

ПРОЦЕССЫ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА В БЛОКЕ РАЗДЕЛЕНИЯ НЕФТЕШЛАМА

В статье рассмотрены процессы тепло- и массообмена, протекающие в выпарном аппарате блока разделения нефтешлама, интенсивность которых определяет эффективность тепловой работы установки.

Блок разделения нефтешламов, выпарной аппарат, процессы тепло- и массообмена.

The paper considers the processes of heat and mass exchange occurring in the vaporizer of oil slime separation unit. Intensity of these processes determines the efficiency of the unit heat operation.

Separation oil slime unit, vaporizer, heat and mass exchange processes.

Введение

Блоки разделения нефтешламов (БРНШ) служат для удаления влаги из масло-водяных эмульсий с помощью процесса выпаривания. В работе [4] предложена принципиальная тепловая схема существующей установки по выпариванию влаги из нефтепродуктов (блока разделения нефтешламов) и рассмотрена методика ее теплового расчета. Исследование тепловой работы одной из таких установок показало, что они имеют низкую тепловую эффективность, и, в результате, невысокую производительность. Это связано, в частности, с недостаточной изученностью процессов тепло- и массообмена, протекающих внутри выпарного аппарата установки. В работах [2], [3] показано, как можно повысить тепловую эффективность существующей установки БРНШ, а именно: увеличить производительность и снизить удельный расход топлива. В [2], [3] основное внимание уделялось рассмотрению теплообменных поверхностей в выпарных аппаратах, позволяющих увеличить подвод теплоты к осушаемому нефтешламу. При этом процессы массообмена, протекающие при выпаривании капель дисперсной влаги из масловодяной эмульсии на испарительных поверхностях, остались без внимания, точнее, принималось (без достаточного обоснования), что эти процессы протекают очень быстро и не влияют на производительность и эффективность осушки нефтешлама.

Основная часть

На рис. 1 показана принципиальная схема выпарного аппарата установки БРНШ. Корпус выпарного аппарата выполнен в виде стального цилиндра, снаружи покрытого тепловой изоляцией. В нижней части выпарного аппарата находятся трубы нагревателя, обогреваемые изнутри водой или паром, в верхней части аппарата – полки испарителя.

Рассмотрим работу выпарного аппарата, показанного на рис. 1, в режиме выпаривания влаги из нефтешлама, которому предшествует режим нагрева нефтешлама до температуры выпаривания. Теплота от греющего теплоносителя с температурой t_0 передается через стенки труб нагревателя к нефтешламу,

омывающему наружную поверхность труб за счет свободной конвекции. Нефтешлам, подогретый до температуры t' , на несколько градусов превышающей температуру насыщения водяного пара t_n , забирается циркуляционным насосом ЦН из нижней части выпарного аппарата, и подается в его верхнюю часть, где через отверстия в подводящей трубе вытекает на полки испарителя, служащие для создания массообменной поверхности нефтешлама. Под действием силы тяжести нефтешлам стекает с полки на полку испарителя, где и происходит процесс выпаривания влаги из нефтешлама за счет его теплоты, и наконец, охлажденный до температуры t'' , нефтешлам возвращается обратно в нижнюю часть аппарата. Образовавшийся выпар откачивается из аппарата вакуумным насосом, где конденсируется за счет смешения с охлаждающей водой. Процесс выпаривания происходит обычно под вакуумом при абсолютном давлении внутри аппарата $p = 0,015 \div 0,045$ МПа, и температуре нефтешлама – $55 \div 80$ °С.

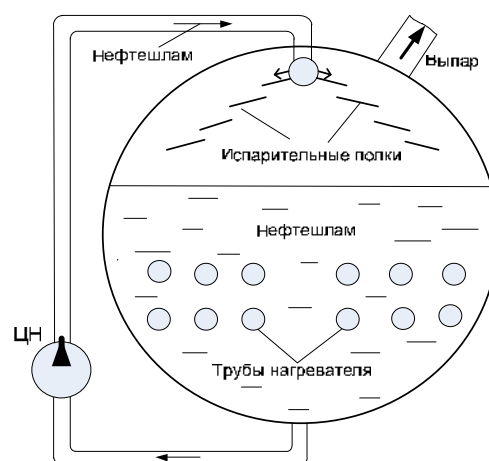


Рис. 1. Принципиальная схема выпарного аппарата БРНШ

Тепловой поток, подводимый к нефтешламу от труб нагревателя, определяется известным выражением:

$$Q = k \cdot F \cdot (t_0 - \bar{t}), \quad (1)$$

где k – коэффициент теплопередачи; t_0 – температура греющего теплоносителя, для простоты принята постоянной (это выполняется при обогреве конденсирующимся паром); $\bar{t} = (t' + t'')/2$ – средняя температура нефтешлама; F – площадь теплообмена, равная площади наружной поверхности труб нагревателя.

Если пренебречь потерями в окружающую среду, тепловой поток, подведенный к нефтешламу, в режиме выпаривания полностью расходуется на образование пара:

$$Q = r \cdot G_{\text{п}}, \quad (2)$$

где r – теплота испарения; $G_{\text{п}}$ – массовый расход пара на выходе из выпарного аппарата.

Из формул (1) и (2) следует, что производительность аппарата $G_{\text{п}}$ тем больше, чем больше величины k , F и средний температурный напор $t_0 - \bar{t}$. Однако, для нормальной работы аппарата необходима достаточная поверхность массообмена, протекающего на испарительных полках. Так, если остановить циркуляционный насос, то процесс выпаривания полностью прекратится.

Пусть $V_{\text{к}}$ – средний объем капель воды, диспергированных в нефтепродукте, который принимаем неизменным в процессе выпаривания. В масловодных эмульсиях диаметр капель d может составлять $0,2 \div 100$ мкм. При $d < 20$ мкм эмульсия считается мелкодисперсной, при $d = 20 \div 50$ мкм – среднedisперсной, при $d > 50$ мкм – грубодисперсной. Размер капель зависит от условий образования эмульсии. Если n – количество водяных капель в 1 м^3 эмульсии, то влагосодержание, кг/м^3 , равняется:

$$x = n \cdot \rho_{\text{в}} \cdot V_{\text{к}}, \quad (3)$$

где $\rho_{\text{в}}$ – плотность воды, кг/м^3 .

Из (3) следует, что в процессе выпаривания, когда влагосодержание x уменьшается, концентрация капель n также уменьшается прямо пропорционально x .

Из простых соображений следует, что если рассеять эмульсию какой-либо воображаемой поверхностью, то на единицу площади (на 1 м^2) этой поверхности приходится $1 \cdot d \cdot n$ капель, рассеянных этой поверхностью, где d – средний линейный размер капель, м. Это значит, что с 1 м^2 открытой поверхности эмульсии можно выпарить такую массу влаги, кг/м^2 :

$$m = d \cdot n \cdot \rho_{\text{в}} \cdot V_{\text{к}} = d \cdot x, \quad (4)$$

так как из (3) следует, что $n \cdot \rho_{\text{в}} = x/V_{\text{к}}$.

Из (4) вытекает, что при снижении влагосодержания x масса влаги m , выпариваемой с 1 м^2 открытой поверхности эмульсии, уменьшается прямо пропорционально величине x . Кроме того, чем мельче диаметр капель d , тем меньше величина m .

Открытая поверхность эмульсии постоянно возникает при подаче нефтешлама на полки испарителя. Принимаем, что нефтешлам стекает по полкам под

действием силы тяжести. Схема движения эмульсии по полке испарителя показана на рис. 2, где β – угол наклона полки к горизонтальной плоскости; w_x – скорость эмульсии; δ – толщина слоя эмульсии на полке; g_x – проекция ускорения свободного падения на ось x : $g_x = g \cdot \sin(\beta)$.

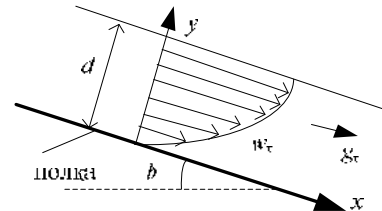


Рис. 2. Схема движения эмульсии по полке испарителя

Определим связь между средней скоростью движения эмульсии w и ее толщиной δ на полке испарителя. Для этого направим координатную ось x в направлении течения эмульсии по полке испарителя, а ось y – перпендикулярно поверхности полки, как показано на рис. 2. Там же показано распределение скорости эмульсии w_x по толщине ее слоя при ламинарном движении, обусловленном высокой вязкостью эмульсии. Считая, что движение эмульсии обусловлено силами тяжести и трения, и, пренебрегая силой инерции, закон изменения скорости по толщине ее слоя опишем уравнением движения [1]:

$$\mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} = -\rho \cdot g_x, \quad (5)$$

где μ – динамический коэффициент вязкости эмульсии; ρ – ее плотность.

Граничные условия для уравнения (4) имеют вид:

$$w_x(y)|_{y=0} = 0. \quad (6)$$

$$\partial w_x / \partial y|_{y=\delta} = 0. \quad (7)$$

Условие (6) – это «условие прилипания» вязкой жидкости; условие (7) отражает отсутствие трения на открытой поверхности эмульсии.

Решая уравнения (5)–(7), получим выражение для распределения скорости:

$$w_x(y) = \frac{\rho \cdot g_x}{\mu} \cdot \delta \cdot y - \frac{\rho \cdot g_x}{2\mu} \cdot y^2. \quad (8)$$

С помощью (8) найдем среднюю скорость движения эмульсии на полке испарителя:

$$w = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} w_x(y) dy = \frac{\rho \cdot g_x}{3\mu} \cdot \delta^2. \quad (9)$$

Объемный расход нефтешлама, $\text{м}^3/\text{с}$, подаваемого циркуляционным насосом, можно представить в виде выражения:

$$V = 2w \cdot \delta \cdot l, \quad (10)$$

где «2» – учитывает распределение нефтешлама между двумя рядами полок, как на рис. 1; l – длина одной полки нефтешлама. Формула (10) верна при достаточно равномерном распределении нефтешлама по длине полки испарителя.

С учетом (9), формулу (10) можно записать так:

$$V = 2l \cdot \frac{\rho \cdot g_x}{3\mu} \cdot \delta^3,$$

откуда толщина слоя эмульсии равна, м:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu}{2l \cdot \rho \cdot g_x} V}.$$

При ламинарном движении слоя эмульсии на каждой полке испарителя в единицу времени открывается «свежая» поверхность эмульсии, $\text{м}^2/\text{с}$, равная $S_0 = V/\delta$, что, с учетом последней формулы можно представить так:

$$S_0 = V^{2/3} \sqrt[3]{\frac{2l \cdot \rho \cdot g_x}{3\mu}}.$$

Если полное число полок испарителей равно $2N$, то суммарная площадь «свежей» поверхности эмульсии, $\text{м}^2/\text{с}$, возникающая в единицу времени, равняется

$$S = 2N \cdot S_0 = V^{2/3} \cdot 2N \left(\frac{2l \cdot \rho \cdot g_x}{3\mu} \right)^{1/3}. \quad (11)$$

Из (11) следует, что величина S зависит главным образом от числа полок $2N$ ($S \sim 2N$), от расхода нефтешлама V ($S \sim V^{2/3}$), от длины полок l ($S \sim l^{1/3}$), и не зависит от ширины полок, так как при ламинарном движении эмульсии по полкам не происходит перемешивания слоев, слои перемешиваются лишь при стекании с полки на полку, в результате чего возникает «свежая» поверхность эмульсии.

Поскольку с 1 м^2 открытой «свежей» поверхности эмульсии можно максимально выпарить m кг влаги, где m определяется формулой (4), то максимальная производительность по выпариванию, $\text{кг}/\text{с}$, составит:

$$G_{\max} = m \cdot S = d \cdot x \cdot V^{2/3} \cdot 2N \left(\frac{2l \cdot \rho \cdot g \cdot \sin \beta}{3\mu} \right)^{1/3}. \quad (12)$$

Действительный выход пара из аппарата определяется из уравнения теплового баланса (2):

$$G_{\Pi} = Q/r.$$

Очевидно, что должно выполняться неравенство: $G_{\Pi} \leq G_{\max}$. В начале процесса выпаривания, когда влагосодержание x велико, выполняется соотношение

$G_{\Pi} \ll G_{\max}$; в этом случае производительность аппарата лимитируется тепловым потоком Q , подводимым от греющей среды к нефтешламу через нагревательные поверхности. Когда в процессе выпаривания влагосодержание x уменьшается, а значит, уменьшается и $G_{\max}$, то в какой-то момент наступает равенство $G_{\Pi} = G_{\max}$, и после этого производительность аппарата лимитируется величинами x и V , поскольку величины d , $2N$, l , β являются для данного аппарата заданными (постоянными).

Обычно и объемный расход нефтешлама V , перекачиваемого циркуляционным насосом, принимается постоянным, при этом, как следует из формулы (12), при снижении влагосодержания x в процессе выпаривания, величина $G_{\max}$ уменьшается, и после того, как она станет равной номинальной производительности аппарата $G_{\Pi 0}$, соответствующей номинальной тепловой нагрузке Q_0 , производительность аппарата будет уменьшаться пропорционально величине x . При этом автоматически уменьшается и тепловой поток Q , так как возрастает давление внутри аппарата, увеличивается температура испарения и уменьшается температурный напор между греющей средой и нефтешламом. Чтобы сохранить производительность аппарата неизменной при малых величинах x , можно увеличивать расход $V \sim x^{-3/2}$, т. е., например, при уменьшении x в два раза расход V следует увеличить в 2,83 раза, при этом затраты энергии на перекачку нефтешлама, пропорциональные V^3 , возрастут в 22,6 раза, что нерационально.

Рассмотрим результаты расчета величины $G_{\max}$ применительно к установке БРНШ-3. Примем следующие постоянные величины: $V = 18 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,005 \text{ м}^3/\text{с}$; $l = 3,5 \text{ м}$; $2N = 10$; $\beta = 10^\circ$; $\mu = 498 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\rho = 864 \text{ кг}/\text{м}^3$; $g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$. Влагосодержание x может изменяться от $300 \text{ кг}/\text{м}^3$ до нуля. Средний диаметр капель в грубодисперсной эмульсии $d = 50; 75; 100 \text{ мкм}$.

На рис. 3 показана зависимость максимально возможной производительности установки $G_{\max}$ от влагосодержания x при различных диаметрах капель d . Так, при $d = 100 \text{ мкм}$ при начальном влагосодержании $x = 300 \text{ кг}/\text{м}^3$ величина $G_{\max} = 0,376 \text{ кг}/\text{с}$. При уменьшении влагосодержания x величина $G_{\max}$ снижается прямо пропорционально x , и при $x = 0$, $G_{\max} = 0$. Поскольку величина $G_{\max}$ прямо пропорциональна диаметру капель d , то при $d = 50 \text{ мкм}$ и $x = 300 \text{ кг}/\text{м}^3$ $G_{\max} = 0,188 \text{ кг}/\text{с}$, т. е. в 2 раза меньше, чем при $d = 100 \text{ мкм}$ и $x = 300 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Экспериментальные исследования установки БРНШ-3 показали, что в режиме выпаривания выход пара из выпарного аппарата составляет $G_{\Pi} \cong 10 \text{ кг}/\text{ч} = 0,0028 \text{ кг}/\text{с}$, что при достаточно больших x и d намного меньше величины $G_{\max}$. В этом случае производительность установки определяется тепловым потоком, подводимым к нефтешламу, и для увеличения производительности установки достаточно увеличить площадь поверхности нагрева и температурный напор. Однако при малых x и d величина $G_{\max}$ резко снижается, и производительность установки будет определяться величиной $G_{\max}$. Таким образом, при мелкодисперсных эмульсиях, когда капли влаги имеют маленький диаметр, вплоть до $0,2 \text{ мкм}$, или в

конце процесса выпаривания, когда влагосодержание стремится к нулю, площадь поверхности нагрева перестает влиять на производительность установки. При этих условиях производительность начинает определяться числом и длиной испарительных полок, а также расходом циркулирующего нефтешлама V . Так, при $x = 1 \text{ кг/м}^3$ и $d = 100 \text{ мкм}$ максимальная производительность $G_{\max}$ составит $0,00125 \text{ кг/с}$, а при $x = 10 \text{ кг/м}^3$ и $d = 10 \text{ мкм}$ – тоже $0,00125 \text{ кг/с}$, что меньше обычной производительности установки ($G_{\Pi} \cong 0,0028 \text{ кг/с}$).

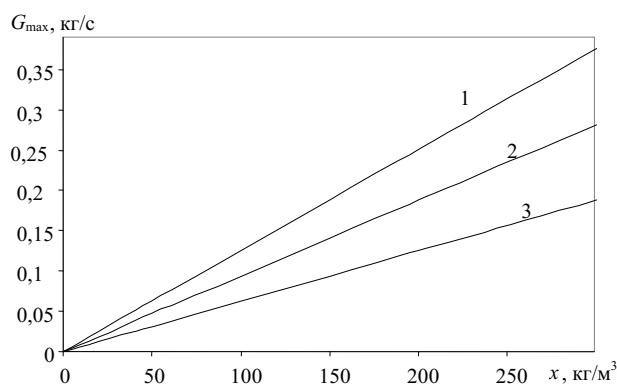


Рис. 3. Зависимость величины $G_{\max}$ от влагосодержания x ; 1 – $d = 100 \text{ мкм}$; 2 – $d = 75 \text{ мкм}$; 3 – $d = 50 \text{ мкм}$

Из опыта эксплуатации установки БРНШ-3 известно, что в конце процесса выпаривания начинает ухудшаться вакуум внутри выпарного аппарата (растет абсолютное давление), и производительность резко снижается. В этом случае наступает равенство $G_{\Pi} = G_{\max}$, и процесс выпаривания после этого обычно прекращают. Остаточное содержание влаги при этом обычно составляет $1 \div 3 \%$ по массе нефтешлама, т. е. $x \cong 10 \div 30 \text{ кг/м}^3$.

Рассмотрим, как можно увеличить максимальную производительность установки $G_{\max}$, и тем самым повысить эффективность и степень осушки нефтешлама. Из формулы (12) следует, что при данных x и d величина $G_{\max}$ наиболее значительно зависит от числа полок испарителей $2N$ ($G_{\max} \sim 2N$), менее значительно – от расхода нефтешлама V ($G_{\max} \sim V^{2/3}$), и незначительно – от длины полок l и угла наклона полки β ($G_{\max} \sim l^{1/3}$, $G_{\max} \sim (\sin \beta)^{1/3}$).

Выводы

Расход нефтешлама V должен выбираться таким образом, чтобы подогрев нефтешлама $t' - t''$ в нижней части выпарного аппарата составлял $2 \div 3 \text{ }^\circ\text{C}$, чтобы обеспечить наибольший средний температурный напор между греющей средой и нефтешламом. Дальнейшее повышение расхода V является нецелесообразным, так резко возрастают затраты энергии на

перекачку нефтешлама [2], а средний температурный напор практически не увеличивается.

Наиболее эффективно повысить величину $G_{\max}$ можно за счет увеличения числа полок испарителей $2N$, причем, как уже отмечалось, ширина полок не влияет на $G_{\max}$, однако расстояние по высоте между соседними полками не должно быть слишком маленьким, иначе при перетекании слоя эмульсии с полки на полку не будет перемешивания ее слоев и не будет возникать «свежая» поверхность эмульсии. Очевидно, что при одних и тех же размерах корпуса выпарного аппарата число полок $2N$ теоретически может быть сделано бесконечно большим, однако на практике это число не может быть больше $D/h_{\min}$, где D – внутренний диаметр цилиндрического корпуса выпарного аппарата; $h_{\min}$ – минимальное расстояние по высоте между соседними полками. Так, если $D = 1,7 \text{ м}$, $h_{\min} = 0,005 \text{ м}$, то максимальное число полок составит $2N = 340$, что в несколько десятков раз превышает число полок в выпарном аппарате БРНШ-3. В этом случае степень осушки нефтешлама может быть намного более глубокой.

Литература

1. Исаченко В.Л. и др. Теплопередача. М., 1981.
2. Лукин С.В., Сурикова А.Н. Оптимизация числа выпарных ступеней установки разделения нефтешлама // Вестник Череповецкого государственного университета. 2015. № 6 (67). С. 14–19.
3. Лукин С.В., Синицын Н.Н., Сурикова А.Н. Повышение тепловой эффективности блока разделения нефтешлама // Промышленная энергетика. 2016. № 2. С. 33–37.
4. Лукин С.В., Синицын Н.Н., Сурикова А.Н. Тепловой расчет установки по выпариванию влаги из нефтепродуктов // Вестник Череповецкого государственного университета. 2015. № 4 (65). С. 33–37.

References

1. Isachenko V.L. *Teploperedacha* [Heat transfer]. – Moscow, 1981.
2. Lukin S.V., Surikova A.N. Optimizatsiya chisla vyparnykh stupeney ustanovki razdeleniya nefteshlama [Optimization of the number of evaporation stages of separation of oil sludge]. *Vestnik Cherepovetskogo gosudarstvennogo universiteta* [Bulletin of Cherepovets state University], 2015, № 6 (67), pp. 14–19.
3. Lukin S.V., Sinitsyn N.N., Surikova A.N. Povyshenie teplovoy effektivnosti bloka razdeleniya nefteshlama [Increase of thermal efficiency of the separation unit, sludge]. *Promyshlennaya ehnergetika* [Industrial energy], 2016, № 2, pp. 33–37.
4. Lukin S.V., Sinitsyn N.N., Surikova A.N. Teplovoy raschet ustanovki po vyparivaniyu vlagi iz nefteproduktov [Thermal design of a unit for evaporating moisture from petroleum products]. *Vestnik Cherepovetskogo gosudarstvennogo universiteta* [Bulletin of Cherepovets state University], 2015, № 4 (65), pp. 33–37.