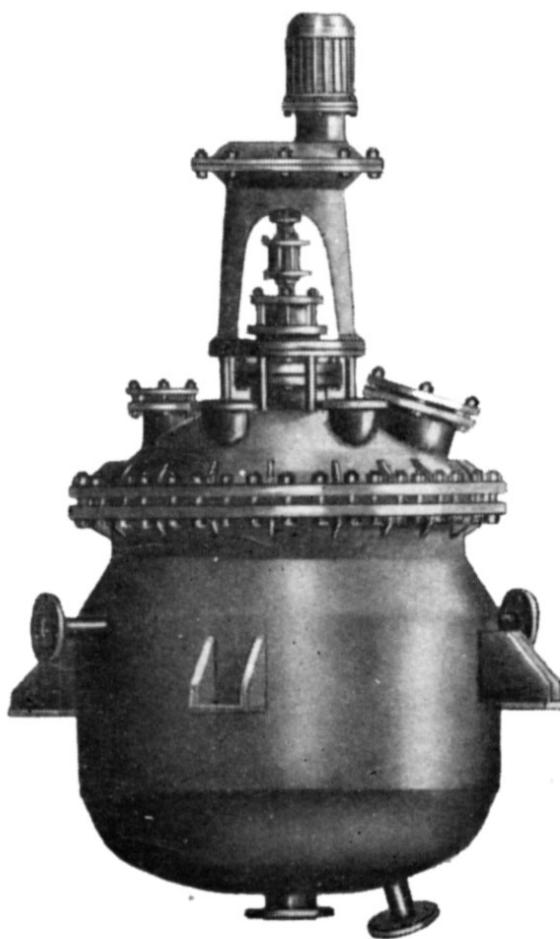


В.Н. Исаев, А.В. Шибашов

РАСЧЕТ ХИМИЧЕСКОГО РЕАКТОРА ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ
ЕМКОСТНОГО ТИПА С МЕШАЛКОЙ

Учебное пособие



Иваново

2016

Министерство образования и науки Российской Федерации
Ивановский государственный химико – технологический университет

В.Н. Исаев, А.В. Шибашов

РАСЧЕТ ХИМИЧЕСКОГО РЕАКТОРА ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ
ЕМКОСТНОГО ТИПА С МЕШАЛКОЙ

Учебное пособие

Под редакцией А.Г.Липина

Иваново 2016

УДК 66.025

Исаев, В.Н.

Расчет химического реактора периодического действия емкостного типа с мешалкой: учеб. пособие / В.Н. Исаев, А.В. Шибашов; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2016. - 52 с.

В учебном пособии изложены теоретические аспекты выполнения расчета емкостного химического реактора с механической мешалкой. В приложении приведена техническая характеристика этого оборудования.

Предназначено студентам технологических специальностей ИГХТУ при выполнении курсового проекта по дисциплине “Процессы и аппараты химических технологий”. Может быть полезно магистрантам.

Табл. 16. Ил. 19. Библиогр.: 5 назв.

Печатается по решению редакционно-издательского совета Ивановского государственного химико-технологического университета.

Рецензенты:

кафедра строительных материалов, специальных технологий и технологических комплексов Ивановского государственного политехнического университета;

профессор кафедры программного обеспечения компьютерных систем Е.П. Пантелеев (Ивановский государственный энергетический университет)

© Исаев В.Н., Шибашов А.В., 2016

© ФГБОУ ВО “Ивановский

государственный химико-

технологический университет”, 2016

Оглавление

1.Некоторые сведения о химических реакторах	4
2.Кинетический расчет химического процесса	6
3.Материальный баланс. Определение необходимого объема реакторной установки и количества аппаратов	8
4.Выбор типа механической мешалки, расчет рабочей и пусковой мощности, подбор привода	11
5.Расчет стадии нагревания реакционной среды до температуры реакции	13
6.Расчет стадии охлаждения реакционной среды жидким охлаждающим теплоносителем	22
7.Расчет стадии выдержки реакционной системы при оптимальной температуре	25
8.Конструктивный расчет	27
Список библиографических источников	28
Приложение	29

1. Некоторые сведения о химических реакторах

Химический реактор емкостного типа широко распространен в химической технологии и состоит из следующих сборочных единиц: корпуса с рубашкой, крышки, механической мешалки и привода.

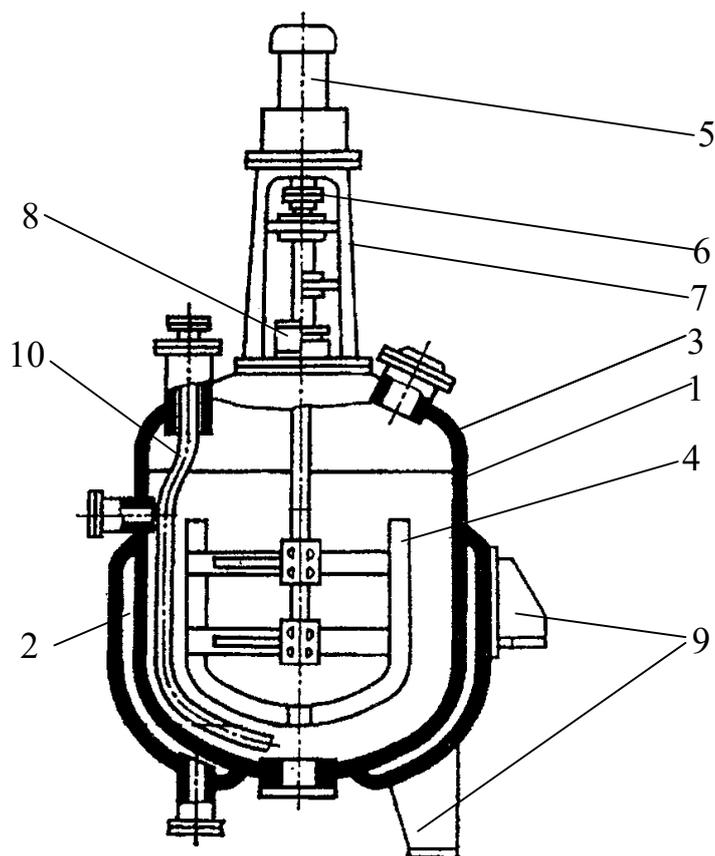


Рис.1. Устройство реактора с рубашкой: 1 – корпус, 2 - гладкая рубашка, 3 – крышка, 4 – мешалка, 5 – мотор-редуктор, 6 – муфта, 7 – стойка привода мешалки, 8 – уплотнение вала мешалки (манжетное, сальниковое или торцевое), 9 – опоры (лапы или стойки), 10 – труба передавливания

Рубашки предназначены для нагревания или охлаждения находящейся в аппарате среды. В зависимости от способа их крепления к корпусу они делятся на неразъемные (приварные) и отъемные (с фланцами), по конструкции – на гладкие, рубашки из полутруб и с вмятинами.

Приводы предназначены для приведения во вращательное движение перемешивающие устройства, а уплотнения валов – для герметизации аппаратов. Внутри аппаратов могут быть установлены змеевики для дополнительного нагревания или охлаждения среды; отражательные перегородки для предотвращения образования центральных воронок; гильзы термпары для установки датчиков контроля температурой процесса; устройства для замера уровня жидкости; трубы передавливания, используемые для опорожнения реакторов путем перемещения жидкостей через штуцера, размещенные в крышке реактора.

Чаще всего такие аппараты работают в периодическом режиме, включающем следующие стадии: загрузка исходных реагентов, перемешивание и нагревание среды, химическая реакция, охлаждение, выгрузка продукта. Эти последовательно осуществляемые процессы и определяют время рабочего цикла аппарата, от продолжительности которого зависит его производительность.

В химической технологии ведущее место занимают сварные емкостные реакторы с эллиптическими днищами из углеродистой стали, внутреннюю поверхность которых футеруют химически стойкими неметаллическими материалами или покрывают эмалями. Типы, параметры и основные размеры таких аппаратов приведены в табл.1 приложения.

Расчет реакционных аппаратов состоит из следующих этапов:

- 1) кинетический расчет;
- 2) расчет материального баланса;
- 3) технологический расчет мешалки;
- 4) расчет теплового баланса;
- 5) конструктивный расчет.

2. Кинетический расчет химического процесса

Целью расчета является определение времени, необходимого для синтеза продукта (τ_c).

Расчет химического процесса строится на основе гидродинамической модели структуры потока аппарата с добавлением уравнений химической кинетики. Для периодических процессов, протекающих в емкостных реакторах с механическим перемешиванием, такой моделью является модель идеального перемешивания (ИП), предполагающая равномерное распределение реагирующих компонентов по всему объему аппарата:

$$V \frac{dC}{dt} = \pm W_r \cdot V \quad (1)$$

или

$$\frac{dC}{dt} = \pm W_r, \quad (2)$$

где V – объем реактора, m^3 ; W_r – скорость реакции, $кмоль/(m^3c)$; C – концентрация вещества, $кмоль/m^3$; dC/dt – скорость изменения концентрации вещества в растворе, $кмоль/с$. Знак “+” в уравнении (2) указывает, что компонент образуется в результате химической реакции, “-” – расходуется.

Скорость реакции между реагирующими компонентами А и В $A + B \rightarrow C$ с образованием продукта С согласно закону действующих масс пропорциональна концентрации реагирующих веществ:

$$W_r = kC_A^{n_a}C_B^{n_b}, \quad (3)$$

где k – константа скорости реакции, $1/с$; n_a и n_b – порядок реакции по веществу А и В соответственно, $n = n_a + n_b$ – общий порядок реакции. Он может быть целым или дробным и обычно определяется опытным путем.

С учетом выражения (3) уравнения кинетики для всех компонентов системы могут быть представлены системой уравнений (4):

$$\begin{cases} \frac{dC_A}{d\tau} = -kC_A^{n_a}C_B^{n_b} \\ \frac{dC_B}{d\tau} = -kC_A^{n_a}C_B^{n_b} \\ \frac{dC_C}{d\tau} = +kC_A^{n_a}C_B^{n_b} \end{cases} \quad (4)$$

Как видно из системы уравнений (4), скорость образования продукта в конце химического процесса будет небольшой ввиду резкого снижения концентрации исходных реагентов и дальнейшее его проведение будет экономически нецелесообразно. Поэтому при осуществлении химических реакций их ограничивают таким параметром, как степень превращения лимитирующего компонента (Π). В качестве лимитирующего компонента обычно выступает наиболее ценный исходный реагент, количество которого ограничено, относительно которого рассчитывается выход продукции.

$$\Pi = 1 - \frac{C_A}{C_{A_0}}, \quad (5)$$

где C_A и C_{A_0} - текущая и начальная концентрация компонента, кмоль/м³.

Типовые кривые изменения концентраций всех компонентов в системе, получаемые путем интегрирования системы уравнений (4) с начальными условиями (6)

$$\begin{cases} C_A|_{\tau=0} = C_{A_0} \\ C_B|_{\tau=0} = C_{B_0} \\ C_C|_{\tau=0} = 0 \end{cases} \quad (6)$$

представлены на рис.2. Задавшись степенью превращения (например $\Pi=0,9$ по реагента А) и используя полученные кинетические кривые, можно графически определить время синтеза продукта (τ_c) и его концентрацию в конце процесса (C_c).

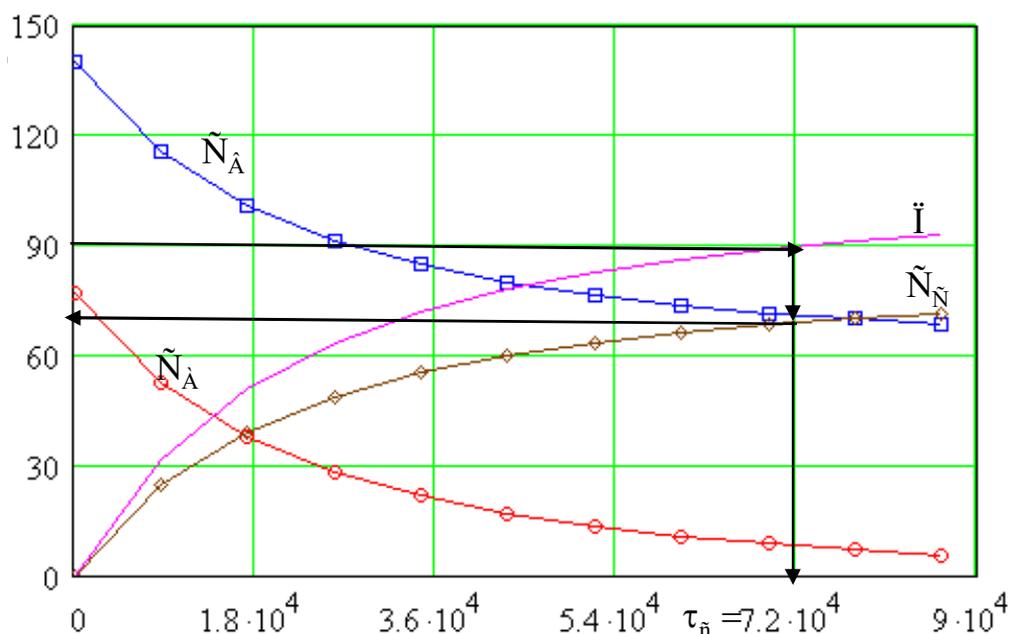


Рис.2. Графическое определение времени синтеза продукта τ_c и его концентрации в конце процесса C_c по заданной степени превращения $\Pi=0,9$ (90%): C_A и C_B – концентрации исходных реагентов

3. Материальный баланс. Определение необходимого объема реакторной установки и количества аппаратов

Целью расчета материального баланса является определение необходимого количества исходных реагентов и объема реакторной установки исходя из ее суточной производительности по готовому продукту.

Порядок расчета.

1) Согласно кинетическому уравнению реакции $A + B \rightarrow C$ определяют молекулярные массы исходных реагентов и продукта: μ_A, μ_B, μ_C (кг/кмоль).

2) Ориентировочно оценивают время рабочего цикла:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{н}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{ох}} + \tau_{\text{вс}}, \quad (7)$$

где $\tau_{\text{н}}$ – время нагревания исходных реагентов до оптимальной температуры их реакции; $\tau_{\text{с}}$ – время синтеза продукта, с; $\tau_{\text{ох}}$ – время, необходимое для охлаждения продукта, с; $\tau_{\text{вс}}$ – время вспомогательных операций, с. Временами $\tau_{\text{н}}, \tau_{\text{ох}}$, задаются с последующей проверкой.

3) Определяется количество рабочих циклов за сутки и это значение округляется до целого числа:

$$n_{\text{ц}} = \frac{\tau}{\tau_{\text{ц}}}, \quad (8)$$

где $\tau = 86400$ - продолжительность суток, с.

4) Необходимое количество исходного реагента “А”

- массовое (кг):
$$G_A = \frac{G_C \mu_A}{\mu_C}; \quad (9)$$

- мольное (кмоль):
$$N_A = \frac{G_A}{\mu_A}; \quad (10)$$

- объемное (м^3):
$$V_A = \frac{N_A}{C_{A_0}}; \quad (11)$$

где G_C – производительность установки за сутки, кг; N_A – мольное количество исходного компонента “А”, кмоль; V_A – необходимый объем раствора вещества “А”, м^3 .

5) Необходимое количество исходного реагента “В”

- массовое (кг):
$$G_B = \frac{G_A \mu_B}{\mu_A}; \quad (12)$$

- мольное (кмоль):
$$N_B = \frac{G_B}{\mu_B}; \quad (13)$$

- объемное (м³):
$$V_B = \frac{N_B}{C_{B_0}}; \quad (14)$$

где N_B – мольное количество исходного компонента “В”, кмоль; V_B – необходимый объем раствора вещества “В”, м³.

б) Необходимый объем реакторной установки V_{yc} (м³) и масса исходного раствора M_p (кг):

$$V_{yc} = V_A + V_B; \quad (15)$$

$$M_p = V_A \cdot \rho_A + V_B \cdot \rho_B, \quad (16)$$

где ρ_A и ρ_B – плотность исходных реагентов, кг/м³.

7) Принимая по табл.1 объем одного стандартного аппарата (V_1), определяют их количество:

$$n_{ап} = \frac{V_{yc}}{V_1}. \quad (17)$$

Из этой же таблицы выписывают основные параметры реактора, а из таблицы 8 тип привода мешалки и частоту вращения вала:

- диаметр корпуса D (м);
- диаметр рубашки D_1 (м);
- толщина стенки корпуса s (м);
- масса аппарата $M_{ап}$ (кг);
- частота вращения вала мешалки n (об/мин).

4. Выбор типа механической мешалки, расчет ее рабочей и пусковой мощности, мощности привода

Технологический расчет перемешивающего устройства осуществляется в следующем порядке.

1) По табл.4 в зависимости от вязкости μ (Па·с) и плотности среды ρ (кг/м³) выбирают тип механической мешалки.

2) По табл.5 выбирают значение геометрического симплекса мешалки (Γ); рассчитывают диаметр мешалки

$$d_m = \frac{D}{\Gamma} \quad (18)$$

и по полученному значению выбирают ближайший стандартный диаметр.

3) Подбирают оптимальную окружную скорость вращения мешалки W (м/с)

$$W = \frac{\pi d_m n}{60} \quad (19)$$

Полученное значение окружной скорости должно находиться в диапазонах, указанных в таблице 4.

4) Рассчитывают критерий Рейнольдса

$$Re_m = \frac{nd_m^2 \rho}{60\mu} \quad (20)$$

5) По справочнику [1] (рис.VII) в зависимости от типа мешалки и значения критерия Рейнольдса определяют коэффициент мощности мешалки K_N .

6) Рассчитывают высоту уровня раствора в аппарате:

$$H_{ж} = \frac{4V_1}{\pi D^2} \quad (21)$$

7) Определяют коэффициент, учитывающий степень заполнения реактора:

$$K_H = \sqrt{\frac{H_{ж}}{D}}. \quad (22)$$

8) Учитывают наличие в аппарате внутренних устройств, оказывающих дополнительное сопротивление при перемешивании:

$$ПК_i = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3, \quad (23)$$

где $K_1=1,1$ – коэффициент увеличения мощности, учитывающий наличие в реакторе гильзы термопары; $K_2=1,2$ – коэффициент увеличения мощности, учитывающий наличие в аппарате трубы передавливания; $K_3=1,2$ – для устройства замера уровня жидкости.

9) Рассчитывают рабочую мощность, потребляемую мешалкой:

$$N_p = K_N K_H ПК_i \rho n^3 d_m^5. \quad (24)$$

10) Определяют пусковую мощность мешалки:

$$N_{п} = 2N_p. \quad (25)$$

11) Рассчитывают мощность, затрачиваемую на преодоление сил трения в уплотнении $N_{уп}$ (Вт) в зависимости от его типа.

Манжетные уплотнения используются для герметизации аппаратов, работающих под атмосферным давлением с неагрессивными средами при температуре до 120°C .

$$N_{уп} = 3,02 \cdot 10^5 (\Delta P + 0,2) \cdot f \cdot a \cdot W, \quad (26)$$

где ΔP – перепад давления на манжете, Па; f – коэффициент трения вала привода мешалки, приведен в табл.6 приложения; $a = (0,5 \div 3) \cdot 10^{-3}$ – ширина манжеты, м; W – окружная скорость, м/с.

Сальниковые уплотнения используются для герметизации аппаратов с нейтральными средами, работающих под избыточным давлением до 0,1 МПа при температуре в аппарате до 250 °С.

$$N_{\text{уп}} = 4 \cdot 10^5 \cdot d^2 \cdot h \cdot n, \quad (27)$$

где d – диаметр вала, м; $h=k \cdot S$ – длина сальниковой набивки, м; $S=(1,5 \div 2,5) \cdot \sqrt{d}$ – ширина сальника, мм; $k=(0,65 \div 2,5)$ – коэффициент; n – частота вращения вала, с^{-1} .

Торцевые уплотнения используются для обеспечения повышенной герметизации аппаратов, работающих с агрессивными средами. Условия применимости уплотнений: диапазон давлений ($2 \cdot 10^{-3} \div 1,6$) МПа и температура до 260 °С.

$$N_{\text{уп}} = 7,2 \cdot 10^3 \cdot d^{1,2}, \quad (28)$$

где d – диаметр вала, м.

12) Мощность привода мешалки $N_{\text{пр}}$ (Вт):

$$N_{\text{уп}} = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{пр}}} + N_{\text{уп}}, \quad (29)$$

где $\eta_{\text{пр}}=(0,8 \div 0,9)$ – КПД привода.

Полученное значение мощности не должно превышать значение мощности стандартизованного привода, приведенного в таблице 8 [3].

5. Расчет стадии нагревания реакционной среды до температуры реакции

Целями расчета является определение времени стадии $\tau_{\text{н}}$ и необходимого количества греющего теплоносителя.

При осуществлении стадии нагревания среды в качестве греющего теплоносителя может использоваться либо водяной насыщенный пар, либо его конденсат (горячая вода) - если температура нагреваемой системы не превышает 90⁰С.

В случае нагревания исходных реагентов насыщенным водяным паром расчет осуществляется путем решения системы уравнений (30) с начальными условиями (31):

$$\left\{ \begin{array}{l} M_p C_p \frac{dt_p}{d\tau} = \alpha_M F (t_{ct_2} - t_p) \\ M_{ct} C_{ct} \frac{dt_{ct}}{d\tau} = \alpha_{II} F (t_{II} - t_{ct_1}) - \alpha_M F (t_{ct_2} - t_p) \\ \Delta t_{ct} = \frac{K(t_{II} - t_p)}{\delta_{ct} / \lambda_{ct}} \\ t_{ct_1} = t_{ct} + 0,5 \Delta t_{ct} \\ t_{ct_2} = t_{ct} - 0,5 \Delta t_{ct} \\ t_{ct} = \frac{t_{ct_1} + t_{ct_2}}{2} \\ r_{II} \frac{dm_{II}}{d\tau} = K(t_{II} - t_p) F \end{array} \right. , \quad (30)$$

$$\left. \begin{array}{l} t_p = t_H \\ t_{ct} = t_{ct_1} = t_{ct_2} = t_H \\ K = K_{op} \end{array} \right|_{\tau=0} , \quad (31)$$

Первое и второе уравнения системы (30) представляют собой тепловые балансы для раствора и стенки аппарата, записанные по принципу: скорость накопления теплоты равна ее притоку за вычетом стока. Остальные – вспомогательные, необходимые для расчета температуры наружной и внутренней поверхности стенки корпуса.

В выражениях (30)÷(31): t_{II} (°С) и r_{II} (Дж/кг) температура и удельная теплота конденсации греющего пара соответственно, определяются по справочнику

[1] в зависимости от давления; t_p – температура раствора, $^{\circ}\text{C}$; M_p и $M_{\text{ст}}$ – масса раствора и корпуса реактора, кг; C_p и $C_{\text{ст}}$ – теплоемкость раствора и материала корпуса, Дж/(кгК); $t_{\text{ст}1}$, $t_{\text{ст}2}$, $t_{\text{ст}}$ – температура стенки аппарата со стороны пара, со стороны раствора и средняя по сечению соответственно, $^{\circ}\text{C}$; F – площадь поверхности корпуса, м^2 ; α_m и $\alpha_{\text{п}}$ – коэффициенты теплоотдачи от стенки к раствору и от пара к стенке соответственно, $\text{Вт}/(\text{м}^2\text{К})$; K ($K_{\text{оп}}$) – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2\text{К})$; $m_{\text{п}}$ – количество сконденсированного пара, кг.

На рис. 3 представлены: изменение температуры раствора, средней температуры стенки аппарата и количества пара во времени, полученные путем интегрирования системы уравнений (30).

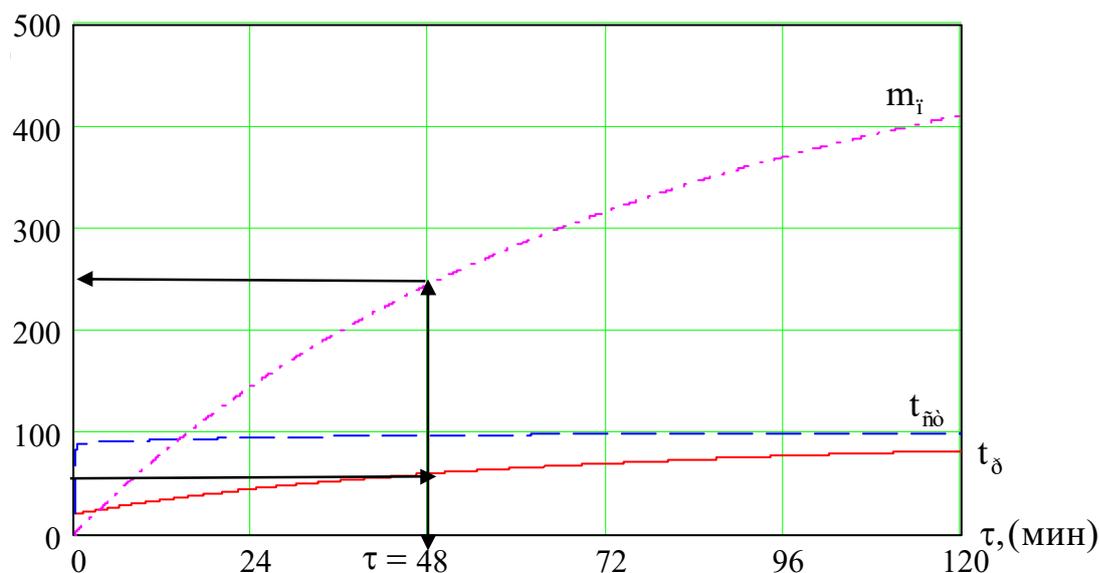


Рис.3. Кинетические характеристики процесса нагрева реакционной среды: $m_{\text{п}}$ – количество пара, кг; $t_{\text{ст}}$ – температура стенки аппарата, $^{\circ}\text{C}$ t_p – температура раствора, $^{\circ}\text{C}$

Так, например, для достижения температуры реакции $t_{\text{x.p.}}=60^{\circ}\text{C}$ время стадии составит 48 минут, потребуется приблизительно 250 кг насыщенного водяного пара с давлением 1 ат.

При решении системы уравнений (30) ориентировочным коэффициентом теплопередачи K_{op} в начальном условии (31) задаются [2, табл.4.8]. Дальнейший расчет коэффициента теплопередачи осуществляют по следующему алгоритму.

Вычисляют перепад температур в стенке

$$\Delta t_{ст} = \frac{K(t_n - t_p)}{\delta_{ст} / \lambda_{ст}}, \quad (32)$$

где $\delta_{ст}$ и $\lambda_{ст}$ – толщина стенки аппарата, м и ее коэффициент теплопроводности, Вт/мК. Рассчитывают средние температуры стенок $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$ (рис.4)

$$t_{ст1} = t_{ст} + 0,5\Delta t_{ст} \quad (33)$$

$$t_{ст2} = t_{ст} - 0,5\Delta t_{ст}. \quad (34)$$

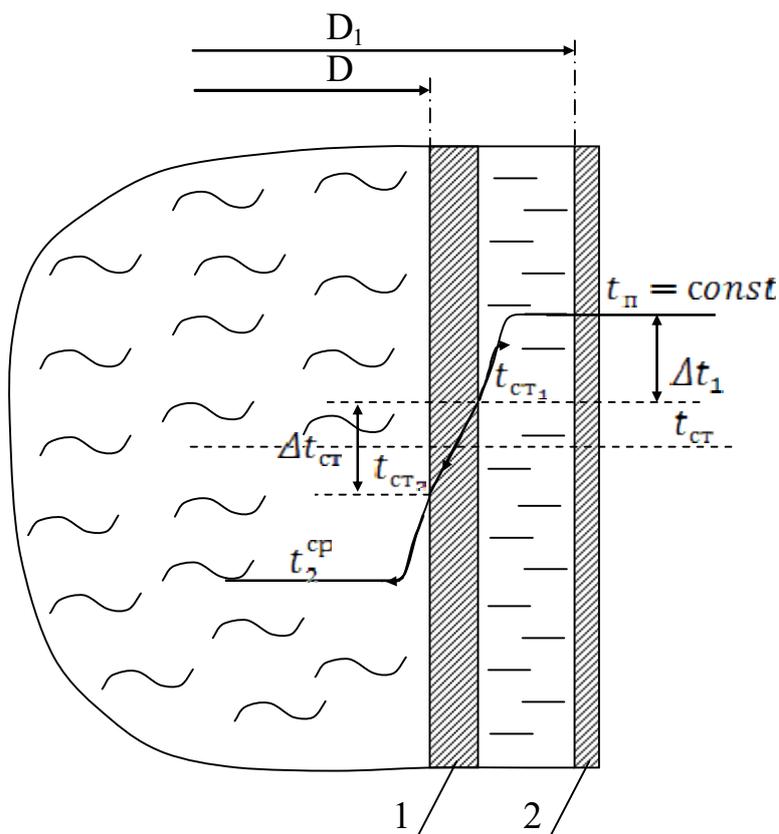


Рис.4. Температурная схема к определению температур стенок аппарата для стадии нагревания раствора паром: 1 – стенка корпуса с внутренним диаметром D ; 2 – стенка рубашки с внутренним диаметром D_1

Определяют коэффициент теплоотдачи при конденсации пара в рубашке аппарата:

$$\alpha_{\text{п}} = 1,154 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r_{\text{п}} g}{\mu \cdot \Delta t_1 \cdot H}}, \quad (35)$$

где λ , ρ , μ – теплопроводность, Вт/мК, плотность, кг/м³ и динамическая вязкость, Па·с конденсата соответственно, определяются при средней температуре пленки конденсата $t_{\text{пл}}$

$$t_{\text{пл}} = \frac{t_{\text{п}} + t_{\text{ст1}}}{2}, \quad (36)$$

$g=9,81$ – ускорение силы тяжести, м/с², H – высота цилиндрической части корпуса аппарата, м; Δt_1 – разность между температурой пара и стенкой корпуса

$$\Delta t_1 = t_{\text{п}} - t_{\text{ст1}}. \quad (37)$$

Рассчитывают коэффициент теплоотдачи от стенки к раствору при перемешивании среды $\alpha_{\text{м}}$ (Вт/м²К) из критериального уравнения

$$\text{Nu}_{\text{м}} = 0,37 \text{Re}^{0,67} \text{Pr}^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст2}}} \right)^{0,14}, \quad (38)$$

$$\alpha_{\text{м}} = \frac{\text{Nu}_{\text{м}} \lambda_{\text{р}}}{D}; \quad (39)$$

где $\text{Nu}_{\text{м}}$ – критерий Нуссельта; D – внутренний диаметр аппарата, м;

$\text{Pr} = \frac{C_{\text{р}} \mu_{\text{р}}}{\lambda_{\text{р}}}$ – критерий Прандтля; $C_{\text{р}}$, $\mu_{\text{р}}$ и $\lambda_{\text{р}}$ – теплоемкость, Дж/(кг·К),

динамическая вязкость, Па·с и коэффициент теплопроводности раствора,

Вт/(м·К) при его средней температуре t_2^{cp}

$$t_2^{\text{cp}} = \frac{t_2^{\text{H}} + t_{\text{x.p.}}}{2}. \quad (40)$$

Определяют точное значение коэффициента теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/\alpha_{\text{м}} + \delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} + 1/\alpha_{\text{п}} + r_1 + r_2}, \quad (41)$$

где r_1 и r_2 – тепловая проводимость загрязнений стенок аппарата со стороны раствора и теплоносителя в рубашке, $(\text{м}^2\text{К})/\text{Вт}$.

При использовании в качестве греющего теплоносителя горячей жидкости, подаваемой в рубашку аппарата с постоянной начальной температурой t_1^i , расчет стадии осуществляется следующим образом.

Задаются температурой теплоносителя на выходе из рубашки в конце стадии нагревания t_1^e :

$$t_1^k \approx t_{x.p.} + (2 \div 5), \quad (42)$$

где $t_{\delta,\delta}$ - температура химической реакции, $^{\circ}\text{C}$.

Определяют средний температурный напор между греющим теплоносителем и нагреваемым раствором [2]

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_{x.p.} - t_2^H)}{\ln \frac{(t_1^H - t_2^H)}{(t_1^H - t_{x.p.})}} \cdot \frac{A - 1}{A \cdot \ln A}, \quad (43)$$

где $A = (t_1^H - t_{x.p.}) / (t_1^k - t_{x.p.})$ - константа.

Рассчитывают среднюю конечную температуру греющего жидкого теплоносителя

$$t_{1,cp}^k = t_1^H - \ln A \cdot \Delta t_{cp} \quad (44)$$

и среднюю его температуру за весь процесс в целом

$$t = \frac{t_1^H + t_{1,cp}^k}{2}. \quad (45)$$

Для определения температур стенки аппарата задаются ориентировочным коэффициентом теплоотдачи в рубашке α_1 , который вследствие невысокой скорости движения жидкого теплоносителя $W=0,01-0,03$ м/с не превышает значения 300-400 $\text{Вт}/\text{м}^2\text{К}$:

$$\alpha_1 = 350. \quad (46)$$

Рассчитывают коэффициент теплоотдачи со стороны раствора α_m по уравнениям (39)-(40), полагая, что отношением вязкостей можно пренебречь:

$$\text{Nu}_M = 0,37\text{Re}^{0,67} \text{Pr}^{0,33} \quad (47)$$

$$\alpha_M = \frac{\text{Nu}_M \lambda_p}{D}. \quad (48)$$

Затем определяют ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, Вт/(м²К):

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta_{\text{CT}}/\lambda_{\text{CT}} + 1/\alpha_M + r_1 + r_2}, \quad (49)$$

где δ_{CT} – толщина стенки аппарата, м; λ_{CT} – коэффициент теплопроводности материала стенки аппарата, Вт/(мК); r_1 и r_2 – тепловая проводимость загрязнений стенок аппарата со стороны раствора и теплоносителя в рубашке, (м²К)/Вт. После этого появляется возможность рассчитать температурный напор со стороны горячего теплоносителя Δt_1 и температуру стенки $t_{\text{нò}_2}$.

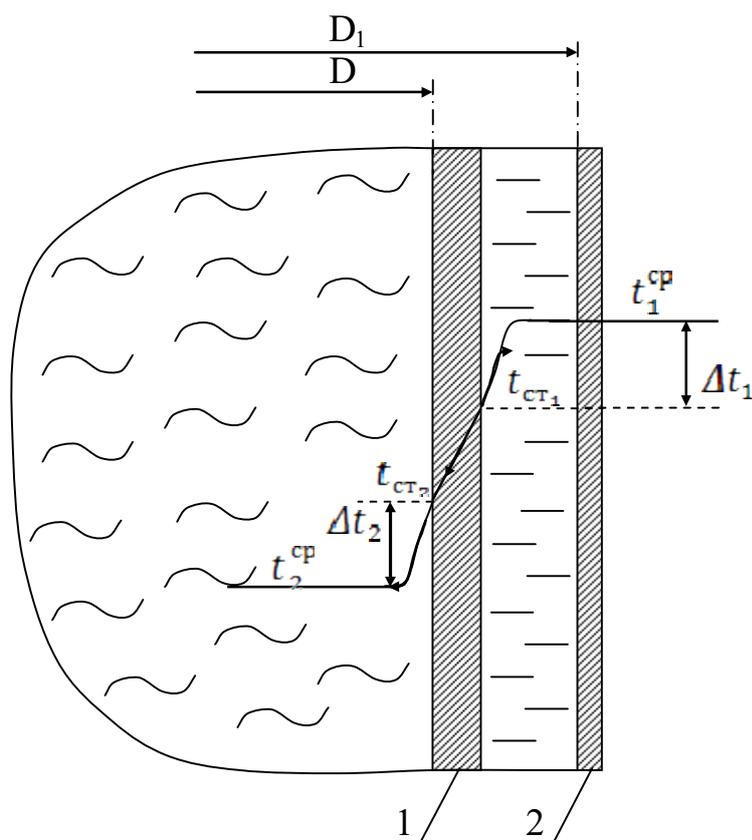


Рис.5. Температурная схема к определению температур стенок аппарата для стадии нагрева раствора жидким теплоносителем: 1 – стенка корпуса с внутренним диаметром D; 2 – стенка рубашки с внутренним диаметром D₁

$$\Delta t_1 = \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_1}, \quad (50)$$

$$\Delta t_2 = \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_2}, \quad (51)$$

$$t_{ст2} = t_2^{cp} + \Delta t_2. \quad (52)$$

После этого проводят уточнение коэффициентов теплоотдачи α_1 , α_m и коэффициента теплопередачи K . Точное значение коэффициента теплоотдачи со стороны раствора α_m рассчитывают по уравнениям (38)-(39). Для определения коэффициента теплоотдачи со стороны горячего теплоносителя рассчитывают критерии Грасгофа (Gr_1) и Прандтля (Pr_1) при средней температуре t_1^{cp} :

$$Gr_1 = \frac{gH^3}{\nu_1^2} \beta_1 \Delta t_1, \quad (53)$$

$$Pr_1 = \frac{C_1 \mu_1}{\lambda_1}, \quad (54)$$

где H – высота рубашки, м; $g=9,81$ – ускорение силы тяжести, м/с²; β_1 – коэффициент объемного расширения теплоносителя, 1/К; ν_1 и μ_1 – коэффициенты кинематической и динамической вязкости, м²/с, Па·с; C_1 – коэффициент теплоемкости Дж/(кг·К), λ_1 – коэффициент теплопроводности, Вт/мК. Затем в зависимости от полученного численного значения произведения этих критериев ($Gr_1 \cdot Pr_1$) выбирают критериальное уравнение для естественной конвекции [4].

$$Gr \cdot Pr < 500: \quad Nu = 1,18 (Gr \cdot Pr)^{0,125}. \quad (55)$$

$$Gr \cdot Pr = (500 \div 2 \cdot 10^7): \quad Nu = 0,54 (Gr \cdot Pr)^{0,25}. \quad (56)$$

$$Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7: \quad Nu = 0,135 (Gr \cdot Pr)^{0,33}. \quad (57)$$

Определяют значения критерия Нуссельта Nu_1 , а затем коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{H}. \quad (58)$$

После этого рассчитывают точное значение коэффициента теплопередачи по уравнению (49).

Составляют уравнение теплового баланса:

$$Q_1 = Q_{\text{ап}} + Q_p + Q_{\text{п}}, \quad (59)$$

где Q_1 – количество теплоты, которое отдает греющий теплоноситель (тепловая нагрузка аппарата), Дж; $Q_{\text{ап}}$ и Q_p – количество теплоты, расходуемое на нагрев аппарата и раствора до температуры химической реакции соответственно, Дж; $Q_{\text{п}} = (0,02 \div 0,03)Q_1$ – тепловые потери в окружающую среду. С учетом тепловых потерь выражение (59) может быть упрощено и представлено в виде:

$$Q_1 = \frac{(Q_{\text{ап}} + Q_p)}{(0,98 \div 0,97)}, \quad (60)$$

где

$$Q_1 = m_1 C_1 (t_1^{\text{H}} - t_{1,\text{cp}}^{\text{K}}); \quad (61)$$

$$Q_{\text{ап}} = M_{\text{ст}} C_{\text{ст}} (t_2^{\text{H}} - t_{\text{x.p.}}); \quad (62)$$

$$Q_p = M_p C_p (t_2^{\text{H}} - t_{\text{x.p.}}). \quad (63)$$

В уравнении (61) m_1 – необходимое количество греющего теплоносителя, кг; C_1 – его теплоемкость, Дж/(кгК). Подставляя выражения (61)-(63) в уравнение (60) определяют требуемое количество греющего теплоносителя.

Далее рассчитывают поверхность теплообмена

$$F = \pi D H + F_{\text{дн}}, \quad (64)$$

а затем по уравнению теплопередачи время стадии разогрева

$$\tau_{\text{H}} = \frac{Q_1}{K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{cp}}}. \quad (65)$$

В уравнении (64) $F_{\text{дн}}$ – площадь поверхности дна корпуса реактора, м².

6. Расчет стадии охлаждения реакционной среды жидким охлаждающим теплоносителем

Порядок расчета в этом случае аналогичен стадии нагревания горячей жидкостью. При этом полагают, что температура охлаждающего теплоносителя на входе в рубашку t_2^i остается постоянной в ходе процесса.

Задаются температурой теплоносителя на выходе из рубашки в конце стадии охлаждения t_2^k :

$$t_2^k \approx t_1^k - (2 \div 5), \quad (66)$$

где t_1^k - конечная температура раствора, $^{\circ}\text{C}$.

Рассчитывают среднюю температуру охлаждаемого раствора

$$t_1^{\text{cp}} = \frac{t_{\text{x.p.}} + t_1^k}{2}. \quad (67)$$

Определяют средний температурный напор между раствором и охлаждающим теплоносителем [2]

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(t_1^{\text{H}} - t_1^{\text{K}})}{\ln \frac{(t_1^{\text{K}} - t_2^{\text{H}})}{(t_1^{\text{K}} - t_2^{\text{H}})}} \cdot \frac{A - 1}{A \cdot \ln A}, \quad (68)$$

где $A = (t_1^{\text{K}} - t_2^{\text{H}}) / (t_1^{\text{K}} - t_2^{\text{H}})$ - константа. Рассчитывают среднюю конечную температуру охлаждающего теплоносителя

$$t_{2,\text{cp}}^{\text{K}} = t_2^{\text{H}} + \ln A \cdot \Delta t_{\text{cp}} \quad (69)$$

и его среднюю температуру за весь процесс в целом

$$t_2^{\text{cp}} = \frac{t_2^{\text{H}} + t_{2,\text{cp}}^{\text{K}}}{2}. \quad (70)$$

Порядок определения температур стенок аппарата и коэффициента теплопередачи в этом случае аналогичен ранее рассмотренному с той лишь разницей, что всем параметрам охлаждающего теплоносителя в рубашке присваивается индекс "2":

Принимают ориентировочное значение коэффициента теплоотдачи в рубашке α_2

$$\alpha_2 = 350. \quad (71)$$

Рассчитывают коэффициент теплоотдачи со стороны раствора α_m по уравнениям (38)-(39) пренебрегая отношением вязкостей:

$$Nu_m = 0,37 Re^{0,67} Pr^{0,33}, \quad (72)$$

$$\alpha_m = \frac{Nu_m \lambda_p}{D}. \quad (73)$$

Определяют ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, Вт/(м²К):

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta_{ст}/\lambda_{ст} + 1/\alpha_m + r_1 + r_2}, \quad (74)$$

где $\delta_{ст}$ – толщина стенки аппарата, м; $\lambda_{ст}$ – коэффициент теплопроводности материала стенки аппарата, Вт/(мК); r_1 и r_2 – тепловая проводимость загрязнений стенок аппарата со стороны раствора и теплоносителя в рубашке, (м²К)/Вт.

Рассчитывают температурные напоры со стороны раствора Δt_1 , охлаждающего теплоносителя Δt_2 и температуру стенки $t_{\dot{n}0_1}$ (рис.6).

$$\Delta t_1 = \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_1}, \quad (75)$$

$$\Delta t_2 = \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_2}, \quad (76)$$

$$t_{ст_1} = t_1^{cp} - \Delta t_1. \quad (77)$$

Определяют критерий Грасгофа (Gr_2) и Прандтля (Pr_2) при средней температуре $t_2^{\dot{n}0}$

$$Gr_2 = \frac{gH^3}{\nu_2^2} \beta_2 \Delta t_2, \quad (78)$$

$$Pr_2 = \frac{C_2 \mu_2}{\lambda_2} \quad (79)$$

и по их произведению ($Gr_2 \cdot Pr_2$) выбирают критериальное уравнение для естественной конвекции (55)÷(57).

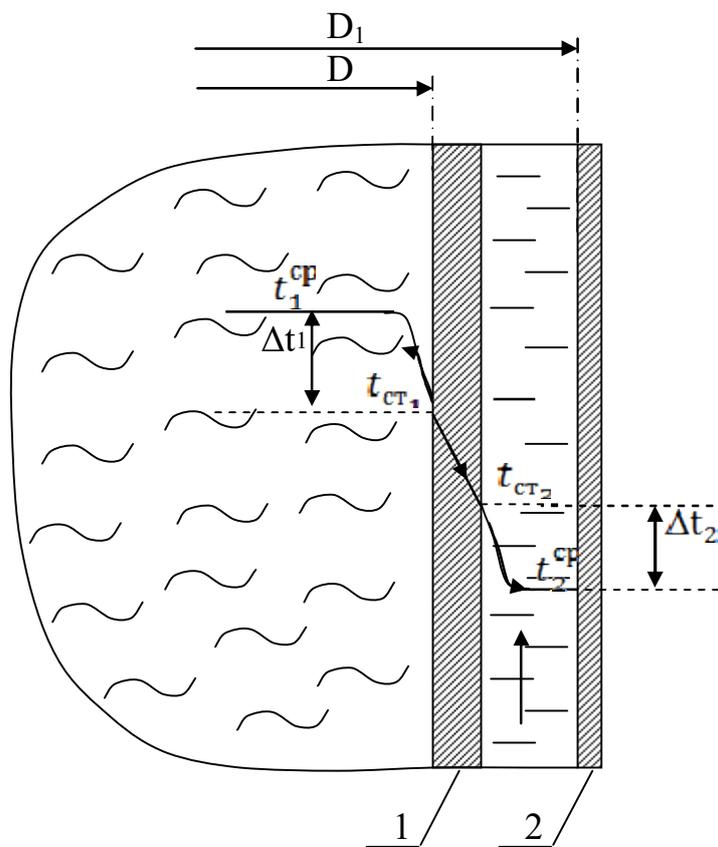


Рис.6. Температурная схема к определению температур стенок аппарата для стадии охлаждения раствора жидким теплоносителем: 1 – стенка корпуса с внутренним диаметром D ; 2 – стенка рубашки с внутренним диаметром D_1

Рассчитывают критерий Нуссельта

$$Nu_2 = \frac{\alpha_2 \cdot H}{\lambda_2}, \quad (80)$$

определяют точное значение коэффициента теплоотдачи со стороны охлаждающего теплоносителя α_2

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{H} \quad (81)$$

и со стороны раствора

$$\alpha_M = 0,37 Re^{0,67} Pr^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст1}} \right)^{0,14} \frac{\lambda_1}{D}. \quad (82)$$

По уравнению (74) уточняют коэффициент теплопередачи.

Составляют уравнение теплового баланса:

$$Q_{\text{ап}} + Q_p = Q_2, \quad (83)$$

где Q_2 – количество теплоты, которое отводит охлаждающий теплоноситель, Дж; $Q_{\text{ап}}$ и Q_p – количество теплоты, которое необходимо отвести от аппарата и раствора для их охлаждения до конечной температуры $t_1^{\text{к}}$ (тепловая нагрузка аппарата), Дж;

$$Q_2 = m_2 C_2 (t_{2,\text{сп}}^{\text{к}} - t_2^{\text{н}}), \quad (84)$$

$$Q_{\text{ап}} = M_{\text{ст}} C_{\text{ст}} (t_1^{\text{н}} - t_1^{\text{к}}), \quad (85)$$

$$Q_p = M_p C_p (t_1^{\text{н}} - t_1^{\text{к}}). \quad (86)$$

В уравнении (84) m_2 – количество охлаждающего теплоносителя, кг

$$m_2 = \frac{(Q_{\text{ап}} + Q_p)}{C_2 (t_{2,\text{сп}}^{\text{к}} - t_2^{\text{н}})}; \quad (87)$$

C_2 – его теплоемкость, Дж/(кгК).

Поверхность теплообмена:

$$F = \pi D H + F_{\text{дн}}, \quad (88)$$

где $F_{\text{дн}}$ – площадь поверхности днища корпуса реактора, м².

Время стадии охлаждения:

$$\tau_{\text{ох}} = \frac{(Q_{\text{ап}} + Q_p)}{K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сп}}}. \quad (89)$$

7. Расчет стадии выдержки реакционной системы при оптимальной температуре синтеза

В этом случае тепловой расчет заключается в сопоставлении теплового эффекта реакции $Q_{\text{х.р}}$ с тепловыми потерями от теплоизолированного корпуса аппарата в окружающую среду $Q_{\text{п}}$.

Для экзотермических реакций, если $Q_{\text{х.р}} > Q_{\text{п}}$, то по их разности проводится расчет стадии охлаждения с тепловым балансом вида:

$$Q_{x.p.} - Q_{\Pi} = Q_2, \quad (90)$$

если же $Q_{x.p.} < Q_{\Pi}$, то проводится расчет стадии нагревания с тепловым балансом:

$$Q_1 = Q_{x.p.} - Q_{\Pi}. \quad (91)$$

Для эндотермических реакций необходимо провести расчет стадии нагревания:

$$Q_1 = Q_{x.p.} + Q_{\Pi}. \quad (92)$$

Тепловой эффект реакции

$$Q_{x.p.} = q_{уд} \cdot C \cdot V_1, \quad (93)$$

где $q_{уд}$ – удельный тепловой эффект реакции, Дж/кмоль; C – концентрация продукта, кмоль/м³; V_1 – объем аппарата, м³. Потери теплоты от наружной поверхности изоляции аппарата в окружающую среду

$$Q_{\Pi} = \alpha_{\Pi} \cdot (t_{н.из} - t_{в}) F \tau_c, \quad (94)$$

где α_{Π} – коэффициент теплоотдачи от изолированной поверхности аппарата, Вт/(м²К)

$$\alpha_{\Pi} = 9,74 + 0,07(t_{н.из} - t_{в}); \quad (95)$$

$t_{н.из}$ – температура наружной поверхности тепловой изоляции аппарата, по санитарным нормам принимается равной $(40 \div 50)^{\circ}\text{C}$; $t_{в}$ – температура окружающего воздуха, $^{\circ}\text{C}$; F – поверхность теплообмена (см. ур. (88)), м²; τ_c – время стадии, с.

8. Конструктивный расчет

Целями конструктивного расчета являются: проверка скорости движения жидкостей и пара в технологических штуцерах аппарата (А, А₁, П, Ж, Е, Е₁) [3]; выбор вида и определение необходимой толщины тепловой изоляции.

При расчете штуцеров для загрузки реагентов (А, А₁, П) исходя из объема аппарата задаются временем операции (τ). Далее, используя уравнение расхода, определяют скорость движения раствора:

$$W = \frac{M}{0,785d^2\rho\tau}, \quad (96)$$

где M – количество раствора, кг; d – диаметр штуцера, м; ρ – плотность жидкости, кг/м³; W – ее скорость, м/с. Рассчитанное значение скорости должно находиться в допустимых пределах $W < 3$ м/с. Если это условие не выполняется, следует увеличить время τ .

При расчете штуцера для выгрузки продукта (Д) используют преобразованное уравнение для расчета времени истечения жидкости при переменном уровне (время полного опорожнения аппарата):

$$\tau = \frac{2 \cdot D^2}{\alpha d^2 \sqrt{2g}} \sqrt{H_{\text{ж}}}, \quad (97)$$

где D – внутренний диаметр аппарата, м; d – диаметр штуцера, м; $\alpha=0,6$ – коэффициент расхода при истечении; $g=9,81$ м/с² – ускорение силы тяжести;

$H_{\text{ж}}$ – высота уровня жидкости в аппарате.

Расчет штуцеров для ввода (вывода) теплоносителя Ж, Е, Е₁ проводится по уравнению (96). Однако следует иметь в виду, что в случае использования в качестве греющего теплоносителя водяного пара допустимая скорость должна соответствовать условию $W < 30$ м/с.

Вид материала, используемого для тепловой изоляции рубашки аппарата, определяется по таблице 7 в зависимости от максимальной температуры среды ($t_{\text{мак}}$), а расчет необходимой толщины изолирующего материала проводят по выражению:

$$\delta_{\text{из}} = \frac{\lambda_{\text{из}} (t_{\text{мак}} - t_{\text{н.из}})}{\alpha_{\text{п}} (t_{\text{н.из}} - t_{\text{в}})}, \quad (98)$$

где $\lambda_{\text{из}}$ – коэффициент теплопроводности материала тепловой изоляции (табл.7), Вт/(мК).

СПИСОК БИБЛИОГРАФИЧЕСКИХ ИСТОЧНИКОВ

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А.Г. Касаткин. 10-е изд., стереотип.,- дораб. М.: ООТИД “Альянс”, 2004. 753 с..
2. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков; под ред. чл.-корр. П.Г. Романкова, 11-е изд., перераб. и доп.-М.: ООО “РусМедиаКонсалт”, 2004.- 576 с.
3. Машины и аппараты химических производств: примеры и задачи. учебное пособие для втузов / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский и др.; под общ. ред. В.Н. Соколова. – Л.: Машиностроение,1982. – 384 с.
4. Тимонин, А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник. Т.1,2 / А.С. Тимонин. Изд-во. А.Бочкаревой – Калуга, 2006.
- 5.Брагинский, Л.Н. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и инженерные методы расчета / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш.- Л.: Химия, 1984. 336 с.

Приложение

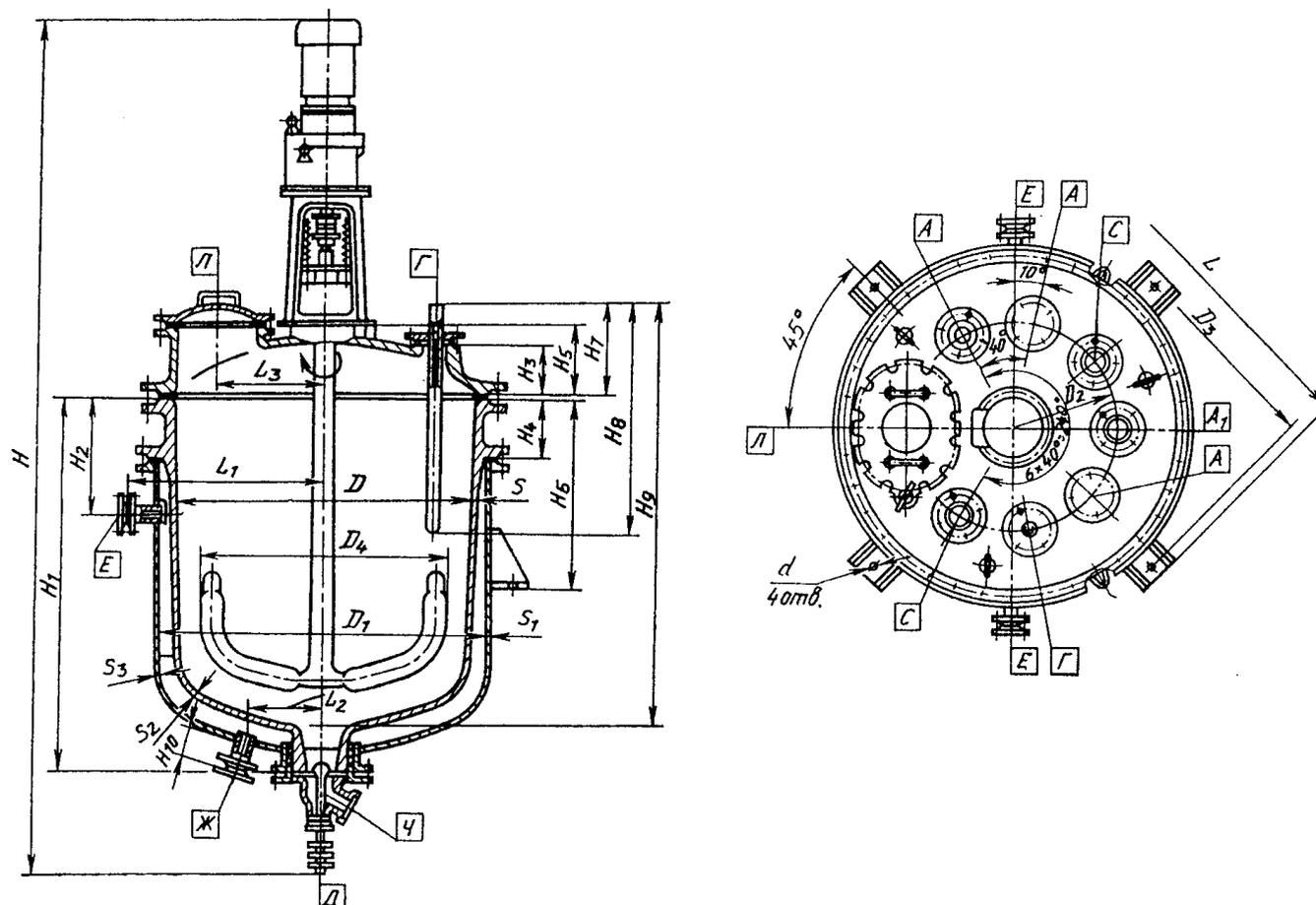


Рис.7. Общий вид эмалированных аппаратов объемом $(0,4 \div 6,3)$ м³.

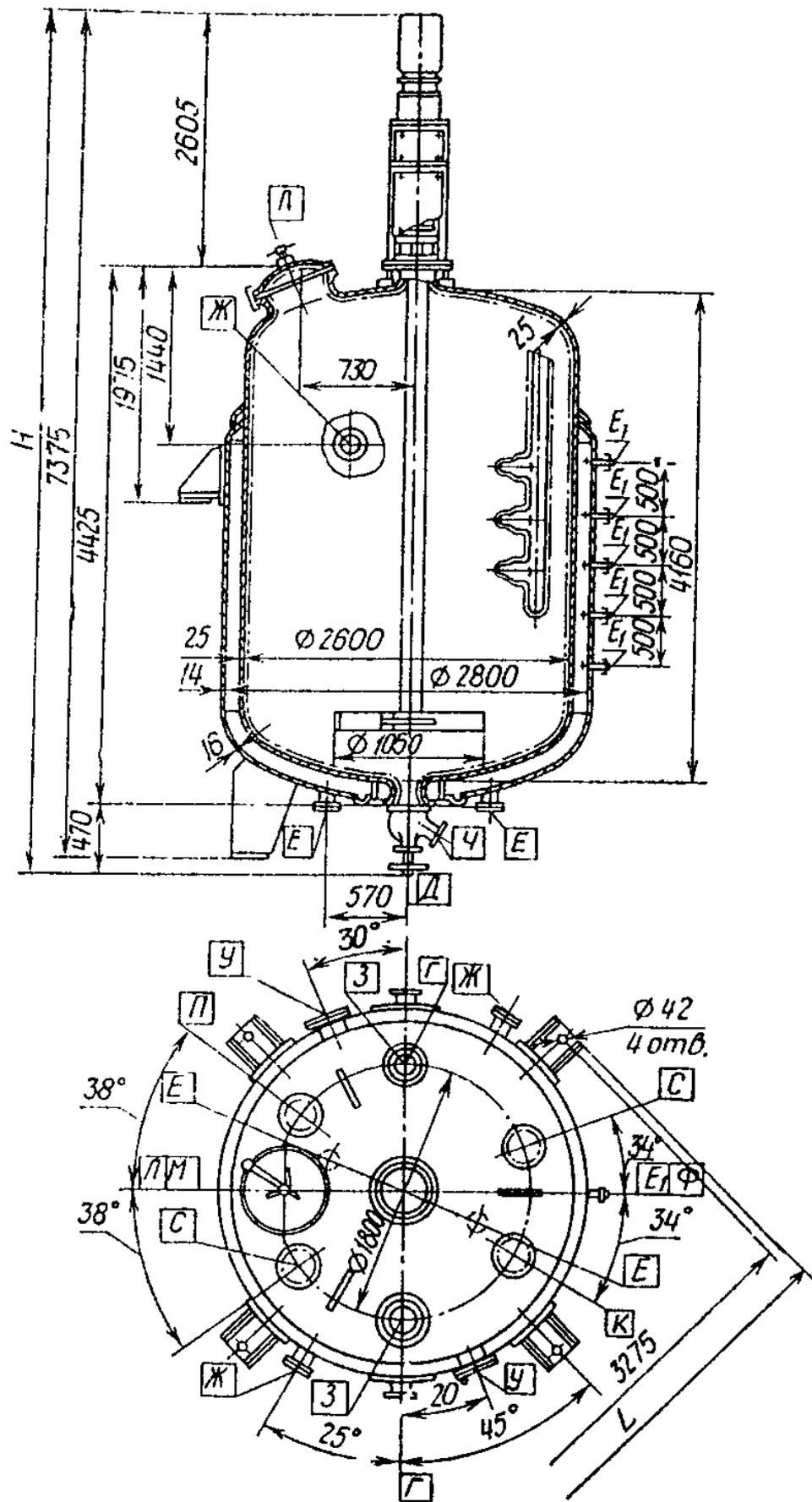


Рис.10.Общий вид эмалированных аппаратов объемом 20 м^3 массой 14750 кг.

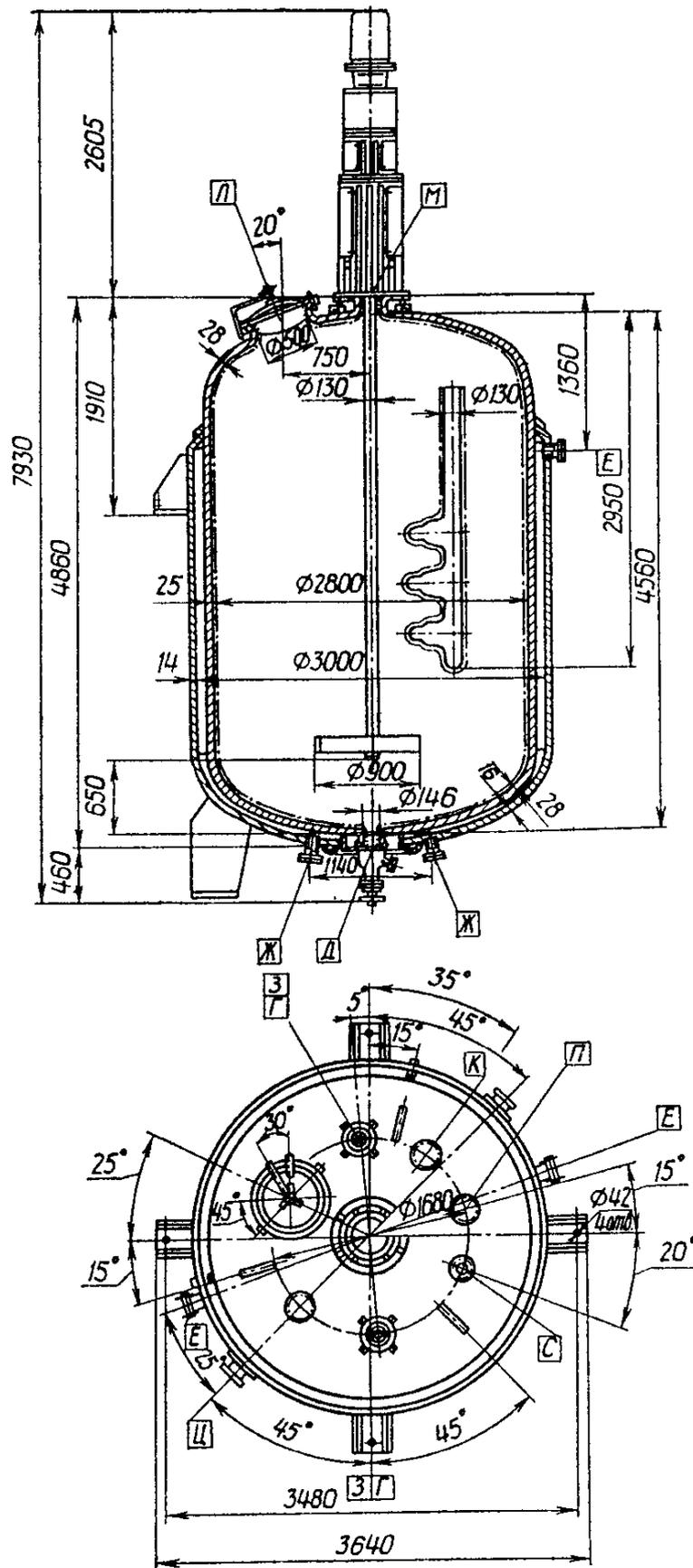


Рис.11.Общий вид эмалированных аппаратов объемом 25 м³ массой 17200 кг.

Таблица 1

Техническая характеристика эмалированных аппаратов объемом 0,4÷6,3 м³

Размеры аппарата, мм	Объем, м ³							
	0,4	0,63	1,25	1,6	2	2,5	4	6,3
1	2	3	4	5	6	7	8	9
D	900	1000	1200	1200	1400	1400	1600	1800
D ₁	1000	1100	1300	1300	1500	1550	1750	1950
D ₂	710	790	850	850	950	950	1000	1100
D ₃	1110	1210	1510	1440	1710	1700	1960	2235
D ₄	580	650	900	850	1050	850	950	1060
H	2500	2650	3230	3540	3500	3780	5150	5680
H ₁	895	1025	1470	1240	1700	1430	1780	2250
H ₂	345	345	455	410	455	480	430	430
H ₃	142	150	200	710	227	625	800	905
H ₄	215	215	250	390	250	440	490	530
H ₅	205	222	258	450	295	500	525	575
H ₆	480	520	755	1340	805	1530	1880	2350
H ₇	250	255	305	1080	332	1230	1540	2050
H ₈	800	930	930	113	1160	148	148	148
H ₉	750	880	1300	-	1530	-	-	-
H ₁₀	115	115	113	-	148	-	-	-
L	1170	1270	1600	1510	1800	1770	2050	2345
L ₁	620	670	770	770	905	930	1030	1130
L ₂	235	235	290	350	290	370	450	530

Окончание таблицы 1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
L ₃	310	330	420	-	460	-	-	-
S	21	23	21	14	24	14	16	16
S ₁	8	8	10	6	10	6	8	8
S ₂	22	24	23	8	26	8	10	10
S ₃	6	6	8	-	8	-	-	-
d	24	24	24	24	24	24	24	35
масса, кг	1305	1615	2470	1770	3320	2200	3790	4760

Таблица 2

Характеристика штуцеров аппаратов объемом 0,4÷6,3 м³

Наименование (обозначение)	Условный проход D _y , мм, при емкости аппарата, м ³							
	0,4	0,63	1,25	1,6	2	2,5	4	6,3
А, А ₁ , Г, Д, С, З, Б	65	65	100	100	100	100	100	100
Е, Ж	40	40	40	40	50	50	50	50
Л	150	250	300×400	250	300×400	250	400	400
Ч	50	50	65	65	-	65	65	65
У	-	-	-	-	50	-	-	-

Таблица 3

Характеристика штуцеров аппаратов объемом 10÷25 м³

Наименование (обозначение)	Условный проход D _y , мм, при емкости аппарата, м ³			
	10	16	20	25
1	2	3	4	5

1	2	3	4	5
Л	500	500	500	500
М,З	200	200	200	200
А,С,К,Д,У,П,Ц	150	150	150	150
Б	100/150	-	-	-
Ж,Е,Е ₁ ,Ч	100	100	100	100
Ф	-	-	80	-

Примечание (предназначение штуцеров): Л– люк; М – для перемешивающего устройства; З – для рассекателя потока; А,А₁– вход продукта (технологический); С – для смотрового окна; К- для колонки манометра (КИП); Д – выпуск продукта (технологический); У, Б – для трубы передавливания; П – отбор продукта (технологический); Ц,Г – для предохранительного клапана; Ж,Е, Е₁ – вход(выход) теплоносителя; Ч – клапан нижнего спуска; Ф,О – выход воздуха, И -для термометра.

Таблица 4

Оптимальные значения окружных скоростей для перемешивающих устройств

Тип мешалки	Вязкость среды при плотности до 2000 кг/м ³ μ·10 ³ , Па·с	Оптимальная окружная скорость W, м/с
Лопастная	0,001÷4	2÷3
Якорная	4÷8	1,5÷2,5
Рамная	8÷15	1÷1,5
Турбинная	0,001÷5	4,2÷7
	5÷15	3,4÷4,2
	15÷25	2,3÷3,4
Пропеллерная	0,001÷2	4,8÷16

Таблица 5

Геометрические симплексы и диаметры стандартизованных мешалок

Тип мешалки	Геометрический симплекс, $\Gamma = D_{\text{ап}}/d_{\text{м}}$	Стандартный диаметр мешалки, $d_{\text{м}}$
Лопастная	$\Gamma = 1,4 \div 1,7$	80;100;125;160;180;200;250; 280; 320; 360; 400;450;500; 560; 630; 710; 800; 900;1000; 1120;1250;1400;1600; 1800;2000;2240;2500
Пропеллерная	$\Gamma = 3 \div 4$	
Турбинная	$\Gamma = 3 \div 4$	
Якорная. Рамная	$\Gamma = 1,05 \div 1,3$	200;220;250;280;300;320;360;400;600;630;710; 750;800;850;900;950;1000; 1060; 1120; 1180;1250; 1320; 1400; 1500;1600; 1700; 1800; 1900; 2000; 2120; 2240; 2360; 2500; 2650; 2800; 3000; 3150; 3350; 3550; 3750; 4000; 4250; 4500; 4750

Таблица 6

Значения коэффициента трения узла “вал-сальник”

Сочетание материалов		Температура в узле трения, °С						
Вал	Сальник	25	50	75	100	150	200	250
		Коэффициент трения, f						
12X18H9T	Ф-4	0,1	0,09	0,07	0,06	0,05	0,04	0,04
14X17H2	ФУМ	0,2	0,15	0,1	0,08	0,06	0,05	0,04
20X13	АГ	0,3	0,24	0,2	0,18	0,16	0,15	0,15
40X	АФТ	0,4	0,34	0,28	0,24	0,2	0,18	0,18

Физические свойства теплоизолирующих материалов

Материал	Предельная температура применения, °С	Плотность, кг/м ³	Теплопроводность, Вт/(мК)
1	3	2	4
Асбестовый картон	600	1200	$0,16 + 18,6 \cdot 10^{-5}t$
Асбестовая ткань	350	650	$0,12 + 18,5 \cdot 10^{-5}t$
Асбестовый шнур	220	1100	$0,14 + 2,3 \cdot 10^{-4}t$
Войлок строительный	90	300	0,04
Торфоплиты	100	320	$0,069 + 1,16 \cdot 10^{-4}t$
Пеномагнезит	400	400	0,099
Шамотные изделия	1500	2000	$0,7 + 6,4 \cdot 10^{-4}t$

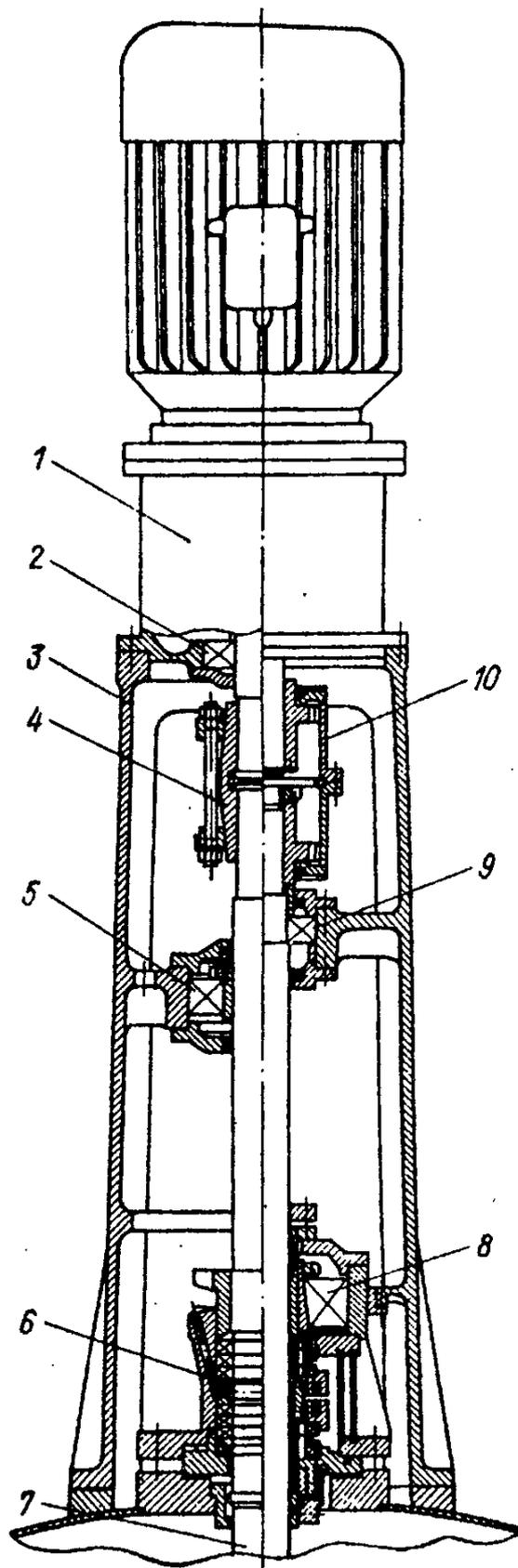


Рис.12. Привод с сальниковым уплотнением (6) вала (7): 1 – мотор-редуктор; 2 – подшипник мотор-редуктора; 3 – стройка; 4(10)- муфта продольная (зубчатая); 5 – подшипник стойки; 8 – подшипник уплотнения; 9 – упорный подшипник качения

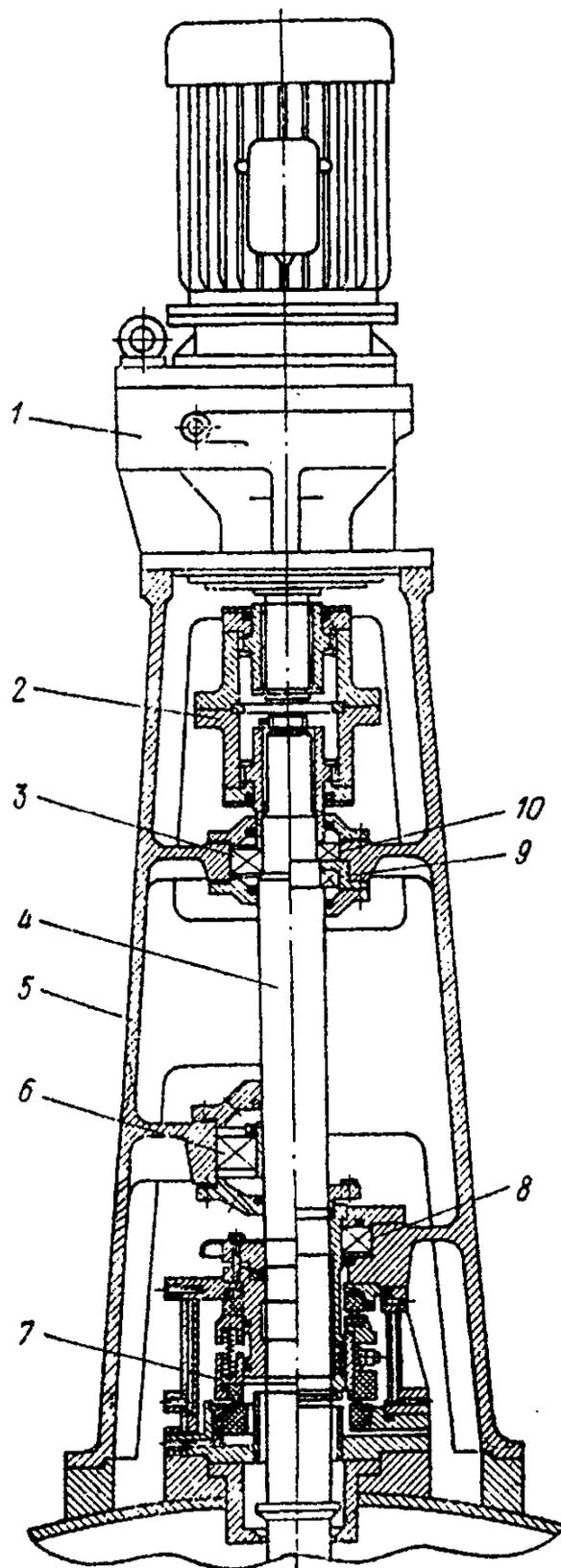


Рис.13. Привод с торцевым уплотнением (7) вала (4):1 – мотор-редуктор;2 - муфта зубчатая; 3 и 10 – радиально-упорные подшипники;5 – стойка; 6 и 8 – радиальные подшипники;9 - упорный подшипник качения

Характеристика приводов механических мешалок эмалированных аппаратов

Объем аппарата, м ³	Тип редуктора	Мощность, кВт	Частота вращения, об/мин	Диаметр вала, мм	Тип электро-двигателя
1	2	3	4	5	6
0,4	МП02М-10ВК-28,2-0,75/50	0,75	50	65	4АМХ71В4
0,63	МП02М-10ВК-28,2-1,5/50	1,5	50	65	4АМХ80В4
1,25	МП02М-10ВК-28,2-3/50	3	50	80	4АМХ100S4
1,6	МП01-10ВК-7,34-3/130	3	130	80	4А112М6
2	МП02М-10ВК-28,2-3/50	3	50	80	4АМХ100S4
2,5	МП01-10ВК-7,34-3/130	3	130	80	4А112М6
4	МР1-315-16-100-Ф1П	11	100	110	4А160М8
6,3	МР1-315-16-100-Ф1П	11	100	110	4А160М8
10	МР1-315-26-100-Ф1П	11	100	130	В160М8
16	МР1-315-25-100-Ф1П	15	100	130	В180М8

Окончание таблицы 8

1	2	3	4	5	6
20	MP1-315-25-100-Ф1П	15	100	130	B180M8
25	MP1-315-26-100-Ф1П	15	100	130	B180M8

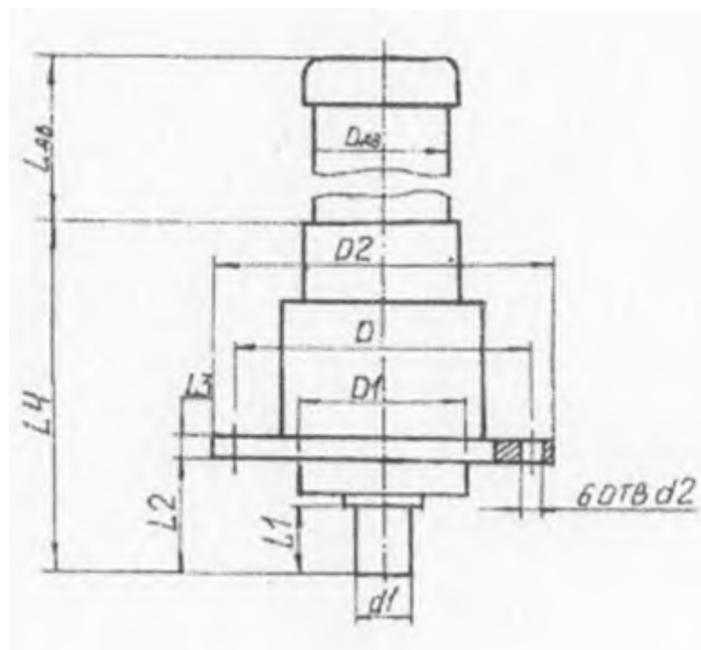
Таблица 9

Основные размеры редукторов

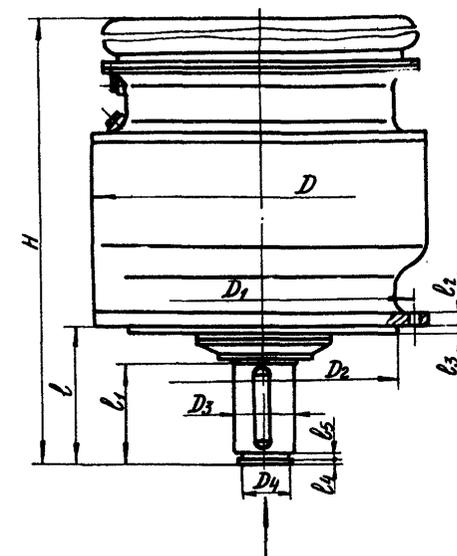
Тип редуктора	D, мм	D ₁ , мм	D ₂ , мм	D ₃ , мм	D ₄ , мм	H, мм	L ₁ (l ₁), мм	L ₂ (l), мм	L ₃ (l ₃), мм	L ₄ (l ₄), мм	d ₁ , мм
ПО1-10	300	270	330	-	-	-	80	220	860	365	40
ПО2-10	300	270	330	-	-	-	80	110	16	6	40
P1-315	450	400	350	65	50	1340	140	200	16	6	-

Основные размеры электродвигателей

Тип	4АМХ71В4	4АМХ80В4	4АМХ100S4	4А112М6	4А160М8	4А180М8
$L_{дв}$	285	320	365	452	667	700
$D_{дв}$	200	200	250	300	350	400

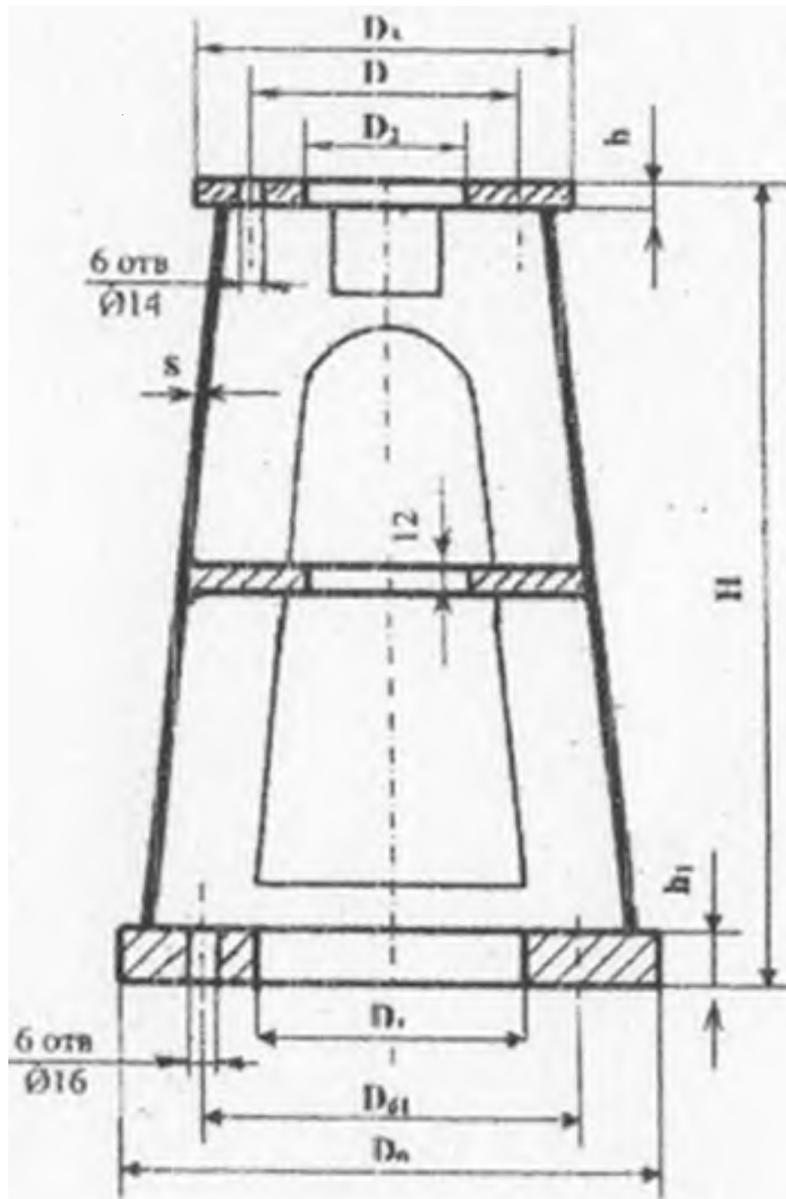


а

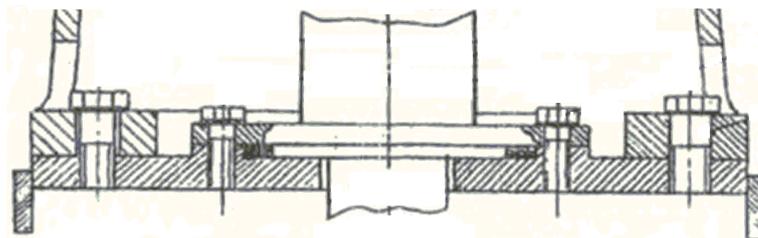


б

Рис.14. Мотор-редуктора: а – МП01(МП02); б – МР1-315



а



б

Рис.15. Стойка привода (а) и ее опора (б)

с уплотнением вала мешалки

Таблица 11

Основные размеры стойки привода

D, мм	D ₀ , мм	D ₁ , мм	D ₆₁ , мм	D ₂ , мм	D ₃ , мм	B, мм	H, мм	h, мм	h ₁ , мм	S, мм
1	2	3	4	4	6	7	8	9	10	11
300	670	500	610	270	330	360	650	24	28	12
320				275	440					
375				330	420					
400				350	440					
440	800	630	720	400	550	450	750	28	30	14
500				450	550					
520				470	520					

Таблица 12

Основные размеры опоры стойки привода

D ₀ ,мм	D ₆₁ ,мм	D ₆₂ ,мм	d,мм	h,мм
1	2	3	4	5
670	610	170	50	40
		200	65	40
		225	80	45
800	720	225	80	45
		255	95	
		280	100	

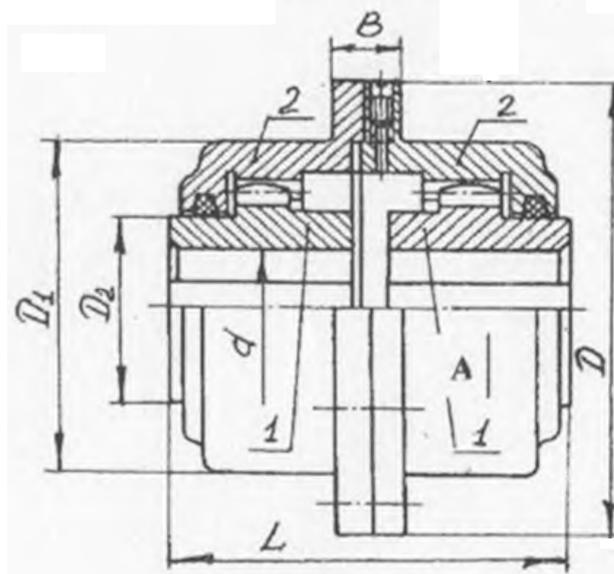


Рис.16. Зубчатая муфта: 1 – втулки с наружными зубьями; 2- обойма с внутренними зубьями

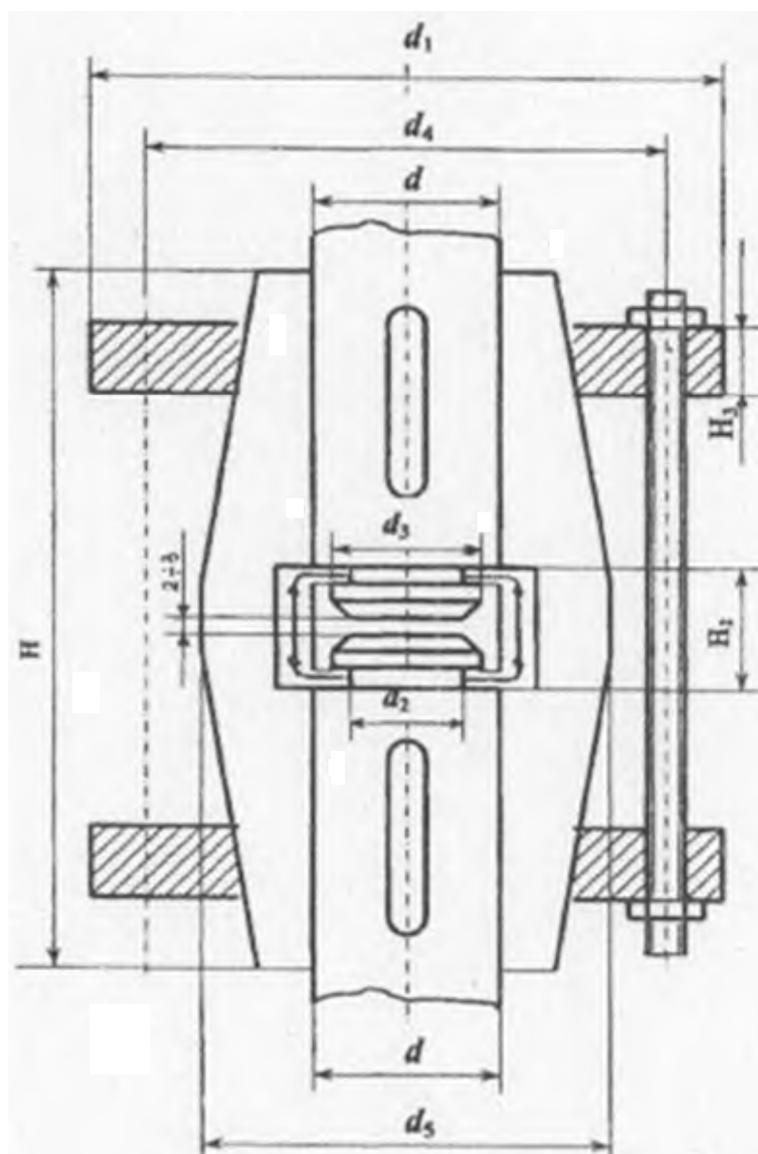


Рис.17. Продольно-разъемная муфта (для валов диаметром от 30 до 130 мм)

Таблица 13

Основные размеры зубчатых муфт

d, мм	D, мм	D ₁ , мм	D ₂ , мм	L, мм	B, мм
50	130	42	48	170	70
65	160	55	62	230	97
80	185	70	78	260	124
95	220	82	92	290	124

Таблица 14

Основные размеры продольно-разъемных муфт

d, мм	d ₁ , мм	d ₂ , мм	d ₃ , мм	d ₄ , мм	d ₅ , мм	H, мм	H ₁ , мм	H ₂ , мм
50	130	-	-	100	-	170	30	24
65	160	-	-	135	-	230	36	30
80	185	-	-	155	-	260	42	36
95	220	-	-	185	-	290	42	40
110	250	-	-	210	-	360	52	45
130	300	-	-	260	-	430	60	50

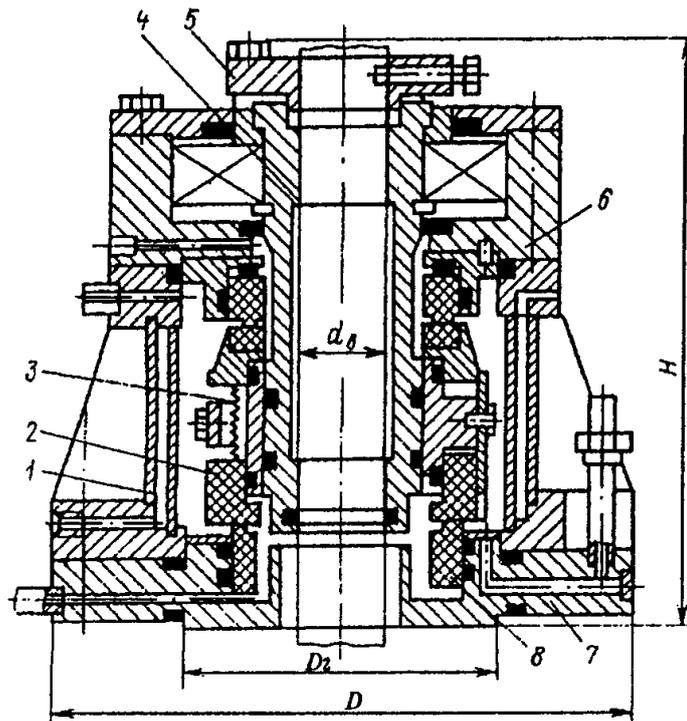


Рис.18. Торцевое уплотнение (Т4): 1- корпус; 2 – подвижное кольцо; 3 – пружина; 4 – втулка; 5 – водило; 6 – крышка; 7 – неподвижное кольцо; 8 – уловитель

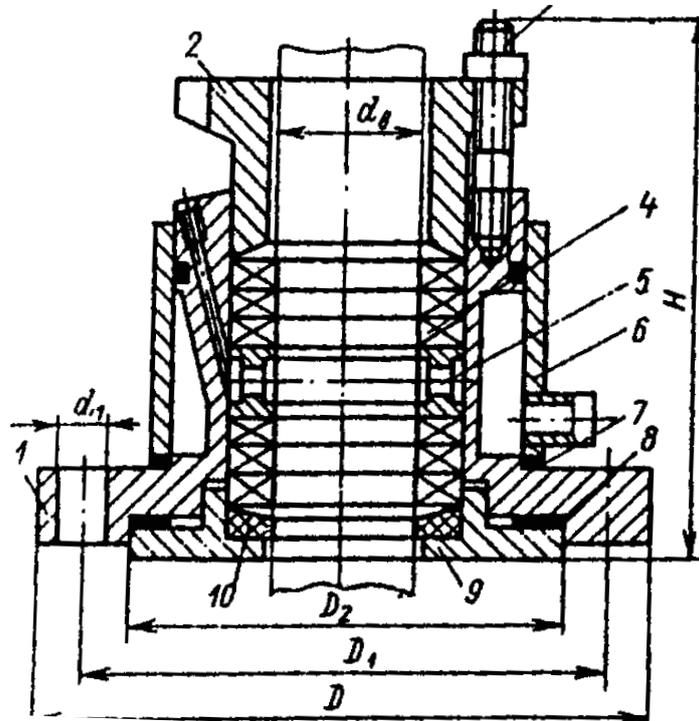


Рис.19. Сальниковое уплотнение: 1- корпус; 2 – нажимная втулка; 3 – шпилька; 4 – набивка; 5 – фонарь; 6 – рубашка; 7,8 – прокладки; 9,10 -кольца

Таблица 15

Основные размеры торцевых уплотнений

$d_B, \text{мм}$	$D, \text{мм}$	$D_2, \text{мм}$	$H, \text{мм}$
50	270	165	155
60			
80	330	195	365
95			
110	360	225	375
130	395		400

Таблица 16

Основные размеры сальниковых уплотнений

$d_B, \text{мм}$	$D, \text{мм}$	$D_1, \text{мм}$	$D_2, \text{мм}$	$d_1, \text{мм}$	$H, \text{мм}$
50	205	170	148	18	190
65	235	200	178		220
80	260	225	202		225
95	290	255	232		230
110	315	280	258		265
130	340	305	282		265

Программа подбора параметров уравнений
кинетики

Кинетический расчет реактора периодического действия

Исходные данные:

Тип реакции: A+B---C

-суточная производительность реактора по продукту "C" , кг: $G_c := 500$

-константа скорости реакции , 1/с: $k := 3.5 \cdot 10^{-4}$

-начальная концентрация лимитирующего компонента "A"
 C_{a0} , кмоль/м³ $C_{a0} := 0.077$

-начальная концентрация компонента "B" C_{b0} , кмоль/м³ $C_{b0} := 0.14$

-начальная концентрация продукта "C" C_{c0} , кмоль/м³: $C_{c0} := 0$

-молекулярная масса компонента "A" μ_{a0} , кг-кмоль: $\mu_a := 125$

-молекулярная масса компонента "B" μ_{b0} , кг-кмоль: $\mu_b := 100$

-молекулярная масса компонента "C" μ_{c0} , кг-кмоль: $\mu_c := 80$

-степень превращения лимитирующего компонента "A", Π_a : $\Pi_a := 0.9$

τ -общее время стадии, с $\tau := 24 \cdot 3600$

τ_{ϕ} -время выдержки раствора, с $\tau_{\phi} := 5 \cdot 60$

τ_{Π} -время нагревараствора, с $\tau_{\Pi} := 10 \cdot 60$

$\tau_{\text{в}}$ -время охлаждения раствора, с $\tau_{\text{в}} := 30 \cdot 60$

Вектор начальных условий: $\underline{C}_0 := \begin{pmatrix} C_{a0} \\ C_{b0} \\ C_{c0} \end{pmatrix}$

Вектор функция правых частей уравнений кинетики:

$$f(t, C) := \begin{pmatrix} -k \cdot C_0 \cdot C_1 \\ -k \cdot C_0 \cdot C_1 \\ k \cdot C_0 \cdot C_1 \end{pmatrix}$$

Пределы интегрирования: $\tau_n := 0$ $\tau_k := 86400$

Число точек, в которых определено решение: $n := 50$ $j := 0..50$

Решение: $z := \text{Rkadapt}(C, \tau_n, \tau_k, n, f)$

Степень превращения лимитирующего компонента Π : $\Pi_j := 1 - \frac{z_{j,1}}{C_{a0}}$

Описание расчетных значений полиномом

Степень полинома : $k := 10$

$t_x := \text{regress}(\Pi, z^{\langle 0 \rangle}, k)$ $C_{aк} := \text{regress}(\Pi, z^{\langle 1 \rangle}, k)$

$C_{вк} := \text{regress}(\Pi, z^{\langle 2 \rangle}, k)$ $C_{ск} := \text{regress}(\Pi, z^{\langle 3 \rangle}, k)$

Интерполяция по заданной степени превращения Π_a :

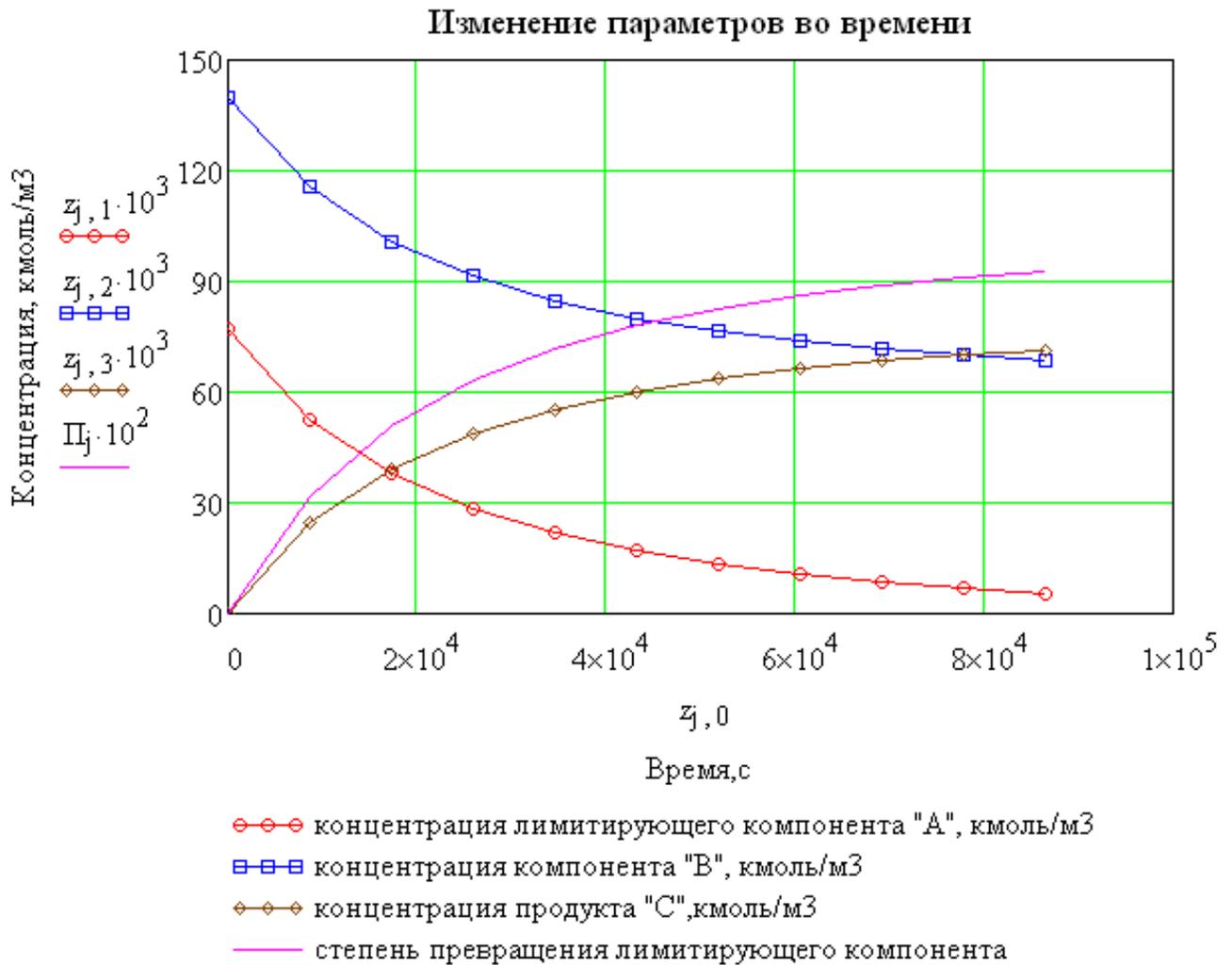
Время синтеза τ_c, c : $\tau_c := \text{interp}(t_x, \Pi, z^{\langle 0 \rangle}, \Pi_a)$ $\tau_c = 7.345 \times 10^4$

Концентрация компонента "А", кмоль/м³: $C_a := \text{interp}(C_{aк}, \Pi, z^{\langle 1 \rangle}, \Pi_a)$ $C_a = 7.7 \times 10^{-3}$

Концентрация компонента "В", кмоль/м³: $C_b := \text{interp}(C_{вк}, \Pi, z^{\langle 2 \rangle}, \Pi_a)$ $C_b = 0.071$

Концентрация компонента "С", кмоль/м³: $C_c := \text{interp}(C_{ск}, \Pi, z^{\langle 3 \rangle}, \Pi_a)$ $C_c = 0.069$

$j := 0, 5.. 50$



Учебное издание

Исаев Вадим Николаевич

Шибашов Антон Владимирович

РАСЧЕТ ХИМИЧЕСКОГО РЕАКТОРА ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ
ЕМКОСТНОГО ТИПА С МЕШАЛКОЙ

Учебное пособие

Под редакцией А.Г.Липина

Редактор: В.Л. Родичева

Подписано в печать 30.11.2016 . Формат 60×84 1/16. Бумага писчая.

Усл.печ.л. 3,02 .Уч.-изд.л. 3,35 . Тираж 70 экз. Заказ

ФГБОУ ВО “Ивановский государственный химико-технологический
университет”

Отпечатано на полиграфическом оборудовании

кафедры экономики и финансов ФГБОУ ВО “ИГХТУ”

153000, г.Иваново, пр. Шереметевский, 7