

11 Вариант Кудюшев 4181-11

Задача 1. Рассчитать и подобрать нормализованный реактор-котел периодического действия по исходным данным табл. 1.

Исходные данные:

$$G, \text{ кг/час} = 140$$

$$C_n, \text{ кмоль/м}^3 = 0,3$$

$$X = 0,7$$

$$K_p, \text{ кмоль/м}^2 \cdot \text{с} = 4,5 \cdot 10^{-5}$$

$$T, ^\circ\text{C} = 130$$

$$P, \text{ МПа} = 0,4$$

$$\rho, \text{ кг/м}^3 = 1200$$

$$C_{ж}, \text{ Дж/кг} \cdot \text{град} = 2000$$

$$\mu, \text{ Па} \cdot \text{с} = 0,025$$

$$\lambda, \text{ Вт/м} \cdot \text{К} = 0,187$$

Примечание. G - производительность по реакционной массе; C_n - начальная концентрация реагирующего вещества; X - степень превращения; K_p - константа скорости реакции первого порядка;

T - температура реакции; P - давление в реакторе: ρ - плотность; μ , - вязкость; $C_{ж}$ - теплоемкость; λ - теплопроводность.

Решение:

1) При степени превращения $\chi = (x_n - x_k) / x_n = 0,8$ и начальной концентрации $x_n = 0,3$ кмоль/м³ определим конечную концентрацию:

$$x_k = x_n(1 - \chi) = 0,3 \cdot 0,2 = 0,06 \text{ кмоль/м}^3.$$

2) Необходимое время реакции первого порядка определяется по формуле:

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p1}} \ln \frac{x_n}{x_k} = \frac{1}{4,5 \cdot 10^{-5}} \ln \frac{0,3}{0,06} = 3,5765 \cdot 10^4 \text{ с}$$

3) Принимаем предварительно временный КПД реактора:

$$\eta = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_B} = 0,7$$

где τ_B - вспомогательное время работы реактора, и находим общее время цикла:

$$\tau_u = \frac{3,5765 \cdot 10^4}{0,7} = 5,1093 \cdot 10^4 \text{ с}$$

4) Номинальный объем реактора рассчитываем по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau_u}{\varphi \cdot \rho \cdot n} = \frac{0,039 \cdot 5,1093 \cdot 10^4}{0,75 \cdot 1200 \cdot 1} = 2,214 \text{ м}^3$$

где τ_u - время работы одного цикла, с; φ - коэффициент заполнения реактора;

$\varphi = 0,7 - 0,8$ при обработке непенящихся жидкостей; $\varphi = 0,4 - 0,6$ при обработке пенящихся жидкостей; ρ – плотность готового продукта, кг/м³; n – число параллельно работающих реакторов

при $n = 1$, $\varphi = 0,75$; где $G = 120 \text{ кг/ч} = 0,039 \text{ кг/с}$.

5) По табл.1 предварительно принимаем реактор со следующими техническими данными: номинальный объем 3,2 м³, диаметр аппарата $D = 1600\text{мм}$, высота уровня жидкости в аппарате 1,33 м, площадь поверхности теплообмена рубашки 8,5 м², диаметр вала мешалки 65мм, площадь поверхности теплообмена змеевика: 1ый ряд-5,2 м² 2ой ряд-9,5 м²

б) Выполним уточненный расчет.

В общем случае время цикла $\tau_{\text{ц}}$ определяется как сумма:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_p + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5$$

Рассмотрим каждое слагаемое:

τ_p – продолжительность реакции, зависит от порядка реакции и рассчитывается по формулам:

для реакции нулевого порядка

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p0}} (x_{Aн} - x_{Ак})$$

где K_{p0} – константа скорости реакции нулевого порядка, кмоль/(м² с); $x_{Aн}$, $x_{Ак}$ – начальная и конечная концентрация реагирующего вещества А в системе, кмоль/м³

для реакции первого порядка

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p1}} \ln \frac{x_{Aн}}{x_{Ак}} = \frac{1}{4,5 \cdot 10^{-5}} \ln \frac{0,3}{0,06} = 3,5765 \cdot 10^4 \text{ с}$$

где K_{p1} – константа скорости реакции первого порядка, кмоль/(м² с);

для реакции второго порядка

$$\tau_p = \frac{1}{K_{p2}} \frac{1}{x_{Bн} - x_{Aн}} \ln \frac{(x_{Bн} - x_{Aн} + x_{Aк}) x_{Aн}}{x_{Aк} x_{Bн}}$$

где K_{p2} – константа скорости реакции второго порядка, кмоль/(м² с); $x_{Bн}$ – начальная концентрация реагирующего вещества В в системе, кмоль/м³

τ_1 – время подготовки реактора к новому циклу, задается регламентом и составляет : $\tau_1 = 10 - 60$ мин.

τ_2 – длительность загрузки реактора жидкостью:

$$\tau_2 = \frac{V_{ж}}{V_{н.с.}}$$

где $V_{ж}$ – объем жидкости в реакторе, м³; $V_{н.с.}$ – производительность насоса, подающего жидкость в реактор, м³/с.

τ_3 , τ_4 – продолжительность разогрева τ_3 и охлаждения τ_4 реактора при известной площади поверхности рубашки (змеевика):

$$\tau_{3,4} = \frac{Q_{3,4}}{F \cdot K_{3,4} (\Delta t_{cp})_{3,4}}$$

где F – площадь поверхности теплообмена, м²; $K_{3,4}$ – коэффициент теплопередачи при нагревании и охлаждении, Вт/(м² К); $(\Delta t_{ср})_{3,4}$ – средняя разность температур при нагревании и охлаждении; $Q_{3,4}$ – количество теплоты, затрачиваемое для нагревания или охлаждения реакционной массы и реактора.

τ_5 – длительность опорожнения реактора, зависит от способа выгрузки из него прореагировавшей жидкости.

Время τ_5 ориентировочно может быть рассчитано по формуле:

$$\tau_5 = \frac{900 V_{ж}}{D^2}$$

а при опорожнении реактора через нижний сливной штуцер:

$$\tau_5 = \frac{1,1 \cdot 10^3 \cdot V_{ж}}{(H_{ж}^{0,5} \cdot D^2)}$$

где $V_{жс}$ - объем жидкости в аппарате, м³; D - диаметр аппарата, м; $H_{жс}$ - начальная высота уровня жидкости в аппарате, м.

7) Примем время подготовки реактора к новому циклу $\tau_1 = 15$ мин = 900с. Для заполнения реактора реакционной массой используем насос производительностью

$v_{нас} = 3$ м³/ч. Тогда:

$$\tau_2 = \frac{0,75 \cdot 3 \cdot 2 \cdot 3600}{3} = 8640 \text{ с.}$$

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

$$\tau_5 = \frac{1,1 \cdot 10^3 \cdot V_{жс}}{(H_{жс}^{0,5} \cdot D^2)} = \frac{1,1 \cdot 10^3 \cdot 2,4}{1,33^{0,5} \cdot 1,6^2} = 894,2 \text{ с}$$

Для расчета τ_3 и τ_4 дополнительно к исходным данным примем температуры реакционной массы до нагревания $t_n = 20^\circ\text{C}$ и после охлаждения $t_k = 30^\circ\text{C}$, теплоемкость материала реактора (стали) $c_p = 515$ Дж/кг·К.

8) Масса реактора приближенно:

$$m_p = 230 P D^2 = 230 \cdot 0,4 \cdot 1,6^2 = 235,52 \text{ кг}$$

где P - избыточное давление в реакторе, МПа.

9) Количество теплоты, затрачиваемое для нагревания и охлаждения реакционной массы и реактора:

$$Q_{3,4} = (m_p c_p + m_{жс} c_{жс}) \Delta t_{3,4},$$

где m_p , $m_{жс}$ – масса реактора и загруженной в него жидкости, кг; c_p , $c_{жс}$ – удельные

теплоемкости материала реактора и жидкости, Дж/кг К; $\Delta t_{3,4}$ - разность температур в процессе нагревания и охлаждения:

$$\Delta t_3 = t_p - t_n; \Delta t_4 = t_p - t_k,$$

где t_p – температура реакции; t_n – начальная температура жидкости до нагревания; t_k – конечная температура жидкости после охлаждения;

Средняя разность температур Δt_{cp} рассчитывается по условиям нестационарного процесса теплообмена, так как при нагревании или охлаждении температура реакционной массы изменяется во времени.

Если при нагревании реакционной смеси от t_n до t_p жидкий теплоноситель не изменяет своего агрегатного состояния, т.е. температура теплоносителя меняется от θ_2' до θ_2 (см. рис.1) средняя разность температур:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{t_p - t_n}{\ln \frac{\theta_1 - t_n}{\theta_1 - t_p}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}$$

где

$$A = \frac{\theta_1 - t_p}{\theta_2 - t_p}$$

если при нагревании реакционной массы конденсирующимся водяным паром $\theta_1 = \theta_2' = \theta_2$, то $(\Delta t_{cp})_3$ рассчитывается как средняя арифметическая или логарифмическая разность температур.

При охлаждении реактора хладогентом от t_p до t_k , конечная температура которого θ_2 изменяется во времени (рис. 1,б), средняя разность температур определяется как

$$(\Delta t_{cp})_4 = \frac{t_p - t_k}{4 \ln \frac{t_p - \theta_1}{t_k - \theta_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}$$

где

$$A = \frac{t_k - \theta_1}{t_k - \theta_2}$$

10) Определяем количество теплоты:

затраченной на нагревание реакционной массы и реактора:

$$Q_{3,4} = (m_p c_p + m_{жс} c_{жс}) \Delta t_{3,4} = (82,8 \cdot 515 + 0,75 \cdot 1050 \cdot 1900) \cdot (120 - 20) = 153 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

$$Q_{3,4} = (m_p c_p + m_{жс} c_{жс}) \Delta t_{3,4} = (235,52 \cdot 515 + 0,75 \cdot 1200 \cdot 2000) \cdot (130 - 20) = 211,3 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

отведенной при охлаждении реактора

$$Q_{3,4} = (m_p c_p + m_{ж} c_{ж}) \Delta t_{3,4} = (235,52 \cdot 515 + 0,75 \cdot 1200 \cdot 2000) \cdot (130 - 30) = 192,1 \cdot 10^6 \text{ Дж}$$

Средняя разность температур при нагревании реактора водяным паром при температуре его конденсации $\theta_{cp} = 140^\circ\text{C}$ равна:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln \frac{\Delta t_{max}}{\Delta t_{min}}} = \frac{(140 - 20) - (140 - 130)}{\ln \frac{140 - 20}{140 - 130}} = 28,86^\circ\text{C}$$

Приняв $\theta_1 = 20^\circ\text{C}$, $\theta_2 = 25^\circ\text{C}$ и рассчитав предварительно:

$$A = \frac{t_k - \theta_1}{t_k - \theta_2} = \frac{30 - 20}{30 - 25} = 2$$

$$A = \frac{t_k - \theta_1}{t_k - \theta_2} = \frac{30 - 20}{30 - 25} = 2$$

найдем среднюю разность температур при охлаждении реактора водой, которая не меняет своего агрегатного состояния:

$$(\Delta t_{cp})_4 = \frac{t_p - t_k}{4 \ln \frac{t_p - \theta_1}{t_k - \theta_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A} = \frac{130 - 30}{4 \ln \frac{130 - 20}{30 - 20}} \cdot \frac{2 - 1}{2 \ln 2} = 30,08^\circ\text{C}$$

11) Теплоотдача от перемешиваемой среды к стенке сосуда, заключенного в рубашку, или к змеевику, расположенному вдоль стенки сосуда, описывается уравнением:

$$Nu = C \Re_{цб.}^a \cdot Pr^{0,33}$$

$$Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$$

При этом λ при теплоотдаче к рубашке;

$$Nu = \frac{\alpha d_{зм}}{\lambda}$$

λ при теплоотдаче к змеевикам.

D – внутренний диаметр реактора, м; $d_{зм}$ – наружный диаметр трубы змеевика;

$$\Re_{цб.} = \frac{n \cdot d_M^2}{\nu_M}$$

ν_M – центробежный критерий Рейнольдса; n – частота вращения мешалки, с^{-1} ; d_M – диаметр мешалки, м; ν_M – кинематическая вязкость жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

Так как при нагревании реакционной массы используется конденсирующийся пар, можно принять коэффициент теплопередачи равным коэффициенту теплоотдачи перемешиваемой среды.

Для его расчета определим:

12) центробежный критерий Рейнольдса

$$\Re_{цб.} = \frac{\rho \cdot n \cdot d_M^2}{\mu} = \frac{1200 \cdot 0,83 \cdot 0,68^2}{0,025} = 18422,016$$

где $n = 0,83 \text{ с}^{-1}$; d_M — диаметр мешалки, м.

Проектируем якорную мешалку, для которой:

$$d_M = \frac{D}{1,05 - 1,3} = \frac{1,6}{1,3} = 1,23 \text{ м}$$

♦ критерий Прандтля:

$$Pr = \frac{c_{жс} \mu_{жс}}{\lambda_{жс}} = \frac{2000 \cdot 0,025}{0,187} = 267,38$$

♦ критерий Нуссельта для якорной мешалки:

$$Nu = C \Re_{цб.}^a Pr^{0,33} = 0,38 \cdot 18422,016^{0,67} \cdot 267,38^{0,33} = 1731,9$$

где параметры C, a взяты из табл. 5.2, откуда находим коэффициент теплоотдачи от перемешиваемой среды к стенке сосуда:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{D} = \frac{1731,9 \cdot 0,187}{1,6} = 202,4 \frac{\text{Вт}}{(\text{м}^2 \cdot \text{К})}$$

Приняв среднюю температуру воды по уравнению:

$$\theta_{ср.} = \frac{t_p - t_k}{\ln \frac{t_p}{t_k}} - (\Delta t)_4 = \frac{130 - 30}{\ln \frac{130}{30}} - 30,08 = 38,13 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Коэффициент B зависит от $\theta_{ср.}$

$\theta_{ср.0}$	0	10,0	20	30	40	60	80	100	150	200
-----------------	---	------	----	----	----	----	----	-----	-----	-----

С										
В 10^9	2,64	8,0	15,5	27,0	39,0	68,0	102	147	290	493

$\theta_{cp} = 38,13^\circ\text{C}$ соответствует $B = 36,8 \cdot 10^9$, находим разность температур:

$$t_{cm} - \theta_{cp} = \frac{(\Delta t_{cp})_4}{2} = \frac{28,3}{2} \approx 14^\circ\text{C}$$

$$t_{cm} - \theta_{cp} = \frac{(\Delta t_{cp})_4}{2} = \frac{30,08}{2} \approx 15^\circ\text{C}$$

и по уравнению находим произведение:

$$Gr \cdot Pr = H_p^3 (t_{cm} - \theta_{cp}) \cdot B = 1,33^3 \cdot 15 \cdot 36,8 \cdot 10^9 = 734,2 \cdot 10^9$$

Используя это значение, по формуле рассчитаем:

$$Nu = C(GrPr)^a = 0,15 \cdot (734,2 \cdot 10^9)^{0,33} = 1235,4$$

и коэффициент теплоотдачи от стенки сосуда к воде во время охлаждения по формуле:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \lambda_p}{H_p} = \frac{1235,4 \cdot 0,6}{1,33} = 557,32 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

где теплопроводность воды $\lambda_p = 0,6 \text{ Вт/(мК)}$; высота рубашки $H_p = H_{ж} = 0,42 \text{ м}$.

Приняв термическое сопротивление загрязнений со стороны перемешиваемой среды $r_1 = 210^{-4} \text{ м}^2\text{К/Вт}$ и со стороны воды $r_2 = 2,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2\text{К/Вт}$, определим коэффициент теплопередачи во время охлаждения по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta}{\lambda_{cm}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{202,4} + 2 \cdot 10^{-4} + 2,3 \cdot 10^{-4} + 2,3 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{557,32}} = 135,2 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

где

$$\frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} = \frac{0,004}{17} = 2,3 \cdot 10^{-4} \frac{M^2 \cdot K}{Bm}$$

Определим длительность:

♦ периода нагревания реактора по формуле:

$$\tau_3 = \frac{Q_3}{F \cdot \alpha_1 (\Delta t_{cp})_3} = \frac{211,3 \cdot 10^6}{8,5 \cdot 202,4 \cdot 28,86} = 4255,73 \text{ с}$$

где F— площадь поверхности теплообмена рубашки, м² (табл. 1).

периода охлаждения:

$$\tau_4 = \frac{Q_4}{F \cdot K (\Delta t_{cp})_4} = \frac{192,1 \cdot 10^6}{0,7 \cdot 196,08 \cdot 30,08} = 3869,02 \text{ с}$$

♦ одного цикла реактора по формуле:

$$\begin{aligned} \tau_{ц} = \tau_p + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5 &= 35765 + 6900 + 8640 + 4255,73 + 3869,02 + 894,2 \\ &= 54323,95 \text{ с} \end{aligned}$$

Уточненное время 54323,95 с отличается от ранее принятого 51093 на **5,9%**. В этом случае нет необходимости в повторном уточненном расчете.

Таким образом, окончательно выбираем реактор-котел номинальный объем 3,2 м³, диаметр аппарата $D = 1600$ мм, высота уровня жидкости в аппарате 1,33 м, площадь поверхности теплообмена рубашки 8,5 м², диаметр вала мешалки 65мм, площадь поверхности теплообмена змеевика: 1ый ряд-5,2 м² 2ой ряд-9,5 м²