

А. Г. Лаптев, Р. Н. Хамидуллин, К. Т. Фарахов

МОДИФИЦИРОВАННЫЙ МЕТОД ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА РАСЧЕТА ПЛЕНОЧНЫХ ГРАДИРЕН

Ключевые слова: градирни, пленочный режим, тепломассообмен, структура потоков, охлаждение воды, эффективность процессов.

Рассмотрены пленочные противоточные градирни, предназначенные для охлаждения воды атмосферным воздухом. Для повышения достоверности расчета конструктивных характеристик пленочных градирен, а именно высоты регулярных контактных устройств, на примере рулонной полимерной сетчатой насадки выполнена модификация метода единиц переноса, что дает возможность учесть обратное (продольное) перемешивание воды и воздуха. Использованы экспериментальные данные, полученные ранее авторами, по гидравлическим и массообменным характеристикам рулонной сетчатой насадки при пленочном режиме в противотоке фаз. Модификация метода заключается в введении дополнительных слагаемых к высоте единиц переноса в виде чисел Пекле (критерии Боденштейна), что применяется различными авторами при расчете насадочных абсорберов и жидкокомплексных экстракторов, а также насадочных газосепараторов разделения аэрозольных систем. За счет дополнительных слагаемых требуемая высота регулярной насадки увеличивается на 5-20 %, что повышает точность расчета пленочной градирни при заданном температурном режиме и расходе фаз. Представлены расчетные выражения для тепловой эффективности нагрева воздуха и охлаждения воды. Даны эмпирические и теоретические уравнения для расчета объемных коэффициентов массоотдачи для различных контактных устройств при интенсивном турбулентном режиме движения воздуха при взаимодействии с стекающей пленкой воды. В теоретическом выражении основной информацией является гидравлическое сопротивление орошаемой насадки и коэффициент активной поверхности массообмена. Показаны примеры расчетов высоты насадки и эффективности теплообмена при заданном температурном режиме градирни. Установлено влияние обратного перемешивания фаз на эффективность охлаждения воды. Представленный модифицированный метод теплового расчета может применяться при проектировании или модернизации пленочных градирен в различных отраслях промышленности и энергетики.

A. G. Laptev, R. N. Khamidullin, K. T. Farakhov

MODIFIED METHOD OF TRANSFER UNITS FOR CALCULATING FILM COOLING TOWERS

Keywords: cooling towers, film mode, heat and mass transfer, flow structure, water cooling, process efficiency.

Film counterflow cooling towers designed to cool water with atmospheric air are considered. To increase the reliability of calculating the design characteristics of film cooling towers, namely the height of regular contact devices, a modification of the transfer unit method was performed using the example of a rolled polymer mesh nozzle, which makes it possible to take into account the reverse (longitudinal) mixing of water and air. Experimental data obtained earlier by the authors on the hydraulic and mass transfer characteristics of a rolled mesh nozzle in the film mode in the counterflow of phases are used. The modification of the method consists in the introduction of additional terms to the height of the transfer units in the form of Peclet numbers (Bodenstein criteria), which is used by various authors in the calculation of nozzle absorbers and liquid-phase extractors, as well as nozzle gas separators for the separation of aerosol systems. Due to the additional components, the required height of the regular nozzle increases by 5-20%, which increases the accuracy of calculating the film cooling tower at a given temperature and phase flow. Calculated expressions for the thermal efficiency of air heating and water cooling are presented. Empirical and theoretical equations are given for calculating volumetric mass transfer coefficients for various contact devices in an intense turbulent regime of air movement when interacting with a flowing film of water. In theoretical terms, the main information is the hydraulic resistance of the irrigated nozzle and the coefficient of the active surface of the mass transfer. Examples of calculations of the nozzle height and heat transfer efficiency at a given temperature regime of the cooling tower are shown. The effect of reverse mixing of phases on the efficiency of water cooling has been established. The modified thermal calculation method presented here can be used in the design or modernization of film cooling towers in various industries and energy sectors.

Введение

Пленочные градирни охлаждения воды при непосредственном контакте с воздухом применяются в системах оборотного водоснабжения на различных промышленных предприятиях химии, нефтехимии, нефтегазопереработки, металлургии и тепловых станциях.

В настоящее время в градирнях применяются десятки разнообразных конструкций контактных устройств-регулярных насадок, которые в теплоэнергетике называют блоками оросителей. Конструкции насадок постоянно модернизируются и разрабатываются новые более эффективные [1-5]. Например, кроме пленочных блоков [1-4] разработан дисковый

распылитель охлаждения воды воздухом [5] и получены критериальные выражения для расчета гидродинамических и тепловых характеристик распылителей. Установлены рациональные режимные характеристики охлаждения воды. В пленочных блоках применяются технические решения по созданию поверхностных интенсификаторов в виде просечек, лепестков, выступов и т.д., а также гофрированных насадок [6-8] и насадок с дискретно-регулярной шероховатостью поверхности [9], а также другие конструкции [10-12].

Большинство методов расчета высоты насадки предполагают идеальное вытеснение потоков по газовой и жидкой фазам, то есть без учета обратного

(продольного) перемешивания воздуха и воды по высоте блоков. Известно, что в промышленных аппаратах всегда имеются гидродинамические неоднородности в виде неравномерных профилей скоростей фаз, продольной и поперечной дисперсии потоков, а также байпаса и рецикла, которые связаны с неравномерным распределением профилей скоростей двухфазной среды. Эти неоднородности усиливаются при увеличении размеров аппаратов и вызывает снижение эффективности тепломассообмена, что получило название «масштабных эффектов» [13-15].

В градирнях даже при равномерной подачи форсунками воды всегда имеется неоднородный профиль скорости воздуха – у стенок скорость выше, а в центре ниже [3]. Кроме этого если контактные устройства имеют различные поверхностные интенсификаторы (выступы, накатки, просечки и т.д.), что обеспечивает повышенную турбулизацию потока воздуха, а также волновое или турбулентное течение пленки воды. С одной стороны турбулентный механизм переноса повышает значения коэффициентов тепло- и массоотдачи, иногда в 5-10 раз, с другой стороны турбулентное перемешивание воздуха в ядре потока выравнивают профили температуры и влагосодержания, а также вызывает усиление обратного перемешивания, что снижает движущую силу процессов. Отсюда следует, что обратное перемешивание следует учитывать при интенсивном взаимодействии фаз. Не учет перемешивания, то есть применение моделей идеального вытеснения, приводит к заниженному расчету высоты насадки при заданном температурном режиме в градирне, то есть вода будет охлаждаться до меньших температур.

Целью данной работы является модификация метода числа единиц переноса с учетом обратного перемешивания воды и воздуха в рулонной насадке из полимерной сетки в пленочной градирне с противотоком фаз. Насадка имеет условную удельную поверхность $a_v = 240 \text{ м}^2/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $d_9 = 0,015 \text{ м}$ и исследована в работе [16]. Экспериментальные данные процесса увлажнения воздуха водой по массообменной эффективности данной насадки взяты за основу при определении параметров в модифицированном методе единиц переноса.

Теоретические основы метода

Метод единиц переноса часто применяется в расчетах массообменных процессов в аппаратах с непрерывным взаимодействием фаз [15,17,18]. В основном это насадочные абсорбера и жидкофазные экстракторы. Академик В. В. Кафаров предложил этот метод использовать также и для теплообменных аппаратов [19], что получило развитие в работах [20,21] для теплообменников с интенсификаторами, а также для газосепараторов разделения аэрозольных систем [22] и градирен [22,23]. В работе [16] получены экспериментальные данные по массообмену при увлажнении воздуха водой в колонне с регулярной сетчатой насадкой в виде рулона высотой один метр при пленочном режиме с противотоком фаз. Эксперименты выполнены при скорости воздуха от 0,5 до 2,5 м/с и

плотности орошения от 5 до 16 м³/(м²ч). Далее рассмотрено применение данного метода для расчета массообмена и теплообмена в колонне с исследованной рулонной сетчатой насадкой в режимах идеального вытеснения потоков, а также с учетом гидродинамической структуры потоков, то есть с обратным перемешиванием жидкой и газовой фаз. Известно, что обратное (продольное) перемешивание потоков снижает эффективность процессов, что необходимо учитывать при проектировании или модернизации промышленных аппаратов.

Для противоточного насадочного аппарата при увлажнении воздуха водой уравнение массопередачи имеет вид

$$M = G(x_k - x_h) = K_r F \rho_r \bar{\Delta x}, \quad (1)$$

где M – поток массы, кг/с; F – площадь поверхности контакта фаз, м²; x_h , x_k – начальное и конечное влагосодержание воздуха, кг/кг; G – массовый расход воздуха, кг/с; ρ_r – плотность газа, кг/м³; $\bar{\Delta x}$ – средняя движущая сила массопередачи, кг/кг. Известно, что при увлажнении воздуха водой основное все сопротивление массообмену сосредоточено в газовой фазе, поэтому коэффициент массопередачи практически равен коэффициенту массоотдачи, $K_r = \beta_r$, где β_r – коэффициент массоотдачи, м/с.

Из выражения (1) записывают массообменное число единиц переноса в газовой фазе

$$\frac{\beta_r F \rho_r}{G} = \frac{x_k - x_h}{\bar{\Delta x}} = N_r, \quad (2)$$

где N_r – число единиц переноса в газовой фазе.

В насадочных колоннах площадь межфазной поверхности пленки выражают через удельную поверхность насадки $F = S_k H a_v \Psi_a$, где a_v – удельная поверхность, м²/м³; S_k – площадь поперечного сечения колонны, м²; H – высота насадки, м; Ψ_a – коэффициент активной поверхности массопередачи (иногда используется коэффициент смоченной поверхности Ψ_w , но при пленочном режиме $\Psi_w > \Psi_a$ примерно на 10-15 %).

Из выражения (2) находят высоту насадки при заданном режиме и концентрациях на выходе и на входе x_k , x_h

$$H = \frac{G}{\beta_{xv} S_k} \frac{(x_k - x_h)}{\bar{\Delta x}}, \quad (3)$$

где $\beta_{xv} = \beta_r a_v \rho_r \Psi_a$ – объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³с), получен экспериментально [16] $\beta_{xv} = 1,75 L_s^{1,16} \lambda^{0,98}$, $\lambda = G/L$; L – массовый расход воды, кг/с; L_s – удельный массовый расход, кг/(м²с).

В выражении (3) $G / (\beta_{xv} S_k) = h_{ox}$ – высота единиц переноса, м.

При интенсивном турбулентном режиме движения газовой фазы в слое насадки (для хаотичных при $Re_r > 40$, для регулярных с интенсификаторами $Re_r > 500$) число Шервуда можно вычислить по выражению [22]

$$Sh_r = 0,175 Re_r^{0,75} \left(\frac{\bar{\varepsilon}_r d_3 \varepsilon_{cb}^3}{\rho_r w_k^3} \right)^{0,25} Sc_r^{0,33}, \quad (4)$$

где $Sh_r = \beta_r d_3 / D_r$ – число Шервуда; $d_3 = 4\varepsilon_{cb} / a_v$ – эквивалентный диаметр насадки, м; ε_{cb} – удельный свободный объем насадки; $Re_r = 4w_k / (a_v v_r)$ – число Рейнольдса; w_k – скорость газа в колонне, м/с; $Sc_r = v_r / D_r$ – число Шмидта; v_r – кинематический коэффициент молекулярной вязкости газа, $\text{м}^2/\text{с}$; D_r – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Средняя скорость диссипации энергии газа в свободном объеме насадки записывается в виде

$$\bar{\varepsilon}_r = \frac{\Delta P_{op} w_k}{H(\varepsilon_{cb} - \varepsilon_{jk})}, \quad (5)$$

где ΔP_{op} – перепад давления в орошающей насадке, Па; H – высота насадки, м; ε_{jk} – удельная задержка жидкости в насадочном слое; $\bar{\varepsilon}_r \sim$

Для расчета коэффициента активной поверхности для различных насадок применяются эмпирические выражения, например вида [8,17]

$$\Psi_a = \frac{q_{jk}}{a_v(b + pq_{jk})}, \quad (6)$$

где q_{jk} – плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; b , p – эмпирические коэффициенты. Приближенно для рулонных насадок $b = 0,012$; $p = 0,008$.

В таблице 1 представлены результаты расчета объемных коэффициентов массоотдачи с сравнения с экспериментальными данными [16] при увлажнении воздуха водой в колонне с сетчатой рулонной насадкой.

Расчет объемного коэффициента массоотдачи $\beta_{xv} = \beta_r a_v \rho_r \Psi_a$ с применением выражений (4)-(6) дает согласование с экспериментальными данными [16] с погрешностью $\pm 10\%$, что вполне допустимо для двухфазных сред.

Таблица 1 - Расчетные и экспериментальные объемные коэффициенты массоотдачи при $q_{jk} = 15,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$ в рулонной насадке

Table 1 - Calculated and experimental volumetric mass transfer coefficients at $q_{jk}=15,0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ in a roll nozzle

w_k , м/с	Re_r	ΔP_{op} , Па/м	Sh_r (4)	β_{xv} , кг/($\text{м}^3\text{с}$) расчет	β_{xv} , кг/($\text{м}^3\text{с}$) эксперимент
1,0	1111	4,0	15,3	2,97	2,61
1,5	1667	12,0	20,4	3,96	4,0
2,0	2222	27,0	26,8	5,31	5,5
2,5	2777	60,0	34,6	6,74	6,8

Модификация метода

Метод единиц переноса применяется при условии идеального вытеснения потоков, что далеко не всегда соответствует реальной гидродинамической обстановке при противотоке фаз в насадке. Известно

[17,18], что обратное перемешивание газовой и жидкой фазы снижает движущую силу массопередачи, эффективность массообмена понижается и требуемая высота насадки будет больше, чем дает расчет по выражению (3). Для учета структуры потоков применяются однопараметрическая диффузионная модель, ячеичная модель и комбинированные модели [15,17,18,22]. В данных математических моделях основной эмпирической информацией является коэффициент обратного (продольного) перемешивания, который характеризует дисперсию потока. Следует отметить, что все эти модели являются приближенными и в основном применяются в инженерных расчетах аппаратов при предпроектной разработки конструкций или модернизации.

В инженерных расчетах находит применение подход учета обратного перемешивания потоков в выражении (3) за счет дополнительных слагаемых к высоте единиц переноса в виде [15,17]

$$h'_{ox} \approx h_{ox} + \frac{D_{pg}}{w_r} + \frac{D_{pj}}{u_{jk}}, \quad (7)$$

где D_{pg} , D_{pj} – коэффициенты обратного перемешивания в газовой и жидкой фазах, $\text{м}^2/\text{с}$; w_r и u_{jk} – средние скорости фаз, м/с.

Тогда высота насадки (3) получит вид

$$H = \left(\frac{G}{\beta_{xv} S_k} + b_r \frac{D_{pg}}{w_r} + b_{jk} \frac{D_{pj}}{u_{jk}} \right) \frac{x_k - x_h}{\Delta x}, \quad (8)$$

где b_r и b_{jk} – эмпирические коэффициенты.

В теории математического моделирования гидродинамической структуры потоков применяется модифицированные числа Пекле (критерий Боденштейна) $Pe_{er} = w_r d_3 / D_{pg}$ и $Pe_{ejk} = u_{jk} d_3 / D_{pj}$, которые характеризуют отклонение от модели идеального вытеснения. Принимается, что если $Pe_h > 50$, то можно принять идеальное вытеснение, где число Пекле записывается с высотой насадки, то есть $Pe_h = Pe_{er} H / d_3$. Если $Pe_h \rightarrow 0$, то следует модель идеального смешения (на практике $Pe_h < 0,2$).

Выражение (8) с числами Pe_{er} примет вид

$$H = \left(\frac{G}{\beta_{xv} S_k} + d_3 \left(\frac{b_r}{Pe_{er}} + \frac{b_{jk}}{Pe_{ejk}} \right) \right) \frac{x_k - x_h}{\Delta x}. \quad (9)$$

Если высоту насадки H разделить на выражения в скобках, то получим так называемое фиктивное число единиц переноса [17], то есть

$$N'_r = H \left(\frac{G}{\beta_{xv} S_k} + d_3 \left(\frac{b_r}{Pe_{er}} + \frac{b_{jk}}{Pe_{ejk}} \right) \right)^{-1}. \quad (10)$$

В такой постановке эффективность массообмена можно вычислить по известному выражению идеального вытеснения, только с учетом перемешивания потоков за счет числа N'_r

$$E_r = 1 - \exp(-N'_r). \quad (11)$$

Очевидно, что в данном случае значение E_r будет меньше, чем без учета обратного перемешивания газа и жидкости.

Для расчета чисел Пекле с коэффициентами обратного перемешивания можно использовать эмпирические и полуземпирические выражения различных авторов, полученных для насадочных колонн. Например, при интенсивном турбулентном режиме для хаотичных насадок и регулярных с интенсификаторами (турбулизаторами-захватчиками) выражение полученное с применением модели Тейлора [22]

$$Pe_{\text{ЭГ}} = 0,52(Re_{\text{Г}}/\xi_{\text{оп}})^{0,25}, \quad (12)$$

где $\xi_{\text{оп}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления.

В жидкой фазе применяется критериальное выражение, рекомендуемое как для хаотичных, так и регулярных насадок [17]

$$Pe_{\text{ЖК}} = 0,068 Re_{\text{ЖК}}^{0,78} Ga^{-0,33} Ha_v, \quad (13)$$

которое приведенное к эквивалентному диаметру насадки получит вид

$$Re_{\text{ЖК}} = 0,272 Re_{\text{ЖК}}^{0,78} Ga^{-0,33} \varepsilon_{\text{св}}, \quad (14)$$

где Ga – критерий Галилея; $Ga = (a_v \theta)^{-3}$; $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки, м; $Re_{\text{ЖК}} = 4q_{\text{ж}} / (a_v v_{\text{ж}})$ – число Рейнольдса в жидкой фазе для насадки; $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$; $v_{\text{ж}}$ – кинематический коэффициент вязкости жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

Расчеты по выражениям (12) и (14) показывают, что перемешивание в жидкой фазе (то есть в пленке) на один порядок больше, чем газовой.

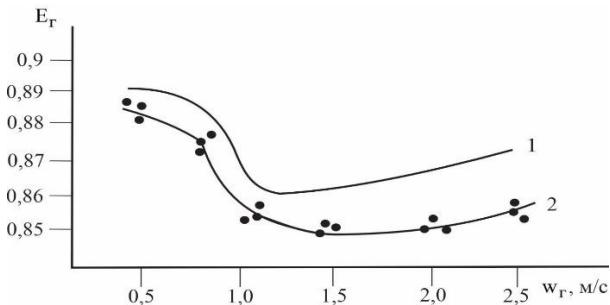


Рис. 1 – Зависимость эффективности увлажнения воздуха водой от скорости воздуха в колонне сетчатой рулонной насадкой при $H=1,0 \text{ м}$ и $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки – экспериментальные данные; 1 – расчет по модели идеального вытеснения газа; 2 – расчет по выражению (15) с учетом структуры потоков

Fig. 1 – Dependence of the effectiveness of humidification of air with water on the air velocity in the column with a mesh roller nozzle at $H = 1.0 \text{ m}$ and $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{h})$. Points are experimental data; 1 is a calculation based on the model of ideal gas displacement; 2 is a calculation based on expression (15), taking into account the flow structure

Идентификация эмпирических коэффициентов $b_{\text{Г}}$ и $b_{\text{ж}}$ с применением экспериментальных данных для рулонной сетчатой насадки дает, что $b_{\text{Г}} \approx 4,0$, а $b_{\text{ж}} \approx 1,0$. Тогда выражение (11) с $N'_{\text{Г}}$ (10)

для расчета эффективности массообмена исследованной насадки при заданном гидродинамическом режиме получит вид

$$E_{\text{Г}} = 1 - \exp \left\{ -H \left(\frac{G}{\beta_{\text{ХВ}} S_{\text{К}}} + d_3 \left(\frac{4}{Pe_{\text{ЭГ}}} + \frac{1}{Pe_{\text{ЭЖ}}} \right) \right)^{-1} \right\}, \quad (15)$$

и для расчета высоты насадки (9) по заданным концентрациям имеем

$$H = \left(\frac{G}{\beta_{\text{ХВ}} S_{\text{К}}} + d_3 \left(\frac{4}{Pe_{\text{ЭГ}}} + \frac{1}{Pe_{\text{ЭЖ}}} \right) \right) \frac{x_{\text{К}} - x_{\text{Н}}}{\Delta x}. \quad (16)$$

На рис. 1 даны результаты расчета эффективности (15) и сравнение с экспериментальными данными, полученными в работе [16].

Расчет градирни

В градирнях поток теплоты на основе применения аналогии Льюиса записывают в виде [23]

$$Q = G(I_{\text{К}} - I_{\text{Н}}) - Q_{\text{П}} = Lc_{\text{рж}}(T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}}) = \beta_{\text{ХВ}} V_{\text{Н}} \Delta I_{\text{cp}}, \quad (17)$$

где Q – поток теплоты, Вт; $I_{\text{Н}}$, $I_{\text{К}}$ – начальная и конечная энталпия воздуха, Дж/кг; $T_{\text{ЖН}}$, $T_{\text{ЖК}}$ – начальная и конечная температура воды, $^{\circ}\text{C}$; $V_{\text{Н}}$ – объем насадки, м^3 ; ΔI_{cp} – средняя разность энталпий воздуха (движущая сила), Дж/кг; $c_{\text{рж}}$ – удельная теплоемкость воды, Дж/(кгК); $Q_{\text{П}}$ – потери теплоты с испарившейся жидкостью, Вт. Значением $Q_{\text{П}}$ обычно пренебрегают. Значение $\beta_{\text{ХВ}} V_{\text{Н}} = \beta_{\text{Х}} F$, кг/с – произведение среднего коэффициента массоотдачи, отнесенного к разности влагосодержаний, на площадь межфазной поверхности, где $F = S_{\text{К}} Ha_v \Psi_a$, Ψ_a – коэффициент активной поверхности тепломассообмена ($\Psi_a < 1$).

Из выражения (17) отношение

$$\frac{\beta_{\text{Х}} F}{G} = \frac{I_{\text{К}} - I_{\text{Н}}}{\Delta I_{\text{cp}}} = N_{\text{Х}} \quad (18)$$

число единиц переноса в газовой фазе и аналогично

$$\frac{\beta_{\text{Х}} F}{Lc_{\text{рж}}} = \frac{T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}}}{\Delta I_{\text{cp}}} = N_{\text{Ж}} \quad (19)$$

в жидкой фазе.

Из выражения (18) записывают требуемую высоту насадки

$$H = \frac{G}{\beta_{\text{ХВ}} S_{\text{К}}} \frac{(I_{\text{К}} - I_{\text{Н}})}{\Delta I_{\text{cp}}}, \quad (20)$$

а из выражения (19) имеем

$$H = \frac{Lc_{\text{рж}}}{\beta_{\text{ХВ}} S_{\text{К}}} \frac{(T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}})}{\Delta I_{\text{cp}}}. \quad (21)$$

Зависимости (20) и (21) равнозначные и могут использоваться для расчета H при условии идеального вытеснения потоков.

С учетом перемешивания фаз на основе выражений (16) и (18) для рулонной насадки из сетки запишем

$$H = \left(\frac{G}{\beta_{\text{ХВ}} S_{\text{К}}} + d_3 \left(\frac{4}{Pe_{\text{ЭГ}}} + \frac{1}{Pe_{\text{ЭЖ}}} \right) \right) \frac{I_{\text{К}} - I_{\text{Н}}}{\Delta I_{\text{cp}}}. \quad (22)$$

После идентификации параметров модифицированное выражение (21) имеет вид

$$H = \left(\frac{Lc_{pjk}}{\beta_{xv} S_k} + 6,3d_3 \left(\frac{4}{Pe_{\text{ЭГ}}} + \frac{1}{Pe_{\text{ЭЖ}}} \right) \right) \frac{T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}}}{\Delta I_{\text{cp}}}, \quad (23)$$

где $\Delta I_{\delta} = I_{\text{H}}^* - I_{\text{H}}$, $\Delta I_{\text{M}} = I_{\text{K}}^* - I_{\text{K}}$, при $\Delta I_{\delta} / \Delta I_{\text{M}} \leq 2$, $\Delta I_{\text{cp}} = 0,5(\Delta I_{\delta} + \Delta I_{\text{M}})$; при $\Delta I_{\delta} / \Delta I_{\text{M}} > 2$, $\Delta I_{\text{cp}} = (\Delta I_{\delta} - \Delta I_{\text{M}}) / \ln(\Delta I_{\delta} / \Delta I_{\text{M}})$. Значения I_{H}^* и I_{K}^* при $T_{\text{ЖН}}$ и $\varphi = 100\%$; I_{K}^* при $T_{\text{ЖК}}$ и $\varphi = 100\%$, φ – относительное влагосодержание.

Алгоритм расчета градирни

Задается температурный режим: $T_{\text{ЖН}}$, $T_{\text{ЖК}}$, $T_{\text{ГН}}$, φ % – относительное влагосодержание воздуха. По справочным данным находятся: I_{H} , x_{H} , I_{K}^* при $T_{\text{ЖН}}$ и $\varphi = 100\%$, I_{H}^* при $T_{\text{ЖК}}$ и $\varphi = 100\%$.

Задается расход охлаждающей воды L , кг/с и принимается плотность орошения, например в интервале $q_{\text{Ж}} = 10 - 20 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$.

Вычисляется поток теплоты $Q = Lc_{pjk}(T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}})$, Вт; энталпия на выходе из уравнения теплового баланса $I_{\text{K}} = I_{\text{H}} + Q/G$, где массовый расход воздуха принимается $G \approx 1,3G_{\text{min}}$, $G_{\text{min}} = Q / (I_{\text{K}}^* - I_{\text{H}})$ – минимальный расход воздуха для заданного температурного режима.

Площадь поперечного сечения градирни исходя из заданной плотности орошения $S_k = (L / \rho_{\text{Ж}}) / q_{\text{Ж}}$, где L ~ кг/с; $q_{\text{Ж}} \sim \text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$. Отсюда диаметр градирни $D_k = \sqrt{4S_k / \pi}$, м. Скорость воздуха $w_{\text{Г}} = G / (\rho_{\text{Г}} S_k)$, м/с.

Далее вычисляется объемный коэффициент маскоотдачи β_{xv} .

Определяется средняя движущая сила ΔI_{cp} и высота насадки H по выражению (20) или (21) без учета перемешивания.

Таблица 2 - Термодинамические параметры воздуха при $T_{\text{ГН}}=15^{\circ}\text{C}$ и $\varphi = 60\%$

Table 2 - Thermodynamic parameters of air at $T_{\text{ГН}}=15^{\circ}\text{C}$ and $\varphi = 60\%$

I_{H} , кДж/кг	x_{H} , кг/кг	I_{H}^* , кДж/кг	x_{H}^* , кг/кг	I_{K}^* , кДж/кг	x_{K}^* , кг/кг	T^* , $^{\circ}\text{C}$
31,1	0,0065	89,6	0,0241	183,3	0,0547	10,8

Результаты расчета мини градирни даны в таблице 3.

Таблица 3 - Результаты расчетов гидравлических и тепломассообменных характеристик мини градирни

Table 3 - Results of calculations of hydraulic and heat and mass transfer characteristics of a mini cooling tower

Q , кВт	I_{K} , кДж/кг	G_{min} , кг/с	G , кг/с	β_{xv} , кг/($\text{м}^3\text{с}$)
702,2	148,1	4,61	6,0	5,66

Для учета перемешивания вычисляются числа Рейнольдса $Re_{\text{Г}}$ и $Re_{\text{Ж}}$, коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{\text{оп}}$, критерий Галилея и числа $Pe_{\text{ЭГ}}$ (12) и $Pe_{\text{ЭЖ}}$ (14).

Для рулонной сетчатой насадки коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{\text{оп}}$ по выражению [16]

$$\xi_{\text{оп}} = \left(0,015 Re_{\text{Г}}^{0,5} + 7,1 \cdot 10^{-7} Re_{\text{Г}}^{1,5} \right) \left(1 + 0,1 Re_{\text{Ж}}^{0,18} \right) \quad (24)$$

Тепловую эффективность градирни по жидкой и газовой фазам можно вычислить в виде отношений достигнутых показателей процесса тепломассообмена к максимально возможным

$$E_{\text{Ж}} = \frac{T_{\text{ЖН}} - T_{\text{ЖК}}}{T_{\text{ЖН}} - T^*}, \quad E_{\text{Г}} = \frac{I_{\text{K}} - I_{\text{H}}}{I_{\text{K}}^* - I_{\text{H}}} \quad (25)$$

Из выражений (25) и уравнения теплового баланса (17) получено отношения [9]

$$\frac{E_{\text{Г}}}{E_{\text{Ж}}} = \frac{Lc_{pjk}(T_{\text{ЖН}} - T^*) + Q_u}{G(I_{\text{K}}^* - I_{\text{H}})}, \quad (26)$$

где Q_u – поток теплоты с испарившейся водой составляет не более 2-3% от общего потока Q и его значением можно пренебречь.

При известном значении тепловой эффективности $E_{\text{Г}}$ (11) можно определить эффективность охлаждения воды $E_{\text{Ж}}$ и температуру воды на выходе градирни $T_{\text{ЖК}} = T_{\text{ЖН}} - E_{\text{Ж}}(T_{\text{ЖН}} - T^*)$.

Пример расчета мини градирни

Охладить воду с $T_{\text{ЖН}} = 42^{\circ}\text{C}$ до $T_{\text{ЖК}} = 28^{\circ}\text{C}$ с расходом $L = 12$ кг/с или $V_{\text{Ж}} = 43,2 \text{ м}^3/\text{ч}$. Температура окружающего воздуха $T_{\text{ГН}} = 15^{\circ}\text{C}$, влагосодержание $\varphi = 60\%$. По данным значениям находится температура смоченного термометра T^* , $^{\circ}\text{C}$.

Термодинамические параметры воздуха представлены в таблице 2.

Принимаем плотность орошения $q_{\text{Ж}} = 18 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, тогда $S_k = 2,4 \text{ м}^2$ и $D_k = 1,75 \text{ м}$. Скорость воздуха в градирне $w_{\text{Г}} = G / (\rho_{\text{Г}} S_k) = 2,1 \text{ м/с}$.

Далее имеем $\Delta I_{\delta} = 58,5 \text{ кДж/кг}$; $\Delta I_{\text{M}} = 35,2 \text{ кДж/кг}$; $\Delta I_{\text{cp}} = 46,85$.

По формулам (20) или (21) высота насадки $H = 1,1 \text{ м}$.

Для учета влияния обратного перемешивания фаз далее вычислены $Re_{\text{Г}} = 2333,3$, $Re_{\text{Ж}} = 105,0$. Коэффициент (24) $\xi_{\text{оп}} = 0,158$. Число Пекле (12) $Pe_{\text{ЭГ}} = 5,73$, Число Пекле (14) $Pe_{\text{ЭЖ}} = 0,336$. По выражению (23)

получаем $H=1,24$ м. Отсюда следует, что с учетом перемешивания фаз требуемая высота насадки больше на 13 %. При снижении расхода воздуха влияние обратного перемешивания усиливается.

Выводы

В результате применения экспериментальных данных, полученных ранее авторами, выполнена модификация метода массообменного числа единиц переноса, которая позволяет учесть обратное (продольное) перемешивание газовой и жидкой фаз при расчете эффективности процесса охлаждения воды в пленочной градирне. При заданном гидродинамическом и тепловом режимах охлаждения воды получено выражение для расчета требуемой высоты рулонной сетчатой насадки с учетом гидродинамической структуры потоков.

В результате расчетов показано, что высота насадки с учетом обратного перемешивания фаз требуется на 5-20 % больше по сравнению с расчетом по модели идеального вытеснения. Таким образом повышается достоверность расчета пленочных градирен.

Предложенный подход может применяться при предпроектной разработки конструкций градирен или выборе вариантов модернизации.

«Исследование выполнено за счет гранта Российского научного фонда № 25-29-00129, <https://tscf.ru/project/25-29-00129/>»

Литература

1. A.V. Dmitriev, I.N. Madyshev, V.V. Kharkov, O.S. Dmitrieva, V.E. Zinurov. *Therm Sci Eng Prog.* **22**, 9, (2021).
2. R. Ramkrishnan, R. Arumugam. *Processing and Application of Ceramics.* **7**, 21-7, (2013).
3. А. С. Пушнов, Н. П. Цурикова, С. Шинкунас [и др.] *ПОЛИТЕХ-ПРЕСС.* 382, (2020).
4. R. Ramkumar, A. Ragupathy. *J Braz Soc Mech Sci Eng.* **37**, 929-36, (2015)
5. А. В. Бальчугов, И. Л. Саблина, Д. В. Антонов, А. А. Крамаренко. *Теоретические основы химической технологии.* **59**, 1, 94-101, (2025).
6. Б. А. Сокол, А. К. Чернышев, Д. А. Баранов. *Галилея-принт*, 358, 2009.
7. Р.Ф. Витковская, А.С. Пушнов, С. Шинкунас *Лань-Пресс.*288, (2019).
8. А. М. Каган, А. Г. Лаптев, А. С. Пушнов, М. И. Фарахов. *Отечество*, 454, (2013).
9. М.Г. Беренгартен. Москва: Московский политех, 132. (2023).
10. А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Е. А. Лаптев. Вестник Технологического университета. **20**, 18, 71-74, (2017).
11. А.Г. Лаптев, Е.А. Лаптева. Термофизика и аэромеханика, **22**, 4. 453-458. (2015).
12. М. М. Фарахов, Т. М. Фарахов, А. Г. Лаптев // Фундаментальные исследования. **3**, 24-28, (2018).
13. А.Е. Костянин, В.В. Белова *Химическая технология.* **3**, 118-122. (2016).
14. А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Е.А. Лаптева *Труды Академэнерго.* 4, 33-38. (2019).
15. С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев. *Теоретические основы химической технологии.* **27**, 1, 4-18. (1993).
16. А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, С. У. О. Аласгарли *Вестник Технологического университета.* **28**, 4, 76-83. (2025).
17. В.М. Рамм Абсорбция газов – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: РГБ, г. 655, (2009)
18. Ю.А. Комисаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Химия., 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Издательство Юрайт, – 1242, (2025).
19. В. В. Кафаров, А. Ю. Винаров, Л. С. Гордеев. – Москва : Лесная промышленность, 280, (1985).
20. А. Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, К. А. Алексеев. Вестник Технологического университета. **24**, 9, 70-73. (2021).
21. A. G. Laptev, T. M. Farakhov, E. A. Lapteva *Journal of Engineering Thermophysics.* **30**, 2. – 293-299. (2021).
22. Лаптев А. Г., Башаров М. М., Лаптева Е. А. *Старый Оскол : ТНТ*, 288, (2025).
23. А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева. Термофизика и аэромеханика. **31**, 3, 503-513. (2024).

References

1. A.V. Dmitriev, I.N. Madyshev, V.V. Kharkov, O.S. Dmitrieva, V.E. Zinurov. *Therm Sci Eng Prog.* **22**, 9, (2021).
2. R. Ramkrishnan, R. Arumugam. *Processing and Application of Ceramics.* **7**, 21-7, (2013).
3. A. S. Pushnov, N. P. Tsurikova, S. Shinkunas [and others] *POLYTECH PRESS.* 382, (2020).
4. R. Ramkumar, A. Ragupathy. *J Braz Soc Mech Sci Eng.* **37**, 929-36, (2015)
5. A. V. Balchugov, I. L. Sablina, D. V. Antonov, A. A. Kramarenko. *Theoretical foundations of chemical technology.* **59**, 1. 94-101, (2025).
6. B. A. Sokol, A. K. Chernyshev, D. A. Baranov. *Galilee Print*, 358, 2009.
7. R.F. Vitkovskaya, A.S. Pushnov, S. Shinkunas *Lan-Press.*288, (2019).
8. A. M. Kagan, A. G. Laptev, A. S. Pushnov, M. I. Farakhov. *Fatherland*, 454, (2013).
9. M.G. Berengarten. *Moscow: Moscow Polytechnic*, 132. (2023).
10. A. G. Laptev, M. I. Farakhov, E. A. Laptev. *Herald of Technological University*, **20**, 18, 71-74, (2017).
11. A.G. Laptev, E.A. Lapteva. *Thermophysics and aeromechanics*, **22**, 4. 453-458. (2015).
12. M. M. Farakhov, T. M. Farakhov, A. G. Laptev//*Fundamental research.* **3**, 24-28, (2018).
13. A.E. Kostanyan, V.V. Belova *Chemical technology.* **3**, 118-122. (2016).
14. A.G. Laptev, M.I. Farakhov, E.A. Lapteva *Works Academenergo.* 4, 33-38. (2019).
15. S. G. Dyakonov, V. I. Elizarov, A. G. Laptev. *Theoretical foundations of chemical technology.* **27**, 1, 4-18. (1993).
16. A. G. Laptev, E. A. Lapteva, S. U. O. Alasgarli *Herald of Technological University*, **28**, 4, 76-83. (2025).
17. V.M. Ramm *Gas Absorption - 2nd ed., Revised and add. - M.: RSL, 655, (2009)*
18. Yu.A. Komissarov, L. S. Gordeev, D. P. Chemistry., 2nd ed., Revised and add. - Moscow: Yurayt Publishing House, - 1242, (2025).
19. V.V. Kafarov, A. Yu. Vinarov, L. S. Gordeev. - Moscow: Forest industry, 280, (1985).
20. A. G. Laptev, T. M. Farakhov, K. A. Alekseev. *Herald of Technological University*, **24**, 9, 70-73. (2021).
21. A. G. Laptev, T. M. Farakhov, E. A. Lapteva *Journal of Engineering Thermophysics.* **30**, 2. – 293-299. (2021).
22. Laptev A.G., Basharov M.M., Lapteva E.A. *Stary Oskol: TNT*, 288, (2025).
23. A. G. Laptev, E. A. Lapteva. *Thermophysics and aeromechanics.* **31**, 3, 503-513. (2024).

© А. Г. Лаптев – д.т.н. профессор каф. «Инженерная экология и безопасность труда», Казанский государственный энергетический университет, tvt_kgeu@mail.ru; Р. Н. Хамидуллин – к. т. н., доцент кафедры «Процессы и аппаратов химической технологии», Казанский национальный исследовательский технологический университет, 434@mail.ru; К. Т. Фарахов – студент «Санкт-Петербургский горный университет».

© А. Г. Laptev - Doctor of Sciences (Technical Sci.), Professor of the Department of Engineering Ecology and Occupational Safety, Kazan State Power Engineering University, tvt_kgeu@mail.ru; R. N. Khamidullin – PhD (Technical Sci.), Associate Professor, Department of Processes and Apparatuses of Chemical Technology, Kazan National Research Technological University, 434@mail.ru; Kh. T. Farakhov – Student of the Saint Petersburg Mining University, St. Petersburg.

Дата поступления рукописи в редакцию – 22.08.25.
Дата принятия рукописи в печать – 06.10.25.