

Раздел 8. УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ

УДК 621.311.22

ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЙ ПОДХОД К МОДЕЛИРОВАНИЮ И УПРАВЛЕНИЮ СОВМЕЩЕННЫМИ ПРОЦЕССАМИ ТЕПЛОМАССОБМЕНА В ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ДЕАЭРАТОРАХ

Беляков Антон Николаевич (zhukov-home@yandex.ru)

Росляков Антон Николаевич

Жуков Владимир Павлович

Ледуховский Григорий Васильевич

Барочкин Евгений Витальевич

ФГБОУ ВПО «Ивановский государственный энергетический университет им.В.И.Ленина»

Центробежно-вихревые деаэраторы в последнее время широко используются в химической промышленности и энергетике благодаря удачному сочетанию в них высокой эффективности, широкого диапазона регулирования рабочих нагрузок и малой металлоемкости. На основе термодинамического подхода предложено описание процессов тепло- и массопереноса в вихревом потоке перегретой жидкости, благодаря чему стала возможной постановка задач по управлению режимами работы и совершенствованию конструкции центробежно-вихревых деаэраторов, решение которых имеет важное значение для химической и смежных отраслей промышленности.

Ключевые слова: деаэрация, вихревой поток, термодинамический подход, энтропия, межфазная поверхность, массоперенос, сепарация.

Центробежно-вихревые деаэраторы конструкции Б.А.Зимины [1] широко используются в химической промышленности и энергетике благодаря удачному сочетанию высокой эффективности деаэрации и малых габаритов аппарата. Более широкое применение данных аппаратов во многом сдерживается отсутствием адекватных моделей совмещенных процессов тепломассообмена и достоверных методов расчета, позволяющих проводить эффективное управление технологическими процессами. В связи с этим, работы, направленные на разработку моделей, методов расчета и эффективного управления этими процессами, приобретают особую актуальность как с теоретической, так и с практической точек зрения.

Ранее нами [2] была разработана модель процесса дегазации в первой ступени центробежно-вихревого деаэратора. Полученные результаты позволяют для первой ступени лишь качественно оценить эффективность деаэрации путем сравнения времени, необходимого для выхода пузырька из слоя жидкости, и времени пребывания деаэрируемой воды в ступени. Такое сопоставление не позволяет проводить количественную оценку содержания растворенного кислорода в деаэрированной воде на выходе из ступени и на выходе из всего аппарата, хотя именно эта информация при проектировании и эксплуатации деаэраторов представляет технологический интерес.

Целью предлагаемого исследования является разработка модели деаэрации в центробежно-вихревом аппарате, которая позволяет формулировать задачи эффективного управления технологическими процессами и построения режимных карт технологического оборудования.

Для достижения сформулированной цели последовательно решаются следующие задачи:

- разработка модели начального эффекта процесса деаэрации [3,4], обусловленного мгновенным уменьшением давления в потоке деаэрируемой воды при ее входе в аппарат;
- разработка на основе термодинамического подхода модели формирования межфазной поверхности в вихревом потоке перегретой жидкости;
- разработка ячеечной модели деаэратора путем синтеза моделей его ступеней;
- проведение вычислительных экспериментов для сравнения полученных расчетных данных с результатами экспериментальных исследований.

Объектом исследования является центробежно-вихревой деаэратор конструкции Б.А.Зимины [1], в котором в вихревом потоке осуществляется дегазация перегретой относительно температуры насыщения жидкости. Предметом исследования является модель процесса деаэрации воды в центробежно-вихревом аппарате.

Принципиальная схема центробежно-вихревого деаэратора приведена на рис. 1. Деаэратор состоит из корпуса 1, встроенного в центробежный сепаратор 2. Через центральное отверстие в верхней крышке 3 корпуса 1 проходит труба для отвода пара 4. В части корпуса 1, встроенной в центробежный сепаратор 2, имеются окна 5, расположенные над днищем корпуса 6. Направляемая на деаэрацию вода, перегретая относительно температуры насыщения при давлении в паровом пространстве деаэратора, подается через тангенциальные подводящие патрубки 7. Благодаря тангенциальному подводу, поток воды приобретает вращательное движение внутри корпуса. Для организации вихревого потока воды имеется

кольцевая перегородка 8, разделяющая входной и выходной отсеки корпуса 1. Из выходного отсека корпуса 1 через окна 5 вода поступает в центробежный сепаратор 2. Для предотвращения гашения вихря воды вместо окон 5 могут

быть использованы короткие тангенциальные патрубки. Отвод воды из центробежного сепаратора 2 осуществляется через специальные тангенциальные патрубки 9.

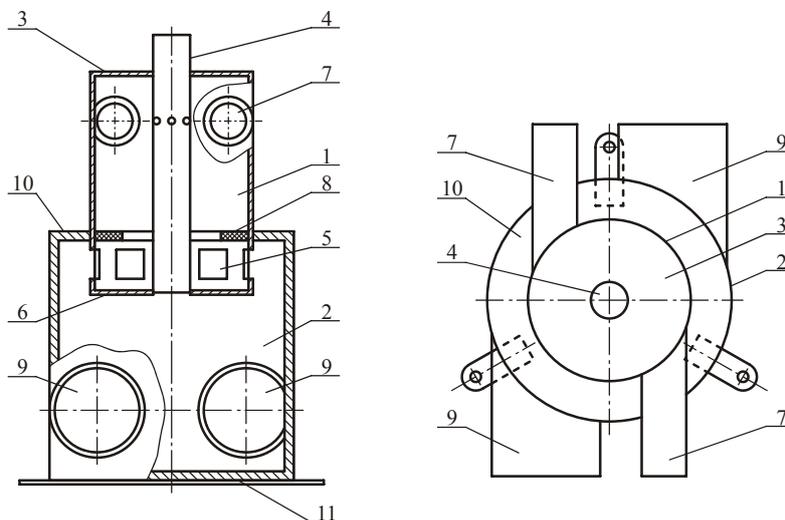


Рисунок 1. Конструктивная схема центробежно-вихревого деаэрата (ДЦВ):

1 – корпус; 2 – центробежный сепаратор; 3 и 6 – соответственно верхняя и нижняя торцевые крышки корпуса; 4 – трубопровод отвода выпара; 5 – окна для отвода воды из корпуса; 7 и 9 – соответственно подводящие и отводящие тангенциальные патрубки; 8 – кольцевая перегородка (шайба); 10 и 11 – соответственно верхняя и нижняя торцевые крышки центробежного сепаратора

При построении модели считается, что процесс деаэрации осуществляется в три этапа: на первом этапе растворенные в воде газы переходят в парогазовые пузырьки за счет явления, получившего в литературе название «начальный эффект» [3]; на втором этапе происходит дальнейшая дегазация за счет разности парциальных давлений растворенного газа в воде и в паре; на третьем этапе в зоне центробежной сепарации обогащенные растворенными газами пузырьки пара отделяются от воды. В дальнейшем будем рассматривать только процесс удаления из воды растворенного кислорода, как наиболее коррозионно активного газа.

На основании приведенных соображений и предварительных исследований [2] предложена модельная схема потоков в аппарате, представленная на рис. 2.

На рис. 2,а представлена модельная схема потоков, а на рис.2,б – структура трехступенчатой модели аппарата. В первой ступени за счет резкого уменьшения давления происходит вскипание перегретой жидкости и образование пара. Часть растворенного кислорода в первой ступени переходит в паровую фазу за счет явления начального эффекта. Затем смесь воды и пара поступает во вторую, транспортную ступень. В третьей ступени осуществляется сепарация или разделение пара и воды. Пар с повышенным содержанием растворенного кисло-

рода, двигаясь к центру, покидает аппарат через осевой патрубков, а вода, двигаясь от центра к периферии центробежной зоны, выводится из аппарата через тангенциальные патрубки 9. Структура выбранного расчетного пространства с указанием выбранных осей координат представлена на рис. 2,в, где кроме геометрической координаты z показана дополнительная дискретная фазовая координата Φ , вдоль которой откладываются дискретные значения, характеризующие тип теплоносителей в ступенях и его фазовое состояние: 1–пар; 2–вода; 3–газ в паровой фазе; 4–газ в воде. Для унификации алгоритма компьютерных расчетов прямоугольная расчетная область представляется в виде одномерного массива ячеек, вид которого изображен на рис. 2,г. Такое одномерное представление расчетной схемы позволяет задачу произвольной размерности решать по единому алгоритму, указывая для каждой ячейки адреса ячеек возможных переходов и соответствующие вероятности этих переходов [5]. Состояние системы описывается одномерным вектором распределения вещества по выбранным ячейкам расчетного пространства $\mathbf{S}=\{S_i\}$, где индекс i соответствует номеру ячейки согласно рис. 2,г. Алгоритм расчета искомого распределения \mathbf{S} в произвольные моменты времени включает следующие этапы. Сначала для каждой ячейки фазового пространства определяются номера

ячеек, с которыми она может взаимодействовать. Затем составляются уравнения теплового и (или) материального балансов для определения потоков энергии или вещества между этими ячейками. Известные потоки энергии и массы позволяют определить доли или вероятности переходов за рассматриваемый промежуток времени Δt . Суммирование потоков из всех ячеек в i -ю ячейку системы определяет ее состояние в следующий момент времени

$$S_i^{k+1} = \sum_j S_j^k p_{ij} \quad (1)$$

где p_{ij} – доля перехода из j -й ячейки в i -ю;

верхний индекс k – номер шага по времени.

Для определения вероятностей переходов p_{ij} , рассмотрим процессы, протекающие в каждой ступени аппарата более детально. При разработке модели аппарата принимаются следующие допущения:

- на первом этапе при снижении давления воды на входе в аппарат происходит дегазация воды за счет начального эффекта.
- затем в соответствии с законом массопередачи и законом Генри [3] в ступенях 1, 2 и 3 (рис.2,б) осуществляется газообмен между деаэрируемой водой и парогазовыми пузырьками.
- в центробежном сепараторе с учетом существующих в промышленных аппаратах значений степени крутки потока (критерия Фруда) происходит идеальное разделение пара и воды: все парогазовые пузырьки движутся к центру, а жидкость отбрасывается к периферии центробежной зоны.

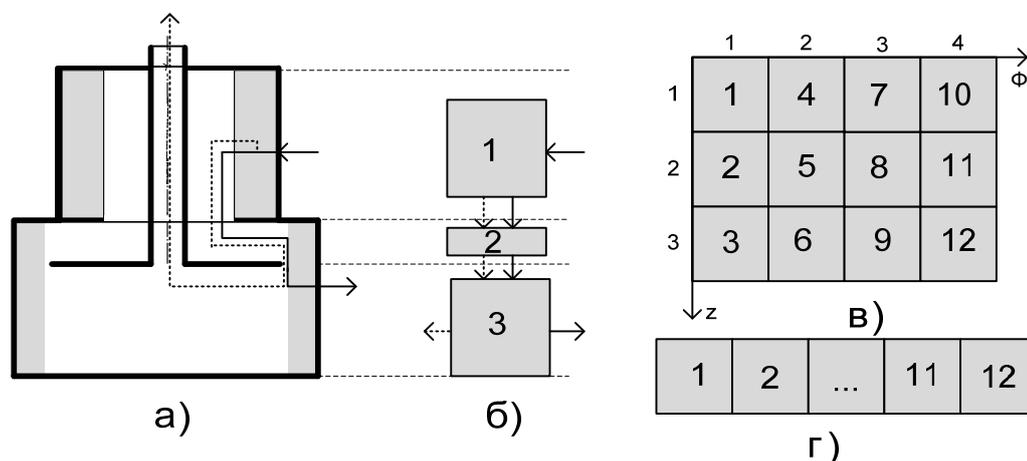


Рисунок 2. Схема потоков (а) и структура модели центробежно-вихревого деаэратора (б), вид расчетных двухмерной (в) и одномерной (г) областей

Цифры на рисунках под буквами (а) и (б) соответствуют: 1–зона вскипания перегретой жидкости, 2–зона транспорта пароводяной смеси; 3–зона центробежной сепарации. Потоки пара показаны пунктирной линией, воды – сплошной линией

В первой по ходу воды ступени (поз.1, рис.2) за счет снижения давления вода вскипает. Образующиеся пузырьки пара сразу захватывают часть растворенного в воде газа. При резком уменьшении статического давления в системе (в данном случае – при попадании воды в центробежно-вихревую зону) водный раствор газа оказывается пересыщенным, причем отклонение системы от равновесия будет тем больше, чем больше разность фактической температуры воды и температуры насыщения при данном статическом давлении. Суммарное давление растворенных газов и водяных паров становится больше внешнего давления. Система стремится вернуться к равновесному состоянию, но поскольку эвакуация газа через поверхность раздела фаз затруднена, начинается скоротечный процесс образования зародышей новой фазы в виде пузырьков газа в по-

токе жидкости. Опубликованы [3] экспериментальные данные, характеризующие величину начального эффекта для вакуумного струйно-барботажного деаэратора классической конструкции. В частности, максимальное значение начального эффекта по растворенному кислороду оценивается в 80%, а в большинстве случаев он составляет 40–60%.

Для предварительной оценки начального эффекта была использована известная из литературы эмпирическая зависимость, полученная для вакуумного струйно-барботажного деаэратора [3]. Однако результаты расчетных исследований и их сопоставление с экспериментальными данными показали, что расчетные зависимости неудовлетворительно описывают результаты экспериментальных исследований, полученных на промышленном центробежно-вихревом деаэраторе (рис. 5). Для оценки на-

чального эффекта в рассматриваемых условиях предложен механизм захвата растворенного кислорода паровыми пузырьками при их мгновенном образовании за счет уменьшения давления. В соответствии с ячеечным подходом к моделированию ячейки представляются реакторами идеального перемешивания, то есть молекулы кислорода равномерно распределяются по объему ячейки 1 (рис. 2,б). При парообразовании пузырьки пара «захватывают» число молекул кислорода пропорционально мольной доле пара в смеси, которая соответствует объемной доле компонента в смеси [6]. Остаточное содержание в воде растворенного кислорода после деаэрации, обусловленной начальным эффектом, определяется по указанному механизму в виде:

$$C_2 = \frac{C_{20}}{\frac{\Delta T c}{r} \left(\frac{\rho_v}{\rho_n} - 1 \right) + 1}, \quad (2)$$

где ΔT – охлаждение деаэрируемой воды в аппарате;

c, r – удельная теплоемкость воды и удельная теплота парообразования;

ρ_v – плотность воды;

ρ_n – плотность пара.

Для расчета процесса массопередачи на втором этапе деаэрации выполняется предварительная оценка величины площади межфазной поверхности, которая во многом определяет кинетику процесса. Для центробежно-вихревого деаэратора согласно опубликованным данным характерная величина охлаждения

воды в аппарате (ΔT) составляет 3-10 градусов. Энергетический баланс для моделируемой системы позволяет оценить равновесное количество пара, которое образуется за счет охлаждения деаэрируемой воды

$$\Delta m = \frac{\Delta T c}{r},$$

где Δm , кг пара/кг воды – масса пара, образовавшегося в килограмме воды.

Из порции пара массой Δm может образоваться разное количество пузырьков n в зависимости от их размера

$$n = \frac{\Delta m}{\frac{4}{3} \pi R^3 \rho_n}$$

где R – радиус пузырька.

Площадь межфазной поверхности рассчитывается как произведение площади поверхности отдельного сферического пузырька на число таких пузырьков

$$F = 4\pi R^2 n \quad (3)$$

Результаты предварительных расчетных исследований, выполненных согласно (3), представлены на рис. 3 в виде зависимости площади межфазной поверхности от размера образующихся пузырьков пара при различной степени охлаждения деаэрируемой воды. Как показывают приведенные зависимости, значение площади межфазной поверхности существенно зависит от размера паровых пузырьков.

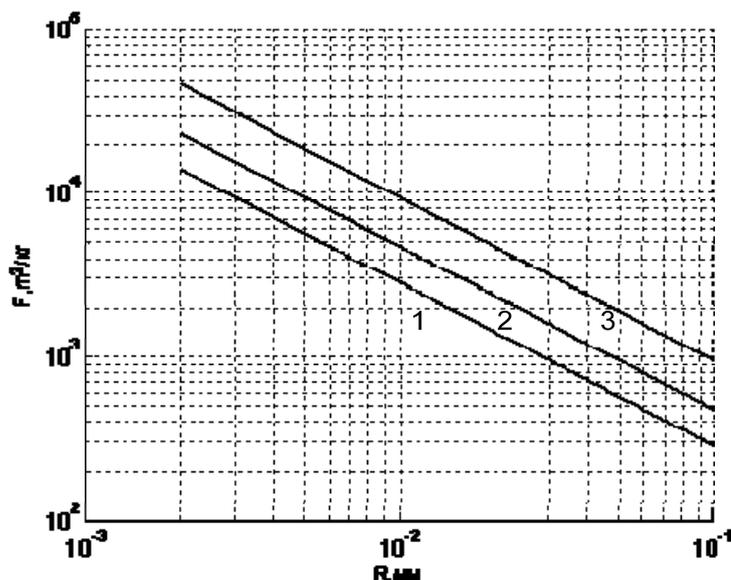


Рисунок 3. Зависимость удельной межфазной поверхности в центробежно-вихревой ступени от размера пузырьков при различном перегреве деаэрируемой воды: 1– $\Delta T=3C$; 2– $\Delta T=5C$; 3– $\Delta T=10C$

Для определения распределения пузырьков по размерам и величины межфазной поверхности

в работе используется энтропийный подход, который хорошо себя зарекомендовал при

моделировании сложных систем [7]. Принцип максимума энтропии [5, 7] для анализируемого процесса записывается в виде

$$H = -\sum_i f_i \ln f_i \Rightarrow \max, \quad (4)$$

где H – энтропия;

f_i – массовая доля пузырьков размером R_i .

В качестве очевидных ограничений используются балансовые соотношения для массы и энергии. Выражение для баланса массы или условие нормировки искомого распределения записывается в виде

$$\sum_i f_i = 1. \quad (5)$$

Для оценки энергии, которую необходимо затратить на образование пузырька радиусом R_i , предложена модельная зависимость (6), построенная из следующих соображений. Первое слагаемое в скобках в правой части показывает, какая энергия затрачивается на переход молекул из жидкой фазы в паровую, то есть – на разрыв всех межмолекулярных связей при их выходе из жидкой фазы. Второе слагаемое показывает величину энергии, которая затрачивается на образование поверхности (оболочки) пузыря. Сумма перечисленных составляющих энергии, отнесенная к массе пузырька после преобразований, записывается в виде:

$$w_i = r \left(1 + \frac{1}{2} \frac{m_m}{r_m^2} \frac{1}{\pi R_i \rho_n} \right), \quad (6)$$

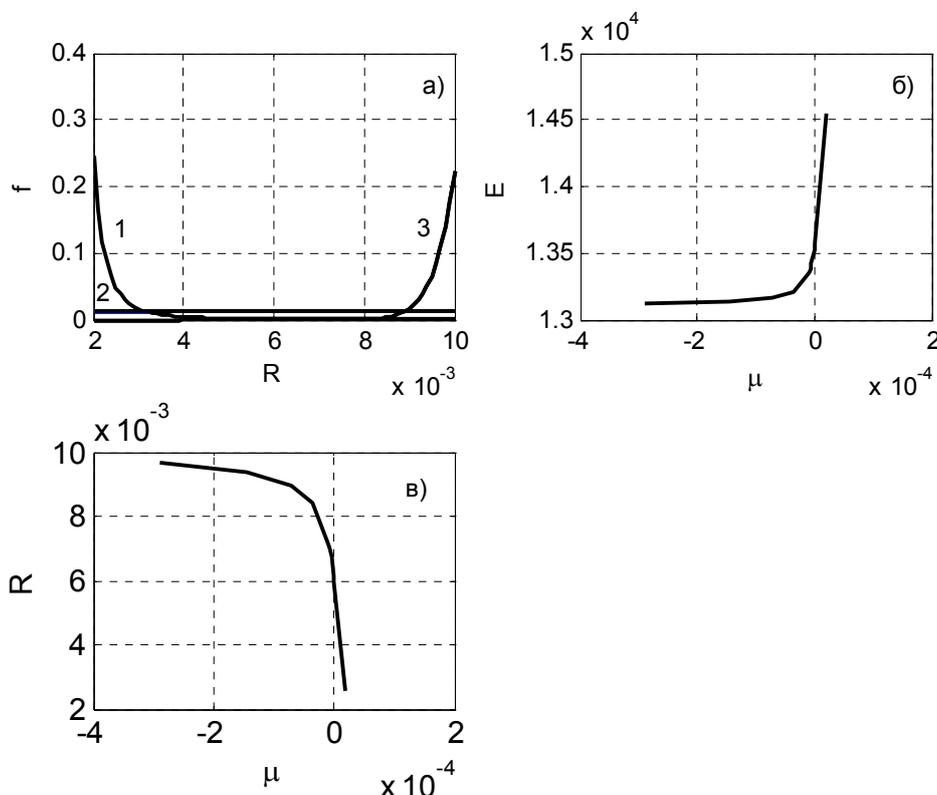
где r_m , m_m – размер и масса молекулы воды. Общая энергия E подводится в систему с перегретой водой и расходуется на образование пузырьков пара разного размера. Баланс энергии на основе анализа потоков энергии для выделенной системы представляется в виде

$$\sum_i w_i f_i = E. \quad (7)$$

Оптимизационная задача для нахождения искомого распределения пузырьков пара по размерам формулируется следующим образом. Определить распределение пузырьков пара по их размерам, которому соответствует максимальное значение энтропии (4) при выполнении балансовых ограничений (5) и (7). Решение оптимизационной задачи, найденное методом неопределенных множителей Лагранжа [7], записывается в виде

$$f_i = \frac{\exp(\mu w_i)}{\sum_i \exp(\mu w_i)}, \quad (8)$$

где μ – неопределенный множитель Лагранжа, значение которого находится из балансового ограничения (7). Результаты исследования полученного решения (8) для различных значений подводимой энергии проиллюстрированы на рис. 4.



**Рисунок 4. Распределение пузырьков по размерам (а), зависимость энергоподвода (E , Дж/кг) на образование пузырьков пара от параметра модели (б) и зависимость среднего радиуса (R , мм) пузырька от параметра модели (в)
1 – $\mu = -0.000288$; 2 – $\mu = 0$; 3 – $\mu = 0.00002$**

На рис. 4, а представлен пример распределения пузырьков по размерам при охлаждении деаэрируемой воды на 3 градуса ($\Delta T = 3C$). Здесь же можно пояснить алгоритм графического определения параметра μ . По известной величине подводимой энергии E согласно рис.4,б находится величина параметра μ , зная который по рис. 4, в определяется значение среднего размера пузырьков. После этого согласно рис. 3 определяется величина площади межфазной поверхности.

Оценка величины размера пузырьков и площади межфазной поверхности позволяет для рассматриваемого деаэрата рассчитать процесс деаэрации по ступеням.

Определения вероятностей переходов вещества между ячейками для расчетного соотношения (1) с учетом полученных закономерностей по потокам массы определяются согласно алгоритмам, подробно представленным в работе [8], и поэтому методика их определения подробно не рассматривается. Вычисленные вероятности переходов по воде, пару позволяют определить массовые концентрации газа в воде и паре. Разность концентраций газа в воде и паре обуславливает процесс деаэрации

$$\Delta G_g = (S_{ин} / S_{ин} - k_g S_{гв} / S_{гв}) k_m F \Delta \tau, \quad (9)$$

где ΔG_g – массовый поток газов от воды к пару;

$i_{гв}, i_{п}, i_{гв}, i_{п}$ – индексы относятся к ячейкам воды, пара, газа в воде и газа в паре соответственно (рис. 2);

k_m – коэффициент массопереноса;

k_g – константа фазового равновесия;

$\Delta \tau_i = G_i / B_i$ – время пребывания теплоносителей в ступени (G_i, B_i – загрузка ступени и расход через нее),

Численный пример решения задачи выполнен для следующих исходных данных: $c_2=4216$ Дж/кг К; $r=2289600$ Дж/кг; $\rho_n=0,418$ кг/м³; $\rho_в=956,8$ кг/м³; $t_n=88,5^\circ C$. Рабочее пространство разделено на ячейки со следующими векторами значений фазовых координат: $z=[1\ 2\ 3]$; $\Phi=[1(\text{пар})\ 2(\text{вода})\ 3(\text{газ в паре})\ 4(\text{газ в воде})]$. Рабочий объем деаэрата разбит на 12 ячеек, порядок нумерации которых показан на рис. 2: номера ячеек с 1 по 3 относятся к пару; с 4 по 6 – к воде; с 7 по 9 – к газу в паровой фазе; с 10 по 12 – к газу в жидкой фазе. Подача пара в ячейку с заданным номером одновременно показывает и геометрическую координату точки подачи. Деаэрируемая вода поступает в ячейку

с номером 4, кислород в деаэратор поступает с водой в ячейку 10.

На рис. 5 представлены зависимости остаточного содержания растворенного кислорода в деаэрированной воде ДВЦ от степени охлаждения деаэрированной воды. Начальная концентрация растворенного кислорода в деаэрируемой воде перед аппаратом выбрана равной $C_{20}=2720$ мкг/кг на основании предварительных экспериментальных замеров, проведенных на установке ДЦВ-200 ФГУП ОмПО «ИРТЫШ» (г. Омск). Расчетные исследования показали, что для рассматриваемого режима работы исследуемой установки при $k_m = 116$ мкг/(м²с) [9] остаточное содержание растворенного кислорода (кривая 2), определенное по предложенной модели составило 274 мкг/кг, а экспериментальные замеры (отмечены точкой на рис. 5), показали соответствующее значение равное 288,7 мкг/кг. Относительная погрешность расчетных результатов составила 5,4%, что позволяет признать качество предложенной модели удовлетворительным. Проведенные расчетные исследования также показали, что в результате начального эффекта (кривая 1) удаляется такое количество растворенного кислорода, которое приводит в дальнейшем не к десорбции растворенного кислорода из воды, а к абсорбции, т.е. поглощению водой растворенного кислорода в соответствии с уравнением массопередачи (9). При этом остаточное содержание растворенного кислорода в воде (кривая 2) возрастает по сравнению с результатами расчета начального эффекта в первый момент времени (кривая 1). Отметим также, что известная из литературы эмпирическая зависимость для расчета начального эффекта, полученная для вакуумного струйно-барботажного деаэрата [3] дает существенно завышенные значения массовой концентрации растворенного кислорода после первой ступени (кривая 3). Однако и в этом случае за счет начального эффекта в пар переходит столько растворенного кислорода, что десорбция становится невозможной, то есть остаточная концентрация растворенного кислорода в воде после первой ступени может только увеличиваться. В таком случае приходится признать неприменимость рассматриваемой эмпирической зависимости в рассматриваемых условиях.

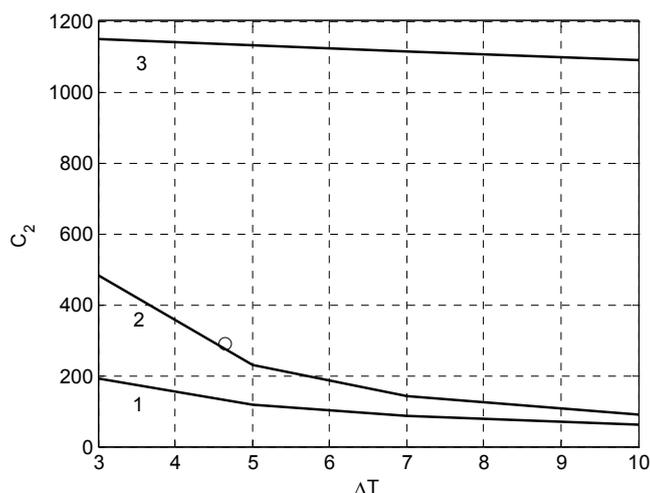


Рисунок 5. Зависимость остаточного содержания растворенного кислорода (C_2 , мкг/кг) от величины охлаждения воды в аппарате в первой ступени за счет начального эффекта согласно (2) (кривая 1) и согласно [3] (кривая 3), на выходе из ДЦВ с учетом процесса массообмена (кривая 2). Точка соответствует результатам экспериментальных замеров для исследованного режима

В рамках дальнейших исследований планируется выполнить экспериментальные исследования, которые бы позволили разработать эмпирическое обеспечение модели и метода расчета во всем рабочем диапазоне изменения технологических параметров установки.

Литература

1. Патент РФ №2131555. Деаэратор. Зимин Б.А. Бюлл. № 22, 1999.
2. А.Н. Росляков, Г.В. Ледуховский, В.П. Жуков, Е.В. Барочкин, Б.А. Зимин, В.Н. Виноградов Анализ процесса дегазации в центробежно-вихревых деаэраторах Вестн. Ивановского гос. энергетич. ун-та – 2014. – вып. 4. – С. 11-16.
3. Шарапов В.И., Цюра Д.В. Термические деаэраторы. // Ульянов. гос. техн. ун-т, 2003.
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.// М.: Химия, 1971.
5. Жуков В.П., Барочкин Е.В Системный анализ энергетических тепломассообменных установок. // Иваново: ИГЭУ, 2009.
6. Барочкин Е.В., Ледуховский Г.В., Зорин М.Ю. Общая энергетика: Курс лекций / Под ред. Е.В. Барочкина / ГОУ ВПО «Ивановский гос. энергетич. ун-т им. В.И. Ленина». – Иваново, 2010.
7. Вильсон А.Д. Энтропийные методы моделирования сложных систем// М.: Наука, 1978.
8. Барочкин, Е.В. Оптимальное управление межфазной поверхностью в барботажной ступени атмосферных деаэраторов / Е.В. Барочкин, В.П. Жуков, А.Ю. Ненаездников, А.Н. Беляков, А.Н. Росляков // Вестн. ИГЭУ – 2012. – вып. 4. – С. 58-62.
9. Горшенин, С.Д. Разработка эмпирического обеспечения ячеечной модели деаэрации воды в деаэраторных баках с затопленным барботажным устройством / С.Д. Горшенин, А.Ю. Ненаездников, Г.В. Ледуховский, В.П. Жуков, Е.В. Барочкин // Вестн. ИГЭУ – 2013. – вып. 5. – С. 9-13.