

Выводы

Зависимость для расчета средней температуры материала, нагреваемого в микроволновом поле, полученная с учетом теплоотдачи с окружающей средой, позволяет с достаточной точностью определять температуру, однако при этом следует располагать данными по КПД камеры для правильной оценки удельной мощности внутренних источников теплоты.

Литература

1. Meredith R.J. Engineers Handbook of Industrial and Microwave Heating. The Instruction of electrical engineers. 1998. 382 p.
2. Gunasekaran S (1998) Pulsed microwave-vacuum drying of food materials. *Drying Technol* 17(3):395–412].
3. A. K. Haghi, H. Ghanadzadeh. Experimental study on combined infrared and microwave drying of porous media with particular application in wood industry // *Int. J. of Applied Mechanics and Engineering*. – 2006. – vol.11. – No. 4. – pp. 985-991.
4. K.J. Chua, S.K. Chou. A comparative study between intermittent microwave and infrared drying of bioproducts // *Int.J. of Food Science and Technology* 2005, 40, pp.23–39.
5. V. R. Sagar. P.S. Kumar. Recent advances in drying and dehydration of fruits and vegetables// *J Food Sci Technol* – 2010. – 47(1). – pp.15–26.
6. V. R. Sagar. P.S. Kumar. Recent advances in drying and dehydration of fruits and vegetables// *J Food Sci Technol* – 2010. – 47(1). – pp.15–26.
7. Gábor Bihercz János Beke, Zoltan Kurják Simulation of drying process of corn kernels during microwave and convective treatment//*Chemical Engineering*. – Vol. 2. – Iss. 1. – pp. 75-150.
8. Garcia-Reimbert, C, Minzoni, A, Smyth, N. Effect of radiation losses on hotshot formation and propagation in microwave heating//*IMA j. Appl. Math*, 1996, 57, 165-179.
9. Bingol G., Pan Z., Roberts J. et al. Mathematical modeling of microwave-assisted convective heating and drying of grapes//*Int. J. Agric and Biol Eng*. 2008. Vol. 1, No.2, pp. 46-54.
10. Лыков А.В. Теория теплопроводности/ Алексей Васильевич Лыков. – М., 1967. – 559 с.

УДК 621.311.22.002.52

ИНЖЕНЕРНАЯ МЕТОДИКА РАСЧЕТА ТЕПЛОМАССОБМЕНА В ЭЖЕКЦИОННОМ АППАРАТЕ

Кологривов М.М., канд. техн. наук, доцент, Бузовский В.П., аспирант
Институт холода, криотехнологий и экоэнергетики им. В.С. Мартыновского, г. Одесса

Рассматривается работа прямого контактного эжекционного аппарата, в котором происходит конденсация паров бензина на охлажденных каплях рассола. Выполнен сравнительный анализ двух методик расчета теплообмена в данном аппарате: первая — основана на критериальном уравнении интенсивности теплообмена, предложенное Андреевым [2]; вторая — основана на математической модели Пажи-Галустова [3, 4]. Найден новый коэффициент и показатели степеней в уравнении Андреева путем обобщения данных, полученных по модели Пажи-Галустова.

The work of direct contact ejection apparatus, in which the condensation of gasoline vapor on chilled drops of brine takes place is considered in this article. A comparative analysis of the two methods of calculation of heat transfer in this apparatus was made. The first is based on the dimensionless equation of heat and mass transfer intensity, which was supposed by Andreev [2]. The second is based on the mathematical model, which was supposed by Pazhi and Galustov [3, 4]. We found new coefficient and the exponent in Andreev's equation by collation of data that we got by using Pazhi-Galustov's model.

Ключевые слова: эжекционный аппарат, конденсация паров бензина, критериальное уравнение, математическая модель.

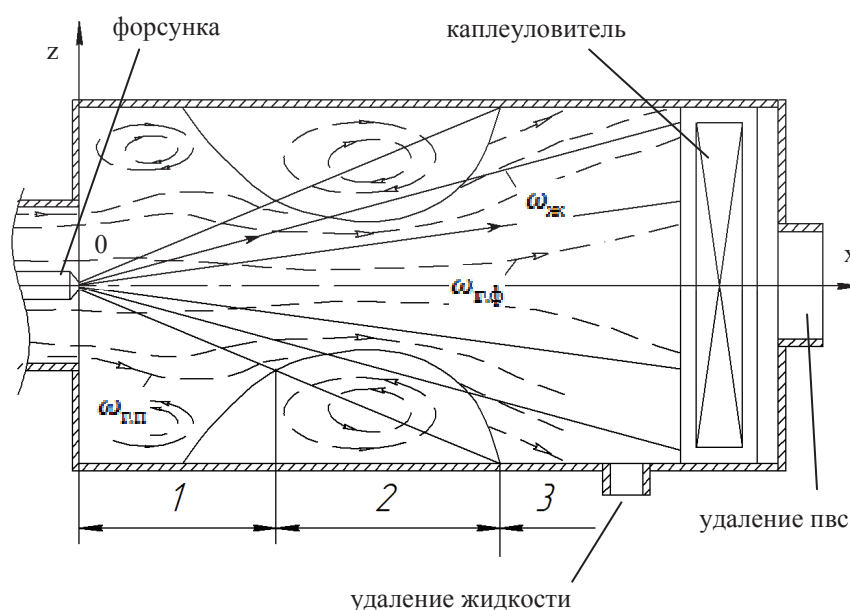
Введение

Рассматривается работа эжекционного аппарата с горизонтальным факелом рабочего потока. Такой аппарат предлагается использовать для конденсации паров углеводородов из паровоздушной смеси (пвс) на каплях хладоносителя — водного солевого раствора [10]. Предлагаемый аппарат обладает рядом преимуществ перед аналогичными контактными аппаратами [9]. Основное из преимуществ — высокая по-

жаро-взрывобезопасность при работе с парами углеводородов. Конденсация пара из паровоздушной смеси привлекает внимание ввиду большой площади поверхности контакта фаз и увеличения интенсивности процессов тепло- и массообмена за счет уменьшения термического и диффузионного сопротивлений. Такие полые распылительные аппараты отличаются простой конструкцией и сравнительно низкой стоимостью.

Постановка задачи

Картина процессов тепло- и массообмена и гидродинамики представляется сложной в рассматриваемом аппарате. Наблюдается движущаяся переменная поверхность контакта фаз. Одновременно из паровоздушной смеси конденсируются пары нескольких углеводородов и водяные пары. Конденсация происходит в присутствии неконденсирующегося воздуха. На рассматриваемые процессы влияют также: переменная кривизна поверхности контакта; изменение теплофизических свойств веществ; возможное непредсказуемое разделение конденсатов, которые образуются. Паровоздушная среда принудительно вытесняется из резервуара для хранения бензина при его заполнении. Эжекционный эффект, который создает факел распыла, дополняет вынужденную конвекцию. Указанные особенности имеют место в аппарате, схема которого представлена на рис. 1.



*1 – область свободного факела; 2 – область циркуляции; 3 – область ограниченного течения;
 $\omega_{п.п.}$ – скорость периферийного парогазового потока; $\omega_{п.ф.}$ – скорость парогазового потока в факеле;
 $\omega_{ж.}$ – скорость капель рассола*

Рис. 1 – Рабочая зона аппарата

Существует два основных направления в разработке методов расчета процессов в контактных аппаратах. Методы одного из них позволяют определить суммарное количество теплоты и массы, переданное от одной среды к другой, конечные или начальные параметры сред. Методы другого направления позволяют определить локальные показатели процесса и характеристики сред в аппарате: диаметр капель, скорость, температуру и др. Эти методы основаны на решении дифференциальных уравнений баланса теплоты и массы и использовании эмпирических формул для расчета коэффициентов тепло- и массопереноса. Одним из методов первого направления является инженерная методика, разработанная Е.И. Андреевым [2]. Она основана на использовании разработанного им критериального уравнения интенсивности теплообмена. Данная методика обладает тем преимуществом, что она исключает необходимость оперировать численным значением площади поверхности контакта фаз, поскольку последнюю, как правило, не удается с достаточной точностью оценить. Одним из методов второго направления является математическая модель, описывающая теплообмен во всей реактивной зоне прямого контактного аппарата и разработанная Д.Г. Пажи и В.С. Галустовым [3, 4].

Ввиду сложности гидродинамической обстановки, модель Пажи-Галустова кроме дифференциальных уравнений баланса теплоты и массы содержит дифференциальные уравнения сохранения импульса и

движения. В работе [1] математическая модель Пажи-Галустова была доработана с учетом горизонтального направления факела. Следует отметить, что модель Пажи-Галустова не является чисто аналитической, поскольку предполагает использование эмпирических зависимостей для определения коэффициентов тепло- и массоотдачи.

В данной работе выполнен сравнительный анализ указанных методик. Также найден постоянный коэффициент и показатели степеней при числах подобия в критериальном уравнении, форма которого предложена Андреевым. Необходимость определения нового значения коэффициента и показателей степеней вызвана существенным отличием условий в контактном аппарате, рассматриваемым Андреевым, от условий, которые рассматриваются в данном аппарате. Ввиду отсутствия экспериментальных данных по тепломассообмену при конденсации паров углеводородов на каплях рассола, методикой Андреева будут обработаны данные, полученные на основе математической модели Пажи-Галустова.

Методика обработки данных

На начальном этапе были получены данные по модели Пажи-Галустова.

Математическая модель Пажи-Галустова учитывает изменение множества параметров: скорости пвс в факеле $\omega_{c,ф}$ (рис. 1), скорости пвс в периферийной зоне $\omega_{c,п}$, расхода пвс и рассола, диаметра капель, объёмной концентрации капель, температуры рассола и пвс, концентрации паров в пвс. Кроме того, модель позволяет учесть неравномерность распределения плотности орошения в сечении аппарата. Для расчета теплового числа Нуссельта использовалась формула Дрейка [6]:

$$Nu = 2 + 0.45 \cdot Re^{0.55} \cdot Pr^{0.33}, \quad (1)$$

где Re — число Рейнольдса; Pr — число Прандтля пвс.

Особое значение имеет выбор формулы для расчета массоотдачи. В работах [3, 4] для расчета диффузионного числа Нуссельта рекомендована формула Фрелинга:

$$Nu_2 = 2 + 0.55 \cdot Re^{0.5} \cdot Sc^{0.33}, \quad (2)$$

где Sc — число Шмидта.

Для расчета по модели Пажи-Галустова использовались входные данные, лежащие в следующем диапазоне: диаметр сопла форсунки $d_c = 4,55 \div 6,7$ мм; объёмный расход рассола $Q_{жс} = 0,7 \div 1,5$ м³/ч; с учетом коэффициента эжекции $q = 200$ м³(пвч)/м³(рассола) [Соколов] расход пвс $Q_{пвс} = 140 \div 300$ м³/ч; температура пвс на входе в аппарат $t_1 = 10 \div 30$ °С; начальная температура рассола $t_{ж.н} = -15 \div -27$ °С; начальный заутеровский диаметр капель в зависимости от расхода жидкости и диаметра сопла $d_k = 0,371 \div 0,405$ мм. Давление жидкости перед форсункой — 0,3 МПа. Тип форсунки — центробежно-струйная. В качестве жидкости использовался 20 % водный раствор соли NaCl. Ширина аппарата — 300 мм, высота — 250 мм, длина с учетом каплеуловителя (рис. 1) — 840 мм. Расчеты выполнены с учетом тепломассообмена на поверхности стенки и каплеуловителя. Для всех режимов пвс считалась насыщенной. Для указанного диапазона изменения параметров выполнено 270 вариантов расчетов, в ходе которых найдены значения конечной температуры пвс t_2 . Таким образом были получены данные для обработки по методике Андреева.

Последовательность обработки данных по методике Андреева следующая. Для обозначения начального и конечно состояния пвс будем использовать индекс «1» и «2» соответственно. Для обозначения температуры по мокрому термометру будем использовать индекс «м». Маленькой буквой t традиционно обозначаются значения температуры в °С, а температура T — в К. Последовательность обработки данных запишем для более общего случая, когда паровоздушная смесь ненасыщенная.

Задана конечная температура пвс t_2 , полученная по модели Пажи-Галустова, и соответствующие ей исходные данные: начальная температура пвс t_1 и жидкости $t_{ж1}$; объёмный расход пвс $Q_{пвс}$ и рассола $Q_{жс}$; диаметр сопла d_c ; паросодержание d_1 и d_2 . Температурам по сухому термометру t_1 и t_2 соответствуют температуры по смоченному термометру $t_{1м}$ и $t_{2м}$, а также паросодержание при температурах мокрого термометра $d_{1м}$ и $d_{2м}$ паросодержание и температуру по мокрому термометру определяют по диаграмме или исходя из равенства значений удельной энтальпии при температуре сухого и мокрого термометра $I_1 = I_{1м}$, $I_2 = I_{2м}$:

$$C_{pв} \cdot t_1 + (r + C_{pн} \cdot t_1) \cdot d_1 = C_{pв} \cdot t_{1м} + (r + C_{pн} \cdot t_{1м}) \cdot d_{1м}; \quad (3)$$

$$C_{pв} \cdot t_2 + (r + C_{pн} \cdot t_2) \cdot d_2 = C_{pв} \cdot t_{2м} + (r + C_{pн} \cdot t_{2м}) \cdot d_{2м}; \quad (4)$$

где $C_{pв}$, $C_{pн}$ — удельная массовая теплоёмкость воздуха и паров бензина соответственно при температуре t_1 , кДж/(кг·К);

r — удельная теплота конденсации паров бензина, кДж/кг.

Паросодержание по мокрому термометру является функцией температуры по мокрому термометру. Коэффициент интенсивности тепломассообмена:

$$Km = \frac{t_{2ж} - t_{ж1}}{t_{1ж} - t_{ж1}} \quad (5)$$

Число Рейнольдса:

$$Re = \frac{4 \cdot Q_{ж}}{d_c \cdot \pi \cdot \nu_{пвс}}, \quad (6)$$

где $\nu_{пвс}$ — коэффициент кинематической вязкости пвс при температуре t_1 , м²/с. Отношение тепловых эквивалентов:

$$Bw_{ж} = \frac{G_{ж} \cdot C_{pж}}{G_{пвс} \cdot C_{pпвс}}, \quad (7)$$

где $G_{ж}$ — массовый расход рассола, кг/с;

$G_{пвс}$ — массовый расход пвс, кг/с;

$C_{pж}$ — удельная массовая теплоёмкость рассола при температуре $t_{ж1}$, Дж/(кг·К);

$C_{pпвс}$ — удельная массовая теплоёмкость пвс при температуре t_1 , Дж/(кг·К).

Расчетная температура:

$$t_{1MR} = t_{1ж} + 1^{\circ}\text{C} \quad (8)$$

Коэффициент испарения:

$$Ke = \frac{r \cdot (d_{1MR} - d_{1ж})}{C_{pж} \cdot (t_{1MR} - t_{1ж})}, \quad (9)$$

где d_{1MR} — паросодержание при t_{1MR} , кг(пара)/кг(возд.)

Приведенное отношение тепловых эквивалентов:

$$Bm = \frac{Bw_{ж}}{1 + Ke} \quad (10)$$

Число подобия тепловых эквивалентов:

$$Bm1 = Bm + 1 \quad (11)$$

Паросодержание при парциальном давлении паров P_n :

$$d = \frac{P_n}{P_a - P_n} \cdot \frac{M_y}{M_a}, \quad (12)$$

где M_y — молекулярная масса углеводородов, кг/кмоль;

M_a — молекулярная масса воздуха, кг/кмоль.

Парциальное давление насыщенных паров бензина при температуре t [8, с. 94]:

$$P_{пвс} = 57000 \cdot e^{-0.00327 \cdot (t_{н.к} - t)}, \quad (13)$$

где $t_{н.к}$ — температура начала кипения, °С.

Для расчетов $t_{н.к}$ была принята 46 °С.

Молекулярная масса паров бензина [8, с. 360]:

$$M_y = 60.9 - 0.306 \cdot (t_{н.к} + 273) + 0.001 \cdot (t_{н.к} + 273)^2 \quad (14)$$

Кинематическая вязкость пвс при температуре t , и парциальном давлении паров P_n . [8, с. 361]:

$$\nu_{пвс} = \frac{10^{-6}}{0.1 \cdot (t + 273) - 14.1 + \frac{P_n / P}{0.0225 \cdot (t + 273) - 3.61}}, \quad (15)$$

где P — абсолютное давление в аппарате, Па.

P считалось равным атмосферному.

Удельная массовая теплоемкость паров бензина при температуре T по формуле Бальке и Кэй, (кДж/(кг·К)) [7, с. 158]:

$$C_{p_г} = \frac{4.0 - \rho_{15}^{15}}{1541} \cdot (1.8 \cdot T + 211) \cdot (0.146 \cdot K - 0.41), \quad (16)$$

где ρ_{15}^{15} — относительная плотность бензина; K — характеризующий фактор.

ρ_{15}^{15} была принята 0,725.

Характеризующий фактор [7, с. 104]:

$$K = \frac{1.216 \cdot \sqrt[3]{T_{ср.мол}}}{\rho_{15}^{15}}, \quad (17)$$

где $T_{ср.мол}$ — средняя молекулярная температура кипения бензина, К.

Расчеты велись при средней молекулярной температуре кипения равной 111,4 °С.

Удельная теплота конденсации паров бензина рассчитывалась по формуле Трутона (кДж/кг) [7, с. 162]:

$$r = K \cdot \frac{T_{ср.мол}}{M_6}, \quad (18)$$

где M_6 — молекулярная масса бензина, кг/кмоль.

Молекулярная масса бензина считалась равной 106,7 кг/кмоль.

Теплоемкость пвс:

$$C_{p_{пвс}} = C_{p_г} + C_{p_л} \cdot d, \quad (19)$$

Таким образом, для каждого из 270 режимов были найдены значения коэффициента интенсивности теплообмена Km , числа подобия $Bm1$ и числа Рейнольдса Re .

При обработке данных численного моделирования использован метод наименьших квадратов, сущность которого в следующем. Критериальное уравнение, вид которого предложен Андреевым, представим в виде степенной функции

$$Km = A \cdot Re^{x_2} \cdot Bm1^{x_3}, \quad (20)$$

Прологарифмируем его $\ln(Km) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re) + x_3 \cdot \ln(Bm1)$.

Записав такое уравнение для каждого k -го режима, получим систему из k линейных уравнений, в которой три неизвестных: $\ln(A)$, x_2 и x_3

$$\begin{cases} \ln(Km_1) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_1) + x_3 \cdot \ln(Bm1_1) \\ \ln(Km_2) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_2) + x_3 \cdot \ln(Bm1_2) \\ \dots \\ \ln(Km_k) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_k) + x_3 \cdot \ln(Bm1_k) \end{cases}$$

При решении такой переопределенной системы уравнений находят наиболее верные значения неизвестных, для которых сумма квадратов отклонений (разностей правой и левой частей) была бы наименьшей. Требование минимума суммы квадратов отклонений приводит к новой системе линейных уравнений, каждое из которых является частной производной этой суммы по соответствующему неизвестному, приравненной к нулю:

$$\begin{cases} \ln(A) \sum_{k=1}^N 1 + x_2 \sum_{k=1}^N \ln(Re_k) + x_3 \sum_{k=1}^N \ln(Bm1_k) - \sum_{k=1}^N \ln(Km_k) = 0 \\ \ln(A) \sum_{k=1}^N \ln(Re_k) + x_2 \sum_{k=1}^N (\ln(Re_k) \ln(Re_k)) + x_3 \sum_{k=1}^N (\ln(Bm1_k) \ln(Re_k)) - \sum_{k=1}^N (\ln(Km_k) \ln(Re_k)) = 0 \\ \ln(A) \sum_{k=1}^N \ln(Bm1_k) + x_2 \sum_{k=1}^N (\ln(Re_k) \ln(Bm1_k)) + x_3 \sum_{k=1}^N (\ln(Bm1_k)^2) - \sum_{k=1}^N (\ln(Km_k) \ln(Bm1_k)) = 0 \end{cases}$$

где $k = 1, 2, \dots, N$ — номер исходного уравнения, составленного по результатам k -го режима;
 N — число исходных уравнений, равное числу режимов.

В результате решения данной системы уравнений найдутся неизвестные x_2, x_3 , которые являются показателями степеней при числе Рейнольдса Re и числе подобия тепловых эквивалентов $Bm1$ соответственно. Также найдется значение $\ln(A)$.

Таким образом, найдены показатели степеней и коэффициент в критериальном уравнении, обобщающее данные численного эксперимента:

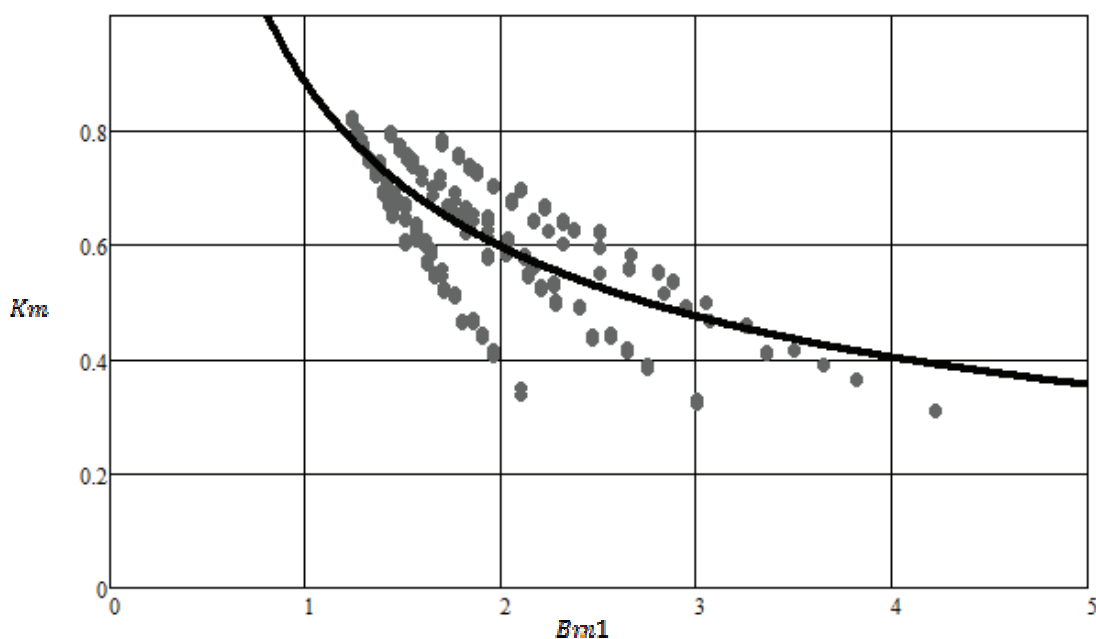
$$K_{m1} = 10.01 \cdot \left(\frac{Re}{100}\right)^{-0.533} \cdot Bm1^{-0.568} \quad (21)$$

Точность корреляции оценивалась по среднеарифметическому отклонению расчетных данных (формула (21)) от данных по математической модели (формула (5)) (в %):

$$\Delta K_{m1} = \pm \frac{1}{N} \cdot \sum_{k=1}^N \left| \frac{K_{m1(5)} - K_{m1(21)}}{K_{m1(5)}} \right| \cdot 100$$

Формула (33) аппроксимирует данные численного эксперимента со средней погрешностью 8,5 %. Максимальная погрешность составила 44 %.

На рис. 2 по уравнению (21) построен график зависимости K_{m1} от $Bm1$ (сплошная кривая). Данная кривая была построена при постоянном значении числа Рейнольдса $Re = 10000$, которое является средним для выбранного диапазона режимных параметров. На рис. 2 нанесены также данные по математической модели.



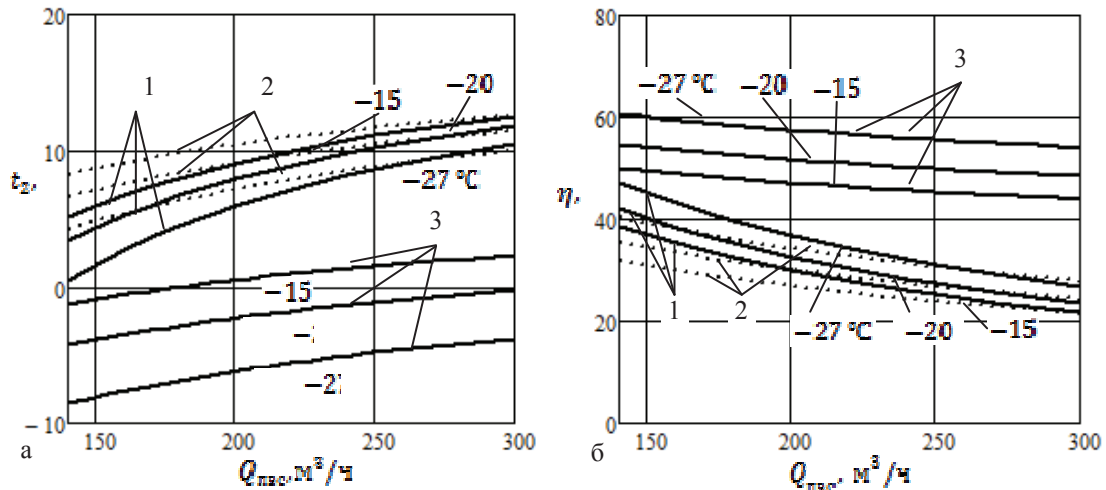
Точками обозначены значения K_{m1} , которые получены по модели Пажи-Галустова;
 кривая построена по обобщающему критериальному уравнению (21)

Рис. 2 – Зависимость $K_{m1} = f(Bm1)$

Сравнение методик

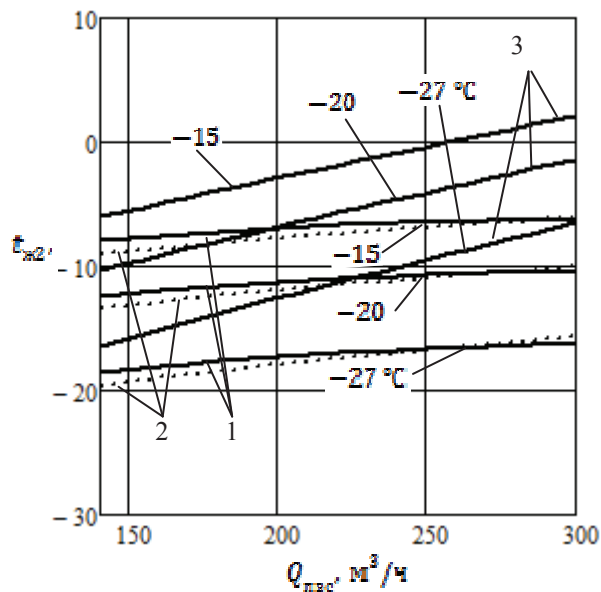
На рис. 3, 4 представлены результаты расчетов по модели Пажи-Галустова и о инженерной методике Андреева.

Расчеты проводились для случая конденсации паров бензина из пвс на каплях рассола. Входные данные следующие: производительность форсунки $0,7 \text{ м}^3/\text{ч}$; перепад давления на форсунке $0,3 \text{ МПа}$; диаметр сопла $4,55 \text{ мм}$; угол раскрытия факела 60° ; аппарат имеет прямоугольное сечение с шириной 300 мм , высотой 250 мм и длиной 840 мм ; аппарат направлен горизонтально.



1 – результати по моделі Пажи-Галустова; 2 – результати по інженерній методикі Андреева (уравнение (21)); 3 – результати по інженерній методикі Андреева (уравнение (22));
 а – графік залежності температури пвс на виході з апарата від расхода пвс;
 б – графік залежності степені извлечения паров бензина від расхода пвс

Рис. 3 – Графіки залежності температури пвс на виході з апарата і степені извлечения паров бензина від расхода пвс при варіації початкової температури рассола



1 – результати по моделі Пажи-Галустова; 2 – результати по інженерній методикі Андреева (уравнение (21)); 3 – результати по інженерній методикі Андреева (уравнение (22))

Рис. 4 – Графіки залежності температури рассола на виході з апарата від расхода пвс при варіації початкової температури рассола

Сравнительные результаты расчета t_2 приведены на рис. 3, а. Из этого рисунка видно, что результаты расчётов t_2 по модели Пажи-Галустова (кривые 1) и уравнению (21) (кривые 2) практически идентичны в области высоких расходов пвс. В области малых расходов пвс разница температур t_2 , рассчитанных по этим двум методикам, достигает 5 °С. Столь значительное расхождение объяснимо тем, что полученное нами уравнение (21) со значительной погрешностью аппроксимирует данные модели [3, 4] при малых

значениях Km , которые в свою очередь соответствуют малым значениям расхода пвс (рис. 2). Аналогичная ситуация наблюдается на рис. 3, б и рис. 4. Также на рис. 3, а при тех же входных данных представлены результаты расчета температуры t_2 по методике Андреева с применением полученного им критериального уравнения:

$$Km = 8.85 \cdot Re^{-0.29} \cdot Bm1^{-0.77} \quad (22)$$

Коэффициент и показатели степеней в уравнении (22) найдены для условий обработки воздуха в форсуночных камерах.

Рисунок 3, а показывает, что расхождения температур t_2 , рассчитанные по модели Пажи-Галустова и методике Андреева (формула (22)) значительны. Аналогичная картина наблюдается на рис. 3, б и рис. 4, на которых представлены результаты расчетов степени извлечения паров бензина η и конечной температуры жидкости соответственно.

Выводы

Был выполнен расчет тепломассообмена при конденсации паров углеводородов на каплях рассола по двум принципиально разным методикам: первая основана на критериальном уравнении интенсивности тепломассообмена, разработанная Андреевым, вторая — по математической модели Пажи-Галустова. Сравнительный анализ показал значительное расхождение результатов. Это объясняется тем, что уравнение интенсивности тепломассообмена, предложенное Андреевым, разработано для условий обработки воздуха в форсуночных камерах кондиционеров, условия работы которых значительно отличаются от условий в эжекционном аппарате при улавливании паров бензина. Поэтому нами предложено уравнение интенсивности тепломассообмена с новым коэффициентом и показателями степеней при числах подобия. При этом были обобщены данные полученные по модели Пажи-Галустова, которая учитывает изменение множества параметров.

Литература

1. Актуальні проблеми енергетики і екології / Збірник наукових праць міжнародної науково-технічної конференції. Одеса, 9-11 жовтня 2013 р. – Одеса, Видавництво ОНАХТ, – 2013 р. – 248 с.
2. Андреев Е.И. Расчет тепло- и массообмена в контактных аппаратах. – Л. Энергоатомиздат. Ленингр. отд-ние, 1985. – 192 с.
3. Галустов В.С. Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 240 с.
4. Пажи Д. Г., Галустов В. С. Основы техники распыливания жидкости. – М.: Химия, 1984. – 253 с.
5. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. – 3-е изд., перераб. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 352 с.
6. Соу С. Гидродинамика многофазных систем: Пер. с англ. – М.: Мир, 1971, – 536 с.
7. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина. – М.: Химия, КолосС, 2007. – 400 с.
8. Тугунов П.И., Новоселов В.Ф., Коршак А.А., Шаммазов М.А. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов. Учебное пособие для ВУЗов. – Уфа: ООО «ДизайнПолиграфСервис», 2002. – 658 с.
9. Патент 15134 А Украина, МКИ F 28 C 1/00. Ежекційна градирня та способ її роботи / Кологри-вов М.М., Грандов А.А., Угольникова Н.П., Нянкина Е.Е., Серебрянский П.В. Одеська держ. акад. холоду – Заявл. 26.10.93, Опубл. 30.06.97, Бюл. № 3, видан 04.12. 96 .на 3стр.
10. Свидетельство 0555542 Ассоциационного комитета изобретений “Привилегия”. Абсорбционно-конденсационный метод и устройство для очистки потока и выделения из него компонентов / Кологри-вов М.М., Котенко С.В. - Приоритет 19.02.1993, Бюл. № 2, Москва, 1993.