

УДК 66.048.37

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕННЫХ
ТАРЕЛОК КОЛОННЫХ АППАРАТОВ С УЧЕТОМ
НЕРАВНОМЕРНОСТИ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ФАЗ**

**DETERMINE THE EFFECTIVENESS OF MASS-EXCHANGE
COLUMN APPARATUS PLATES GIVEN THE UNEVEN
DISTRIBUTION OF THE PHASES**

Долгова А.Н., Лаптева Е.А.

ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический
университет», г. Казань, Российская Федерация

A.N. Dolgova, E.A. Lapteva

FSBEI of HPE “Kazan power-engineering university”,
Kazan, the Russian Federation

e-mail: dolgova.an@list.ru

Аннотация. Разработка технических решений по модернизации массообменных тарелок колонных аппаратов предприятий ТЭК невозможна без определения эффективности разделения смеси при различных конструктивных и режимных параметрах.

Определение эффективности разделения на контактных устройствах является одной из важных задач в теории и практике массообменных процессов. Из многочисленных исследований и промышленной практики известно, что при увеличении размера аппарата (тарелки) структура потоков значительно меняется, появляется большое число застойных зон, усиливается обратное перемешивание, снижается движущая сила процесса, это вызывает

падение эффективности массообмена. Такое явление получило название «масштабного эффекта».

В статье рассмотрены неравномерности распределения газовой (паровой) фазы на входе и жидкой фазы по полотну контактного устройства. Для учета указанных неравномерностей распределения фаз на контактном устройстве разработан алгоритм расчета КПД тарелки по Мерффри. Даны зависимости коэффициентов массоотдачи в газовой фазе и КПД тарелки по Мерффри от градиента при различной скорости газа в колонне для стандартных ситчатой и клапанной тарелок.

Авторами разработано новое высокоэффективное контактное устройство – структурированная контактная газожидкостная тарелка (СКГ) с переменным свободным сечением отверстия, которая за счет своих отличительных свойств позволяет уменьшить влияние неравномерностей распределения фаз по полотну тарелки. Приведено сравнение стандартной ситчатой тарелки, стандартной клапанной тарелки и новой тарелки СКГ.

Произведен расчет и предложены варианты модернизации тепломассообменных аппаратов осушки углеводородного (природного) газа (абсорбер и десорбер) по предложенному алгоритму. Выбраны наиболее энергосберегающие варианты модернизации аппаратов.

Abstract. The development of technical solutions for the modernization of mass transfer trays of columns of energy companies is impossible without determining the effectiveness of the separation of the mixture at various constructive and regime parameters.

Determination of the effectiveness of the separation on contact devices is one of the important problems in the theory and practice of mass-transfer processes. Among the numerous research and industrial practice it is known that increasing the size of the apparatus (plates) flow pattern changes significantly, there is a large number of dead zones backmixing increases, decreases the driving force of the process, it causes a decrease in the efficiency of mass transfer. This phenomenon is called "scale effect".

The article considers the uneven distribution of gas (steam) input phase and liquid phase on the canvas contact device. To take account of these irregularities phase distribution on the contact device algorithm of calculation of efficiency of plates in Merfri. Given the dependence of mass transfer coefficients in the gas phase and efficiency plates in Merfri from the gradient at different speeds gas in the column for standard sieve and valve plates.

The authors developed the new highly efficient contact device - structured gas-liquid contact plate (SGC) vari-free section of the hole, which is due to their distinctive properties allows to reduce the effect of inequality of distribution of phases on a plate. Compares the standard sieve plates, standard valve plates and new plates SGC.

The calculation and variants of modernization heat and mass transfer devices dehydration of hydrocarbon (natural) gas (absorber and desorber) on the proposed algorithm. Chosen the most energy-efficient ways to modernization of vehicles.

Ключевые слова: повышение эффективности, контактное устройство, массообмен, КПД тарелки, предприятия ТЭК, энергосбережение.

Key words: efficiency, the contact device, mass transfer, efficiency plates, industrial plants of FEC, energy savings.

На тарелках теплообменных аппаратов предприятий ТЭК вследствие гидравлического сопротивления при горизонтальном течении жидкости в сторону сливной планки уровень жидкости на стороне входа повышается на некоторую величину Δ (рисунок 1), называемую *гидравлическим уклоном* или *градиентом*. Возникновение градиента уровня жидкости ведет к неравномерному распределению газа по площади тарелки. Большая часть газа движется через часть тарелки, прилегающую к переливному порогу, где уровень жидкости ниже. Это явление становится особенно заметным на тарелках больших диаметров, когда Δ может достигать значительной величины [1].

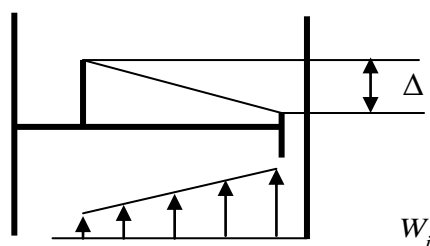


Рисунок 1. Виды неравномерностей

Учет влияния некоторых факторов «масштабного эффекта» к расчетам теплообменных колонных аппаратов предприятий ТЭК, таких как градиент уровня жидкости Δ и скорости газа (пара) W_i в сечении входа на контактное устройство (рисунок 1) осуществляется с использованием модели, полученной Лаптевым А.Г. [2, 3 и др.]

Для описания распределения жидкой и газовой (паровой) фаз по полотну тарелки с учетом отмеченных неравномерностей используется секционная математическая модель. Число секций (ячеек) принято равным числу рядов контактных элементов, расположенных на полотне тарелки от приемной планки к сливной (рисунок 2) [2-4].

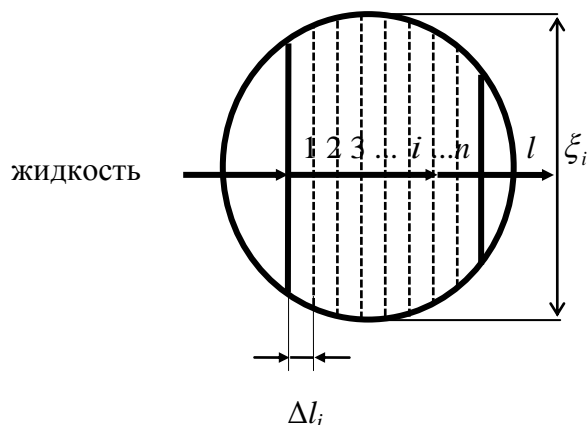


Рисунок 2. Условное деление тарелки на ячейки:

ξ_i – ширина i -ой ячейки; Δl_i – длина i -ой ячейки

На основе использования математической модели можно оценить влияние режимных и конструктивных параметров на процесс разделения смеси [2-5].

Профиль скорости газового (парового) потока в поперечном сечении колонны связан с гидравлическим сопротивлением барботажной тарелки в выделенной секции. В секции, расположенной у приемной планки, вследствие большого значения столба жидкости скорость газа (пара) будет иметь наименьшее значение, а в секции у сливной планки, где высота столба жидкости минимальна, скорость газа (пара) наибольшая. Чем больше градиент уровня жидкости на тарелке, тем больше эти неравномерности. Перераспределение парового потока также может быть вызвано дефектами монтажа контактного устройства. Если $\Delta = 0$, то неравномерности отсутствуют и профиль скорости плоский. Чем больше Δ , тем больше неравномерность по жидкой и газовой фазам, тем больше влияние этих факторов на эффективность разделения.

Известно уравнение, связывающее скорость пара с гидравлическим сопротивлением зон (с различным уровнем столба жидкости). Это уравнение имеет вид:

$$\frac{W_i}{W_{i+1}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{i+1}}{\Delta P_i}}, \quad i = 1, 2, \dots, n; \quad (1)$$

где W_i – скорость пара в i -ой зоне, м/с; ΔP_i – гидравлическое сопротивление i -ой зоны, Па;

$$\Delta P_i = \Delta P_{\text{сух}i} + \Delta P_{\text{ст}i} + \Delta P_{\sigma} . \quad (2)$$

Здесь $\Delta P_{\text{сух}i}$ – сопротивление сухой тарелки, Па; $\Delta P_{\text{ст}i}$ – сопротивление столба жидкости, Па; ΔP_{σ} – сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения, Па.

Для оценки неравномерностей распределения потоков газа и пара в [4] рекомендуется выражение:

$$\frac{W_{0,i}}{W_{0,i+1}} = \left(\frac{\Delta P_{\text{сух},i}}{\Delta P_{\text{сух},i} - (h_{\text{ст},i} - h_{\text{ст},i+1})} \right)^{1/2} . \quad (3)$$

Запишем уравнение для расчета статического столба жидкости с учетом градиента по длине тарелки. Введем безразмерную координату $z = z/l$.

При $z = 0$ (у приемной планки) имеем:

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} + \Delta / 2.$$

При $z = 1$ (у сливной планки) запишем:

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} - \Delta / 2.$$

Отсюда найдем:

$$h_{\text{ст}}(z) = -\Delta z + h_{\text{ст}} + \Delta / 2. \quad (4)$$

Уравнение (4) позволяет вычислить значение статического столба жидкости в каждой секции по длине тарелки, м.

Для клапанных и ситчатых тарелок значения $\Delta P_{\text{сyx}}$ и $\Delta P_{\text{ст}}$ определяются по известным выражениям, а значением ΔP_{σ} можно пренебречь.

Уравнение расхода запишется в следующем виде:

$$S_i W_i = S_{0i} W_{0i}, \quad (5)$$

где S_i – площадь i -ой зоны, м^2 ; W_i – скорость газа (пара) в i -ой зоне, м/с ; S_{0i} – площадь отверстий занятых газовым потоком в i -ой зоне, м^2 ; W_{0i} – скорость газа (пара) в отверстиях i -ой зоны, м/с .

Уравнение (1) решается совместно с уравнением неразрывности газового потока в интегральном виде:

$$S_{\text{к}} W_{\text{к}} = \sum_i^n S_i W_i, \quad (6)$$

где S_k – площадь поперечного сечения колонны, m^2 ; W_k – средняя скорость газа в свободном сечении колонны, m/c .

При решении системы уравнений (1), (6) принимается, что в секции, расположенной в центре тарелки, скорость газа равна средней скорости газа в колонне W_k . [2].

Коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах в i -ой зоне вычисляются по уравнениям [2-4]:

$$(\beta A)_{жi} = \frac{u_{*жi} \left[S_{0i} \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_{0i}^2}{2} + \rho_{ж} g h_{cti} \right) - \frac{S_k \rho_{\Gamma} W_k^2}{2n} \right]}{\arctg \sqrt{R_{1жi}} Sc_{ж} \sqrt{R_{1жi}} \left(u_{*жi}^2 \rho_{ж} + \frac{2\sigma}{R_3} \right)}, \quad (7)$$

$$(\beta A)_{\Gamma i} = \frac{u_{*\Gamma i} \left[S_{0i} \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_{0i}^2}{2} + \rho_{ж} g h_{cti} \right) - \frac{S_k \rho_{\Gamma} W_k^2}{2n} \right]}{\arctg \sqrt{R_{1\Gamma i}} Sc_{\Gamma} \sqrt{R_{1\Gamma i}} \left(u_{*\Gamma i}^2 \rho_{\Gamma} + \frac{2\sigma}{R_3} \right)},$$

где $Sc_{ж}$ и Sc_{Γ} – числа Шмидта в жидкой и газовой (паровой) фазах; R_3 – эквивалентный радиус отверстия, m ; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, H/m ; $u_{*жi}$ и $u_{*\Gamma i}$ – среднее значение динамической скорости в жидкой и газовой (паровой) фазах соответственно; $R_{1жi}$ и $R_{1\Gamma i}$ – безразмерная толщина вязкого подслоя. Параметры $u_{*жi}$, $u_{*\Gamma i}$, $R_{1жi}$, $R_{1\Gamma i}$ вычисляются для каждой i -ой зоны ($i = 1, 2, \dots, n$) по выражениям подробно описанным в работах [2, 5].

Коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах для всей тарелки с учетом неравномерностей определяются по уравнениям [2]:

$$(\beta A)_{\text{ж}} = \sum_i^n (\beta A)_{\text{жи}}, (\beta A)_{\text{г}} = \sum_i^n (\beta A)_{\text{ги}} \quad (8)$$

Метод расчета эффективности работы тарельчатых контактных устройств основан на понятии теоретической тарелки. Для расчета фактического числа тарелок используют различные модели эффективности работы тарелок.

Одной из них является эффективность ступени (тарелки) или КПД тарелки по Мерффри – это отношение изменения концентрации данной фазы на ступени к движущей силе на входе той же фазы в ступень.

КПД тарелки по Мерффри является сложной функцией кинетических и гидродинамических параметров процесса и определяется с одинаковым успехом на основе диффузионной и секционной моделей [6].

Разработка единой методики, учитывающей влияние любой сложной гидродинамической обстановки в аппарате, вряд ли целесообразна, так как это приведет к значительному усложнению алгоритма расчета. В связи с этим необходимо рассмотреть вариант расчета, отражающий преобладание влияния тех или иных факторов, характеризующих сложную гидродинамическую обстановку в аппарате.

При наличии неполного продольного перемешивания жидкости, уноса, поперечной неравномерности потоков в условиях полного перемешивания жидкости по высоте вспененного слоя, а также при заметном перемешивании газа (пара) в сепарационном пространстве колонны в отсутствии провала жидкости расчетные уравнения эффективности тарелки по Мерффри имеют следующий вид [6, 7]:

$$E_{ML} = \frac{E'_{ML}}{1 + \frac{\theta\lambda}{1-\theta} E'_{ML}}, \quad (9)$$

по диффузионной модели:

$$\frac{E'_{ML}}{E'_{MV}} = \frac{1 - e^{-(\beta' + Pe_{ж})}}{(\beta' + Pe_{ж}) \left(1 + \frac{(\beta' + Pe_{ж})}{\beta'}\right)} + \frac{e^{-(\beta')} - 1}{\beta' \left(1 + \frac{\beta'}{(\beta' + Pe_{ж})}\right)}, \quad (10)$$

$Pe_{ж} \rightarrow 0$ (идеальное перемешивание);

$Pe_{ж} \rightarrow \infty$ (идеальное вытеснение);

где

$$\beta' = \frac{Pe_{ж}}{2} \left(\sqrt{1 + \frac{4B'}{Pe_{ж}}} - 1 \right), \quad B' = \frac{\lambda E_{MV} + \frac{e'G}{L}}{(1-\theta) \left(1 + \frac{e'G}{L}\right)}, \quad \lambda = \frac{mG}{L},$$

где e' – относительный унос жидкости, кг/кг; $Pe_{ж}$ – число Пекле; θ – доля байпаса (принимается равной 0); E_{MV} – локальный КПД тарелки; m – константа распределения; G – расход газа, кг/с; L – расход жидкости, кг/с; E_{ML} – КПД тарелки по Мерффри.

Локальный КПД тарелки – это эффективность массопередачи в элементарном объеме вспененного слоя жидкости, характеризующая эффективность массопередачи и зависящая от гидродинамической структуры потока газа определяется по [6, 7]:

$$\text{идеальное вытеснение } E_{MV} = 1 - \exp(-N_{ор}) \text{ или} \quad (11)$$

идеальное перемешивание $E_{MV} = \frac{N_{ог}}{1 + N_{ог}}$

где $N_{ог}$ – общее число единиц переноса.

Число Пекле [6]

$$Pe_{ж} = \frac{l_{ж}^2}{D_{т} \tau_{ж}}, \quad (12)$$

где $l_{ж}$ – длина пути жидкости на тарелке, м; $D_{т}$ – коэффициент турбулентной диффузии, m^2/c ; $\tau_{ж} = \frac{h_{ст} \cdot l_{ж}}{L_{в}}$ – условное время пребывания жидкости на тарелке, с; $h_{ст}$ – высота статического столба жидкости, м; $L_{в}$ – плотность орошения, $\frac{m^3}{m \cdot c}$.

Коэффициент продольной турбулентной диффузии, характеризующий степень продольного перемешивания жидкости и газа, находится по выражению [6]:

- для ситчатых тарелок

$$D_{т} = 0,14 h_{сп} \sqrt{\frac{W_{г} \cdot W_{ж}}{\varphi(1-\varphi)}}; \quad (13)$$

- для клапанных тарелок

$$D_{т} = 0,955 W_{ж}, \quad (14)$$

где $W_{\text{ж}}$ – скорость жидкости в свободном сечении колонны, м/с; $W_{\text{г}}$ – скорость газа (пара) в рабочем сечении тарелки, м/с; $h_{\text{сп}}$ – высота сливной планки, м; ϕ – газонасыщение жидкости на тарелке.

Общее число единиц переноса находится из уравнения [6]:

$$\frac{1}{N_{\text{ог}}} = \frac{1}{N_{\text{г}}} + \lambda \frac{1}{N_{\text{ж}}}, \quad (15)$$

где $N_{\text{г}}$ – число единиц переноса в газовой фазе; $N_{\text{ж}}$ – число единиц переноса в жидкой фазе.

Число единиц переноса определяется по выражению:

$$N = \frac{(\beta A)}{V}, \quad (16)$$

где $V = W_{\text{к}} \cdot S_{\text{к}}$ – расход смеси, м³/с; (βA) – коэффициент массоотдачи, м³/с.

От значения уноса жидкости зависит эффективность разделения смеси (КПД тарелки по Мерффри). При большом уносе КПД тарелки по Мерффри резко падает. Унос жидкости с тарелки рассчитывается по выражению [2]:

$$e' = \frac{A \cdot (0,052 \cdot h_{\text{с}} - 1,72)}{H^{\beta} \cdot \psi^2} \cdot \left(\frac{\omega}{\varepsilon_{\text{пр}} \cdot m_1} \right)^{3,7}, \text{ кг / кг}, \quad (17)$$

где ω – максимальная скорость паровой фазы, м/с; H – расстояние между тарелками, мм; h_{δ} – глубина барботажа, мм; $h_{\delta} \geq 52$ мм; ψ , A и β – коэффициенты:

- при $H < 400$ мм $A = 9,48 \cdot 10^7$, $\beta = 4,36$;

- при $H \geq 400$ мм $A = 0,159$, $\beta = 0,95$;

- $\psi = 0,8$ (клапанная тарелка), $\psi = 0,9$ (ситчатая), $\psi = 0,6$ (колпачковая).

Коэффициент m_1 , используемый в формуле для уноса жидкости определяется по формуле [2]:

$$m_1 = 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_r} \right)^{0,295} \cdot \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\mu_r} \right)^{0,425}, \quad (18)$$

где μ_r – коэффициент динамической вязкости газовой (паровой) фазы смеси, Па·с.

Разработан алгоритм расчета КПД тарелки по Мерффри с учетом продольной неоднородности потоков [8]:

1. Полотно тарелки делится на n условных секций равных числу рядов контактных элементов, расположенных на полотне тарелки от приемной планки к сливной ($i = 1, 2, \dots, n$).

2. Задается начальное приближение скорости газа и высоты статического столба жидкости в средней зоне контактного устройства. Принимаются равными средней скорости газа в колонне $W_i = W_k$ и среднего значения высоты статического столба жидкости $h_{cti} = h_{ct}$.

3. Относительно средней зоны для каждой i -ой зоны, рассчитываются значения скорости газа (пара) отверстиях тарелки W_{0i} и высоты статического столба жидкости h_{cti} в сечении тарелки S_i .

4. По определенным соотношениям, относительно средней зоны, в зависимости от типа контактного устройства вычисляются параметры для i -ой зоны: W_i – скорость газа (пара) в i -ой зоне, м/с; S_{0i} – площадь отверстий занятых газовым потоком, м²; S_i – площадь тарелки в i -ой зоне, м²; ΔP_i – гидравлическое сопротивление i -ой зоны, Па.

5. Вычисляются значения коэффициентов массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах с учетом неравномерностей для i -ой зоны и для всего контактного устройства.

6. Вычисляется общее число единиц переноса.

7. Определяется локальный КПД тарелки.

8. Вычисляется коэффициент продольного перемешивания в зависимости от типа контактного устройства и число Пекле.

9. Вычисляется КПД тарелки по Мерффри по диффузионной модели с учетом уноса жидкости.

Данный алгоритм позволяет выбирать вариант реконструкции контактного устройства при изменении условий работы.

По предложенному алгоритму произведен расчет ситчатой (относительное свободное сечение тарелки $F_{св} = 10\%$; диаметр отверстия тарелки $d_0 = 0,008$ м) и клапанной прямоточной ($F_{св} = 10\%$; $d_{кл} = 0,05$ м) тарелок. Процесс: абсорбция аммиака водой.

Расход жидкости $-L = 5 \frac{\text{м}^3}{\text{м} \cdot \text{ч}}$, диаметр колонны принимался равным 1 м.

На рисунках 3-5 даны зависимости коэффициентов массоотдачи в газовой фазе и КПД тарелки по Мерффри от градиента при различной скорости газа в колонне для ситчатой и клапанной тарелок, рассчитанные по предложенному алгоритму. Влияние увеличения

градиента уровня жидкости на коэффициент массоотдачи в жидкой фазе аналогично.

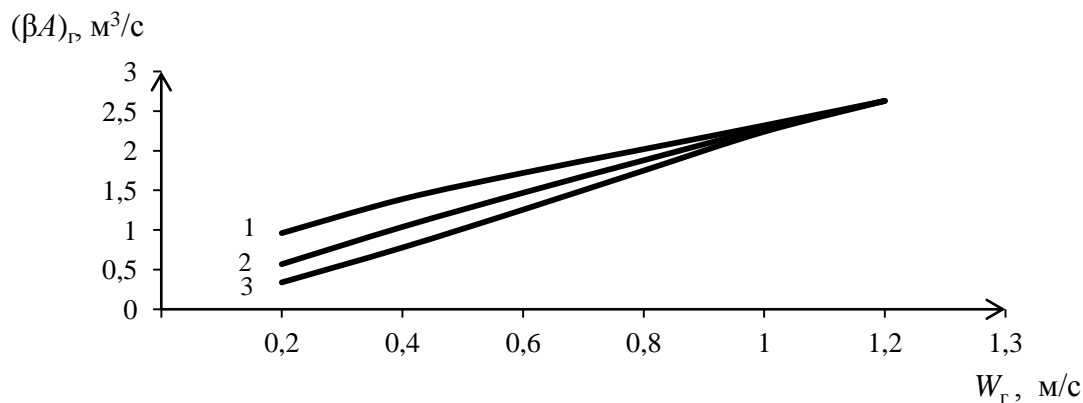


Рисунок 3. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на ситчатой тарелке:

1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм

По графику изображенному на рисунке 3 для ситчатых тарелок видно, что чем ниже скорость газа, тем выше влияние неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) на коэффициент массоотдачи в газовой фазе. С увеличением скорости газа влияние неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) на коэффициент массоотдачи в газовой фазе уменьшается и при скоростях газа выше 1 м/с – отсутствует. Причем при скорости 0,2 м/с значение коэффициента массоотдачи в газовой фазе снижается на 40 %, а при 1 м/с – на 1 %; с увеличением градиента это влияние увеличивается.

На рисунке 4 представлено влияние увеличения градиента уровня жидкости на КПД тарелки по Мерффри для ситчатых тарелок. Видно, что при уменьшении скорости газа от 1 до 0,2 м/с КПД тарелки по Мерффри снижается на 1-17 %, а с увеличением градиента

(от 10 до 20 мм) это влияние увеличивается. При скоростях газа выше 1 м/с влияние неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) – отсутствует.

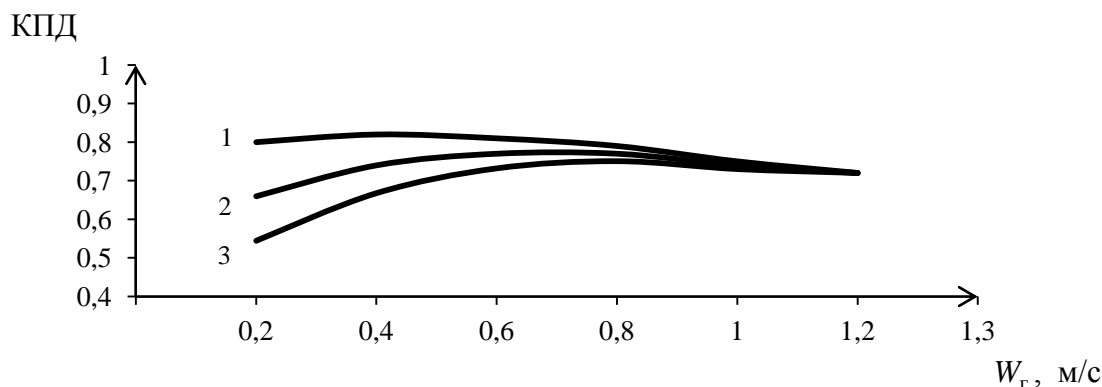


Рисунок 4. Зависимость КПД тарелки по Мерффри от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на ситчатой тарелке:

1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм

На клапанных тарелках указанные неравномерности снижают коэффициент массоотдачи в газовой фазе на ~ 11 % (рисунок 5), а КПД тарелки по Мерффри снижается от 9 до 1 % с увеличением скорости газа (рисунок 6). С увеличением градиента (от 10 до 20 мм) эти величины увеличиваются.

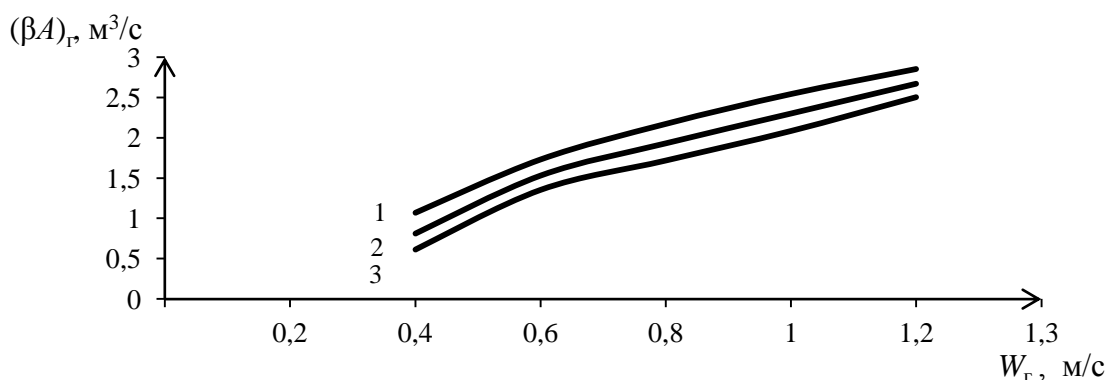


Рисунок 5. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на клапанной тарелке: 1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм

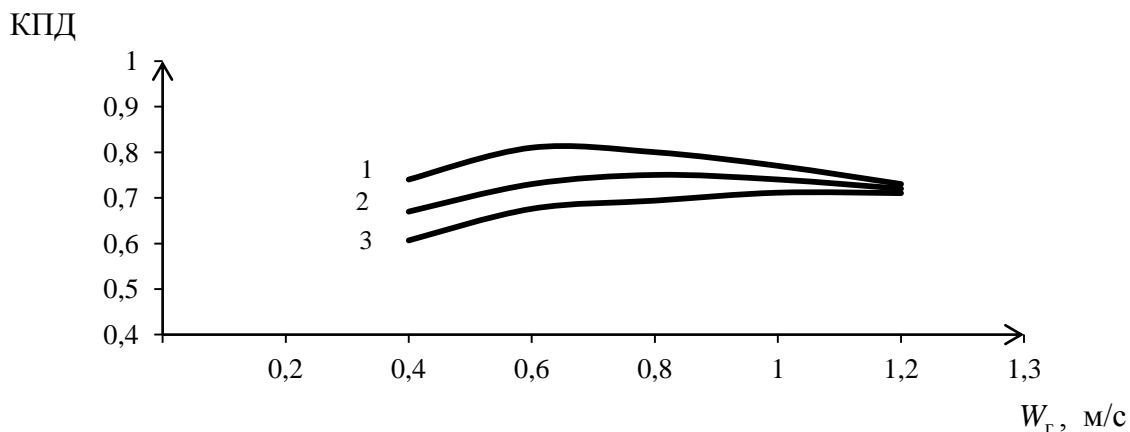


Рисунок 6. Зависимость КПД тарелки по Мерффри от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на клапанной тарелке:

1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм

Таким образом, градиент уровня жидкости снижает коэффициенты массоотдачи и эффективность тарельчатых контактных устройств от 1 до 40% в зависимости от типа контактного устройства и скорости газа.

С использованием рассмотренного подхода к учету неравномерного распределения фаз, разработана конструкция новой структурированной контактной газожидкостной тарелки (СКГ) [8-10].

Полотно тарелки СКГ разделено на 3 условные секции (рисунок 7). Каждая секция имеет различное относительное свободное сечение тарелки, уменьшающееся по направлению движения жидкости по тарелке, что компенсирует влияние градиента уровня жидкости. Это способствует равномерному распределению потока жидкости по полотну тарелки, устранению застойных зон вблизи приемной планки и обуславливает интенсификацию процессов тепло- и массообмена. Кроме того, предложено выполнить контактные элементы в виде трапецеидальных пластин, крышка которых сужается в направлении к сливной планке. Задняя часть крышки элемента со стороны приемного

кармана выполнена прямоугольной формы, плотно соединена с полотном тарелки и составляет острый угол с полотном тарелки. Это, в свою очередь, увеличивает время контакта фаз и повышает эффективность процессов тепло- и массообмена. При этом выполнение прямоугольной части элемента более широкой, чем максимальная ширина сужающейся части приводит к повышению прямотока и, следовательно, производительности [11].

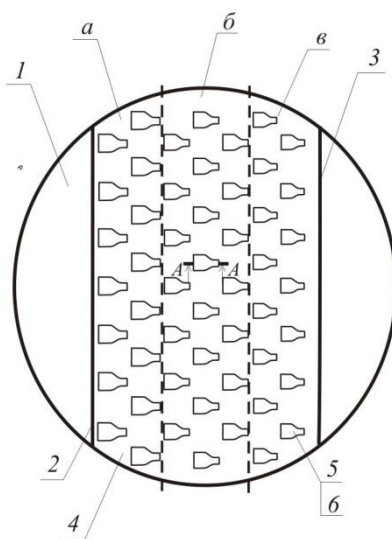


Рисунок 7. Общий вид структурированной контактной газожидкостной тарелки (СКГ): а, б, в – условные секции контактного устройства; 1 – приемный карман; 2 – приемная планка; 3 – сливная планка; 4 – основание тарелки; 5 – отверстие тарелки; 6 – контактный элемент

Проведено сравнение стандартных ситчатой и клапанной тарелок, а также новой тарелки СКГ с переменным свободным сечением отверстия. На рисунке 8 приведены зависимости КПД тарелки по Мерффри от скорости газа для рассматриваемых контактных устройств, с учетом влияния неравномерностей, связанных с градиентом уровня жидкости.

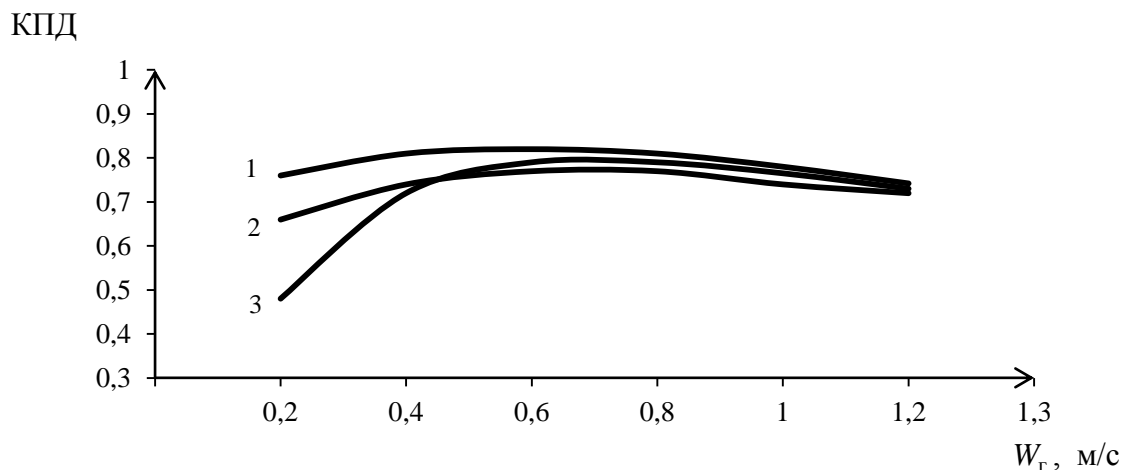


Рисунок 8. Зависимость КПД тарелки по Мерффри от скорости газа,
 $\Delta = 10$ мм:

1 – тарелка СКГ; 2 – ситчатая тарелка; 3 – клапанная тарелка

Значения КПД тарелки по Мерффри, полученные для стандартных тарелок рассчитываются по выражениям, полученным в [6] в результате обобщения большого количества экспериментальных данных. Значения, полученные для тарелки СКГ – расчетные.

КПД тарелки по Мерффри при величине градиента уровня жидкости $\Delta = 10$ мм тарелки СКГ выше в среднем: стандартной клапанной на ~9% и ситчатой на ~7%.

Таким образом, конструкция тарелки СКГ за счет своих отличительных признаков обеспечивает решение поставленной технической задачи – повышение эффективности контакта фаз и интенсификации процессов тепло- и массообмена.

С целью выбора оптимального решения по повышению эффективности процесса осушки углеводородного (природного) газа сеноманской залежи Заполярного ГНКМ и снижения энергетических затрат на производство готовой продукции, произведен расчет

абсорбера и десобера с различными тарельчатыми контактными устройствами.

Расчеты аппаратов с тарельчатыми контактными устройствами по алгоритму расчета КПД тарелки по Мерфри даны в таблицах 1 и 2.

По приведенным данным расчетов аппаратов (абсорбера и десорбера) видно, что тарелка СКГ обладает более высоким КПД и как следствие меньшей металлоемкостью.

Известно, что гидравлическое сопротивление контактных устройств колонных аппаратов характеризует энергетические затраты на проведение процесса. Следовательно затраты на электроэнергию при подаче сырья на осушку в абсорбере с тарелкой СКГ меньше на 32 %, чем в аппарате со стандартной клапанной тарелкой и на 15 % в аппарате с ситчатой тарелкой. Фактор интенсивности составляет 4,1, что выше на 18 %, чем в аппарате со стандартной клапанной и на 25 % со стандартной ситчатой тарелками. Энергетический коэффициент выше на 33 % и 16 % соответственно

Таблица 1. Результаты расчета абсорбера

Параметр	Контактное устройство		
	стандартная клапанная тарелка	стандартная ситчатая тарелка	тарелка СКГ
Диаметр аппарата, м	2,6	2,6	2,6
Количество тарелок, штук	12	13	10
Высота тарельчатой части, м	7,15	7,8	5,85
КПД тарелки	0,64	0,59	0,73
Общее гидравлическое сопротивление колонны, Па	13140	10506	8921
Энергетический коэффициент	0,004	0,005	0,006
Фактор интенсивности	3,36	3,05	4,1
Энергия, необходимая для подачи газа на осушку в год, кВт	307 405	245 800	208 720
Стоимость энергии, необходимой для подачи газа на осушку, руб. в год	790 031,05	631 707,3	536 412,34

Таблица 2. Результаты расчета вариантов десорбера

Параметр	Контактное устройство		
	стандартная клапанная тарелка	стандартная ситчатая тарелка	тарелка СКГ
Диаметр аппарата, м	0,8	0,8	0,8
Количество тарелок, штук:			
верх	7	8	6
низ	6	7	6
Высота тарельчатой части, м:			
-верх	2,4	2,8	2
-низ	2	2,4	2
Флегмовое число	0,45	0,47	0,41
КПД тарелки:			
верх	0,45	0,39	0,5
низ	0,76	0,65	0,8
Общее гидравлическое сопротивление колонны, Па	8 923	7423	6 148
Фактор интенсивности	764	646,4	840
Количество теплоты, получаемого в кипятильнике (испарителе) от греющего пара, Вт	365 144	370 205	355 020
Стоимость тепла, затрачиваемого в кипятильнике, руб. в год	1 731 314	1 755 314	1 683 312

Количество теплоты, получаемого в кипятильнике (испарителе) от греющего пара в десорбере с тарелкой СКГ меньше, чем в аппарате со стандартной клапанной и ситчатой тарелок на 3 % и 4 % соответственно. Фактор интенсивности составляет 840, что выше на 9 %, чем в аппарате со стандартной клапанной и на 23 % со стандартной ситчатой тарелками.

Рассмотрены следующие варианты замены в аппаратах осушки углеводородного (природного) газа сеноманской залежи Заполярного ГНКМ (в абсорбере и десорбере) контактных устройств на тарелки СКГ (таблицы 3 и 4):

- вариант 1 – замена стандартных клапанных тарелок на тарелку СКГ;
- вариант 2 – замена стандартных ситчатых тарелок на тарелку СКГ.

Таблица 3. Показатели экономической эффективности модернизации колонны абсорбционной осушки углеводородного (природного) газа

№ п/п	Показатель	Вариант 1	Вариант 2
1	Снижение расхода энергии в колонне, необходимой для подачи газа на осушку, кВт/год	98 684	37 080
2	Экономическая эффективность, руб/год	253 619	95 295
3	Срок окупаемости, лет (месяцев)	5,6 (~ 67)	15 (~ 180)
4	Параметры контактных устройств	10 шт	10 шт
5	Стоимость изготовления контактных устройств (общее количество), руб.	1 286 972	1 286 972
6	Стоимость монтажа, руб.	128 697	128 697

Таблица 4. Показатели экономической эффективности модернизации колонны десорбции (регенерации абсорбента) при проведении процесса абсорбционной осушки углеводородного (природного) газа

№ п/п	Показатель	Вариант 1	Вариант 2
1	Снижение расхода теплоты в колонне, Гкал/ч (Гкал/год)	0,01 (70)	0,013 (102)
2	Экономическая эффективность, руб/год	40 965	59 714
3	Срок окупаемости, лет (месяцев)	3 (~ 36)	2,1 (~ 25)
4	Параметры контактных устройств	13 шт	13 шт
5	Стоимость изготовления контактных устройств (общее количество), руб.	109 569	109 569
6	Стоимость монтажа, руб.	16 448	16 448

Колонны абсорбционной осушки газа сравнивались по общему гидравлическому сопротивлению колонны, которое характеризует энергетические затраты на проведение процесса, в частности на электрическую энергию необходимую для подачи исходного сырья в аппарат (таблица 2). В результате расчёта выявлено, что 1 вариант модернизации является наиболее энергосберегающим. Он позволяет снизить затраты на электрическую энергию при подаче

углеводородного газа на осушку на 32 % (98 684 кВт в год). Ожидаемый экономический эффект 253 619 руб. в год, срок окупаемости 5 лет 7 месяцев.

Сравнение колонн десорбера проводилось по затратам на тепловую энергию от греющего пара в кипятильнике (испарителе). В этом случае предпочтительнее 2 вариант, т.к. расход тепла снижается на 4 %, итого 102 Гкал в год. Ожидаемый экономический эффект 59 714 руб. в год, срок окупаемости – 2 года 1 месяц.

Выводы

Показано, влияние неравномерностей на величину коэффициента массоотдачи и КПД тарелки по Мерффри по диффузионной модели с учетом уноса жидкости на стандартных ситчатых и клапанных тарелок. Установлено, что с увеличением градиента его влияние увеличивается.

Для снижения указанных неравномерностей распределения фаз разработано и исследовано новое контактное устройство - тарелка СКГ. КПД по Мерффри тарелки СКГ при величине градиента уровня жидкости $\Delta = 10$ мм выше в среднем стандартной клапанной и ситчатой тарелок на ~ 7-9%.

Расчеты аппаратов процесса осушки углеводородного (природного) газа сеноманской залежи Заполярного ГНКМ (абсорбер и десорбер) по предложенному алгоритму показывают, что аппарат с тарелками СКГ обладает более высоким значением КПД, меньшим значением общего гидравлического сопротивления колонны и меньшей металлоемкостью. Выбрано 2 варианта модернизации

аппаратов, обеспечивающих снижение энергетических затрат в теплообменниках колоннах на 4-32%.

Работа выполнена в рамках договора с Минобрнауки РФ от «12» февраля 2013 г. № 02.G25.31.0004.

Список используемых источников

1. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования /Розен А.М. и др. М.: Химия, 1980. 320 с.

2. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань: Печатный двор, 2002. 220 с.

3. Лаптев А.Г. Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах: дис... д-ра техн. наук. Казань, 1995. 404 с.

4. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: изд-во Казанского университета, 1993. 437 с.

5. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет теплообменных процессов. Казань: изд-во Казан. ун-та, 2007. 500 с.

6. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-е изд. перераб. М.: Химия, 1978. 280 с.

7. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. М.: Химия, 1971. 296 с.

8. Долгова А.Н. Энергосбережение на установках осушки и разделения углеводородных газов: дис. ... канд. техн. наук. Казань, 2013. 172 с.

9. Лаптев А.Г., Крылова А.Н. Структурированная контактная тарелка для разделения газожидкостных систем // Актуальные инженерные проблемы химических и нефтехимических производств и пути их решения: сб. тр. Нижнекамск, 2012. С. 34-35.

10. Лаптев А.Г., Крылова А.Н. Энергоресурсосбережение при разделении различных веществ с использованием новых контактных устройств // Повышение эффективности энергетического оборудования - 2012: сб. тр. VII ежегод. Межд. науч.-практ. конф. Санкт-Петербург, 2012. С. 727-737.

11. Структурированная контактная газожидкостная тарелка / А.Г. Лаптев, А.Н. Крылова, М.М. Фарахов; пат. №116064, Рос. Федерация. №2011151350/05; заявл. 15.12.2011; опубл. 20.05.2012; бюл. № 14. 3 с.

References

1. Rosen A.M., Martyushin E.I., Olevskii V.M. and other. Major shift in chemical engineering: the development of industrial units by the hydrodynamic modeling. M.: Chemistry, 1980. 320 p. [in russian].

2. Laptev A.G., Mineev N.G., Malkovsky P.A. Design and upgrade devices for separation in the oil and gas processing. Kazan: Printing House, 2002. 220 p. [in russian].

3. Laptev A.G. Modeling elementary acts transfer in two-phase media, and determine the effectiveness of mass and heat transfer in industrial machines: dis. dr. ... tehn. sciences. Kazan, 1995. 404 p. [in russian].

4. Deacons S.G., Elizarov V.I., Laptev A.G. Theoretical framework and process modeling separations. Kazan: Kazan University Publishing House, 1993. 437 p. [in russian].

5. Laptev A.G. Boundary-layer model and the calculation of heat and mass transfer processes. Kazan: Kazan. University Press, 2007. 500 p. [in russian].

6. Alexandrov I.A. Distillation and absorption units. Calculation methods and design principles. 3rded.rev. M.: Chemistry, 1978. 280 p. [in russian].

7. Alexandrov I.A. Distillation and absorption units. Calculation methods and design principles. M.: Chemistry, 1971. 296 p. [in russian].

8. Dolgova A.N. Energy conservation in plants drying and separation of hydrocarbon gases: diss. ...candidate tehn. sciences. Kazan, 2013. 172p. [in russian].

9. Laptev A.G., Krylova A.N. Structured contact plate for the separation of gas-liquid systems // "Actual problems of chemical engineering and petrochemical industries and solutions": mon. tr. Nizhnekamsk, 2012. P. 34-35. [in russian].

10. Laptev A.G., Krylova A.N. Energy resources in the separation of different materials using the new contact devices // "Improving the efficiency of power equipment - 2012": wed. tr. VII annually. int. scientific- practical. conf. St. Petersburg, 2012. P. 727-737. [in russian].

11. Structured gas-liquid contact plate / A.G. Laptev, A.N. Krylova, M.M. Farakhov; pat. № 116064, Russia. №2011151350/05; stated 15.12.2011; publ. 20.05.2012. Bull. № 14. 3 p. [in russian].

Сведения об авторах

Information about authors

Долгова А.Н., старший преподаватель кафедры «Энергообеспечение предприятий и энергоресурсосберегающих технологий» ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет», г. Казань, Российская Федерация

e-mail: dolgova.an@list.ru

A.N. Dolgova, Senior Lecturer of Department "Power supply enterprises and Energy Saving Technologies" FSBEI of HPE "Kazan power-engineering university", Kazan, the Russian Federation

e-mail: dolgova.an@list.ru

Лаптева Е.А., канд. техн. наук, доцент кафедры «Промышленная теплоэнергетика и системы теплоснабжения» ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет», г. Казань, Российская Федерация

e-mail: tvt_kgeu@mail.ru

E.A. Lapteva, Candidate Tehn. Sciences, Docent of department "Industrial power and heat supply system" FSBEI of HPE "Kazan power-engineering university", Kazan, the Russian Federation.

e-mail: tvt_kgeu@mail.ru