалки представляют собой гребной винт с числом лопастей от 2 до 4 (например, трехлопастная мешалка на рисунке 6). Рекомендуют использовать для перемешивания сред вязкостью до 2 Па·с и плотностью до 2000 кг/м³. Окружную скорость мешалки рекомендуется выбирать в пределах 1,6–4,8 м/с. Чтобы избежать образования воронки, вал мешалки смещают по отношению к оси аппарата на величину до 0,25 либо устанавливают его с наклоном 10–20° к оси сосуда.

Для трудно смешиваемых вязких жидкостей применяются мешалки, состоящие из 2-х пропеллеров, установленных на одном валу. Оба пропеллера толкают жидкость в одну сторону или навстречу друг другу.

Нормализованные диаметры мешалок – от 300 до 700 мм.



Рисунок 6. Трехлопастная мешалка

Турбинные мешалки (рис. 7) работают по принципу центробежного насоса, т. е. всасывают жидкость в середину и за счет центробежной силы отбрасывают ее к периферии. Их делают открытыми и закрытыми.

Турбинные мешалки обеспечивают весьма интенсивное перемешивание жидкостей вязкостью до 450 Па·с и плотностью до 2000 кг/м³.

Окружная скорость концов лопастей 3–9 м/с, причем скорость мешалок с диаметром до 300 мм берется большей, чем при диаметре свыше 300 мм.

Не рекомендуют их использовать в реакторах большой емкости.

В аппаратах с турбинными мешалками обязательна установка отражательных перегородок. При отсутствии такой перегородки образуется глубокая воронка, иногда достигающая до основания мешалки и перемешивание, резко ухудшается (обычно устанавливают четыре перегородки).

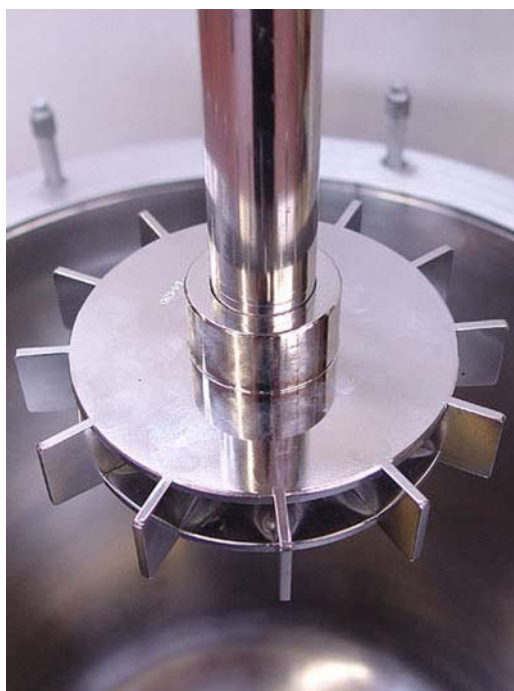


Рисунок 7. Турбинная мешалка

Рассмотренные выше разновидности мешалок являются типовыми и широко используются. Однако применяются и специализированные мешалки, конструкция которых адаптирована к особым условиям химического превращения.

Нагревательные рубашки химических реакторов

Химические реакторы снабжены различными типами рубашек, среди которых: гладкие рубашки, змеевиковые, рубашки с вмятинами, каркасные рубашки. Конструкция теплообменных рубашек зависит от параметров теплоносителей или хладагентов. При давлениях обогревающей или охлаждающей среды 0,8–0,9 МПа применяются гладкие рубашки, при давлениях до 2,7 МПа – змеевиковые рубашки, изготовленные из прокатных профилей: труб, уголков и т. п., а также рубашки с вмятинами и, например, каркасные (рис. 8).



Рисунок 8. Змеевиковые рубашки

Преимуществом змеевиковых рубашек является большая скорость теплоносителя, что позволяет интенсифицировать теплообмен со стороны теплоносителя к стенке рубашки. Недостаток – большой объем сварочных работ. Приварка такой рубашки из углеродистой стали к корпусу из нержавеющей стали толщиной меньше 5 мм резко снижает антикоррозионные свойства.

1.1. Пример технологического расчета реактора-котла

Для технологического расчета реакционных аппаратов необходимо знать объем веществ, перерабатываемых в сутки на данной стадии процесса; время проведения процесса и принципы его организации (периодический или непрерывный). Наибольшей сложностью отличается расчет аппарата периодического действия в связи с тем, что параметры процесса изменяются во времени, а также с необходимостью учета времени вспомогательных операций (нагрев и охлаждение реакционной смеси, заполнение и опорожнение реактора, подготовка реактора к новому рабочему циклу).

Рассчитать реактор-котел периодического действия для переработки 15000 кг реакционной смеси в сутки при следующих исходных данных. Начальная концентрация реагирующего вещества $x_n = 0,17$ 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; $c_{ж} = 1900$ Дж/(кг·К); $\lambda_{ж} = 0,18$ Вт/(м·К).

Решение

При степени превращения $x = (x_n - x_k) / x_n = 0,7$ и начальной концентрации $x_n = 0,17$ 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 (1.1):

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p1}} \cdot \ln \frac{x_{An}}{x_{Ak}}, \quad (1.1)$$

где K_{p1} – константа скорости реакции первого порядка, с⁻¹;

x_{An}, x_{Ak} – концентрации реагирующих веществ в системе, кмоль/м³.

$$\tau_p = [1/(5,5 \cdot 10^{-5})] \ln (0,17/0,051) = 2,18 \cdot 10^4 \text{ с.}$$

Принимаем предварительно временной к.п.д. реактора $\eta_\tau = 0,7$, тогда согласно формуле (1.2) общее время цикла:

$$\eta_\tau = \frac{\tau_p}{\tau_\tau} = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_\tau} = 0,7 \div 0,8, \quad (1.2)$$

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

Условная производительность всей установки рассчитывается по формуле (1.3):

$$v_n = V \cdot \tau_\tau / (z \cdot \varphi), \quad (1.3)$$

где $V = 15000 (1 - 0,15) / (24 - 3600 \cdot 1050) = 1,4 \cdot 10^{-4}$ м³/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 определяем из формулы (1.4):

$$\tau_2 = v_{\text{ж}} / V_{\text{НС}} = \varphi v_{\text{п}} / V_{\text{НС}}, \quad (1.4)$$

где τ_2 – длительность заполнения реактора, с;

$v_{\text{ж}}$ – объем жидкости в реакторе, м³;

$V_{\text{НС}}$ – производительность насоса, подающего жидкость в реактор, м³/с;

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

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

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} Ах-4, имеющий производительность $V_{\text{НС}} = 6 \text{ м}^3/\text{ч}$. Тогда согласно формуле (1.5) время заполнения реактора:

$$\tau_5 = 900 v_{\text{ж}} / D^2, \quad (1.5)$$

где D – диаметр сосуда, м;

$v_{\text{ж}}$ – объем жидкости в аппарате, м³.

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

Время опорожнения реактора рассчитаем, исходя из условия слива жидкости через нижний штуцер

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

По формуле (1.6) рассчитываем время нагрева и охлаждения реактора:

$$\tau_{3.4} = \frac{Q'_{3.4}}{FK_{3.4}(\Delta t_{\text{ср}})_{3.4}}, \quad (1.6)$$

где $K_{3.4}$ – коэффициент теплопередачи при нагревании или охлаждении, Вт/(м²·К);

$(\Delta t_{\text{ср}})_{3.4}$ – средняя разность температур при нагревании или охлаждении.

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

Масса реактора по формуле (1.7) будет:

$$m_p = 2300 p D^2, \quad (1.7)$$

где p – избыточное давление в реакторе, МПа;

D – диаметр реактора, м.

$$m_p = 2300 \cdot 0,3 \cdot 1,4^3 = 1893 \text{ кг}.$$

Количество теплоты, затраченной на нагревание реактора, по формуле (1.8) составит:

$$Q'_{3.4} = (m_p c_p + m_{ж} c_{ж}) \Delta t_{3.4}, \quad (1.8)$$

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).

$$Q'_3 = (1900 \cdot 515 + 1,5 \cdot 1050 \cdot 1900) (120 - 20) = 397 \cdot 10^6 \text{ Дж},$$

а количество теплоты, отведенной от реактора при его охлаждении, по формуле (1.8) составит:

$$Q'_4 = (1900 \cdot 515 + 1,5 \cdot 1050 \cdot 1900) (120 - 30) = 357 \cdot 10^6 \text{ Дж}.$$

Средняя разность температур при нагревании реактора водяным паром при температуре его конденсации по формуле (1.9) $\theta_{cp} = 140$ °С будет:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{t_p - t_n}{\ln \frac{\theta_1 - t_n}{\theta_1 - t_p}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}, \text{ где } A = \frac{\theta_1 - t_p}{\theta_2 - t_p}, \quad (1.9)$$

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:

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

Среднюю разность температур при охлаждении реактора найдем по формуле (1.9), приняв $\theta_1 = 20$ °С, $\theta_2 = 25$ °С и рассчитав предварительно $A = (30 - 20) / (30 - 25) = 2$.

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

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 (табл. 9.1 [4]).

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

По данным, приведенным в [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:

$$Pr = c_{ж} \mu_{ж} \lambda_{ж} = 1900 \cdot 0,015 / 0,18 = 158.$$

Величина критерия Нуссельта согласно уравнению (1.10) для турбинной мешалки в сосуде с перегородками:

$$Nu = C Re_{цб}^{\alpha} Pr^{0,33}; \quad (1.10)$$

$$Nu = 0,76 \cdot 31700^{0,67} 158^{0,33} = 4420.$$

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 (1.10), вычислив среднюю температуру воды по формуле:

$$\theta_{ср} = \frac{t_p - t_k}{\ln(t_p/t_k)} - (\Delta t_{ср})_4; \quad (1.11)$$

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

$B = 33,4 \cdot 10^9$ при температуре воды $\theta_{ср}$ [4]. Разность температур $t_{ст} - \theta_{ср} = (\Delta t_{ср})_4 / 2 = 28,3 / 2 = 14 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Тогда согласно (1.12) получим произведение:

$$GrPr = H_p^3 (t_{ст} - \theta_{ср}) B, \quad (1.12)$$

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

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

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

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

$$Nu = \alpha H_p / \lambda = C (Gr Pr)^{\alpha}. \quad (1.13)$$

По формуле (1.13) рассчитаем значение критерия

$$Nu = 0,135 Nu = 0,135 (605 \cdot 10^9)^{0,33} = 1050.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки сосуда к воде во время охлаждения будет:

$$\alpha_2 = Nu \lambda_{в} / H_p = 1050 \cdot 0,6 / 1,09 = 650 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К}), \quad (1.14)$$

где $\lambda_{в}$ – теплопроводность воды, $\lambda_{в} = 0,6 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})$ [4];

H_p – высота рубашки, $H_p = H_{ж} = 1,09 \text{ м}$.

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 $r_2 = 2,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$ [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 рассчитывается по формуле (1.14):

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

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.

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

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:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_p + \tau_B = 2,18 \cdot 10^4 + 0,69 \cdot 10^4 = 2,87 \cdot 10^4 \text{ с.}$$

Время работы 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 $\Delta t_{\text{ср}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ (хладагент нагревается от 95

до 105 °С). Тогда при рассчитанном ранее коэффициенте теплопередачи $K = 376 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$ 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), Дж / (кг·К);

θ_1 и θ_2 – соответственно температура теплоносителей на входе и выходе из рубашки реактора, °С.

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

Тепловой поток, выносимый из реактора с испаряющейся жидкостью, можно рассчитать по (9.46), приняв для органической реакционной массы удельную теплоту испарения $r_{\text{и}} = 4,19 \cdot 10^5 \text{ Дж} / \text{кг}$.

$$\text{Тогда } Q_u = 0,05 \cdot v_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} r / 3600 = 0,05 \cdot 1,5 \cdot 1050 \cdot 4,19 \cdot 10^5 / 3600 = 9170 \text{ Вт}.$$

Если принять, что в конденсаторе-холодильнике конденсат реакционной массы охлаждается до 110 °С, то тепловой поток охлаждения конденсата по формуле (1.22):

$$Q_k = 0,05 v_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} c_{\text{ж}} (t_p - t_k) / 3600, \quad (1.22)$$

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

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

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

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

1.2. Пример расчета каскада реакторов идеального смешения

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 $V_A = 2,7 \text{ м}^3/\text{ч}$ концентрацией $x_A = 5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$ и раствор вещества B в количестве $V_B = 2,0 \text{ м}^3/\text{ч}$ с концентрацией $x_B = 7 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. Степень превращения вещества. $A_{\text{хА}} = 0,88$. Температура реакции $t_p = 87 \text{ °С}$. Константа скорости реакции описывается уравнением:

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

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

Решение

Так как при смешении двух растворов их общий расход будет $V = 2,7 + 2 = 4,7 \text{ м}^3/\text{ч}$, начальные концентрации реагирующих веществ в растворе примут следующие значения:

$$x_{\text{АН}} = V_A x_A = 2,7 \cdot \frac{5}{4,7} = 2,87 \text{ кмоль}/\text{м}^3;$$

$$x_{\text{ВН}} = V_B x_B = 2,7 \cdot \frac{7}{4,7} = 3 \text{ кмоль}/\text{м}^3.$$

Конечная концентрация вещества A будет:

$$x_{\text{АК}} = x_{\text{АН}}(1 - \chi_A) = 2,87(1 - 0,88) = 0,34 \text{ кмоль}/\text{м}^3$$

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

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

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 :

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

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

Значения концентраций x_A и x_B , а также соответствующие им значения скоростей реакции, рассчитанные согласно уравнению: $r_p = K_A x_A x_B$, представлены в таблице 1.

Таблица 1. Расчетные значения концентраций и скоростей реакций

$x_A, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$	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
$x_A x_B \dots$	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. 9) и между нею и осью x_A впишем такое количество ступеней изменения концентрации, чтобы вертикаль последней ступени расположилась слева от концентрации $x_{\text{АК}}$.

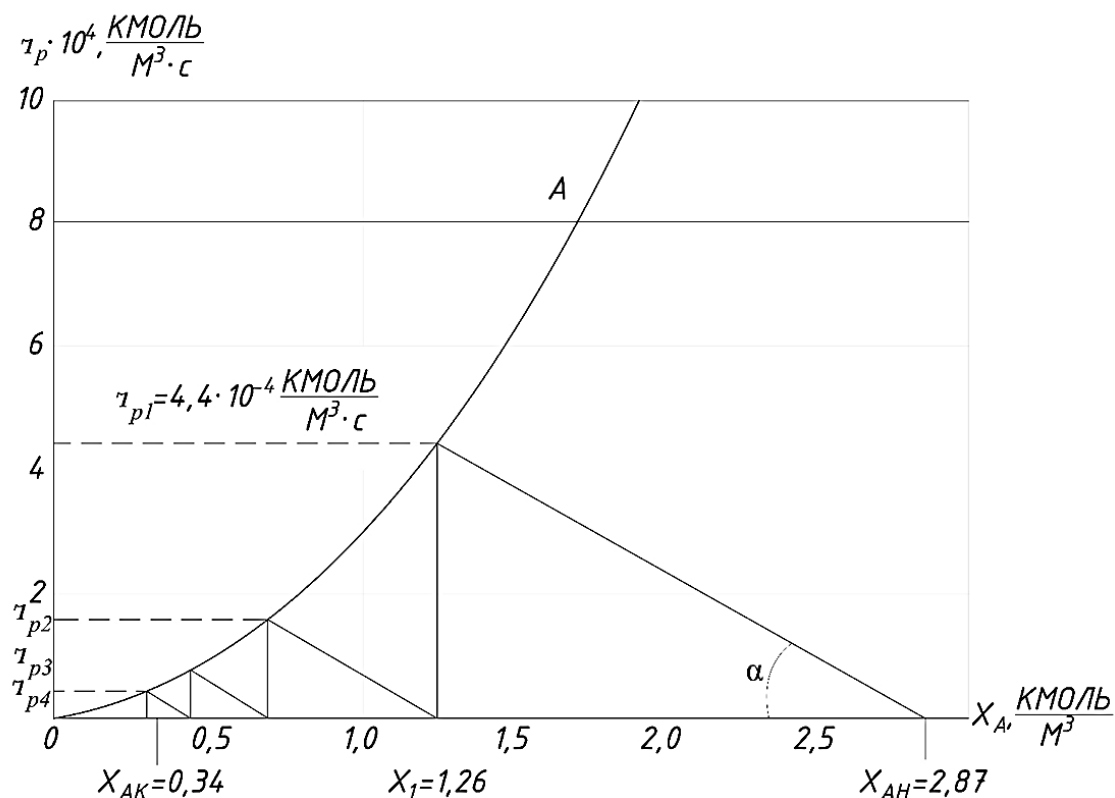


Рисунок 9. Графический метод расчета каскада реакторов

Из построения первой (крайней справа) ступени следует:

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

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 должен быть:

$$\tau_{\text{ср}} = v_{\text{ж}} / V,$$

где $v_{\text{ж}}$ – объем 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 с номинальным объемом $V_{\text{н}} = 6,3 \text{ м}^3$ [4].

Для теплового расчета реактора необходимо знать тепловые потоки и концентрации реагирующих веществ в каждом аппарате каскада. Предполагая эту цель, можем найти по рисунку 9 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 $r_{p4} = 0,39 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

$$Q_p = v_{\text{ж}} q r_p.$$

Тепловые потоки реакции будут следующими:

в первом реакторе $Q_{p1} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 4,4 \cdot 10^{-4} = 16,6 \cdot 10^3$ Вт;

во втором реакторе $Q_{p2} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 1,51 \cdot 10^{-4} = 5,7 \cdot 10^3$ Вт;

в третьем реакторе $Q_{p3} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 0,67 \cdot 10^{-4} = 2,5 \cdot 10^3$ Вт;

в четвертом реакторе $Q_{p4} = 4,72 \cdot 8 \cdot 10^6 \cdot 0,39 \cdot 10^{-4} = 1,5 \cdot 10^3$ Вт.

Концентрация вещества A в каждом реакторе каскада определяется непосредственно по рисунку 9, а вещества B – интерполяцией значений x_B по соответствующим значениям x_{Ai} . В таблице 2 показано распределение концентраций реагирующих веществ по аппаратам каскада, полученное графическим методом и расчетом на ЭВМ.

Таблица 2. 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

Этот расчет проводился итерационным методом, суть которого заключается в следующем.

Исходя из закона действующих масс:

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

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

Приведенное в табл. 2 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 $V_{\text{ж}} = V_{\tau} = 0,0013 \cdot 3640 = 4,73$ 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 (рис. 9).

2. ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ ДЛЯ СИСТЕМЫ ГАЗ–ЖИДКОСТЬ

Барботажная колонна (рис. 10) представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд (рис. 10, 1) с размещенным внизу газо-распределителем-барботером (рис. 10, 4). Теплообменными устройствами служат стенки сосуда, заключенные в рубашку (рис. 10, 3), горизонтальные змеевики или пучки вертикальных труб (рис. 10, 4).

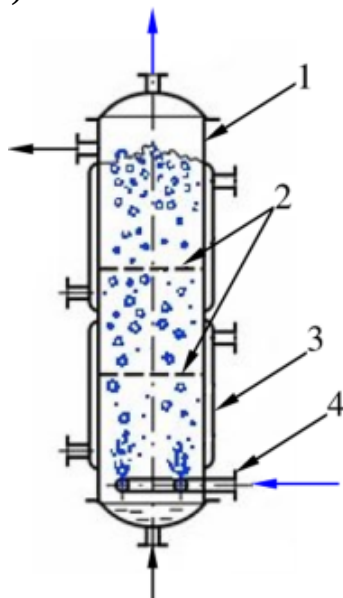


Рисунок 10. Барботажный колонный реактор:
1 – сосуд; 2 – перегородки; 3 – рубашка; 4 – барботер

Кожухотрубчатый газлифтный реактор (рис. 11) выполнен в виде кожухотрубчатого теплообменника с увеличенной по высоте сепарационной частью (рис. 11, 1), где происходит отделение газа от жидкости. Все трубы поделены на барботажные (рис. 11, 2) и циркуляционные (рис. 11, 3). Нижние концы труб выведены под трубную решетку на длину, равную $5d_{\text{в}}$, где $d_{\text{в}}$ – внутренний диаметр труб. В стенках выступающих концов барботажных труб на расстоянии $4d_{\text{в}}$ от нижнего среза просверлены отверстия (рис. 11, 4), расположенные во всех барботажных трубах на одном уровне. Площадь сечения отверстий выбирается так, чтобы подаваемый в аппарат газ оттеснял жидкость вниз, образуя газовый слой высотой $h = (2,0/2,5)d$.

Основные технические данные кожухотрубчатых газлифтных реакторов, выполненных из труб диаметром $57 \times 3,5$, приведены в таблице 3.

Из указанной выше аппаратуры реакторы-котлы обычно используются в малотоннажных производствах и при работе с полным поглощением газа в жидкости.

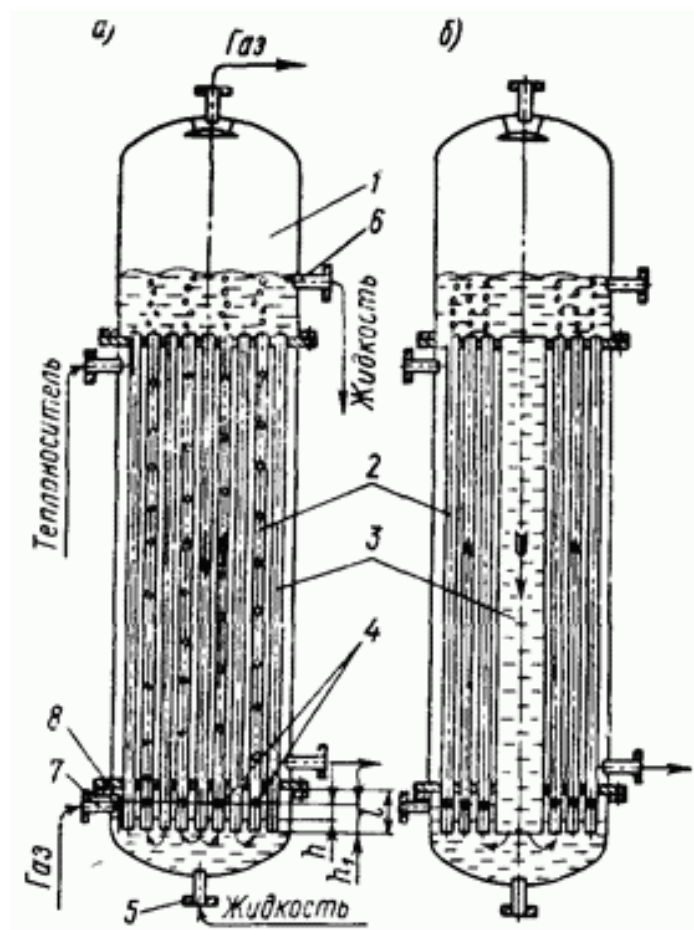


Рисунок 11. Кожухотрубные газлифтные реакторы:

а – с равномерным распределением барботажных и циркуляционных труб;

б – с центральной циркуляционной трубой;

1 – сепарационная часть; 2 – барботажные трубы; 3 – циркуляционные трубы;

4 – отверстия для подачи газа в барботажные трубы; 5 – штуцер для подачи жидкости в реактор; 6 – штуцер для слива жидкости; 7 – штуцер для подачи газа в реактор; 8 – трубная решетка

Барботажные колонны используются в крупнотоннажных производствах для обработки гомогенных жидкостей при небольшом тепловом эффекте реакции, когда достаточна удельная поверхность теплообмена

$$F_{\text{уд}} = \frac{F}{V_{\text{см}}} < 10 \text{ м}^{-1},$$

где F – общая площадь теплопередающей поверхности, м^2 ;

$V_{\text{см}}$ – рабочий объем колонны (объем газожидкостной смеси в колонне), м^3 .

Кожухотрубчатые газлифтные реакторы пригодны для обработки гетерогенных жидкостей (суспензий, эмульсий) и при реакциях с большим тепловым эффектом.

Если химическое превращение в системе газ–жидкость описывается стехиометрическим уравнением вида $nA + B \rightarrow n_c C$, где B – труднорастворимый

компонент, переходящий из газа в жидкость, то в отличие от (9.2) скорость химической реакции будет характеризоваться выражением:

$$-r_p = -\frac{dx_A}{d\tau} = \frac{\beta_{жv} x_B^* n}{1 + \beta_{жv} n / (K_p x_A^n)},$$

где $\beta_{жv}$ – коэффициент переноса вещества, отнесенный к объему жидкости в реакторе, с^{-1} ;

x_B^* – равновесная концентрация вещества B на границе раздела фаз, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$;

K_p – константа скорости реакции, $\frac{\text{кмоль}}{(\text{м}^3 \cdot \text{с})}$.

Таблица 3. Основные технические данные кожухотрубчатых газфлитных реакторов (трубы диаметром $57 \times 3,5$)

Площадь сечения труб $f, \text{м}^2$	Внутренний диаметр кожуха $D, \text{м}$	Число труб n , шт	Площадь поверхности теплообмена $F, \text{м}^2$, и номинальный объем реактора $v_n, \text{м}^3$, при длине труб $L, \text{м}$.					
			1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
0,11	0,6	55	$\frac{15}{0,30}$	$\frac{18}{0,36}$	$\frac{28}{0,46}$	$\frac{39}{0,58}$	$\frac{58}{0,79}$	$\frac{86}{1,12}$
0,19	0,8	97	$\frac{25}{0,56}$	$\frac{34}{0,66}$	$\frac{51}{0,85}$	$\frac{68}{1,04}$	$\frac{103}{1,04}$	$\frac{154}{1,99}$
0,32	1,0	136	$\frac{42}{0,94}$	$\frac{57}{1,10}$	$\frac{86}{1,42}$	$\frac{113}{1,74}$	$\frac{173}{2,38}$	$\frac{259}{3,34}$
0,47	1,2	241	–	$\frac{83}{1,67}$	$\frac{126}{2,13}$	$\frac{169}{2,60}$	$\frac{255}{3,55}$	$\frac{382}{4,96}$
0,62	1,4	317	–	$\frac{109}{2,26}$	$\frac{166}{2,88}$	$\frac{223}{3,51}$	$\frac{336}{4,75}$	$\frac{505}{6,62}$
0,85	1,6	433	–	$\frac{149}{3,09}$	$\frac{226}{3,94}$	$\frac{305}{4,79}$	$\frac{459}{6,49}$	$\frac{690}{9,04}$
1,10	1,8	559	–	$\frac{193}{4,09}$	$\frac{292}{5,18}$	$\frac{398}{6,28}$	$\frac{593}{8,48}$	$\frac{890}{11,77}$
1,36	2,0	695	–	$\frac{239}{5,16}$	$\frac{364}{6,52}$	$\frac{489}{7,89}$	$\frac{737}{10,62}$	$\frac{1107}{14,71}$
Примечание. В числителе указана площадь поверхности теплообмена, в знаменателе – номинальный объем трубного пространства реактора.								

Объемный коэффициент переноса вещества связан с поверхностным коэффициентом $\beta_{жF}$ соотношением:

$$\beta_{жv} = \frac{\beta_{жF} F_{\phi}}{v_{ж}},$$

где F_{ϕ} – межфазная поверхность, м^2 ;

$v_{\text{ж}}$ – объем жидкости в аппарате, м³.

При диффузионном режиме реакции, когда $\beta_{\text{жв}} \ll K_p x_A n$ и концентрация вещества в объеме жидкости $x_B = 0$, скорость химического превращения:

$$-r_p = -\frac{dx_A}{dt} = \beta_{\text{жв}} x_B^* n. \quad (2.1)$$

Количество прореагировавшего в единицу времени вещества B при диффузионном режиме реакции:

$$G_B = \beta_{\text{жв}} v_{\text{ж}} x_B^*, \quad (2.2)$$

где $v_{\text{ж}}$ – объем жидкости в реакторе.

Равновесную концентрацию ($\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$) абсорбируемого вещества можно определить как:

$$x^* = \frac{yP\rho_{\text{ж}}}{mM_{\text{ж}}}, \quad (2.3)$$

где y – концентрация абсорбируемого вещества в газовой фазе (мольная или объемная доля);

P – абсолютное давление в аппарате, МПа;

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³;

m – коэффициент равновесия, МПа;

$M_{\text{ж}}$ – молекулярная масса жидкости.

Для ряда водных растворов газов коэффициент m приведен в таблице 4.

Таблица 4. Коэффициенты диффузии $D_{\text{ж}20}(t = 20 \text{ } ^\circ\text{C})$ и фазового равновесия m при растворении газов в воде

Газ	$D_{\text{ж}20} \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$m, \text{ МПа, при температуре, } ^\circ\text{C}$						
		20	30	40	50	60	70	80
Ацетилен	1,76	123	148	–	–	–	–	–
Бром	1,60	6,0	9,2	13,5	19,4	25,5	32,5	41,0
Водород	5,30	6930	7390	7610	7750	7740	7710	7650
Двуокись углерода	1,80	144	188	236	287	345	–	–
Закись азота	1,80	200	259	343	–	–	–	–
Кислород	2,10	4050	4810	5560	5960	6380	6720	6950
Метан	2,25	3800	4550	4270	5860	6350	6750	6910
Оксид азота	2,36	2680	3140	3580	3950	4240	4430	4530
Оксид углерода	1,95	5430	6280	7050	7700	8340	8560	8570
Сероводород	1,60	49	62	75	90	104	121	137
Хлор	1,60	54	67	80	90	97	99	97
Этан	1,60	2670	3470	4300	5050	5720	6320	6700
Этилен	1030	1280	–	–	–	–	–	–
Примечание. Коэффициент диффузии при температуре $t(^{\circ}\text{C})$ $D_{\text{ж}t} = D_{\text{ж}20} [1 + 0,02\mu_{\text{ж}}^{0,5}(t - 20)]$, где $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, Па·с.								

Одной из основных гидродинамических характеристик газо-жидкостной смеси является ее объемное газосодержание

$$\varphi_{\Gamma} = \frac{v_{\Gamma}}{v_{\text{см}}},$$

где $v_{\text{см}}$ – объем смеси, заполняющей аппарат;

v_{Γ} – объем газа, заключенного в объеме $v_{\text{см}}$.

При постоянстве объемного расхода барботирующего газа осредненное во времени и по сечению слоя газосодержание

$$\varphi_{\Gamma} = \frac{f_{\Gamma}}{f_{\text{см}}} = \frac{\omega_{\Gamma}}{u_{\Gamma}}, \quad (2.4)$$

где f_{Γ} – площадь сечения аппарата, занятая газом;

$f_{\text{см}}$ – площадь свободного сечения аппарата, занятая газожидкостной смесью;

ω_{Γ} – приведенная скорость газа (расход газа отнесен к свободному сечению аппарата);

u_{Γ} – истинная скорость газа в аппарате.

Осредненная величина φ_{Γ} определяет плотность смеси $\rho_{\text{см}}$, объем жидкости $v_{\text{ж}}$ в газожидкостной смеси и высоту ее слоя $H_{\text{см}}$:

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{ж}}(1 - \varphi_{\Gamma}) + \rho_{\Gamma}\varphi_{\Gamma}; \quad (2.5)$$

$$v_{\text{ж}} = v_{\text{см}}(1 - \varphi_{\Gamma}); \quad (2.6)$$

$$H_{\text{см}} = \frac{h_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\Gamma}}, \quad (2.7)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ и ρ_{Γ} – плотности жидкости и газа, кг/м³;

$h_{\text{ж}}$ – высота исходного слоя жидкости, м.

Удельная поверхность контакта фаз, образующаяся в системе газ–жидкость, ориентировочно может быть оценена по формуле:

$$F_{\text{уд.ф.}} = \frac{F_{\text{ф}}}{v_{\text{см}}} = \frac{6\varphi_{\Gamma}}{d_{\text{п}}}, \quad (2.8)$$

где $F_{\text{ф}}$ – общая поверхность контакта фаз, м²;

$d_{\text{п}}$ – средний размер газовых пузырей, м.

Тепловой поток Q_F , проходящий через поверхность теплообменных элементов газожидкостного реактора, определяется режимом его работы:

$$Q_F = \pm Q_{\text{р}} + G_{\text{ж1}}i_{\text{ж1}} + G_{\text{г1}}i_{\text{г1}} + N_{\text{гж}} - G_{\text{ж2}}i_{\text{ж2}} - Q_{\text{пот}}, \quad (2.9)$$

где $Q_{\text{р}}$ – тепловой поток реакции экзотермической (+) и эндотермической (–), Вт;

$G_{\text{ж1}}$ и $G_{\text{ж2}}$ – расход жидкости, подаваемой и выводимой из реактора, кг/с;

$i_{\text{ж1}}$ и $i_{\text{ж2}}$ – теплосодержание жидкости, подаваемой и выводимой из реактора, Дж/кг;

$G_{\text{г1}}$ и $G_{\text{г2}}$ – расходы газа, подаваемого и выводимого из реактора, кг/с;

$i_{\text{г1}}$ и $i_{\text{г2}}$ – теплосодержание газа, который подается и выводится из реактора, Дж/кг;

$N_{\text{гж}}$ – мощность, вводимая в реактор барботирующим газом или перемешивающим устройством, Вт;

$Q_{\text{пот}}$ – потери теплоты в окружающую среду, Вт, $Q_{\text{пот}} = (0,10 \div 0,15)Q_{\text{р}}$.

Теплосодержание жидкости $i_{ji} = c_{ji}t_{ji}$, где c_{ji} – удельная теплоемкость жидкости при температуре потока t_{ji} , Дж/(кг · К). Теплосодержание газа, содержащего пары жидкости,

$$i_{gi} = c_{gi}t_{gi} + r_{ji}x_i, \quad (2.10)$$

где c_{gi} – удельная теплоемкость газа при температуре t_{gi} , Дж/(кг · К);
 r_{ji} – удельная теплота испарения жидкости при температуре t_{gi} , Дж/кг;
 x_i – массовая доля испарившейся жидкости в газе при температуре t_{gi} .
 Содержание жидкости в газе можно рассчитать по формуле:

$$x_i = \frac{M_{ji}p_{hi}}{[M_g(p - p_{hi})]}, \quad (2.11)$$

где M_{ji} и M_g – молекулярные массы жидкости и газа, кг/кмоль;

p – абсолютное давление в аппарате, Па;

p_{hi} – упругость насыщенных паров жидкости при температуре t_{gi} , Па.

Мощность $N_{гж}$, диссипируемая в объеме жидкости при перемешивании ее барботирующим газом, определяется по формуле:

$$N_{гж} = \Delta p V_g, \quad (2.12)$$

где Δp – потеря давления в газе при прохождении его через слой газожидкостной смеси, Па;

V_g – расход барботирующего газа, м³/с.

Тепловой поток, подводимый к жидкости в период разогрева реактора

$$Q_F = (\sum m_i c_{mi} / \tau) (t_p - t_n) + G_g (i_{g2} - i_{g1}) - N_{гж} + Q_{пот}, \quad (2.13)$$

где m_i – масса реактора или заполняющей его жидкости, кг;

c_{mi} – удельная теплоемкость материала реактора (жидкости), Дж/(кг · К);

τ – длительность разогрева реактора, с;

t_p – температура реакции (конечная температура нагрева реактора), °С;

t_n – начальная температура нагрева реактора, °С.

Тепловой поток Q_F используется для расчета или поверхности теплообмена, или допустимого температурного напора Δt , что в дальнейшем рассмотрено конкретно для каждой конструкции газожидкостного реактора.

2.1. Газожидкостные реакторы-котлы

Для реакторов периодического действия (по жидкости) номинальный объем можно определить по упрощенной зависимости:

$$v_n = \frac{v_{ж}}{\varphi}, \quad (2.14)$$

где φ – коэффициент заполнения реактора жидкостью, $\varphi \approx 0,5$.

Номинальный объем реактора с непрерывным протоком жидкости:

$$v_n = \frac{v_{ж}}{1 - \varphi_g} + v_{сеп}, \quad (2.15)$$

где φ_g – газосодержание двухфазной системы;

$v_{сеп}$ – объем сепарационного пространства, располагаемого выше штуцера слива жидкости.

При предварительных расчетах реактора непрерывного действия величину v_H определяют по формуле (2.14).

Газосодержание двухфазной системы, образованной из маловязкой жидкости ($\mu_{ж} \leq 0,2 \text{ Па} \cdot \text{с}$) и перемешиваемой турбинной мешалкой в сосуде с перегородками, можно рассчитать по формуле:

$$\varphi_r = CA^a,$$

где $C = 0,0094$ и $a = 0,62$ при $A \leq 18$; $C = 0,026$ и $a = 0,26$ при $A > 18$;

$$A = \left(\frac{V_r \rho_{ж} n}{\sigma} \right)^{0,2 \ln \sqrt{d_m}} \left(\frac{H_{ж}}{D} \right)^{0,4}, \quad (2.16)$$

где V_r – расход газа, подаваемого в реактор, $\text{м}^3/\text{с}$;

$\rho_{ж}$ – плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$;

σ – поверхностное натяжение, $\text{Н}/\text{м}$;

d_m – диаметр мешалки, м ;

$H_{ж}$ – высота уровня жидкости в сосуде, м ;

D – диаметр сосуда, м .

Расход газа, пропускаемого через аппарат диаметра D ,

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4} \right) D^2 \omega_r, \quad (2.17)$$

где ω_r – допустимая приведенная скорость газа в реакторе, $\omega_r \leq 0,05 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Наиболее эффективное диспергирование газа достигается в сосуде с перегородками шестилопастной открытой турбинной мешалкой диаметром $d_m = D/4$. Частота вращения такой мешалки, обеспечивающая диспергирование всего количества подаваемого под нее газа, должна быть:

$$n \geq \frac{(1,7 \div 4) V_r}{d_m^3}.$$

Первичное диспергирование газа происходит при подаче его под мешалку из отверстий кольцевого барботера. При выборе размеров барботера, мешалки и их элементов можно ориентироваться на следующие соотношения: $h_m = 0,2 d_m$; $l_l = 0,25 d_m$; $D_{ср} = 6 d_{б. н}$; $D_{ср} = (1,2 \div 1,4) d_m$. Газораспределительные отверстия диаметром $d_o = 2 \div 5 \text{ мм}$ располагаются в плоскости угла α , обеспечивая подачу газа вниз и внутрь барботера.

Внутренний диаметр трубы барботера $d_{б. в}$, рассчитывается по скорости газа в ней $\omega_{б} = 25 \text{ м}/\text{с}$. Скорость газа в отверстиях барботера

$$\omega_o = 3,4 \sqrt{\frac{d_{б. в} \rho_{ж}}{\rho_r}}, \quad (2.18)$$

где $d_{б. в}$ – внутренний диаметр трубы барботера, м ;

$\rho_{ж}$ и ρ_r – плотности жидкости и газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Объемный коэффициент массопереноса в жидкой фазе соответственно рекомендациям, приведенным в работе [30], можно рассчитать (с^{-1}) по формуле:

$$\beta_{жv} = 3 \cdot 10^4 E^{0,64} \omega_r^{0,6} D_{ж}^{0,5}, \quad (2.19)$$

где E – мощность, диссипируемая в единице массы жидкости, Вт/кг;

ω_r – приведенная скорость газа в аппарате, м/с;

$D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии газа в жидкости, м²/с.

Диссипируемая мощность

$$E = \frac{N_{\text{гж}}}{v_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}},$$

где $N_{\text{гж}}$ – мощность, затрачиваемая на перемешивание газожидкостной смеси, Вт;

$v_{\text{ж}}$ – объем жидкости, находящейся в реакторе, м³.

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³.

Мощность, затрачиваемая на перемешивание газожидкостной смеси шестилопастной турбинной мешалкой, может быть рассчитана по следующим формулам:

$$\begin{cases} N_{\text{гж}} = N \left[1 - \frac{1,26 V_r}{n d_{\text{м}}^3} \right] \text{ при } \frac{V_r}{n d_{\text{м}}^3} \leq 0,35; \\ N_{\text{гж}} = N \left[0,62 - 0,185 \left(\frac{V_r}{n d_{\text{м}}^3} \right) \right] \text{ при } 0,35 < \frac{V_r}{n d_{\text{м}}^3} < 0,6, \end{cases} \quad (2.20)$$

где N – мощность, затрачиваемая на перемешивание однородной жидкости, рассчитывается по формуле (1.19).

Коэффициент теплоотдачи α от газожидкостной смеси, перемешиваемой шестилопастной турбинной мешалкой, к стенке сосуда, заключенного в рубашку, можно рассчитать по уравнению

$$Nu = \frac{\alpha D}{\lambda_{\text{ж}}} = 1,35 Re^{0,16} Pr_{\text{ж}}^{0,33} Fr^{-0,1}, \quad (2.21)$$

где $Re = \left(\frac{d_{\text{м}} \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} \right) (d_{\text{м}} n + 4 \omega_r)$; $Fr = \frac{n^2 d_{\text{м}}}{g}$.

Барботажная колонна

Диаметр барботажной колонны рассчитывается по формуле:

$$D = \sqrt{4 V_r / (\pi \omega_r)}, \quad (2.22)$$

где ω_r – расход барботирующего газа, м³/с.

ω_r – допускаемая приведенная скорость газа в колонне, $\omega_r < 0,1$ м/с.

Объем жидкости, находящейся в барботажной колонне

$$v_{\text{ж}} = v_{\text{н. б}} + \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) H_{\text{см}} \alpha (1 - \varphi_{\text{г. к}}), \quad (2.23)$$

где $v_{\text{н. б}}$ – объем части аппарата, расположенной ниже барботера, м³;

D – диаметр колонны, м;

$H_{\text{см}}$ – высота газожидкостного слоя в колонне (расстояние от барботера до верхнего сливного штуцера жидкости), м;

α – коэффициент, учитывающий заполнение объема колонны внутренними устройствами (змеевиками, теплообменными трубами и перегородками), $\alpha = (0,85 \div 0,85)$;

$\varphi_{\text{г. к}}$ – газосодержание системы.

Истинное объемное газосодержание системы в барботажной колонне (при барботаже газа через высокий слой маловязкой жидкости) можно рассчитать по формуле:

$$\varphi_{г.к} = 0,4 \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right)^{0,15} \left[\omega_{г}^4 \sqrt{\frac{\Delta \rho}{\sigma g}} \right]^{0,68}, \quad (2.24)$$

где $\rho_{г}$ – плотность газа, кг/м³,

$\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³, $\rho = \rho_{ж} - \rho_{г}$;

σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

$\omega_{г}$ – приведенная скорость газа, м/с.

Давление газа в барботере колонны

$$p_{б} = p_{сеп} + H_{см} \rho_{см} g + \Delta p_{б}, \quad (2.25)$$

где $p_{сеп}$ – давление в сепарационной части колонны, Па;

$H_{см}$ – высота слоя газожидкостной смеси, м;

$\rho_{см}$ – плотность газо-жидкостной смеси, определяемая с учетом газосодержания, кг/м³;

$\Delta p_{б}$ – потеря давления при истечении газа из отверстий барботера в жидкость, Па,

$$\Delta p_{б} = \zeta_0 \frac{\rho_{г} \omega_0^2}{2}, \quad (2.26)$$

где ζ_0 – коэффициент сопротивления односторонне затопленного отверстия (см. рис. 12);

ω_0 – скорость газа в отверстиях барботера, рассчитываемая по (9.73), м/с.

Коэффициент теплоотдачи α от газожидкостной смеси к стенке корпуса барботажной колонны или ее теплообменного элемента (вертикальной или горизонтальной трубы) может быть рассчитан по следующим формулам:

$$\begin{cases} Nu = 0,146 K_6^{0,25} Pr_{ж}^{0,33} & \text{при } K_6 \leq 18; \\ Nu = 0,3 Pr_{ж}^{0,33} & \text{при } K_6 > 18, \end{cases} \quad (2.27)$$

где $Nu = \left(\frac{\alpha}{\lambda_{ж}} \right) \left(\frac{v_{ж}^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}}$;

$$K_6 = \frac{\omega_{г}}{(v_{ж} g)^{\frac{1}{3}}};$$

$\omega_{г}$ – приведенная скорость газа в колонне, м/с.

Массоперенос реагирующего вещества от границы раздела фаз в объем жидкости в барботажной колонне описывается уравнением вида:

$$Sh_v = C Re^a Sc^{0,5} (1 - \varphi_{г.к}), \quad (2.28)$$

где Sh_v – критерий Шервуда, $Sc = \beta_{жv} l_k^2 / D_{ж}$;

Sc – критерий Шмидта, $Sc = v_{ж} / D_{ж}$;

$Re = \omega_{г} l_k / v_{ж}$,

где $\beta_{жv}$ – коэффициент массопереноса, отнесенный к объему жидкости, с⁻¹;

l_k – капиллярная постоянная газожидкостной системы, м,

$l_k = \sqrt{\sigma/\rho_{ж}g}$; $D_{ж}$ – коэффициент диффузии газа в жидкости, м²/с.

В уравнении (2.28) $C = 0,02$; $a = 1,25$ при $Re \leq 100$; $C = 0,275$; $a = 0,7$ при $Re > 100$.

Кожухотрубчатый газлифтный реактор

Количество труб в кожухотрубчатом реакторе

$$n = n_{б} + n_{ц}, \quad (2.29)$$

где $n_{б}$ и $n_{ц}$ – количество барботажных и циркуляционных труб.

Наибольшая кратность циркуляции жидкости в аппарате достигается при $\Gamma = \frac{n_{б}}{n_{ц}} = 1$. Количество барботажных труб рассчитывается, исходя из расхода барботирующего газа $V_{г}$, как

$$n_{б} = \frac{4V_{г}}{\pi d^2 \omega_{г}}, \quad (2.30)$$

где d – внутренний диаметр барботажной трубы.

Приведенную скорость газа $\omega_{г}$ в барботажных трубах реактора принимают (м/с) из условия

$$\omega_{г}p = 0,1 \div 0,2, \quad (2.31)$$

где p – абсолютное давление в аппарате, МПа.

Диаметр кожуха реактора D выбирается из таблицы 3 в зависимости от числа труб n . Объем жидкости, находящейся в трубном пространстве реактора

$$v_{ж} = v_{н. б} + n \left(\frac{\pi d^2}{4} \right) H (1 - \varphi_{г. т}) + \left(\frac{\pi d^2}{4} \right) h_2 (1 - \varphi_{г. к}), \quad (2.32)$$

где $v_{н.б}$ – объем части аппарата, расположенный ниже газо-распределителя (ниже газового слоя), м³;

H – высота труб, м;

$\varphi_{г. т}$ – газосодержание в барботажных и циркуляционных трубах реактора;

$\varphi_{г. к}$ – газосодержание системы над трубной решеткой, рассчитываемое по (9.79);

h_2 – высота газожидкостного слоя над верхней трубной решеткой, м, $h_2 = (0,2 \div 0,3)D$.

Для расчета газосодержания в барботажных трубах применимо уравнение:

$$\varphi_{г. т} = \frac{\omega_{г}}{\omega_{г} + \omega_{ж} + k u_{п}}, \quad (2.33)$$

где k – коэффициент дрейфовой скорости газового пузыря, $k = 1,4 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}} \right)^{0,2}$;

$u_{п}$ – скорость нестесненного подъема газового пузыря, м/с.

В трубах диаметром более 30 мм можно принять:

$$u_{п} = 1,5 \left(\frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_{ж}^2} \right)^{0,25}, \quad (2.34)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м²;

$\Delta \rho$ – разность плотностей жидкости и газа, кг/м³, $\Delta \rho = \rho_{ж} - \rho_{г}$.

Для расчета приведенной скорости жидкости, циркулирующей в трубах реактора, можно воспользоваться выражением:

$$\omega_{\text{ж}} = \left[\frac{2gH\Delta\rho\varphi_{\text{г.т}}}{\zeta_{\text{ц}}\rho_{\text{ж}}} \right]^{0,5}, \quad (2.35)$$

где $\zeta_{\text{ц}}$ – коэффициент сопротивления циркуляционного контура

$$\zeta_{\text{ц}} = \left(1,5 + \lambda_{\text{тр}} \frac{H}{d} \right) \Gamma^2 + 2 + \frac{1}{(1-\varphi_{\text{г.т}})^2} + \frac{\lambda_{\text{тр}} H}{(1-\varphi_{\text{г.т}})^{1,75} d}, \quad (2.36)$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент гидравлического трения при течении газожидкостной смеси в трубах.

В газлифтном кожухотрубчатом реакторе газораспределителем являются отверстия в концах барботажных труб, выведенных под нижнюю трубную решетку. Диаметр этих отверстий рассчитывается по скорости газа в них:

$$\omega_0 = 0,74 \sqrt{\frac{2g\Delta\rho h}{\zeta_0\rho_{\text{г}}} + \frac{\zeta_{\text{вх}}}{\zeta_0} \frac{\rho_{\text{ж}}\omega_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (2.37)$$

где h – расчетная высота газового слоя, образующегося под трубной решеткой, м, $h = (2,0 \div 2,5)d$, м;

$\omega_{\text{ж}}$ – скорость жидкости в барботажных трубах, м/с;

ζ_0 – коэффициент сопротивления односторонне затопленного отверстия (рис. 12);

$\zeta_{\text{вх}}$ – коэффициент сопротивления при входе жидкости в барботажную трубу (рис. 13).

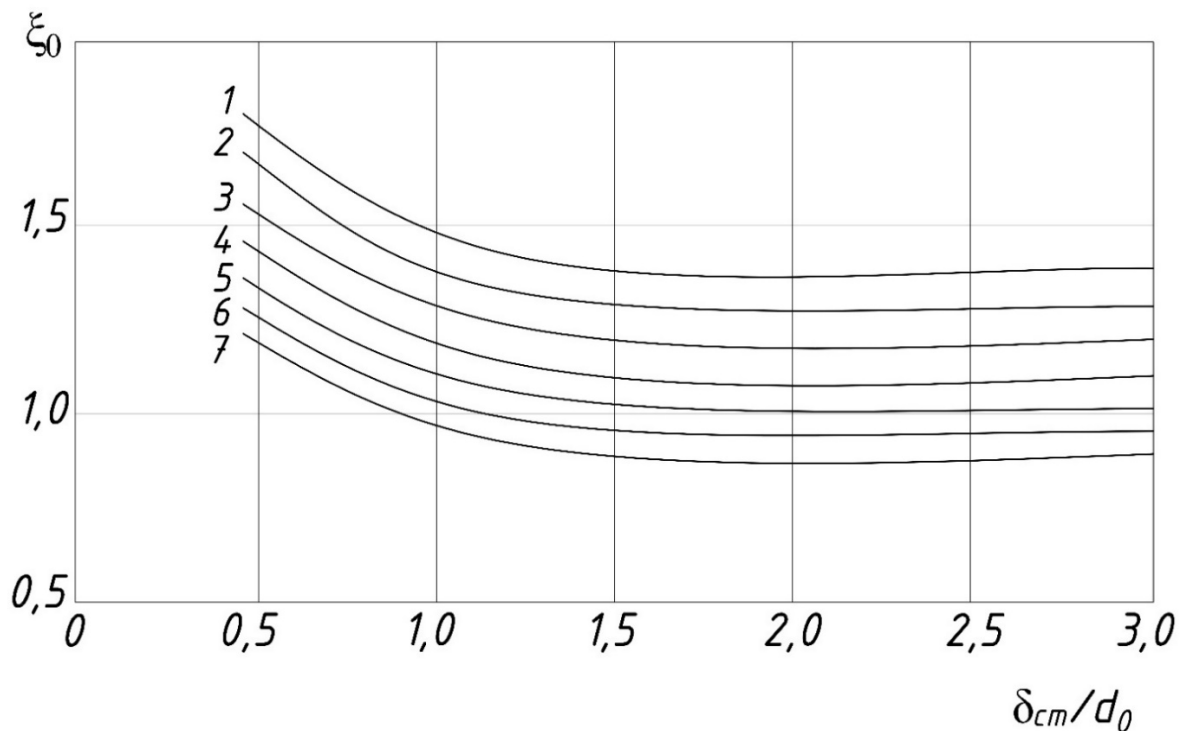


Рисунок 12. Коэффициент сопротивления односторонне затопленного отверстия при поверхностном натяжении жидкости σ , Н/м:

1 – 0,002; 2 – 0,03; 3 – 0,04; 4 – 0,05; 5 – 0,06; 6 – 0,07; 7 – 0,08

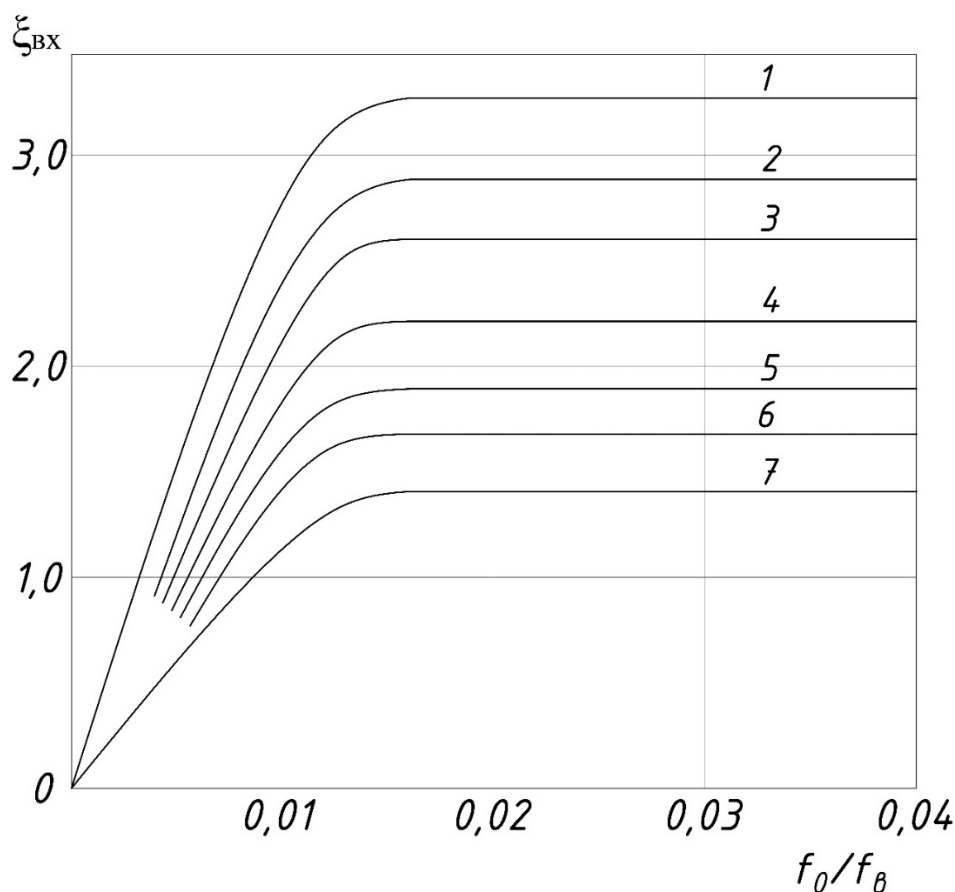


Рисунок 13. Коэффициент сопротивления входу жидкости в барботажную трубу при поверхностных натяжениях σ , Н/м:
 1 – 0,002; 2 – 0,03; 3 – 0,04; 4 – 0,05; 5 – 0,06; 6 – 0,07; 7 – 0,08

Давление газа в газовом слое под нижней трубной решеткой реактора, определяющее его сопротивление, можно рассчитать по формуле:

$$p_{\text{сл}} = p_{\text{сеп}} + (H + h_2)\rho_{\text{см}}g + h\rho_{\text{ж}}g, \quad (2.38)$$

где $\rho_{\text{см}}$ – газосодержание системы в барботажных трубах реактора;

h – высота газового слоя, м.

Площадь теплопередающей поверхности кожухотрубчатого газлифтного реактора при $n_6 = n_{\text{ц}}$ следует рассчитывать по формуле:

$$F = 2Q_F / [\Delta t_{\text{ср}}(K_6 + K_{\text{ц}})], \quad (2.39)$$

где Q_F – тепловой поток, определяемый по (9.62), Вт;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур, °С;

K_6 и $K_{\text{ц}}$ – коэффициенты теплопередачи для барботажных и циркуляционных труб, Вт/(м²·К).

Коэффициенты K_6 и $K_{\text{ц}}$ должны рассчитываться отдельно, так как внутри барботажных и циркуляционных труб различная гидродинамическая обстановка. Коэффициент теплоотдачи от движущейся газожидкостной смеси в трубе к ее стенке можно рассчитать по уравнению:

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda_{\text{ж}}} = 0,186 Re^{0,95} Pr_{\text{ж}}^{0,33}, \quad (2.40)$$

где Re – критерий Рейнольдса, определяемый динамической скоростью в газожидкостной смеси, $Re = \frac{u_* d}{2\nu_{\text{ж}}}$

$$u_* = \left[\left(\frac{\tau_0}{\rho_{\text{ж}}} \right)^2 + 13\nu_{\text{ж}} g u_{\text{от}} \varphi_{\text{г.т}} \cdot (1 - \varphi_{\text{г.т}})^2 \right]^{0,25}, \quad (2.41)$$

где τ_0 – касательное напряжение при течении газожидкостной смеси в трубе, Па;

$\nu_{\text{ж}}$ – кинематический коэффициент вязкости жидкости, м²/с;

$u_{\text{от}}$ – относительная скорость движения газовой фазы в трубе, м/с.

Касательное напряжение в барботажных трубах:

$$\tau_0 = \left(\frac{\lambda_{\text{тр}}}{8} \right) \left[\frac{\rho_{\text{ж}} \omega_{\text{ж}}^2}{(1 - \varphi_{\text{г.т}})^{1,75}} \right], \quad (2.42)$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент трения газожидкостной смеси.

Относительная скорость газа зависит от направленности движения газожидкостной смеси. При восходящем ее движении (в барботажных трубах реактора):

$$u_{\text{от}} = \omega_{\text{г}} / \varphi_{\text{г.т}} - \frac{\omega_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{г.т}}}, \quad (2.43)$$

При нисходящем движении газожидкостной смеси в циркуляционных трубах (с учетом захвата в них газовых пузырей)

$$u_{\text{от}} = u_{\text{п}} + \frac{\omega_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{г.т}}}, \quad (2.44)$$

где $u_{\text{п}}$ – скорость подъема газового пузыря, м/с:

$\varphi_{\text{г.т}}$ – газосодержание в циркуляционных трубах.

Газосодержание в циркуляционных трубах кожухотрубчатого газлифтного реактора для систем по свойствам, близким к системе вода–воздух, можно определить по формуле:

$$\varphi_{\text{г.т}} = 3,5 \varphi_{\text{г.т}} \left(\frac{d}{t} \right)^2 (\omega_{\text{ж}} - u_{\text{п}}), \quad (2.45)$$

где $\varphi_{\text{г.т}}$ – содержание в барботажной трубе;

d – диаметр барботажных труб;

t – шаг размещения труб;

$\omega_{\text{ж}}$ – приведенная скорость жидкости в циркуляционной трубе;

$u_{\text{п}}$ – скорость подъема газовых пузырей, м/с.

Для газлифтных реакторов, характеристики которых даны в таблице 3, отношение $\frac{d}{t} = 0,7$.

Массоперенос реагирующего вещества от границы раздела фаз в объем жидкости в газлифтных аппаратах с диаметрами барботажных труб $d = 0,04 \div 0,15$ м характеризуется следующим уравнением:

$$Sh_v = 3,85 \cdot 10^{-4} Re^{1,2} Sc^{0,5} \left(\frac{d}{l_k} \right)^{0,5}, \quad (2.46)$$

где $\beta_{жv}$ – коэффициент массопереноса, отнесенный к объему жидкости, находящейся в барботажной трубе, c^{-1} ;

ω_r – приведенная скорость газа в барботажной трубе, m/c .

2.2. Пример расчета реактора-котла для системы газ–жидкость

Рассчитать количество кислорода, растворяемого в культуральной жидкости при температуре $t = 35^\circ C$ и избыточном давлении $p_{изб} = 0,05$ МПа. В качестве ферментатора принят сосуд с перегородками и с открытой турбинной мешалкой. Проток культуральной жидкости составляет $G = 500$ кг/ч; время пребывания ее в аппарате $\tau = 4$ ч.

Решение

Учитывая малые концентрации питательных солей и биомассы в культуральной жидкости, примем для дальнейшего расчета ее физико-химические свойства по воде при температуре $t = 35^\circ C$:

$$\rho_{ж} = 1000 \frac{кг}{м^3}; \mu_{ж} = 7,5 \cdot 10^{-4} Па \cdot c.$$

Объем жидкости в ферментаторе

$$v_{ж} = \frac{G\tau}{\rho_{ж}} = 500 \cdot \frac{4}{1000} = 2 м^3.$$

Примем предварительно коэффициент заполнения аппарата $\varphi = 0,5$, тогда его номинальный объем, согласно (9.67)

$$v_n = \frac{2}{0,5} = 4 м^3.$$

Выбираем аппарат диаметром $D = 1,6$ м [4]. Высота уровня жидкости $H_{ж} = 0,11$ м. Диаметр мешалки принимаем $d_m = \frac{D}{4} = \frac{1,6}{4} = 0,4$ м.

Приняв приведенную скорость воздуха в аппарате $\omega_{ж} = 0,04 \frac{м}{c}$, получим его расход:

$$V_r = \left(\frac{3,14}{4} \right) \cdot 1,6^2 \cdot 0,04 = 0,08 \frac{м^3}{c}.$$

Диаметр трубы барботера при скорости газа в ней $\omega_6 = 25 \frac{м}{c}$ будет

$$d_{6. в} = \sqrt{\frac{4V_r}{\pi \omega_6}} = \sqrt{\frac{0,08}{0,785 \cdot 25}} = 0,064 м.$$

Средний диаметр барботера:

$$D_{cp} = 1,75 d_m = 1,75 \cdot 400 = 700 мм.$$

Плотность воздуха при температуре $t = 35^\circ\text{C}$ и абсолютном давлении

$$p = 0,1 + p_{\text{изб}} + H_{\text{ж}}\rho_{\text{ж}}g \cdot 10^{-6} = 0,1 + 0,05 + 1 \cdot 1000 \cdot 9,81 \cdot 10^{-6} \\ = 0,161 \text{ МПа}$$

$$\text{будет } \rho_{\text{г}} = \frac{\rho_0 p T_0}{p_0 T} = 1,29 \cdot \frac{0,161 \cdot 273}{0,1 \cdot 308} = 1,84 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Скорость газа в отверстиях барботера по (2.18)

$$\omega_6 = 3,4 \sqrt{\frac{0,064 \cdot 1000}{1,84}} = 20 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Примем диаметр отверстий в барботере $d_0 = 5 \text{ мм}$, тогда общее их количество будет:

$$z_0 = \frac{4V_{\text{г}}}{\pi d_0^2 \omega_0} = \frac{0,08}{0,785 \cdot 0,005^2 \cdot 20} = 204.$$

Если все отверстия разместить на окружности диаметра $D_{\text{ср}}$ в два ряда (см. рис. 14), то шаг их расположения будет

$$t = \frac{\pi D_{\text{ср}}^2}{z_0} = 3,14 \cdot 700 \cdot \frac{2}{204} = 21,5 \text{ мм}.$$

Шаг размещения отверстий в этом ряду $t_2 = 3,14 \cdot \frac{370}{102} = 11,4 \text{ мм}$.

Для расчета количества поглощаемого жидкостью кислорода найдем по (2.18) частоту вращения мешалки $n = 4 \cdot \frac{0,08}{0,4^3} = 5 \text{ с}^{-1}$.

Значение критерия Рейнольдса при перемешивании жидкости

$$Re_{\text{цб}} = \frac{n d_{\text{м}}^2 \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} = 5 \cdot 0,4^2 \cdot \frac{1000}{0,00075} = 108 \cdot 10^4.$$

Соответственно этому значению $Re_{\text{цб}}$ из рисунка 9.3 в учебном пособии [4] находим для турбинной мешалки в сосуде с перегородками $K_N = 6,7$.

Мощность, затрачиваемая на перемешивание гомогенной жидкости, по (1.19):

$$N = 6,7 \cdot 1000 \cdot 5^3 \cdot 0,4^5 = 8540 \text{ Вт}.$$

Согласно (2.27) мощность, затрачиваемая на перемешивание газожидкостной смеси при $\frac{V_{\text{г}}}{n d_{\text{м}}^3} = 0,25$

$$N_{\text{гж}} = 8540 \left[1 - 1,26 \cdot \frac{0,08}{(5 \cdot 0,4^3)} \right] = 5850 \text{ Вт},$$

а диссипация мощности:

$$E = \frac{5850}{2 \cdot 1000} = 2,9 \frac{\text{Вт}}{\text{кг}}.$$

Коэффициент диффузии кислорода в воде при $t = 35^\circ\text{C}$ в соответствии с данными таблицы 4

$$D_{\text{ж}} = 2,1 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02 \cdot 0,00075^{0,5} (35 - 20)] = 2,12 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Объемный коэффициент массопереноса в жидкой фазе по формуле (2.26)

$$\beta_{\text{жв}} = 3 \cdot 10^4 \cdot 2,9^{0,64} \cdot 0,04^{0,6} (2,12 \cdot 10^{-9})^{0,5} = 0,36 \text{ с}^{-1}.$$

Абсолютное давление в аппарате на половине высоты уровня жидкости

$$H_{\text{ж}} = 1,11 \text{ м}$$

$$p = p_{\text{изб}} + \frac{H_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} g}{2 \cdot 10^6} = 0,1 + 0,05 + \frac{1,11 \cdot 1000 \cdot 9,81}{2 \cdot 10^6} = 0,1554 \text{ МПа}.$$

Равновесная концентрация кислорода на границе раздела фаз согласно (2.3) при его концентрации в воздухе $y = 0,2$ и величине $m = 5180$, принятой по табл. 9.8 [4]:

$$x^* = 0,2 \cdot 0,1554 \cdot \frac{1000}{5180 \cdot 18} = 3,3 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}.$$

Количество кислорода, поглощенного культуральной жидкостью (водой), по (2.2)

$$G = 0,39 \cdot 2 \cdot 3,3 \cdot 10^{-4} = 2,57 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} = 29,7 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

2.3. Пример расчета барботажного колонного реактора

Подобрать барботажный реактор непрерывного действия для каталитического окисления углеводородов со средней молекулярной массой $M = 86 \text{ кг/моль}$.

Производительность реактора по жидкости $V_{\text{ж}} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$. Расход воздуха, приведенный к нормальным условиям ($p_0 = 0,1 \text{ МПа}$, $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$), составляет $V_{\text{г}} = 600 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура реакции $t_{\text{р}} = 92 \text{ }^\circ\text{C}$, давление $p = 0,2 \text{ МПа}$, время реакции до требуемой степени превращения $\tau_{\text{р}} = 2,8 \text{ ч}$. Реакция экзотермическая, теплота реакции $q_{\text{р}} = 7,35 \cdot 10^5 \text{ Дж}$ при окислении 1 кг сырья. Температура хладагента должна быть не ниже $50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Решение

Теплофизические свойства рабочей жидкости в колонне при температуре $t_{\text{р}} = 92 \text{ }^\circ\text{C}$: плотность $\rho_{\text{ж}} = 870 \text{ кг/м}^3$; вязкость $\mu_{\text{ж}} = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; поверхностное натяжение $\sigma = 21 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$; удельная теплоемкость $c_{\text{ж}} = 1,9 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$; теплопроводность $\lambda_{\text{ж}} = 0,125 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$; удельная теплота испарения жидкости $r_{\text{и}} = 4,2 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг}$.

Тепловой поток реакции:

$$Q_{\text{р}} = q_{\text{р}} V_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} = q_{\text{р}} G_{\text{ж}} = 7,35 \cdot 10^5 \cdot 5 \cdot \frac{570}{3600} = 7,35 \cdot 10^5 \cdot 1,2 = 8,9 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

Для отвода теплоты реакции используем воду (конденсат) с начальной температурой $\theta_1 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$, нагреваемую в реакторе до температуры $\theta_2 = 75 \text{ }^\circ\text{C}$. В этом случае средний температурный напор при $\Delta t_1 = 92 - 50 = 42 \text{ }^\circ\text{C}$ и $\Delta t_2 = 92 - 75 = 17 \text{ }^\circ\text{C}$ составит:

$$\Delta t_{cp} = \frac{42 - 17}{\ln\left(\frac{42}{17}\right)} = 27,8 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Примем предварительно общий коэффициент теплопередачи

$$K = 270 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Полагая при предварительном расчете равенство в (2.9) тепловых потоков Q_p и Q_F , получим ориентировочную площадь поверхности теплообмена в реакторе:

$$F = 8,9 \cdot \frac{10^5}{270 \cdot 27,8} = 120 \text{ м}^2.$$

Объем жидкости в реакторе должен быть:

$$v_{ж} = V_{ж} \tau_p = 5 \cdot 2,8 = 14 \text{ м}^3.$$

Приняв предварительно среднее газосодержание в аппарате $\varphi_r = 0,15$, найдем по (2.6) его рабочий объем (объем газожидкостной смеси)

$$v_{см} = \frac{v_{ж}}{1 - \varphi_r} = \frac{14}{1 - 0,15} = 16,5 \text{ м}^3.$$

Удельная теплообменная поверхность аппарата

$$F_{уд} = \frac{F}{v_{см}} = \frac{120}{16,5} = 7,3 \text{ м}^{-1},$$

что менее 10 м^{-1} , следовательно, в качестве реактора можно взять барботажную колонну.

При гидравлическом расчете барботажной колонны примем приведенную скорость газа $\omega_r = 0,05 \frac{\text{м}}{\text{с}}$. Тогда при расходе газа, приведенном к рабочим условиям:

$$V_r = V_{r0} \frac{T_p p_0}{T_0 p_p} = \frac{600}{3600} \frac{273+92}{273+20} \frac{0,1}{0,2} = 0,104 \text{ м}^3/\text{с},$$

получим внутренний диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{0,104}{0,785 \cdot 0,05}} = 1,63 \text{ м}.$$

Примем диаметр колонны $D = 1,6 \text{ м}$. Действительная скорость газа в колонне составит:

$$\omega_r = \frac{0,104}{0,785 \cdot 1,6^2} = 0,052 \text{ м/с}.$$

При плотности воздуха при рабочих условиях:

$$\rho_r = \rho_{r0} \frac{T_0 \rho_p}{T_p \rho_0} = 1,2 \frac{273 + 20}{273 + 92} \frac{0,2}{0,1} = 1,93 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Объемное газосодержание системы в колонне по (2.24) будет:

$$\varphi_r = 0,4 \left(\frac{1,93}{870} \right)^{0,15} (0,052)^4 \sqrt{\frac{870 - 1,93}{21 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81}}^{0,68} = 0,09.$$

Для расчета высоты газожидкостной смеси в колонне примем объем части аппарата, расположенной ниже барботера:

$$v_{н. б} = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) h_{ц} + v_{дн} = \left(3,14 \cdot \frac{1,6^2}{4} \right) 0,1 + 0,59 = 0,79 \text{ м}^3,$$

где $h_{ц}$ – расстояние от барботера до днища колонны, $h_{ц} = 0,1$ м;

$v_{дн}$ – объем днища, $v_{дн} = 0,59 \text{ м}^3$ [4].

Высота газожидкостной смеси в соответствии с (9.78):

$$H_{см} = \frac{(v_{ж} - v_{дн})4}{[\pi D^2 \alpha (1 - \varphi_r)]} = \frac{(14 - 0,79)4}{[3,14 \cdot 1,6^2 \cdot 0,9(1 - 0,09)]} = 8 \text{ м}^3.$$

Общая высота колонны:

$$H_k = H_{см} + h_{ц} + H_{сеп} + 2h_{дн} = 8 + 0,1 + 0,8 + 2 \cdot 0,44 = 9,78 \text{ м},$$

где $H_{сеп}$ – высота сепарационной части колонны, $H_{сеп} = 0,8$ м ;

$h_{дн}$ – высота днища, $h_{дн} = 0,4 + 0,04 = 0,44$ [4].

Окончательно примем высоту колонны $H_k = 10$ м.

В качестве барботера примем газораспределитель, изображенный на рисунке 14. Задавшись скоростью воздуха в трубах барботера $\omega_6 = 25$ м/с, найдем внутренний диаметр его центральной трубы:

$$d_6 = \sqrt{4V_r / (\pi \omega_6)} = \sqrt{4 \cdot 0,104 / (3,14 \cdot 25)} = 0,073 \text{ м}.$$

$$\omega_0 = 3,4 \sqrt{0,076 \cdot 870 / 1,93} = 20 \text{ м/с}.$$

$$z_0 = \frac{4V_r}{\pi d_0^2 \omega_0} = 4 \cdot \frac{0,104}{3,14 \cdot 0,01^2 \cdot 20} = 64.$$

$$p_6 = 10^5 + 8 \cdot 870(1 - 0,09)9,8 + 1,9 \left[1,93 \cdot \frac{20^2}{2} \right] = 1,62 \cdot 10^5 \text{ Па}.$$

$$i_{ж2} = c_{ж} t_p = 1,9 \cdot 10^3 \cdot 92 = 1,75 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

$$i_{г1} = c_{г} t_H = 10^3 \cdot 25 = 0,25 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

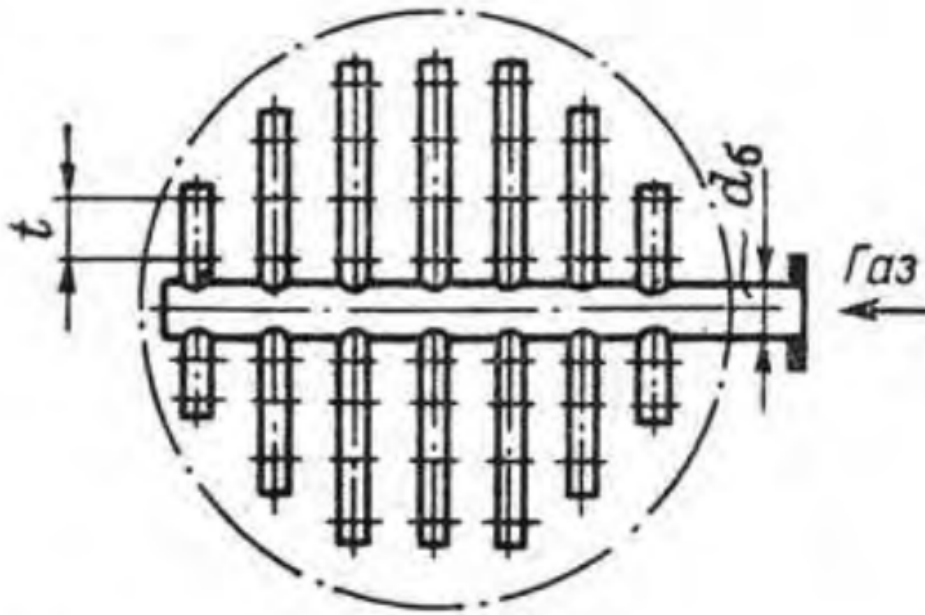


Рисунок 14. Газораспределитель барботажной колонны

Принимаем трубу диаметром $83 \times 3,5$.

Скорость газа в отверстиях барботера по (2.19):

$$\omega_0 = 3,4 \sqrt{0,076 \cdot 870 / 1,93} = 20 \text{ м/с.}$$

Примем диаметр отверстий в барботере $d_0 = 10 \text{ мм}$, тогда необходимое количество отверстий будет:

$$z_0 = \frac{4V_r}{\pi d_0^2 \omega_0} = 4 \cdot \frac{0,104}{3,14 \cdot 0,01^2 \cdot 20} = 64.$$

Это количество отверстий можно разместить на боковых патрубках барботера (рис. 14) с шагом $t = 0,2 \text{ м}$.

Давление газа в барботере при давлении в сепарационной части аппарата $p_{\text{сеп}} = 0,1 \text{ МПа}$ согласно (2.25) будет:

$$p_6 = 10^5 + 8 \cdot 870(1 - 0,09)9,8 + 1,9 \left[1,93 \cdot \frac{20^2}{2} \right] = 1,62 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Сравнение значений, составляющих p_6 , показывает, что при практических расчетах величиной Δp_6 можно пренебречь.

Для *теплового расчета* барботажной колонны найдем составляющие уравнения (2.9) теплового баланса колонны.

Теплосодержание жидкости, подаваемой в аппарат с начальной температурой $t_n = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, $i_{ж1} = c_{ж} t_n = 1,9 \cdot 10^3 \cdot 25 = 0,47 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$.

Теплосодержание жидкости, уходящей из аппарата:

$$i_{ж2} = c_{ж} t_p = 1,9 \cdot 10^3 \cdot 92 = 1,75 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

Теплосодержание воздуха, поступающего в колонну при температуре 25 °С и не несущего в себе паров реакционной жидкости:

$$i_{r1} = c_r t_n = 10^3 \cdot 25 = 0,25 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}},$$

где c_r – удельная теплоемкость воздуха, $c_r = 10^3$ Дж/(кг · К) [4].

Содержание паров жидкости в воздухе, выходящем из колонны при давлении насыщенных паров $p_n = 0,53 \cdot 10^5$ Па, согласно (2.11):

$$x_2 = \frac{86}{29} \frac{0,53 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^5 - 0,53 \cdot 10^5} = 3,7 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Теплосодержание воздуха, выходящего из колонны, по (2.10):

$$i_{r2} = 10^3 \cdot 92 + 4,2 \cdot 10^4 \cdot 3,7 = 2,47 \cdot 10^5 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

Мощность, диссипируемая в объеме жидкости, по (2.12):

$$N = 1,62 \cdot 10^5 \cdot 0,104 = 0,17 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

Поток тепловых потерь примем $Q_{\text{пот}} = 0,10Q_p = 0,1 \cdot 8,9 \cdot 10^5 = 0,89 \cdot 10^5 \text{ Вт}$.

При этих данных согласно (2.9) необходимо отвести через теплообменную поверхность тепловой поток:

$$Q_F = 8,9 \cdot 10^5 + 1,2 \cdot 0,47 \cdot 10^5 + 0,104 \cdot 1,93 \cdot 0,25 \cdot 10^5 + 0,17 \cdot 10^5 - 1,2 \cdot 1,75 \cdot 10^5 - 0,104 \cdot 1,93 \cdot 2,47 \cdot 10^5 - 0,89 \cdot 10^5 = 6,21 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

Рассчитаем тепловой поток, который можно отвести через стенки колонны, заключенные в рубашку.

Для газожидкостной смеси в колонне имеем значения:

$$Pr_{\text{ж}} = \frac{c_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}}{\lambda_{\text{ж}}} = 1,9 \cdot 10^3 \cdot 2,35 \cdot \frac{10^{-4}}{0,125} = 3,6;$$

$$K_6 = \frac{\omega_r \rho_{\text{ж}}^{\frac{1}{3}}}{(\mu_{\text{ж}} g)^{\frac{1}{3}}} = 0,052 \cdot \frac{870^{0,33}}{(2,35 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81)^{0,33}} = 3,76.$$

При этих данных в соответствии с (2.27)

$$Nu = 0,146 \cdot 3,76^{0,25} \cdot 3,6^{0,33} = 0,311.$$

Коэффициент теплоотдачи от газожидкостной смеси к стенке теплообменного элемента:

$$\alpha_1 = Nu \lambda_{\text{ж}} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}^2 g}{\mu_{\text{ж}}^2} \right)^{1/3} = 0,311 \cdot 0,125 \left[870^2 \cdot \frac{9,8}{2,35^2 \cdot 10^{-8}} \right]^{0,33} = 1970 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Примем в соответствии с рекомендациями [4] термические сопротивления загрязнений: со стороны реакционной жидкости $r_{31} = 2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$; со стороны воды (конденсата) $r_{32} = 0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \frac{\text{К}}{\text{Вт}}$.

Толщина стенки колонны [4] $\delta_{\text{ст}} = 0,005$ м, теплопроводность стенки $\lambda_{\text{ст}} = 17 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$. Общее термическое сопротивление стенки:

$$\sum r_{\text{ст}} = 2 \cdot 10^{-4} + \frac{0,005}{17} + 0,4 \cdot 10^{-4} = 5,4 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Для расчета коэффициента теплоотдачи к воде, подаваемой в рубашку колонны, воспользуемся условиями свободной конвекции жидкости и соответственно уравнениями (1.12) и (1.13).

Согласно уравнению (1.12) при

$$\theta_{\text{ср}} = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2} = \frac{75 + 50}{2} = 62,5$$

и четырехсекционной рубашке с высотой каждой секции $H_p = 2$ м получим:

$$GrPr = \frac{2^3}{(t_{\text{ст}2} - 62,5)70} \cdot 10^9 = 59 \cdot 10^{10} (t_{\text{ст}2} - 62,5).$$

Согласно (9.51) при теплопроводности воды ($\lambda_{\text{в}} = 0,66 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$):

$$\alpha_2 = 0,15 \cdot [56 \cdot 10^{10} (t_{\text{ст}2} - 62,5)]^{0,33} \cdot \frac{0,66}{2} = 408 (t_{\text{ст}2} - 62,5)^{0,33}.$$

Поскольку коэффициент теплоотдачи α_2 зависит от $t_{\text{ст}2}$, проведем тепловой расчет методом подбора температуры стенки, сводя результаты расчета в таблицу 5.

Средний удельный тепловой поток через стенку колонны, заключенную в рубашку, согласно данным, приведенным в таблице 4,

$$q_{\text{ср}} = \frac{q_1 + q_2}{2} = \frac{9830 + 9700}{2} = 9760 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}.$$

Площадь поверхности стенок колонны, заключенных в рубашку:

$$F_p = \pi D H = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 8 = 40 \text{ м}^2.$$

Тепловой поток, который можно отвести через стенки колонны:

$$Q_{Fp} = q_{\text{ср}} F_p = 9760 \cdot 40 = 3,9 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

Через дополнительные теплообменные устройства (змеевики) необходимо отвести тепловой поток

$$Q_{F3} = Q_F - Q_{Fp} = 6,21 \cdot 10^5 - 3,9 \cdot 10^5 = 2,31 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

В качестве дополнительного теплообменного элемента примем цилиндрический змеевик, выполненный из трубы диаметром $57 \times 3,5$ со средним диаметром витка $D_{\text{в}} = 1,4$ м.

Таблица 5. Расчет удельного теплового потока в барботажной колонне

$t_{\text{сл}1}$	$\Delta t_1 = t_p = t_{\text{ст}1}$	$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1 = 1970 \Delta t_1$	$\Delta t_{\text{ст}} = \sum r_3 q_1 = 5,4 \cdot 10^{-6} q_1$	$t_{\text{ст}2} = t_{\text{ст}} = \Delta t_{\text{ст}}$	$\Delta t_2 = t_{\text{ст}2} - \theta_{\text{ср}} = t_{\text{ст}2} - 62,5$	$\alpha_2 = 408 t_2^{0,33}$	$q_2 = \alpha_2 \Delta t_2$
85	7	13600	7,3	77,7	15,2	470	7200
87	5	9830	5,3	81,7	19,2	505	9700

Расход воды в змеевике должен быть:

$$G_{\text{в.з}} = \frac{Q_{F3}}{[c_{\text{в}}(\theta_1 - \theta_2)]} = 2,31 \cdot \frac{10^5}{[4190(75 - 50)]} = 2,2 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Скорость воды в змеевике будет:

$$\omega_3 = \frac{4G_{\text{в.з}}}{\rho_{\text{в}} \pi d_{\text{в}}^2} = 4 \cdot \frac{2,2}{1000 \cdot 3,14 \cdot 0,05^2} = 1,12 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Значения критериев Рейнольдса и Прандтля для воды в змеевике при ее средней температуре $\theta_{\text{ср}} = 62,5$ °С:

$$Re = \frac{\omega_3 d_{\text{в}} \rho_{\text{в}}}{\mu_{\text{в}}} = 1,12 \cdot 0,05 \cdot 1000(0,47 \cdot 10^{-3}) = 119\,150;$$

$$Pr = \frac{c_{\text{в}} \mu_{\text{в}}}{\lambda_{\text{в}}} = 4190 \cdot 0,47 \cdot \frac{10^{-3}}{0,66} = 3.$$

Теплоотдачу от стенки трубы змеевика к воде можно рассчитать с учетом коэффициента кривизны канала $\varepsilon_3 = 1 + \frac{3,54 d_{\text{в}}}{D_{\text{в}}} = 1 + 3,54 \cdot \frac{0,05}{1,4} = 1,13$, т.е.

$$Nu = 0,021 \cdot 1,13 \cdot 119150^{0,8} \cdot 3^{0,43} = 437.$$

Коэффициент теплоотдачи к воде:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \lambda_{\text{в}}}{d_{\text{в}}} = 437 \cdot \frac{0,66}{0,05} = 5760 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи от газожидкостной смеси к воде при суммарном термическом сопротивлении загрязненной стенки $\sum r_3 = 5,4 \cdot 10^{-5}$ [4] будет:

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{1970} + 5,4 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{5760}} = 820 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Расчетная площадь теплообменной поверхности змеевика:

$$F_3 = \frac{Q_{F3}}{K_3 \Delta t_{\text{ср}}} = 2,31 \cdot \frac{10^5}{820 \cdot 27,6} = 10,2 \text{ м}^2.$$

Общая расчетная площадь теплообменной поверхности колонны:

$$F = F_p + F_3 = 40 + 10,2 = 50,2 \text{ м}^2.$$

Принимая запас поверхности теплообмена за 15 %, получим ее площадь $F = 1,15 \cdot 50,2 = 58 \text{ м}^2$.

Действительная площадь поверхности змеевика должна быть $F_3 = 58 - 40 = 18 \text{ м}^2$. В этом случае длина трубы змеевика

$$L_3 = \frac{F_3}{\pi d_{\text{н}}} = \frac{18}{3,14 \cdot 0,057} = 100 \text{ м},$$

количество витков в змеевике

$$n_{\text{в}} = \frac{L_3}{\pi D_{\text{в}}} = 100 / (3,14 \cdot 1,4),$$

а высота змеевика при шаге расположения труб $t_3 = 80 \text{ мм}$ $H_3 = n_{\text{в}} t_3 = 23 \cdot 0,08 = 1,84 \text{ м}$.

Змеевик следует разместить в нижней части колонны. При подаче в змеевик пара он должен быть использован для нагревания колонны и реакционной жидкости в период пуска аппарата.

При расчете массообмена в барботажной колонне следует принять

$$Re = \frac{\omega_{\Gamma} l_{\text{к}}}{\nu_{\text{ж}}} = 0,052 \cdot \frac{0,0015}{0,27 \cdot 10^{-6}} = 289, \text{ где } l_{\text{к}} = \sqrt{\sigma / \rho_{\text{ж}} g} = \sqrt{0,021 / 870 \cdot 9,81} = 0,0015 \text{ м}; \nu_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} = 2,35 \cdot \frac{10^{-4}}{870} = 0,27 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Используя полученные выше данные и принимая $D_{\text{ж}} = 2 \cdot 10^{-9} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$, запишем

$$\beta_{\text{жв}} = \frac{0,0015^2}{2 \cdot 10^{-9}} = 0,27 \cdot 289^{0,7} \left[0,27 \cdot \frac{10^{-6}}{2 \cdot 10^{-9}} \right]^{0,5} (1 - 0,09).$$

Откуда получим $\beta_{\text{жв}} = 0,134 \text{ с}^{-1}$.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс : учебник : в 2 книгах / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; под редакцией В. Г. Айнштейна. – 8-е изд., стер. – СПб.: Лань, 2022 – Книга 1 : Книга 1 – 2022. – 916 с. – ISBN 978-5-8114-2975-2. – URL: <https://e.lanbook.com/book/205946> (дата обращения: 22.12.2025).
2. Бутов, Г. М. Сборник семестровых заданий по курсу «Химические реакторы» : учебное пособие / Г. М. Бутов, О. М. Иванкина. – Волгоград: ВолГТУ, 2017. – 67 с. – URL: <http://lib.volpi.ru:57772/csp/lib/PDF/572532213.pdf> (дата обращения: 22.12.2025).
3. Мидуков, Н. П. Моделирование технологических и природных систем : практикум / Н. П. Мидуков, В. С. Куров, А. О. Никифоров. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2022 – 41 с. – URL: <https://nizrp.narod.ru/metod/kafpriapxt/1644427658.pdf> (дата обращения: 22.12.2025).
4. Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов : учебное пособие / И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский, [и др.] ; под общ. ред. В. Н. Соколова. – 2-е изд., перераб. и доп. – СПб.: Политехника, 1992. – 327 с.
5. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. В 2-х частях ; под ред. Г. М. Островский. – СПб.: Проффессионал, 2004, 2006. – 846, 920 с.

Титул для контрольных работ заочного и вечернего обучения

САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И ДИЗАЙНА

ВЫСШАЯ ШКОЛА ТЕХНОЛОГИИ И ЭНЕРГЕТИКИ

ИНСТИТУТ ЗАОЧНОГО И ВЕЧЕРНЕГО ОБУЧЕНИЯ

заочная форма обучения

Направление 18.03.01 Шифр _____ Группа _____

КОНТРОЛЬНАЯ РАБОТА № _____

по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»

Химические реакторы

Студента _____ курса _____

(Фамилия, Имя, Отчество)

Дата и номер регистрации работы _____

Титул для контрольных работ очного обучения

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

Институт технологии

Контрольная работа

по дисциплине

«Процессы и аппараты химической технологии»

Химические реакторы

Выполнил

студент учебной группы №

зачетки

(фамилия, имя, отчество)

Проверил

(должность, фамилия, имя, отчество)

Санкт-Петербург

2026

Задания для выполнения контрольных работ

КОНТРОЛЬНАЯ РАБОТА № 1

Задача № 1

Рассчитать реактор-котел периодического действия по исходным данным, представленным в таблице П.1 при 260 рабочих суток в году и 14 рабочих часах в сутках.

Таблица П.1. Исходные данные для задачи №1

Номер варианта	$V_r \cdot 10^{-3}, \text{м}^3/\text{год}$	$x_{\text{АН}}, \text{кмоль}/\text{м}^3$	x_A	$x_{\text{ВН}}, \text{кмоль}/\text{м}^3$	$t_p, ^\circ\text{C}$	$K_p \cdot 10^6$	$q_p \cdot 10^{-6}, \text{Дж}/\text{кмоль}$	$\mu_{\text{ж}} \cdot 10^3, \text{Па} \cdot \text{с}$	$c \cdot 10^{-3}, \text{Дж}/(\text{м} \cdot \text{К})$	$\lambda_{\text{ж}}, \text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$	$\rho_{\text{ж}} \cdot 10^{-3}, \text{кг}/\text{м}^3$
0	3,3	0,20	0,6	Реакция нулевого порядка	105	5,5	4200	5,0	2,7	0,18	0,95
1	4,8	0,15	0,5		150	3,2	6500	3,2	3,6	0,12	1,05
2	5,5	0,12	0,7		165	3,3	5300	10,0	3,2	0,11	0,87
3	8,5	0,3	0,6		132	6,6	2600	4,3	2,8	0,15	0,93
4	7,5	0,25	0,65		144	6,9	2300	12,0	3,8	0,16	1,15
5	2,5	0,13	0,75		110	4,2	2040	16,0	1,7	0,22	1,02
6	1,5	0,12	0,8		130	3,3	8400	4,5	2,6	0,19	0,98
7	3,3	0,16	0,7		145	5,1	4620	6,4	2,8	0,20	0,75
8	5,5	0,25	0,65		110	51	1630	3,8	2,5	0,16	0,95
9	6,0	0,13	0,75		145	61	2700	4,0	3,1	0,14	0,87

Примечание. V_r – годовая производительность установки, включающей z реакторов периодического действия; $x_{\text{АН}}$ – начальная концентрация вещества A , вступающего в реакцию; x_A – степень превращения вещества A ; $x_{\text{ВН}}$ – начальная концентрация вещества B (дана только для реакций второго порядка); t_p – температура реакции; K_p – константа скорости реакций; q_p – удельная теплота реакции (экзотермической); $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости; c – теплоемкость жидкости; $\lambda_{\text{ж}}$ – теплопроводность жидкости; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости.

Номер варианта по последней цифре зачетной книжки.

Задача № 2

Расчет каскада реакторов идеального смешения по исходным данным, представленным в таблице П.2.

Таблица П.2 Исходные данные для задачи № 2

Варианты / Исходные данные	Объемный расход реагента A G_{VAO} , м ³ /час	Степень превращения X_A	Начальная концентрация реагента A в исходном потоке C_{AO} , моль/л	Константа скорости k , 1/мин	Число реакторов в каскаде, n	Уравнение скорости
0	7,5	0,58	3,2	1,8	2	$v = k \cdot C_A$
1	6,5	0,58	0,94	6,0	3	
2	2,8	0,8	1,1	4,7	5	
3	6	0,73	0,8	7,5	4	
4	3,4	0,7	2,8	1,6	3	
5	5	0,91	0,69	5,4	4	
6	3	0,6	1,2	5,2	3	
7	5,1	0,9	1,4	6,3	2	
8	5	0,7	1,2	6,4	4	
9	6	0,95	4,3	1,5	5	

Номер варианта по последней цифре зачетной книжки.

КОНТРОЛЬНАЯ РАБОТА № 2

Задача № 3

Подобрать нормализованный аппарат с мешалкой для растворения газа в воде и определить количество поглощенного газа по исходным данным, приведенным в таблице П.3.

Таблица П.3. Исходные данные к задаче № 3

Номер варианта	Газ	y	$p_{\text{изб}},$ МПа	$V_{\text{г}},$ м ³ /ч	$V_{\text{ж}},$ м ³ /ч	$\tau_{\text{ср}},$ ч	$t_{\text{р}},$ °С
0	H ₂	0,85	0,15	160	0,17	3,00	35
1	C ₂ H ₆	0,25	0,06	450	1,60	2,50	40
2	CO	0,15	0,02	650	1,75	3,70	55
3	C ₂ H ₄	0,08	0,14	220	1,00	1,00	30
4	CH ₄	0,42	0,12	290	0,47	3,40	45
5	CO ₂	0,12	0,05	220	6,50	0,15	43
6	O ₂	0,16	0,06	1000	4,50	3,50	38
7	NO ₂	0,15	0,13	450	1,65	2,50	44
8	C ₂ H ₂	0,32	0,12	200	25,0	0,10	35
9	NO	0,18	0,16	290	1,30	4,00	50

Примечание. y – объемная концентрация целевого компонента в газе; $p_{\text{изб}}$ – избыточное давление газа в реакторе; $V_{\text{г}}$ – расход газа, подаваемого в реактор; $V_{\text{ж}}$ – расход жидкости; $\tau_{\text{ср}}$ – среднее время пребывания жидкости в реакторе; $t_{\text{р}}$ – температура реакции.

Номер варианта по последней цифре зачетной книжки.

Задача № 4

Рассчитать и выбрать тип барботажного реактора для проведения химических превращений по исходным данным, приведенным в таблице П.4.

Таблица П.4. Исходные данные к задаче № 4

Номер варианта	$V_{ж}$, м³/ч	$V_{г}$, м³/ч	p , МПа	τ_p , ч	q_p , кДж/кг	t_p , °C	θ , °C	$\rho_{ж}$, кг/м³	$c_{ж} \cdot 10^{-3}$, Дж/(кг·K)	$\lambda_{ж}$, Вт/(м·K)	$\nu_{ж} \cdot 10^3$, м²/с	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м
0	3,5	140	0,65	0,5	+7,8	130	105	910	1,9	0,13	1,40	19
1	4,0	600	0,25	4,0	+6,1	95	50	810	3,5	0,14	0,85	25
2	7,5	1400	0,80	0,8	-8,1	120	150	1020	4,1	0,63	1,22	55
3	4,5	1200	0,33	8,0	-4,2	110	140	790	2,7	0,20	0,73	23
4	10,0	700	0,50	0,6	+60,0	145	120	815	3,2	0,14	1,75	18
5	12,0	900	0,60	0,5	+5,1	160	140	870	2,0	0,10	0,58	16
6	4,0	900	0,15	6,0	-7,7	73	105	930	2,5	0,15	0,95	17
7	9,0	2100	0,30	1,0	+4,5	125	90	900	2,2	0,125	2,10	20
8	15,0	300	0,40	0,6	-1,8	120	150	792	2,3	0,162	0,30	19
9	9,5	1800	0,25	1,1	-10,0	112	120	879	1,9	0,13	0,35	21
<i>Примечание.</i> $V_{ж}$ – производительность аппарата по жидкости; $V_{г}$ – расход газа, приведенный к рабочим условиям; p – давление в реакторе; τ_p – время окисления продукта до требуемой степени превращения; q_p – теплота реакции при окислении 1 кг сырья (+ – экзотермическая и – – эндотермическая реакции); t_p – температура реакции; θ – наибольшая (наименьшая) допустимая температура теплоносителя; $\rho_{ж}$, $c_{ж}$, $\lambda_{ж}$, $\nu_{ж}$ – плотность, теплоемкость, теплопроводность и кинематическая вязкость жидкости соответственно; σ – поверхностное натяжение на границе жидкость–газ.												

Требования к оформлению контрольных работ и критерии оценки контрольных работ

Требования к оформлению контрольных работ для студентов очной и заочной форм обучения заслуживают особого внимания, поскольку любая работа должна быть выполнена по ГОСТу. Основные нормы следующие: контрольную работу печатают на бумаге формата А4. Шрифт Times New Roman или Arial 14 кегель, интервал между строками 1 или 1,5. Отступ абзаца по всей работе соблюдается одинаковый – 1,25 мм, можно использовать клавишу Tab.

Важно соблюдать пропорции при оформлении контрольной работы на каждой странице. Для этого выбирают правильные размеры полей:

- с левой стороны – 30 мм;
- с правой – 20 мм;
- верхнее и нижнее поля – 20 мм.

Все страницы должны быть пронумерованы. Титульная страница считается первой, но номер на ней не ставится. В соответствии с правилами оформления контрольной работы номер страницы рекомендуется указывать снизу по центру.

Обычно работы сдаются на проверку примерно за месяц до начала сессии, в зависимости от формата сессии сроки сдачи и правила могут быть изменены. Обязательно начинайте работать над контрольной заранее, не затягивайте с решением. Полезно уточнить и формат сдачи (в тетрадке бандеролью по почте, файл решения электронным письмом на почту кафедры *.doc, *.pdf или картинки и т.п.). В случае проведения сессии в дистанционном формате порядок приема контрольной будет указан преподавателем через систему Moodle – контрольная загружается в соответствующий раздел (для загрузки контрольных работ) дисциплины «Химические реакторы» в этом случае используется формат *.pdf (единый файл со всеми страницами).

Очень внимательно отнеситесь к выбору задания. Номер варианта выбирается по последней цифре зачетной книжки. При неверном выборе варианта задание не засчитывается.

Переписывайте условия задач в порядке их появления в методичке.

Выделяйте структуру в работе: обозначайте «задание», «решение» и «ответ».

При расчете процессов и аппаратов применяйте физические величины, выраженные в Международной системе единиц (СИ).

В меру подробно изложите решение задачи согласно приведенным примерам. Проверяйте ответ, если возможно, в программах или онлайн-сервисах. Это не замена полноценного решения, а гарантия верности.

Если графики или вычисления нужны в определенной программе (Excel, Mathcad и т.п.), делать именно в ней.

Работа должна содержать титульный лист, решения и список использованной литературы.

Критерии оценки контрольной работы

Контрольная работа оценивается преподавателем отметками «зачтено» или «не зачтено». В случае отметки «не зачтено» за контрольную работу преподаватель оставляет в письменной форме на титульном листе или в НДОТ комментарии по недочетам, допущенным студентом.

Работу с исправлениями, если соблюдены сроки сдачи, например, если работа отправлена в системе Moodle, необходимо снова загрузить в соответствующий раздел, или принести на занятие.

Успешное выполнение контрольной работы и зачтенные лабораторные работы (если они присутствуют в плане) являются условием допуска к зачету/экзамену.