

УДК 66.01
Д36

Рецензенты:
В. М. Куприненко, Б. В. Пассет

Д36 Дерко П. П., Мазур Л. С. Периодические процессы нагревания, охлаждения и концентрирования жидких сред: Методические указания для курсового проектирования. СПб.: СПХФА, 1999.— 35 с.

ISBN 5-8085-0027-3

В методических указаниях систематизирован теоретический материал по выбору аппаратов для проведения периодических процессов нагревания, охлаждения и концентрирования жидких сред, а также расчету этих процессов. Приведены конкретные примеры.

Методические указания могут быть использованы при курсовом и дипломном проектировании, а также слушателями факультета дополнительного профессионального обучения и химиками-технологами.

Утверждены методической комиссией факультета промышленной технологии лекарств (протокол № 6 от 21.04.1998 г.).

ВВЕДЕНИЕ

При большом ассортименте выпускаемых препаратов и их относительно малой тоннажности в химико-фармацевтической и других отраслях промышленности широко распространены процессы, когда в одном емкостном аппарате осуществляется периодически нагревание, охлаждение, упаривание растворов, кристаллизация, перегонка и т. д. Поэтому правильный расчет и выбор таких аппаратов имеет первостепенное значение и ведет к экономии энергоресурсов и времени.

В настоящих методических указаниях приведены методы расчета периодических процессов охлаждения, нагревания и упаривания жидких сред, даны примеры расчета и список специальной литературы.

Методические указания, по мнению авторов, помогут студентам в работе с технической литературой, грамотно выполнять сложные технологические расчеты и обосновано выбирать оборудование для ведения заданных периодических процессов. Методические указания могут быть использованы при работе над курсовым и над дипломным проектами, а также окажут помощь работникам промышленности.

ISBN 5-8085-0027-3

© Санкт-Петербургская государственная
химико-фармацевтическая академия, 1999

$$h_{p.a} = \frac{F_a}{\pi D_a},$$

где D_a — внутренний диаметр корпуса аппарата, м.

Рассчитывают высоту h_{yp} уровня среды в аппарате и площадь F_p боковой поверхности аппарата, омываемой средой

$$h_{yp} = \frac{4V_n}{\pi D_a^2} \text{ и } F_p = \frac{4V_n}{D_a}.$$

Если выбран аппарат с рубашкой на днище, то

$$F_p = \frac{4V_n}{D_a} + \frac{\pi D_a^2}{4} \cdot f,$$

где f — коэффициент использования площади днища в качестве греющей поверхности ($f = 0 \dots 1$).

Для полного использования площади поверхности теплообмена аппарата высота уровня среды в нем должна быть равна или больше высоты рубашки (змеевика) $h_{yp} \geq h_{pa}$.

1. НЕСТАЦИОНАРНЫЙ НАГРЕВ И ОХЛАЖДЕНИЕ ЖИДКИХ СРЕД

Нестационарный нагрев и охлаждение жидких сред широко применяется в различных отраслях промышленности с часто меняющимся ассортиментом продукции и при небольших производительностях. В качестве теплообменных используются в основном стандартные емкостные аппараты с рубашкой или змеевиком, а теплоносителями служат водяной пар или вода. Обоснованный выбор емкостного аппарата и теплоносителя позволяет снизить материальные и энергетические затраты на процесс теплообмена и сократить время на его проведение.

1.1. ВЫБОР АППАРАТА

Для расчета периодических процессов исходной величиной является объем нагреваемой или охлаждаемой среды V_n , рассчитывают требуемую вместимость V_p емкостного аппарата

$$V_p = \frac{V_n}{\eta},$$

где $\eta = (0,4 \dots 0,8)$ — коэффициент заполнения аппарата [8].

Далее по каталогам или нормальям [1, 2, 3, 4] выбирают аппарат с номинальной вместимостью V_a , равной расчетной или ближайшей (большей или меньшей). Находят основные его размеры и номинальную площадь поверхности теплообмена F_a . Выбирают материал стенки корпуса аппарата, стойкий в данной среде [6]. Полагая, что основная теплообменная поверхность рубашки расположена на корпусе аппарата цилиндрической формы, определяют ее высоту (при отсутствии справочных данных) h_{pa} :

1.2. ВЫБОР ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

Выбирают вид и параметры теплоносителя из условия, что разность температур между теплоносителем и жидкой средой в аппарате в любой момент времени не должна быть меньше 5 К.

1.3. РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

По формулам, соответствующим условиям теплообмена в аппарате [9, 10, 11], определяют среднее значение коэффициента теплоотдачи α_1 , от теплоносителя к стенке аппарата и среднее значение коэффициента теплоотдачи α_2 от стенки аппарата к находящейся в нем жидкой среде (значения величин, входящих в расчетные формулы, подставляют при средней температуре жидких сред, поскольку их физико-химические свойства в процессе нагрева или охлаждения меняются незначительно).

При обогреве или охлаждении аппарата жидкостью, подаваемой в рубашку, теплоотдача происходит при свободном движении теплоносителя вдоль вертикальной поверхности

(при естественной конвекции), выбор формулы зависит от значения произведения критериев Грасгофа и Прандтля [9, 10, 11]. Если жидкость подается в змеевик, то задаются режимом ее течения (скоростью) и выбор формулы определяется значением критерия Рейнольдса [9, 10, 11].

При любом способе, отвода или подвода теплоты, среда, находящаяся в аппарате, охлаждается или нагревается при естественной конвекции, если отсутствует мешалка. В этом случае объем жидкости ограничен вертикальной цилиндрической поверхностью, расчет ведется по тем же формулам, что и для жидкости в рубашке. Если среду, находящуюся в аппарате, необходимо перемешивать мешалкой, то предварительно выбирают тип мешалки, ее размеры и частоту вращения [1, 2, 3, 8], а затем рассчитывают коэффициент теплоотдачи по формулам для случая использования мешалки [9, 10, 11].

При упаривании растворов в емкостных аппаратах теплоотдача происходит при пузырьковом кипении в большом объеме.

При расчете α_1 и α_2 должно выполняться условие равенства поверхностной плотности тепловых потоков q от теплоносителя к наружной стенке аппарата, через стенку и от внутренней стенки к среде в аппарате [11]

$$q = \alpha_1 \Delta t_1 = \frac{1}{\Sigma \delta / \lambda} \cdot \Delta t_{cm} = \alpha_2 \Delta t_2,$$

где Δt_1 , Δt_{cm} , Δt_2 — разность температур соответственно между теплоносителем и наружной поверхностью стенки, между наружной и внутренней поверхностями стенки, внутренней поверхностью стенки и жидкой средой, К;

$\Sigma \delta / \lambda$ — термическое сопротивление всех слоев стенки, включая загрязнения, м²К/Вт. Допустимые отклонения тепловых потоков не должны превышать $\pm 3\%$ [9].

Если физико-химические свойства нагреваемой или охлаждаемой среды в течение процесса меняются существенно, весь процесс разбивают на несколько интервалов (по температуре). В каждом интервале определяют коэффициенты теплоотдачи при условии равенства тепловых потоков, которые в дальнейшем используются для расчета коэффициентов теп-

лопередачи и расчета длительности процесса интегральным методом (см. пример расчета по упариванию раствора).

По найденным значениям α_1 и α_2 рассчитывают коэффициент теплопередачи при нагревании или охлаждении K , Вт/(м²К)

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \Sigma \delta / \lambda + 1/\alpha_2}$$

1.4. ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЛИЧЕСТВА ТЕПЛОТЫ И ВРЕМЕНИ ПРОЦЕССА

Определяют количество теплоты на нагрев или охлаждение Q , Дж

$$Q = (G_n C_p + G_a C_a) \Delta t,$$

где G_n и G_a — масса жидкой среды и масса аппарата, кг;

C_p и C_a — удельная массовая теплоемкость среды и материала аппарата, Дж/(кг · К);

Δt — разность температур при нагреве или охлаждении, К.

$$\Delta t_{нагр} = t_k - t_n; \Delta t_{охл} = t_n - t_k,$$

где t_n и t_k — температура среды в начале и конце процесса.

Масса аппарата выбирается из справочников или ориентировочно рассчитывается [8]. При охлаждении среды теплоту, отдаваемую аппарату, можно не учитывать, т. к. это способствует процессу охлаждения.

Определяют продолжительность τ нагрева или охлаждения

$$\tau = \frac{Q}{FK \Delta t_{cp}},$$

где $F = F_p$, если $F_p < F_a$ и $F = F_a$, если $F_p \geq F_a$.

Средняя разность температур Δt_{cp} , К, рассчитывается по условиям нестационарного процесса [8, 10, 11]. При нагревании среды конденсирующимся водяным паром Δt_{cp} рассчитывается как средняя логарифмическая разность температур. При нагревании жидким теплоносителем, не изменяющим

своего агрегатного состояния, средняя разность температур $\Delta t_{\text{ср.н}}$ составляет

$$\Delta t_{\text{ср.н}} = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{\ln \frac{\Theta_1 - t_{\text{н}}}{\Theta_1 - t_{\text{к}}}} \cdot \frac{A-1}{A \ln A}; \text{ где } A = \frac{\Theta_1 - t_{\text{к}}}{\Theta_2 - t_{\text{к}}},$$

где Θ_1 — температура жидкого теплоносителя на входе в рубашку (змеевик) аппарата, °С;

Θ_2 — температура жидкого теплоносителя на выходе из рубашки (змеевика) в конце процесса нагревания, °С.

При охлаждении жидким хладагентом средняя разность температур будет равна

$$\Delta t_{\text{ср.о}} = \frac{t_{\text{н}} - t_{\text{к}}}{\ln \frac{t_{\text{н}} - \Theta_1}{t_{\text{к}} - \Theta_1}} \cdot \frac{A-1}{A \ln A}; \text{ где } A = \frac{t_{\text{к}} - \Theta_1}{t_{\text{к}} - \Theta_2}.$$

1.5. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА НАГРЕВАНИЯ ЖИДКОСТИ ГРЕЮЩИМ ПАРОМ

Условие задачи. Подобрать емкостной аппарат с рубашкой, определить расход теплоты и теплоносителя, а также затраты времени, необходимые для нагревания 1250 кг бутилового спирта от 25 до 95 °С. В качестве греющего агента используется насыщенный водяной пар с давлением 2 кгс/см². Тепловыми потерями пренебречь.

Решение. Материал корпуса аппарата — сталь типа Х17. Скорость коррозии ее в среде бутилового спирта меньше 0,1 мм в год [6]. Коэффициент теплопроводности такой стали [6]

$$\lambda_{\text{а}} = 25,1 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$$

При температуре 95 °С плотность бутилового спирта 760 кг/м³ [10, 11]. Следовательно, объем спирта составит

$$V_{\text{н}} = \frac{1250}{760} = 1,57 \text{ м}^3.$$

Требуемая вместимость аппарата

$$V_{\text{р}} = \frac{V_{\text{н}}}{\eta}, \quad V_{\text{р}} = \frac{1,57}{0,8} = 1,97 \text{ м}^3$$

Этому условию соответствует емкостной аппарат с номинальной вместимостью $V_{\text{а}} = 2 \text{ м}^3$, внутренним диаметром корпуса $D_{\text{а}} = 1400 \text{ мм}$, с эллиптическим днищем и крышкой, с гладкой приварной рубашкой, без внутренних устройств и с демонтированной мешалкой; имеющий площадь поверхности теплообмена $F_{\text{а}} = 4,3 \text{ м}^2$, допускающий работу при избыточном давлении до 0,6 МПа. Толщина стенки корпуса $\delta_{\text{к}} = 10 \text{ мм}$ [2].

Полагая, что рубашка располагается только на цилиндрической поверхности корпуса аппарата, можно ориентировочно определить ее высоту $h_{\text{р.а}}$

$$h_{\text{р.а}} = \frac{4,3}{\pi \cdot 1,4} = 0,98 \approx 1 \text{ м}.$$

Высота уровня раствора $h_{\text{ур}}$

$$h_{\text{ур}} = \frac{4 \cdot 1,57}{\pi \cdot 1,4^2} = 1,02 \approx 1 \text{ м}.$$

Таким образом, можно считать, что площадь поверхности теплообмена аппарата равна площади цилиндрической поверхности аппарата, омываемой жидкой средой $F_{\text{а}} \cong F_{\text{р}}$.

Количество подводимой теплоты Q

$$Q = (G_{\text{н}} C_{\text{р}} + G_{\text{а}} C_{\text{а}})(t_{\text{к}} - t_{\text{н}});$$

$$C_{\text{а}} = 500 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К} \quad [10, 11].$$

При средней температуре бутилового спирта $t_{\text{ср}} = \frac{25 + 95}{2} \cong 60 \text{ °С}$ его теплоемкость $C_{\text{сп}} = 2770 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ [10, 11]

$$Q = (1250 \cdot 2770 + 230 \cdot 0,6 \cdot 1,43 \cdot 500)(95 - 25) = 2,56 \cdot 10^8 \text{ Дж}.$$

Необходимое количество греющего пара

$$G_{\text{г.п}} = \frac{Q}{r_{\text{г.п}}},$$

где $r_{г.п}$ — удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг,

$$r_{г.п} = 2208 \cdot 10^3, [10, 11]$$

$$G_{г.п} = \frac{2,56 \cdot 10^3}{2,208 \cdot 10^6} = 116 \text{ кг.}$$

Коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующего водяного пара к стенке [10, 11]

$$\alpha_1 = \frac{A_t}{\sqrt[4]{\Delta t_1 h_{уп}}} \cdot 2,04,$$

где $A_t = 7240$ (конденсация насыщенного водяного пара при температуре 120 °С).

Коэффициент теплоотдачи α_2 от внутренней стенки аппарата к нагреваемому бутиловому спирту определяют из критерия Нуссельта

$$Nu = \frac{\alpha_2 h_{уп}}{\lambda_{сп}}.$$

Физические свойства бутилового спирта при средней температуре $t_{сп} = 60$ °С определяют по справочным данным [10, 11]. Так, плотность спирта $\rho_{сп} = 781$ кг/м³; динамическая вязкость $\mu_{сп} = 1,14 \cdot 10^{-3}$ Па · с; удельная теплоемкость $C_{сп} = 2,77 \cdot 10^3$ Дж/(кг · К); коэффициент теплопроводности $\lambda_{сп} = 0,146$ Вт/(м · К); коэффициент объемного расширения $\beta_{сп} = 9,4 \cdot 10^{-4}$ К⁻¹.

Расчет коэффициентов теплоотдачи ведут методом последовательного приближения [9], задавая разностью температур Δt_1 между температурой конденсации греющего пара и температурой стенки со стороны пара.

Для первого приближения Δt_1 принята равной 1 К. Тогда

$$\alpha_1 = \frac{7240}{1 \cdot 1} \cdot 2,04 = 14770 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Поверхностная плотность теплового потока q_1

$$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1; q_1 = 14770 \cdot 1,0 = 14770 \text{ Вт/м}^2 = 1,48 \cdot 10^4 \text{ Вт/м}^2.$$

Перепад температуры в стенке аппарата

$$\Delta t_{ст} = q_1 \cdot \Sigma r_{ст};$$

где
$$\Sigma r_{ст} = \frac{\delta_{с.г}}{\lambda_a} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{5800},$$

где $\frac{1}{5800}$ — тепловое сопротивление загрязнений на стенках аппарата со стороны греющего пара и спирта [10, 11].

$$\Sigma r_{ст} = \frac{0,01}{25,1} + \frac{1}{5800} \cdot 2 = 7,43 \cdot 10^{-4};$$

$$\Delta t_{ст} = 14770 \cdot 7,43 \cdot 10^{-4} = 10,97 \text{ К.}$$

Температура стенки со стороны спирта $t_{ст2}$

$$t_{ст2} = t_{конд} - \Delta t_1 - \Delta t_{ст}; t_{ст2} = 119,6 - 1,0 - 10,97 = 107,63 \text{ °С.}$$

Разность температур между стенкой и спиртом со стороны спирта Δt_2

$$\Delta t_2 = t_{ст2} - t_{сп}; \quad \Delta t_2 = 107,63 - 60 = 47,63 \text{ К.}$$

Значение критериев $Gr, Pr, Pr_{ст}, Nu$

$$Gr = \frac{gh_{уп}^3 \rho_{сп}^2}{\mu_{сп}^2} \beta_{сп} \Delta t_2,$$

$$Gr = \frac{9,81 \cdot 1,0^3 \cdot 781^2}{(1,14 \cdot 10^{-3})^2} \cdot 9,4 \cdot 10^{-4} \cdot 47,63 = 2,06 \cdot 10^{11};$$

$$Pr = \frac{C_{сп} \mu_{сп}}{\lambda_{сп}},$$

$$Pr = \frac{2,77 \cdot 10^3 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}}{0,146} = 21,6.$$

$$\text{При } t_{ст2} = 107,63 \text{ °С } Pr_{ст} = \frac{3,35 \cdot 10^3 \cdot 0,49 \cdot 10^{-3}}{0,137} = 11,9;$$

$$Gr \cdot Pr = 2,06 \cdot 10^{11} \cdot 21,6 = 4,45 \cdot 10^{12}.$$

Так как $GrPr > 10^9$, то

$$Nu = 0,15(Gr \cdot Pr)^{0,33}(Pr/Pr_{ст})^{0,25} \quad [10,11]$$

$$Nu = 0,15(4,45)^{0,33}(21,6/11,9)^{0,25} = 2620,$$

$$\text{следовательно } \alpha_2 = \frac{2620 \cdot 0,146}{1,0} = 383 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Поверхностная плотность теплового потока q_2 от стенки к спирту

$$q_2 = 383 \cdot 47,63 = 18220 \text{ Вт/м}^2 \approx 1,82 \cdot 10^4 \text{ Вт/м}^2.$$

Как видно $q_1 \neq q_2$.

Расчеты следует повторить при других значения Δt_1 .

Так, принимая $\Delta t_1 = 1,5$ К, получают

$$\alpha_1 = 13427; \quad q_1 = 2,01 \cdot 10^4; \quad \Delta t_{ст} = 14,96; \quad t_{ст2} = 103,14;$$

$$\Delta t_2 = 43,14; \quad \alpha_2 = 369; \quad q_2 = 1,57 \cdot 10^4;$$

снова $q_1 \neq q_2$.

Поскольку q_1 и q_2 близки по значениям, можно построить графические зависимости $q_1 = f_1(\Delta t_1)$ и $q_2 = f_2(\Delta t_1)$ (рис. 1.1). По точке пересечения прямых q_1 и q_2 определяют ориентировочно значение Δt_1 , при котором проводят проверочный расчет.

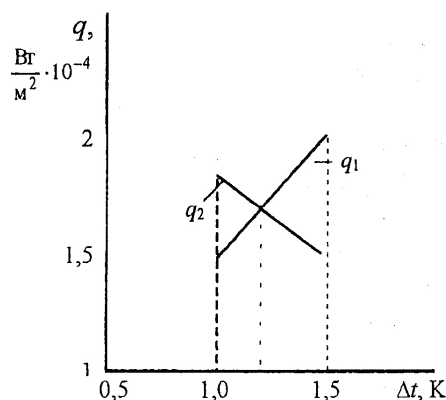


Рис. 1.1. Зависимость поверхностной плотности тепловых потоков q_1 и q_2 от разности температур Δt_1

Из графика следует, что $\Delta t_1 = 1,2$ К. Проверочный расчет показывает, что

$$\alpha_1 = 14333; \quad q_1 = 1,72 \cdot 10^4; \quad \Delta t_{ст} = 12,77; \quad t_{ст2} = 105,53;$$

$$\Delta t_2 = 45,33; \quad \alpha_2 = 377; \quad q_2 = 1,73 \cdot 10^4;$$

Значения q_1 и q_2 практически совпадают. Следовательно их можно использовать для расчета коэффициента теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/14333 + 7,43 \cdot 10^{-4} + 1/377} = 287 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Средняя разность температур

$$\Delta t_{ср} = \frac{t_{к} - t_{н}}{\ln \frac{t_{г.п} - t_{н}}{t_{г.п} - t_{к}}}; \quad \Delta t_{ср} = \frac{95 - 25}{\ln \frac{119,6 - 25}{119,6 - 95}} = 59,97 \sim 60 \text{ К}$$

Время нагрева бутилового спирта

$$\tau = \frac{Q}{KF \cdot \Delta t_{ср}}; \quad \tau = \frac{2,56 \cdot 10^8}{287 \cdot 4,3 \cdot 60} = 3457 \text{ с} = 0,96 \text{ ч}.$$

1.6. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА ОХЛАЖДЕНИЯ ЖИДКОСТИ ЖИДКОСТЬЮ

Условие задачи. Подобрать аппарат с рубашкой и мешалкой для охлаждения толуола от 105 до 35 °С. Рассчитать время охлаждения.

Решение. При 105 °С плотность толуола $\rho = 783 \text{ кг/м}^3$ [10, 11]. Объем толуола $V_T = 2000/783 = 2,55 \text{ м}^3$.

При коэффициенте заполнения аппарата $\eta = 0,75$, требуемая вместимость аппарата $V_p = 2,55/0,75 = 3,4 \text{ м}^3$.

Аппарат с ближайшей номинальной вместимостью $V_a = 3,2 \text{ м}^3$ [2], тогда, реальный коэффициент заполнения аппарата $\eta = 2,55/3,2 = 0,8$, что допустимо.

Выбирается аппарат без внутренних устройств, с эллиптической крышкой (тип 0), с гладкой приварной рубашкой (исполнение корпуса 01). Внутренний диаметр $D_a = 1600 \text{ мм}$,

высота корпуса $H_a = 1850$ мм, толщина стенки аппарата $\delta = 12$ мм, диаметр рубашки аппарата $D_p = 1700$ мм, площадь поверхности теплообмена $F_a = 6,2$ м² [2].

Высота уровня толуола в аппарате определяется коэффициентом заполнения $h_{ур} = H_a \cdot \eta = 1850 \cdot 0,8 = 1480$ мм = 1,48 м.

Выбирается трехлопастная (пропеллерная) мешалка для интенсификации теплообмена в жидкости вязкостью менее 0,1 Па · с. Диаметр такой мешалки может быть в 3—4 раза меньше диаметра аппарата [1, 8, 2, 3]. Выбирается мешалка диаметром $d_m = 400$ мм с частотой вращения $n = 3,33$ с⁻¹.

Охлаждение толуола производится водой. Пусть начальная температура подаваемой в рубашку воды $t_{в.н} = 15$ °С. Для конечного момента процесса, когда температура толуола $t_{т.к} = 35$ °С, температура воды, выходящей из рубашки, принимается $t_{в.к} = 27$ °С. Константа A для всего процесса может быть рассчитана по условиям конечного момента охлаждения

$$A = \frac{35 - 15}{35 - 27} = 2,5.$$

Средняя разность температур между водой и толуолом во время всего процесса

$$\Delta t_{ср} = \frac{105 - 35}{\ln \frac{105 - 15}{35 - 15}} \cdot \frac{2,5 - 1}{2,5 \cdot \ln 2,5} = 30,5 \text{ К.}$$

Средняя температура воды на выходе из рубашки [4, 5]

$$t_{в.к.ср} = \Delta t_{ср} \cdot \ln A + t_{в.н},$$

$$t_{в.к.ср} = 30,5 \ln 2,5 + 15 = 42,9.$$

Средняя температура воды в рубашке

$$t_{в.ср} = \frac{t_{в.н} + t_{в.к.ср}}{2}, \quad t_{в.ср} = \frac{15 + 42,9}{2} = 29 \text{ °С.}$$

Средняя температура толуола

$$t_{т.ср} = t_{в.ср} + \Delta t_{ср}, \quad t_{т.ср} = 29 + 30,5 = 59,5 \text{ °С.}$$

Количество теплоты, выделяющееся при охлаждении толуола, Дж

$$Q = G_T C_T (t_{т.н} - t_{т.к}),$$

где G_T — количество охлаждаемого толуола, кг;

C_T — теплоемкость толуола, Дж/(кг · К). При средней температуре $t_{т.ср} = 59,5$ °С, $C_T = 1760$,

$$Q = 2000 \cdot 1760(105 - 35) = 2,46 \cdot 10^8 \text{ Дж.}$$

Количество воды, необходимое для охлаждения толуола

$$G_B = \frac{Q}{C_B (t_{в.к.ср} - t_{в.н})},$$

где C_B — теплоемкость воды, Дж/(кг · К). При средней температуре $t_{в.ср} = 29$ °С, $C_B = 4,18 \cdot 10^3$,

$$G_B = \frac{2,46 \cdot 10^8}{4,18 \cdot 10^3 (42,9 - 15)} = 2109,4 \text{ кг.}$$

При охлаждении толуола имеет место конвективная теплоотдача, не сопровождающаяся изменением агрегатного состояния, вынужденное движение при перемешивании жидкости мешалкой.

Критерий Нуссельта

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^{0,33} (\mu/\mu_{ст})^{0,14} \cdot \Gamma^{-1}, \quad [10, 11]$$

где Re — критерий Рейнольдса;

Pr — критерий Прандтля;

Γ — критерий геометрического подобия;

$C = 0,36$; $m = 0,67$ для аппаратов с рубашкой;

$\mu_{ст}$ — динамический коэффициент вязкости толуола при средней температуре стенки, $t_{ст}$, аппарата со стороны толуола;

μ — динамический коэффициент вязкости толуола при определяющей температуре $t = 0,5 (t_{т.ср} + t_{т.ст})$.

Принимается $t_{ст.т} = 45$ °С; $t = 0,5(59,5 + 45) = 52,25$ °С.

$$\mu_{ст} = 0,47 \cdot 10^{-3}; \quad \mu = 0,44 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} \quad [10, 11]$$

$$Re = \frac{\rho n d_m}{\mu},$$

где $\rho = 828 \text{ кг/м}^3$ — плотность толуола при его средней температуре $t_{т.ср} = 59,5 \text{ }^\circ\text{C}$;

$$Re = \frac{828 \cdot 3,33 \cdot 0,4^2}{0,44 \cdot 10^{-3}} = 1,00 \cdot 10^6$$

$$Pr = 4,7 [10, 11] \text{ при } t_{т.ср} = 59,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Gamma = D/d_m; \Gamma = 1600/400 = 4$$

$$Nu = 0,36(1,00 \cdot 10^6)^{0,67} \cdot 4,7^{0,33} (0,44 \cdot 10^{-3}/0,47 \cdot 10^{-3}) \cdot 4^{-1} = 1558,8.$$

Коэффициент теплоотдачи от толуола к стенке аппарата

$$\alpha_{т} = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_m},$$

где λ — теплопроводность толуола при $t_{т.ср} = 59,5 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\lambda = 0,128 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)} [10, 11]$$

$$\alpha_{т} = \frac{1558,8 \cdot 0,128}{0,4} = 498,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Плотность теплового потока от толуола к стенке аппарата

$$q_{т} = \alpha_{т}(t_{т.ср} - t_{ст.т}),$$

$$q_{т} = 498,5 \cdot (59 - 45) = 7228 \text{ Вт/м}^2.$$

Тепловой поток, проходящий через стенку аппарата от толуола к воде

$$q_{ст} = \frac{1}{\Sigma r} (t_{ст.т} - t_{ст.в}) = q_{т},$$

где $\Sigma r = \Sigma \frac{\delta}{\lambda}$ — суммарное термическое сопротивление всех слоев аппарата

$$\Sigma r = r_{31} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{32},$$

где r_{31} и r_{32} — термические сопротивления загрязнений на стенке со стороны толуола и воды $r_{31} = 1/5800$, $r_{32} = 1/6115$ [10, 11];

$\delta = 12 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ — толщина стенки аппарата;

λ — теплопроводность материала стенки аппарата, для стали $\lambda = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ [10, 11]

$$\Sigma r = 1/5800 + 12 \cdot 10^{-3}/46,5 + 1/6115 = 5,94 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}.$$

Температура стенки со стороны воды

$$t_{ст.в} = t_{ст.т} - q_{т}\Sigma r,$$

$$t_{ст.в} = 49,5 - 7228 \cdot 5,94 \cdot 10^{-4} = 40,7 \text{ }^\circ\text{C}.$$

При теплоотдаче от стенки аппарата к воде, протекающей в рубашке аппарата, имеет место конвективная теплоотдача без изменения агрегатного состояния при свободном движении воды вдоль вертикальной поверхности.

Определяющий геометрический размер — высота поверхности, омываемая водой

$$l = h_{ур} = 1,48 \text{ м}.$$

Критерий Грасгофа [10, 11]

$$Gr = g^2 \beta \Delta t / \nu^2,$$

где $g = 9,81 \text{ м/с}$;

β — коэффициент объемного расширения, $\beta = 3,21 \cdot 10^{-4}$ при К^{-1} при $t_{в.ср} = 29 \text{ }^\circ\text{C}$ [10, 11]

$$\Delta t = t_{ст.в} - t_{в.ср} = 40,7 - 29 = 11,7 \text{ К};$$

ν — коэффициент кинематической вязкости воды

$$\nu = 0,81 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}. [10, 11]$$

$$Gr = \frac{9,81(1,48)^3}{(0,81 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 3,21 \cdot 10^{-4} \cdot 11,7 = 1,8 \cdot 10^{11}$$

При $t_{в.ср} = 29 \text{ }^\circ\text{C}$ критерий Прандтля для воды $Pr = 5,42$ [10, 11]

$$Gr \cdot Pr = 1,8 \cdot 10^{11} \cdot 5,42 = 9,77 \cdot 10^{11} > 10^9.$$

В этом случае

$$Nu = 0,15(Gr \cdot Pr)^{0,33}(Pr/Pr_{ст})^{0,25},$$

где $Pr_{ст} = 4,26$ при $t_{ст.в} = 40,7$ °C.

$$Nu = 0,15(9,77 \cdot 10^{11})^{0,33}(5,42/4,26)^{0,25} = 1442$$

Коэффициент теплоотдачи для воды

$$\alpha_{в} = Nu \cdot \lambda l,$$

где λ — коэффициент теплопроводности воды при $t_{в.ср} = 29$ °C

$$\lambda = 61,8 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)} \quad [10, 11]$$

$$\alpha_{в} = 1442 \cdot 61,8 \cdot 10^{-2}/1,48 = 604,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Плотность теплового потока от стенки к воде

$$q_{в} = \alpha_{в}(t_{ст.в} - t_{в.ср}) = \alpha_{в} \cdot \Delta t_{в},$$

$$q_{в} = 604,5 \cdot 11,7 = 7073 \text{ Вт/м}^2.$$

Ошибка расчетов

$$\frac{7228 - 7073}{(7228 + 7073)/2} \cdot 100\% = 2\% < 3\%, \text{ что допустимо.}$$

При ошибке более 3 % необходимо методом последовательных приближений уточнить расчеты (см. раздел 1.5).

Средняя плотность теплового потока в аппарате

$$q = \frac{q_{т} + q_{в}}{2},$$

$$q = \frac{7228 + 7073}{2} = 7150 \text{ Вт/м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи в аппарате

$$K = \frac{q}{\Delta t_{ср}} = \frac{71500}{30,5} = 234,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Время процесса охлаждения

$$\tau = \frac{Q}{K \cdot F \cdot \Delta t_{ср}},$$

$$\tau = \frac{2,46 \cdot 10^8}{234 \cdot 6,2 \cdot 30,5} = 5560 = 1 \text{ час } 33 \text{ мин.}$$

Для проверки режима течения воды в рубашке рассчитывают критерий Рейнольдса [8]

$$Re = \frac{4G_{в}}{\tau \cdot \pi(D_{п} + D) \cdot \mu},$$

где μ — динамический коэффициент вязкости воды при $t_{в.ср} = 29$ °C, $\mu = 0,818 \cdot 10^{-3}$ Па · C;

$D_{п}$ и D — внутренний диаметр рубашки и наружный диаметр корпуса аппарата, м, $D = D_{а} + 2\delta = 1600 + 2 \cdot 12 = 1624$ мм = 1,624 м.

$$Re = \frac{4 \cdot 2109,4}{5560 \cdot 3,14(1,7 + 1,624) \cdot 0,818 \cdot 10^{-3}} = 178$$

$$4Re \cdot Nu = 4 \cdot 178 \cdot 1442 = 1,02 \cdot 10^6$$

$$Gr = 1,8 \cdot 10^{11} \text{ (стр. 17).}$$

$Gr \gg 4Re \cdot Nu$, следовательно при движении воды в рубашке преобладает свободная конвекция над вынужденной и расчеты выполнены правильно.

Расход воды в рубашке

$$G'_{в} = \frac{G_{в}}{\tau} = \frac{2109,4}{5560} = 0,38 \text{ кг/с} = 1366 \text{ кг/ч.}$$

2.1. ПРОСТОЕ УПАРИВАНИЕ

Зная объем исходного раствора V_n , рассчитывают требуемую вместимость V_p емкостного аппарата, принимая коэффициент заполнения η с учетом режима кипения ($\eta = 0,4...0,6$) [10, 11]

$$V_p = \frac{V_n}{\eta}.$$

Методика выбора аппарата и расчет процесса подогрева исходного раствора до температуры кипения приведены ранее (см. раздел «Нестационарный нагрев и охлаждение жидких сред»). Параметры греющего пара выбирают при условии, что температура его конденсации должна на 15...20 К превышать температуру кипения раствора в конце упаривания [4, 5].

Определяют количество теплоты Q_y и количество греющего пара G_y на процесс упаривания [10, 11]

$$Q_y = [G_n C_n (t_{кк} - t_n) + W(i_{вт} - c_w t_{кк})] \cdot \varphi;$$

$$G_y = \frac{Q_y}{r_{г.п} \cdot x},$$

где $t_{кк}$ — температура кипения упаренного раствора, °С;

$i_{вт}$ — удельная энтальпия пара растворителя, Дж/кг;

c_w — удельная массовая теплоемкость растворителя, Дж/(кг · К);

W — масса упаренного растворителя, кг;

φ — коэффициент, учитывающий потери теплоты в окружающую среду;

x — степень сухости греющего пара.

$$W = G_n \left(1 - \frac{\bar{X}_n}{\bar{X}_k}\right),$$

где \bar{X}_n и \bar{X}_k — массовые доли растворенного вещества в исходном и упаренном растворах.

В процессе упаривания состав \bar{X} кипящего раствора, температуре кипения t_k его, коэффициент теплопередачи при упаривании K_y и площадь поверхности теплообмена F_y непрерывно меняются. Постоянной остается только температура

2. ПЕРИОДИЧЕСКОЕ УПАРИВАНИЕ

Периодическое упаривание применяется преимущественно при концентрировании незначительных количеств растворов. В качестве выпарных чаще всего используют емкостные аппараты с рубашкой или с внутренними нагревательными устройствами типа змеевика (иногда аппараты снабжают и перемешивающими устройствами).

Обычно проводят простое упаривание или дробное. При простом упаривании весь исходный раствор загружают в аппарат и процесс ведут до получения раствора заданного конечного состава. Следовательно, вместимость емкостного аппарата должна быть рассчитана по объему исходного раствора с учетом коэффициента заполнения. Если для обогрева аппарата используется рубашка, то при расчетах следует учитывать изменение площади поверхности теплообмена по мере упаривания растворителя. Если же упаривание незначительно (можно допустить, что в режиме кипения жидкость будет омывать стенки аппарата независимо от частичного снижения уровня ее в процессе упаривания) или, если для обогрева использован змеевик, расположенный ниже уровня раствора в аппарате, то площадь поверхности теплообмена можно считать постоянной.

При дробном упаривании в аппарат загружают лишь часть раствора, подлежащего упариванию, и далее добавляют его порциями по мере испарения растворителя до получения упаренного раствора требуемого состава. В этом случае можно использовать аппарат с вместимостью, соответствующей объему упаренного раствора, а площадь поверхности теплообмена считать постоянной при несущественных колебаниях уровня раствора в аппарате в процессе упаривания.

конденсации $t_{г.п}$ греющего пара. Длительность процесса упаривания τ_y может быть определена решением уравнения

$$\tau_y = \int_0^{Q_y} \frac{dQ_y}{K_{y_i} F_{y_i} (t_{г.п} - t_k)}$$

Значение интеграла правой части уравнения можно получить графическим интегрированием (см. пример расчета).

Данные для графического интегрирования получают расчетным путем, для чего в интервале от $\bar{X}_н$ до $\bar{X}_к$ выбирают произвольно несколько промежуточных составов раствора \bar{X}_i . При каждом составе \bar{X}_i определяют:

— температуру кипения раствора (с учетом условий упаривания) и количество упаренного растворителя ΣW_i

$$\Sigma W_i = G_n \left(1 - \frac{\bar{X}_н}{\bar{X}_i}\right);$$

— суммарные затраты теплоты на упаривание ΣQ_{yi}

$$\Sigma Q_{yi} = \Sigma [G_n C_n (t_{ki} - t_n) + W_i (i_{вт} - c_w t_{ki})] \cdot \varphi,$$

где $i_{вт} - c_w t_{ki} = r_i$ — удельная теплота парообразования растворителя, Дж/кг;

— высоту уровня раствора h_{yi} и площадь поверхности теплообмена F_{yi} .

$$h_{yi} = \frac{4V_i}{\pi D_a^2}$$

$$F_{yi} = \frac{4V_i}{D_a} + \frac{\pi D_a^2}{4} f,$$

где $V_i = V_n - \frac{\Sigma W_i}{\rho_w}$ — текущий объем раствора в аппарате, м³;

ρ_w — плотность растворителя, кг/м³.

Для всех выбранных составов упариваемого раствора рассчитывают коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующегося

греющего пара к стенке аппарата и коэффициент теплоотдачи α_2 от стенки аппарата к кипящему раствору. При этом должно выполняться условие равенства поверхностной плотности q тепловых потоков от греющего пара к стенке аппарата, через стенку и от внутренней стенки к кипящему раствору.

Последовательность расчетов:

— задаются значением Δt_1 и определяют коэффициент теплоотдачи α_1 и поверхностную плотность теплового потока q_1 от конденсирующегося пара к стенке аппарата $q_1 = \alpha_1 \Delta t_1$;

— полагая, что этот же поток проходит через стенку, определяют

$$\Delta t_{ст} = q_1 \Sigma \frac{\delta}{\lambda};$$

— определяют температуры наружной и внутренней стенок аппаратов t_1, t_2

$$t_1 = t_{г.п} - \Delta t_1, \quad t_2 = t_1 - \Delta t_{ст};$$

— определяют значение $\Delta t_2 = t_2 - t_k$;

— определяют значение α_2 ;

— рассчитывают поверхностную плотность теплового потока q_2 от стенки аппарата к кипящему раствору $q_2 = \alpha_2 \Delta t_2$.

В случае равенства тепловых потоков коэффициенты α_1 и α_2 используют для расчета коэффициента теплопередачи. Если же q_1 и q_2 отличаются более чем на $\pm 3\%$, задаются новым значением Δt_1 и все расчеты повторяют.

Полученные расчетные данные сводят в табл. 2.1.

Далее строят график зависимости $\frac{1}{K_{y_i} F_{y_i} \Delta t_{yi}} = f(\Sigma Q_{yi})$, вы-

бирая соответствующие масштабы (см. примеры расчета). Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и ординатами $Q_y = 0$ и $Q_y = Q_{yк}$ с учетом масштабов построения, численно будет равна времени упаривания τ_y .

Общее время процесса τ_0 составляет $\tau_0 = \tau_n + \tau_y$.

Таблица 2.1

Массовая доля растворенного вещества, \bar{X}_i	\bar{X}_n	\bar{X}_1	\bar{X}_2	\bar{X}_3	\bar{X}_n	\bar{X}_k
Масса упаренного растворителя ΣW_i , кг	0	W_1	W_2	W_3	W_n	W_k
Площадь поверхности теплообмена F_{yi} , м ²	F_n	F_1	F_2	F_3	F_n	F_k
Суммарные затраты теплоты ΣQ_{yi} , Дж	0	Q_{y1}	Q_{y2}	Q_{y3}	Q_{yn}	Q_{yk}
Температура кипения раствора, t_{ki} , °С	t_{kn}	t_{k1}	t_{k2}	t_{k3}	t_{kn}	t_{kk}
Полезная разность температур Δt_{ki} , К; $\Delta t_{ki} = t_{г.п} - t_{ki}$	Δt_{kn}	Δt_{k1}	Δt_{k2}	Δt_{k3}	Δt_{kn}	Δt_{kk}
Коэффициент теплопередачи при упаривании K_{yi} , Вт/м ² К	K_{yn}	K_{y1}	K_{y2}	K_{y3}	K_{yn}	K_{yk}
$\beta = \frac{1}{K_{yi} F_{yi} \Delta t_{yi}}$	β_n	β_1	β_2	β_3	β_n	β_k

2.2. ДРОБНОЕ УПАРИВАНИЕ

По заданным значениям массы G_n , кг, и объема V_n , м³, исходного раствора и состава \bar{X} до и после упаривания рассчитывают массу G_k и объем V_k упаренного раствора, а также растворителя W_k и V_{wk} .

Весь процесс разбивают на несколько Z циклов и определяют массу W_i и объем V_{wi} растворителя, удаляемого за один цикл упаривания

$$W_i = \frac{W_k}{Z}, \quad V_{wi} = \frac{V_{wk}}{Z}$$

Рассчитывают объем V_{n1} и массу G_{n1} исходного раствора, заливаемого в выпарной аппарат в начале упаривания, и требуемую вместимость V_p аппарата с учетом коэффициента заполнения η

$$V_{n1} = V_k + \Sigma V_{wi}, \quad V_p = V_{n1}/\eta.$$

По справочной литературе выбирают тип аппарата, определяют его основные размеры, номинальную вместимость V_a и площадь поверхности F_a теплообмена.

Рассчитывают высоту уровня раствора h_{yp} в аппарате и площадь F_p боковой поверхности, омываемой раствором.

$$h_{yp} = \frac{4V_{n1}}{\pi D_a^2}, \quad F_p = \frac{4V_{n1}}{D_a}$$

Рассчитывают состав \bar{X}_i раствора на каждом цикле упаривания

$$\bar{X}_i = \frac{\bar{X}_n (G_{n1} + \sum_0^{z-1} G_{ni})}{G_{n1} + \sum_0^{z-1} G_{ni} - \sum_0^z W_i}$$

где G_{ni} — масса исходного раствора добавляемого в аппарат после каждого цикла упаривания. Объем V_{ni} добавляемого раствора должен быть равным объему V_{wi} испаренного растворителя.

Зная состав \bar{X}_i раствора на каждом цикле упаривания и его температуру, по справочным данным находят все характеристики, необходимые для расчета коэффициентов теплоотдачи при нагревании и упаривании. Пользуясь соответствующими формулами [10, 11], рассчитывают эти коэффициенты, соблюдая равенство поверхностной плотности q тепловых потоков от греющего пара к стенке аппарата, через стенку и от стенки к раствору. Рассчитывают коэффициенты теплопередачи при нагревании K_n и на каждом цикле упаривания K_{yi} .

Определяют количества теплоты на нагревание Q_n раствора и аппарата и на упаривание Q_y растворителя

$$Q_n = [(G_{n1} C_n + G_a C_a)(t_{kn} - t_n)] \varphi,$$

$$Q_y = [\sum_0^{z-1} G_{ni} C_i (t_{ji} - t_i) + \sum_0^z W_i r_i] \varphi,$$

где t_{ki} и r_i — температура кипения, °С, раствора и удельная теплота парообразования, Дж/кг, растворителя на i -м цикле упаривания.

Рассчитывают время, затраченное на нагревание τ_n раствора и аппарата (см. раздел 1.5), и на упаривание τ_y , решением уравнения

$$\tau_y F_n = \int_0^{Q_i} \frac{dQ}{K_{yi}(t_{г.п} - t_{ki})}$$

и общее время τ_0 , затраченное на процесс

$$\tau_0 = \tau_n + \tau_y.$$

2.3. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОСТОГО ВЫПАРИВАНИЯ

Условия задачи. Подобрать емкостный аппарат с рубашкой и определить время упаривания 2200 кг водного раствора едкого натрия. Массовая доля NaOH в исходном растворе 10 %, а в упаренном 35 %. Температура исходного раствора равна температуре кипения в аппарате. По условиям производства можно использовать насыщенный водяной пар с температурой конденсации 110 °С. Теплотери в окружающую среду принять равными 5 % от полезно использованной теплоты. Упаривание производится под вакуумом 0,7 кгс/м².

Решение. Материал корпуса аппарата — сталь 12Х18Н10Т. Скорость коррозии ее в среде кипящего раствора NaOH заданных составов меньше 0,1 мм/год [6]. Коэффициент теплопроводности $\lambda_{ст} = 20,1$ Вт/(м · К). Плотность исходного раствора при температуре кипения (~70 °С) $\rho_n = 1083$ кг/м³.

Объем исходного раствора V_n

$$V_n = \frac{G_n}{\rho_n},$$

где G_n — масса исходного раствора, кг,

$$V_n = \frac{2200}{1083} = 2,03 \text{ м}^3.$$

Требуемая вместимость аппарата

$$V_p = \frac{V_n}{\eta}, \quad V_p = \frac{2,03}{0,65} = 3,12 \text{ м}^3.$$

Данным требованиям соответствует емкостный аппарат с номинальной вместимостью 3,2 м³, диаметром корпуса 1,6 м, с эллиптическим днищем и крышкой, с гладкой приварной рубашкой без внутренних устройств и мешалки, имеющий площадь поверхности обогрева 6,2 м² и допускающий работу при избыточном давлении до 0,6 кгс/см². Толщина стенки корпуса 12 мм [2].

Высота исходного раствора в аппарате

$$h_{yp} = \frac{4V_n}{\pi D_a^2}; \quad h_{yp} = \frac{4 \cdot 2,03}{3,14 \cdot 1,6^2} = 1,00 \text{ м}.$$

Поскольку выбранный аппарат имеет частично обогреваемое днище (~80 %), то площадь греющей поверхности, омываемой раствором, составляет

$$F_p = \frac{4V_n}{D_a} + \frac{\pi D_a^2}{4} \cdot 0,8; \quad F_p = \frac{4 \cdot 2,03}{1,6} + \frac{3,14 \cdot 1,6^2}{4} \cdot 0,8 = 6,68 \text{ м}^2,$$

что больше площади греющей поверхности аппарата, т. е. высота уровня раствора выше высоты рубашки.

Масса упаренной воды

$$W = G_n \left(1 - \frac{\bar{X}_n}{\bar{X}_k}\right), \quad W = 2200 \left(1 - \frac{10}{35}\right) = 1571 \text{ кг}.$$

Количество теплоты на упаривание

$$Q_y = [G_n c_n (t_{kk} - t_n) + W(i_{вт} - c_w t_{kk})] \cdot 1,05, \\ Q_y = [2200 \cdot 3,771(86,52 - 70,97) + 1571(2620 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 86,52)] \cdot 1,05 = 3,87 \cdot 10^9 \text{ Дж}.$$

Количество греющего пара

$$G_{г.п} = \frac{Q_y}{r_{г.п}} = \frac{3,87 \cdot 10^9}{2234 \cdot 10^3} = 1729 \text{ кг}.$$

Время упаривания

$$\tau = \int_0^{Q_y} \frac{dQ}{K_{yi} F_{yi} \Delta t_{yi}}$$

Интегрирование правой части уравнения может быть выполнено графически. Данные для графического интегрирования получают расчетным путем, определяя коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи при различных составах упариваемого раствора в интервале от \bar{X}_n до \bar{X}_k , а так же площади поверхности теплообмена по мере испарения воды при этих же составах, суммарные затраты теплоты на испарение и полезную разность температур.

Свойства водного раствора едкого натра в зависимости от массовой доли сухого вещества при давлении 0,3 кгс/см² приведены в таблице 2.2. При определении температуры кипения раствора гидравлическая депрессия принята равной 1 К, а гидростатическая не учитывалась ввиду незначительной высоты уровня раствора в аппарате.

Таблица 2.2

Массовая доля NaOH, % \bar{X}	10	15	20	25	30	35
Плотность ρ , кг/м ³	1083	1136	1189	1240	1280	1320
Теплоемкость C , Дж/(кг · К) · 10 ⁻³	3,77	3,56	3,35	3,26	3,20	3,18
Теплопроводность λ , Вт/(м · К) · 10	5,76	5,72	5,68	5,67	5,65	5,63
Динамическая вяз- кость μ , Па · с · 10 ³	0,80	1,15	1,45	1,75	2,11	2,62
Кинематическая вяз- кость ν , м ² /с · 10 ⁷	7,39	10,12	12,19	14,76	17,88	22,29
Поверхностное натя- жение σ , Н/м	74	83,8	84,2	89,3	95,7	105
Температурная де- прессия Δt , К	2,27	4,61	6,64	10,20	13,77	17,82
Температура кипения $t_{кк}$, °С	70,97	73,31	75,34	78,90	84,47	86,52

Коэффициент теплопередачи при упаривании (например, в начале процесса) определяется по известному уравнению

$$K_{yn} = \frac{1}{1/\alpha_1 + \Sigma \frac{\delta}{\lambda} + 1/\alpha_2}$$

Без учета термического сопротивления со стороны пара можно принять, что $\Sigma \delta / \lambda$ равно термическому сопротивлению стенки аппарата $\delta_{ст} / \lambda_{ст}$ и накипи δ_n / λ_n . При толщине стенки 12 и накипи 0,5 мм и теплопроводности накипи 2,42 Вт/(м · К) [10, 11]

$$\Sigma \delta / \lambda = \frac{0,012}{20,1} + \frac{0,0005}{2,42} = 8,04 \cdot 10^{-4}$$

Коэффициент теплоотдачи α_1 от конденсирующего греющего пара к стенке можно определить по формуле [10, 11]

$$\alpha_1 = 2,04 \frac{A_t}{\sqrt[4]{\Delta t_1 h_{up}}}$$

где $A_t = 7100$ (конденсация водяного пара при температуре 110 °С).

Коэффициент теплоотдачи α_2 от стенки к кипящему раствору [10, 11]

$$\alpha_2 = b \sqrt[3]{\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{кн}}} q^{0,66},$$

$$b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_n}{\rho - \rho_n} \right)^{2/3},$$

где ρ , ρ_n — плотности раствора и пара растворителя, кг/м³.

Расчет коэффициентов теплоотдачи ведут методом последовательных приближений [9, 10, 11], задаваясь разностью температур Δt_1 между температурой конденсации греющего пара и температурой стенки со стороны пара. Для первого приближения Δt_1 принята равной 2 К. Тогда

$$\alpha_1 = 2,04 \frac{7100}{\sqrt[4]{2 \cdot 1}} = 1217,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока q_1

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1, \quad q_1 = 1217,9 \cdot 2 = 24358 \text{ Вт}/\text{м}^2 \approx 2,44 \cdot 10^4 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Перепад температуры в стенке $\Delta t_{ст}$

$$\Delta t_{ст} = q_1 \cdot \Sigma r_{ст}, \quad \Delta t_{ст} = 24358 \cdot 8,04 \cdot 10^{-4} = 19,58 \text{ К}.$$

Температура стенки со стороны кипящего раствора $t_{ст2}$

$$t_{ст2} = t_{г.п} - \Delta t_1 - \Delta t_{ст}, \quad \Delta t_{ст2} = 110 - 2 - 19,58 = 88,42 \text{ }^\circ\text{С}.$$

Разность температур Δt_2 между температурой стенки $t_{ст2}$ со стороны раствора и температурой кипения раствора

$$\Delta t_2 = t_{ст2} - t_{кв}, \quad \Delta t_2 = 88,42 - 70,97 = 17,45 \text{ К}.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящей жидкости

$$\alpha_2 = \left(0,075 + \right. \\ \left. + 0,75 \left(\frac{0,19}{955 \cdot 0,19} \right)^{2/3} \right) \sqrt[3]{\frac{(0,576)^2}{7,39 \cdot 10^{-7} \cdot 7,4 \cdot 10^{-2} \cdot 344}} \cdot (24359)^{2/3} = \\ = 1547 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока q_2

$$q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2, \quad q_2 = 1547 \cdot 17,45 = 27005 \text{ Вт}/\text{м}^2 \approx 2,70 \cdot 10^4 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Как видно $q_1 \neq q_2$.

Расчеты повторяют при других значениях Δt_1 . Если принять $\Delta t_1 = 3 \text{ К}$, то получают что

$$\alpha_1 = 11005, \quad q_1 = 3,30 \cdot 10^4, \quad \Delta t_{ст} = 26,5, \quad t_{ст2} = 80,45;$$

$$\alpha_2 = 1853, \quad q_2 = 1,76 \cdot 10^4, \quad \Delta t_2 = 9,48.$$

Снова $q_1 \neq q_2$.

Далее строят графическую зависимость $q = f(\Delta t_1)$ (рис. 2.1).

По точке пересечения прямых, соединяющих значения одно-

именных потоков q_1 и q_2 при двух близких значениях Δt_1 , на оси абсцисс определяют значение Δt_1 , при котором проводят проверочный расчет.

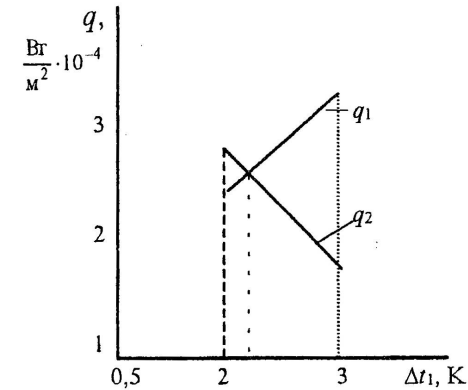


Рис. 2.1. Зависимость поверхностной плотности тепловых потоков q_1 и q_2 от разности температур Δt_1

Из графика следует, что $\Delta t_1 = 2,15 \text{ К}$.

Проверочный расчет дает, что

$$\alpha_1 = 11970, \quad q_1 = 2,57 \cdot 10^4, \quad \Delta t_{ст} = 20,69, \quad t_{ст2} = 87,16;$$

$$\alpha_2 = 1572, \quad q_2 = 2,55 \cdot 10^4, \quad \Delta t_2 = 16,23.$$

Как видно, значения q_1 и q_2 практически совпадают. Следовательно α_1 и α_2 можно использовать для расчета коэффициента теплопередачи $K_{ун}$

$$K_{ун} = \frac{1}{\frac{1}{11970} + 8,04 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{1572}} = 656 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Подобным образом рассчитываются коэффициенты теплопередачи и для других составов кипящего раствора, результаты расчетов всех K_i и других необходимых величин сведены в табл. 2.3.

Таблица 2.3

Массовая доля NaOH, \bar{X} %	10	15	20	25	30	35
Количество упаренной воды, ΣW_i , кг	0	733,3	1100	1320	1466	1571
Суммарные затраты теплоты ΣQ_{yi} , Дж $\cdot 10^{-9}$	0	1,77	2,6	3,23	3,59	3,87
Объем раствора в аппарате V_i , м ³	2,03	1,30	0,93	0,71	0,57	0,46
Высота уровня раствора в аппарате h_i , м	1,00	0,65	0,46	0,35	0,28	0,23
Площадь поверхности теплообмена F_{yi} , м ²	6,2	4,85	3,93	3,38	3,03	2,75
Коэффициент теплопередачи K_{yi} , Вт/(м ² \cdot К)	656	569	530	507	412	315
Полезная разность температур Δt_{yi} , К	39,03	36,69	34,66	31,10	27,53	23,48
$\frac{1}{K_{yi} F_{yi} \Delta t_{yi}} \cdot 10^7$, Вт	0,629	0,987	1,38	1,88	2,91	4,92

Используя данные таблицы, строят график зависимости

$$\frac{1}{K_{yi} F_{yi} \Delta t_{yi}} = f(\Sigma Q_i) \text{ (рис. 2.2).}$$

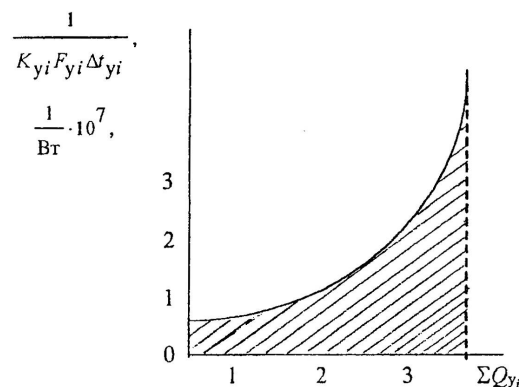


Рис. 2.2. Зависимость отношения

$\frac{1}{K_{yi} F_{yi} \Delta t_{yi}}$ от суммарных затрат теплоты ΣQ_{yi}

Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и ординатами $Q_{yn} = 0$ и $Q_{yk} = 3,87 \cdot 10^9$ Дж при учетных масштабах построения равна времени упаривания раствора = 65280 с = 18,13 ч.

Если раствор заливается в аппарат при температуре меньшей, чем его температура кипения, то в общей длительности процесса следует учитывать и время, необходимое на нагрев раствора до температуры кипения.

ЛИТЕРАТУРА

1. *Васильев Э. А., Ушаков В. Г.* Аппараты для перемешивания жидких сред.— Л.: Машиностроение, 1979.— 271 с.
2. Вертикальные сварные стальные аппараты с перемешивающими устройствами. Каталог.— М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1986.— 27 с.
3. ГОСТ 20680-86. Аппараты с механическими перемешивающими устройствами вертикальные. Типы и основные размеры.
4. *Дытнерский Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии. Часть 1.— М.: Химия, 1992.— 415 с.
5. *Касаткин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е переработ. и доп.— М.: Химия, 1973.— 750 с.
6. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств, изд. 2-е, перераб. и доп.— М.: Химия, 1985.
7. Машины и аппараты химических производств / Под ред. Чернобыльского И. И., изд. 3-е, перераб. и доп.— М.: Машиностроение, 1987.— 456 с.
8. Машины и аппараты химических производств (Примеры и задачи) / Под ред. Соколова Б. Н.— Л.: Машиностроение, 1982.— 384 с.
9. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Под ред. Дытнерского Ю. И.— М.: Химия, 1991.— 496 с.
10. *Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, изд. 10-е, перераб. и доп.— Л.: Химия, 1987.— 576 с.
11. *Романков П. Г., Фролов Ф. Р., Флисюк О. М., Курочкина М. И.* Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи).— СПб.: Химия, 1993.— 495 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	3
1. Нестационарный нагрев и охлаждение жидких сред ...	4
1.1. Выбор аппарата	4
1.2. Выбор теплоносителя	5
1.3. Расчет коэффициента теплопередачи	5
1.4. Определение количества теплоты и продолжительности процесса	7
1.5. Пример расчета процесса нагревания жидкости греющим паром	8
1.6. Пример расчета процесса охлаждения жидкости жидкостью	13
2. Периодическое упаривание	20
2.1. Простое упаривание	21
2.2. Дробное упаривание	24
2.3. Пример расчета простого упаривания	26
Литература	35