

В.Н. ТаранОдесская государственная академия холода, ул. Дворянская, 1/3, г. Одесса, Украина, 65082
e-mail: vntaran@te.net.ua

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЁТА РЕКТИФИКАЦИИ ВОЗДУХА. 3. УЧЁТ НЕИДЕАЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ МАССООБМЕНА

Для создания более точной методики расчёта действительных процессов ректификации установлены причины погрешностей расчётов при формальном использовании понятия КПД тарелки. Приведённые примеры дают возможность количественной оценки погрешностей в расчёте распределения компонентов по высоте колонны и в конечных результатах. Проанализированы критериальные зависимости для определения числа единиц переноса компонента. Выполнено их сравнение при проведении расчёта ректификации воздуха с получением чистого азота и даны рекомендации по применению. На основе ячеечной модели учтён перекрестноточный характер движения потоков на тарелке и показано его влияние на эффективность процесса разделения. Проиллюстрировано влияние распределения компонентов по высоте колонны на КПД тарелки и наличие скачка КПД при достижении экстремума концентрации.

Ключевые слова: Воздух. Ректификация. КПД тарелки. Число единиц переноса компонентов. Ячеечная модель. Погрешности расчёта.

V.N. Taran

FEATURES OF AIR RECTIFICATION CALCULATION. 3. ACCOUNT OF NONIDEAL MASS-EXCHANGE PROCESS

To create a more accurate method of calculating the actual process of rectification established causes of errors calculations for the formal use of the concept efficiency of a plate. The above examples make it possible to quantify the errors in calculating the distribution of components over the height of the column and in the final results. Criterial dependences for determining the number of transfer units of the component are analyzed. Their comparison is carried out at calculation of air rectification at pure nitrogen production. The recommendations on their application are given. On a cellular model basis it is taken into account a cross-flow nature of the flow motion on a plate and shown its impact on the efficiency of the separation process. The effect of distribution of components through of height of the column on the efficiency of the plates and the presence of the jump in efficiency when the extreme concentration are illustrated.

Keywords: Air. Rectification. Efficiency of a plate. The number of transfer units of components. Cellular model. Errors of calculation.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

D_i'' — коэффициент диффузии i -го компонента в паровой фазе;

g — ускорение силы тяжести ($9,80665 \text{ м/с}^2$);

N_{ji} — число единиц переноса i -го компонента в паровой фазе;

ω — скорость пара, отнесённая к площади барботажа на тарелке;

x_i, y_i — концентрации i -го компонента в жидкой и паровой фазах;

μ'' — коэффициент вязкости пара;

ρ', ρ'' — плотность смеси в жидкой и паровой фазах;

σ — коэффициент поверхностного натяжения.

1. ВВЕДЕНИЕ

Сложность процессов тепломассообмена на ректификационных тарелках заставляет многих проектировщиков прибегать к вычислительным процедурам,

разделяющим расчёт на две части. Сначала рассчитываются процессы ректификации в допущении идеального осуществления тепломассообмена на тарелке, а затем результаты первого расчёта корректируют с учётом неидеальности указанных процессов. Крите-

рием неидеальности обычно служит КПД тарелки.

Опыт выполнения подобных расчётов показывает, что разделение реального процесса на последовательность идеализированных с последующей их корректировкой путём введения некоторых поправочных коэффициентов часто приводит к значительным погрешностям. Так происходит, например, при расчёте ректификационной колонны с большим числом тарелок в допущении отсутствия гидравлического сопротивления прохождению потоков. После окончания расчёта потокам присваиваются расчётные составы и новые давления, которые они должны иметь из-за сопротивления тарелок. Таким образом достигается формальное соответствие данных реальным параметрам.

В реальном процессе много факторов (и давление — один из них) влияют на интенсивность массопереноса компонентов, на характер кривых равновесия, на ход рабочей линии из-за изменений скрытой теплоты фазовых переходов пар-жидкость и других параметров. Пренебрежение ими приводит к неточности расчёта составов продуктов и распределения компонентов по высоте колонны. Причём, эти неточности не анализируются и не оцениваются. Для компенсации расчётных погрешностей прибегают к завышению числа тарелок или допускают работу колонны с отклонением от исходных требований.

Такой подход был приемлем при выполнении так называемых технических расчётов, которые не ставили целью достижение максимальных технико-экономических показателей. Погрешность в 10 % и даже 20 % считалась допустимой.

С приближением условий работы устройств к предельным значениям выяснилось, что пренебрежение достаточно малыми эффектами может приводить к большим погрешностям, превышающим указанные выше. Это связано со стремлением приблизить реальный процесс к идеальному обратимому. Следствием является работа аппаратов с малыми значениями движущих сил. Так, в теплообменнике при разности температур потоков 15 К погрешность в 1 К приведёт к отклонению расчётной поверхности на 7 %. При разности 2,5 К тот же 1 К эквивалентен 40 %-ой погрешности расчёта поверхности аппарата.

Аналогичное наблюдается при расчётах ректификации воздуха. Для подтверждения указанного проведём расчёт узла извлечения газообразного азота в колонне, состоящей из 30-ти идеализированных тарелок с КПД, равными 1. В такой колонне, работающей под давлением 0,6 МПа, при доле отвода азота равной 0,4 будет получаться продукт чистотой 0,000431 % O₂. Сравнительный расчёт проведём для колонны при том же режиме работы, состоящей из 60 тарелок с КПД 0,5. В этой колонне формально число теоретических тарелок тоже равно 30. Все остальные факторы, — сопротивления, теплопритоки, расходы, — примем такими, чтобы было полное их совпадение.

Расчёт с учётом КПД тарелки приводит к содержанию кислорода 0,000195 % в продукционном азоте. Содержание кислорода снизилось в 2,21 раза. Для аргона концентрации изменились с 0,00978 до

0,00903 %, т.е. изменение составило всего 1,05 раза.

Приведённый пример показывает несовершенство формального использования понятия КПД тарелки без учёта реальных особенностей массообмена на ректификационной тарелке.

2. ФОРМАЛЬНОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ПОНЯТИЯ КПД

Применение понятия КПД тарелки базируется на использовании соотношений:

$$x_n = x_{n-1} + \eta_x [x^*(y_n) - x_{n-1}]$$

или

$$y_n = y_{n-1} + \eta_y [y^*(x_n) - y_{n-1}],$$

где x_n и y_n — составы жидкости и пара, покидающие n -ую тарелку; η_x и η_y — КПД тарелки, отнесённые к жидкости или пару; $x^*(y_n)$ и $y^*(x_n)$ — равновесные y_n и x_n составы жидкой и паровой фаз,

Пусть равновесная кривая и рабочая линия являются прямыми линиями (см. рис. 1). Точка их пересечения имеет координаты (a, b) . Тогда названные кривые можно представить уравнениями: $y^* = (x-a)m + b$ и $y = (x-a)n + b$, где m и n — угловые коэффициенты кривых.

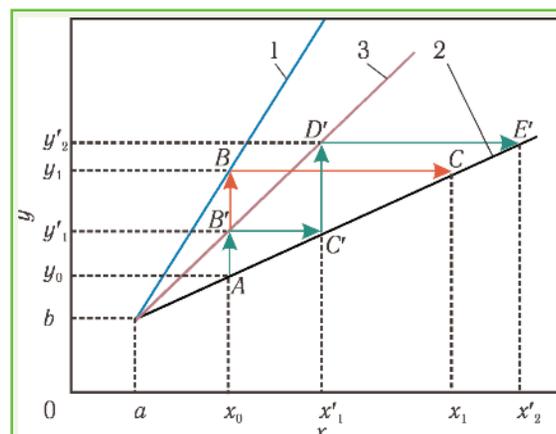


Рис. 1. Процессы ректификации при разных КПД тарелки: 1 — равновесная кривая; 2 — рабочая линия; 3 — линия, соответствующая КПД меньше 1

Введём в уравнения новые переменные: $z = y - b$ и $u = x - a$. Уравнения кривых примут вид:

$$z^* = um; z = un. \tag{1}$$

Для расчётного шага при КПД=1 необходимо, начиная от точки A, подняться до равновесной кривой (точка B); затем по $y = \text{const}$ найти точку пересечения с рабочей линией (точка C). Расчётные шаги опишутся соотношениями:

$$z^*_1 = u_0 m; u_1 = z^*_1 / n = u_0 (m/n). \tag{2}$$

Отсюда следует, что $x_1 - a = (x_0 - a)(m/n)$.

При расчёте с учётом КПД тарелки по пару η_y графические построения ведутся по точкам $A-B'-C'-D'-E'$ и т.д. с использованием кривой 3. Кривая 3 строится, начиная из начальной точки (a, b) , с учётом углового коэффициента k , равного

$$k = m\eta_y + n(1 - \eta_y).$$

Один шаг с $\eta_y \neq 1$ приведёт к

$$u'_1 = u_0(k/n). \quad (3)$$

Примем $\eta_y = 0,5$. Тогда $k = 0,5(m+n)$. Обычно считают, что 2 шага с $\eta_y = 0,5$ эквивалентны одному шагу с $\eta_y = 1$. Покажем, что это не так. Применив последовательно 2 раза соотношение (3), получим

$$x'_2 - a = (x_0 - a)(k/n)^2.$$

Сравним $(k/n)^2$ и (m/n) . Учтём, что $m > n$ и представим $(m/n) = 1 + \delta$. После преобразований получим $(k/n)^2 = 1 + \delta + 0,25\delta^2 = (m/n) + 0,25\delta^2$. Это показывает, что 2 шага с $\eta_y = 0,5$ приводят к значениям, различающимся на $(x_0 - 1)0,25\delta^2$. Иначе говоря, две тарелки с $\eta_y = 0,5$ эффективнее одной тарелки с $\eta_y = 1$.

В случае, когда $m < n$, две тарелки с $\eta_y = 0,5$ уступят по эффективности одной тарелке с $\eta_y = 1$. Угловые коэффициенты реальных равновесной кривой и рабочих линий колонны меняются достаточно сильно. Отношение угловых коэффициентов может быть больше и меньше 1. Это означает, что разделительная способность тарелок с одинаковым η_y в разных частях колонны неодинакова. Расчёт ректификации в допущении идеальности тарелки ($\eta_y = 1$) с последующим делением их количества на КПД заведомо приводит к ошибкам при нахождении их числа по секциям и неточностям в распределении компонентов по тарелкам колонны.

3. МЕТОДЫ РАСЧЁТА ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕНА НА ТАРЕЛКАХ

Исследования процессов массообмена на ректификационных тарелках криогенных систем проводятся по крайней мере 50 лет. В качестве примера можно назвать работы [1,2]. Эти исследования сложны и трудоёмки. Большое количество принимаемых во внимание факторов затрудняют экспериментальные исследования и разработку обобщающих соотношений. Поэтому многие рекомендации и расчётные соотношения заимствованы из исследований разделения некриогенных веществ, а часто и иных процессов. Например, расчётные соотношения, рекомендуемые в [3], получены при изучении абсорбции.

В настоящей работе будем опираться на три соотношения, приведённые в известных трудах [4-7]. Данные соотношения представлены в виде критериальных уравнений и имеют сходную форму. Интенсивность массообмена в виде числа единиц переноса мас-

сы выражена в виде функций от критериев Рейнольдса, Шмидта, Вебера и некоторых дополнительных величин.

Массопередача на тарелке осуществляется между паровой и жидкой фазами. Определяющими факторами интенсивности массообмена являются процессы в пограничных слоях контактирующих фаз. Однако в системе N_2 -Ar- O_2 диффузионное сопротивление жидкой фазы в 10...15 раз ниже аналогичного показателя паровой фазы [7,8], и общее сопротивление массообмена между фазами практически полностью определяется сопротивлением паровой фазы. В дальнейшем массообмен в жидкой фазе нами не учитывался.

Уравнения (4) и (5), предложенные в работах [4] и [7] для числа единиц переноса i -го компонента в паровой фазе N_{yi} , имеют одинаковую форму и выражены в виде функции от чисел Рейнольдса и Шмидта. В уравнения введены статический уровень жидкости $h_{ст}$ на тарелке и фактор стабилизации пены Φ_c . При внешней идентичности уравнений в них много принципиальных отличий. Основным отличием уравнений является выбор определяющего линейного размера, входящего в критериальные комплексы. В уравнении (4) таким размером является капиллярная постоянная χ , используемая в теории кипения. Уравнение (5) базируется на отрывном диаметре пузыря d_n , выдуваемого паровым потоком в отверстии тарелки диаметром d_0 . При расчёте числа Рейнольдса в первом соотношении используется скорость пара, отнесённая к площади барботажа. Во втором — при расчёте скорости учитывается доля проходного сечения, занятая жидкой фазой пенного слоя. Различаются также способы вычисления и ввода в уравнения фактора стабилизации пены Φ_c . Используемые нами уравнения в развёрнутом виде приведены ниже.

Рекомендуемое в [7] уравнение имеет вид:

$$N_{yi} = 0,58 Re_v^{-0,2} Sc_{vi}^{-0,5} \left(\frac{h_{ст}}{\chi} \right)^{0,5} (1 + 2,494 \Phi_c), \quad (4)$$

где $Re_v = \frac{\omega \chi \rho''}{\mu''}$ — число Рейнольдса; $\chi = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')}}$

— капиллярная постоянная; $Sc_{vi} = \frac{\mu''}{D_i \rho''}$ — число

Шмидта.

Уравнение из [4] представим как

$$N_{yi} = 0,88 Re_v^{-0,2} Sc_{vi}^{-0,5} \left(\frac{h_{ст}}{d_n} \right)^{0,5} (1 + \Phi_c), \quad (5)$$

где $Re_v = \frac{\omega d_n \rho''}{\phi \mu''}$ — число Рейнольдса; $d_n = \sqrt[3]{\frac{4\sigma d_0}{g(\rho' - \rho'')}}$

— отрывной диаметр пузыря.

И.А. Александров провёл обширные исследования массообмена на тарелках разного типа в процессах

абсорбции и ректификации [5,6]. Им предложено не-сколько видов расчётных соотношений. Нами применялось соотношение (6), которое образовано числами Рейнольдса и Шмидта для паровой фазы и числом Вебера:

$$N_{yi} = 2,5 Re_v^{0,28} We^{0,25} Sc_{vi}^{0,5}, \quad (6)$$

где $Re_v = \frac{\omega h_{ст} \rho''}{\mu''}$ — число Рейнольдса; $We = \frac{\sigma}{g \rho' h_{ст}^2}$ — число Вебера.

В качестве определяющего линейного размера в уравнении (6) принят уровень $h_{ст}$ столба светлой жидкости на тарелке. Как и в предыдущих соотношениях, в уравнение (6) входит число Шмидта в степени $-0,5$. Показатель степени при числе Рейнольдса равен $-0,28$ против $-0,2$ в уравнениях (4) и (5). Можно также отметить, что в знаменатель числа Вебера входит $h_{ст}^2$, что вместе с показателем степени числа Вебера $-0,25$ приводит к зависимости числа единиц переноса от $h_{ст}^{0,5}$, как и в уравнениях (4) и (5). Таким образом, схожий характер зависимостей подтверждает применимость рассматриваемых соотношений (4)-(6).

Локальный КПД массообмена определялся по соотношению:

$$\epsilon_{yi} = 1 - \exp(-N_{yi}). \quad (7)$$

Характер его изменения, согласно уравнениям (4)-(6), иллюстрирует рис. 2. Значения ϵ_{yi} найдены в процессе расчёта ректификации воздуха с получением газообразного азота под давлением 0,6 МПа. Содержание кислорода в жидкой фазе изменялось от 32 % на нижней тарелке до $1 \cdot 10^{-3}$ % на верхней. Содержание аргона менялось от 1,3 % до 0,01 %, достигая в максимуме 1,5 %.

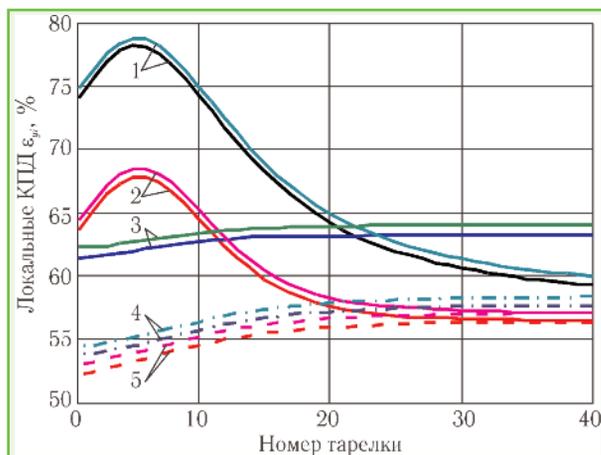


Рис. 2. Сравнения значений локальных КПД по азоту, кислороду и аргону, рассчитанных с учётом соотношений: 1 — (4); 2 — (5); 3 — (6); 4, 5 — в соответствии с (4) и (5) без учёта фактора стабилизации; верхние линии — кислород, нижние — азот и аргон

При указанных условиях локальные КПД по азоту и аргону практически совпадают. Локальный КПД по кислороду больше на 2...3 %. Обращает на себя внимание рост КПД по всем компонентам, рассчитанным по методикам [4] и [7] на тарелках нижней части колонны, в то время как методика [6] не подтверждает такую тенденцию. Выполненный анализ показал, что рост КПД по методикам [4] и [7] обусловлен действием фактора стабилизации пены Φ_c . Максимум значений ϵ_{yi} наблюдается на тарелках, где содержание аргона увеличивается. Штрих-пунктирными и пунктирными линиями показаны значения ϵ_{yi} без учёта фактора стабилизации пены Φ_c . При этом соотношения (4) и (5) дают достаточно близкие результаты.

В литературе слабо представлены экспериментальные данные о значениях локальных КПД. В работе [8] приведены графики ϵ_{yi} кислорода в тройной смеси азот-аргон-кислород в зависимости от концентрации азота в смеси. Для концентраций, имеющих в колонне извлечения азота, ϵ_{yi} меняется от 82 до 74 %. Наши графики показывают, что наилучшее приближение обеспечивают зависимости (4). По ним ϵ_{yi} меняется от 78 до 62 % в сопоставимых пределах концентраций.

4. РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЁТОВ РЕКТИФИКАЦИИ С УЧЁТОМ НЕИДЕАЛЬНОСТИ МАССООБМЕНА

Разработанная ранее программа расчёта извлечения азота из воздуха [9] была подвергнута совершенствованию в двух направлениях. Во-первых, был введён модуль расчёта локальной эффективности массообмена в паровой фазе на основании соотношений (4)-(6) для определения числа единиц переноса тремя методами. Во-вторых, для учёта перекрёстного тока жидкости и пара на тарелках использована ячеечная (секционная) модель взаимодействия потоков [10]. Кроме того, был доработан общий расчётный алгоритм, так как использование локальной эффективности массообмена по пару требует выполнения расчётов снизу вверх. В предыдущих работах расчёты проводились сверху вниз, что при $\eta_y=1$ алгоритмически более удобно, так как направление расчёта не влияет на результат.

Одновременно отметим, что общий подход к расчёту узла извлечения азота остался прежним, т.е. для обеспечения полной внутренней согласованности рассматривались все аппараты узла: конденсатор-испаритель, переохладитель и колонна. Расчётные соотношения всех аппаратов образовывали общую расчётную систему и приведённые ниже результаты относятся именно к узлу извлечения азота, а не к отдельно взятой колонне.

Применение расчётных соотношений (4)-(6) требует знания теплофизических свойств смеси N_2 -Ar- O_2 и её компонентов. Часть свойств определялась по формулам, приведённым в работе [7], давления — по сопротивлению тарелок проходу пара, температуры — по точным аппроксимациям фазовых равновесий рассматриваемой смеси, плотности и энтальпии — по

уравнению состояния [9]. Статический уровень жидкости на тарелке и скорость пара рассчитывались с учётом изменения расходов пара и жидкости по высоте колонны. Расчёту подлежало и паросодержание слоя жидкости на тарелке. Геометрические размеры, необходимые для вычислений, соответствуют тарелкам воздуходелительной установки К-0,5.

Гидродинамическая картина взаимодействия пара и жидкости была рассмотрена в рамках ячейечной модели. Ячейечная модель предполагает разделение тарелки на S расчётных ячеек по потоку жидкости. Расход жидкости через каждую ячейку одинаков и равен расходу жидкости через тарелку. Исходя из вычислительного удобства, численно расход принят равным расходу на сливе. Общий расход пара разделён равномерно между всеми ячейками и равен V/S .

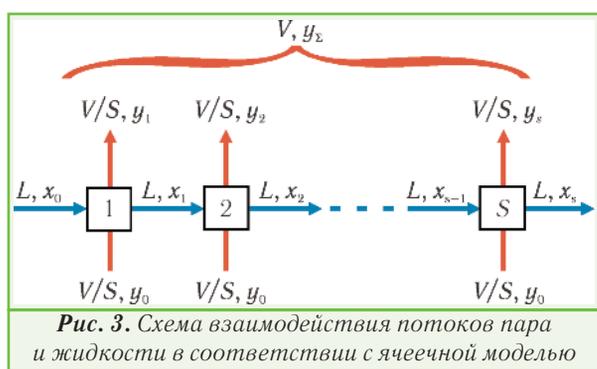


Рис. 3. Схема взаимодействия потоков пара и жидкости в соответствии с ячейечной моделью

Число секций ячейечной модели можно вычислить согласно [6] как

$$S = 0,5Pe_{ж} + 1,$$

где $Pe_{ж} = \omega_{ж}L_{ж}/D_L$ — число Пекле; $\omega_{ж}$ — скорость жидкости на тарелке; $L_{ж}$ — длина пути жидкости; D_L — коэффициент вихревой диффузии потока жидкости.

Для вычислений коэффициента D_L предложен ряд эмпирических зависимостей [4,6], которые учитывают такие факторы, как скорость барботажа пара, нагрузка по жидкости, высота сливной перегородки и др. В рассматриваемом примере число секций принято равным 4.

Для элементарной ячейки можно записать уравнения по каждому компоненту в виде:

$$y_{S,i} = y_{0,i} + \epsilon_{yi} [y^*(x_{S,i}) - y_{0,i}]; \quad (8)$$

$$x_{S-1,i} = x_{S,i} - V(y_{S,i} - y_{0,i})/LS. \quad (9)$$

Уравнения (8) следуют из понятия локального КПД (с учётом того, что концентрации потоков, указанные в формуле, в пределах ячейки постоянны). Уравнение (9) получено из материального баланса ячейки. Применяя последовательно уравнения (8) и (9) к ячейкам от S до 1, определяем составы потоков. Смешением локальных паровых потоков получаем состояние y_{Σ} .

Результаты расчёта колонны извлечения азота

под давлением 0,6 МПа приведены на рисунках 4 и 5. Расчёты проведены по трём рассмотренным методикам [4,5,7], причём в методиках [4] и [5] применён фактор стабилизации пены, который заметно увеличивает КПД процесса ректификации. Число тарелок принято равным 40.

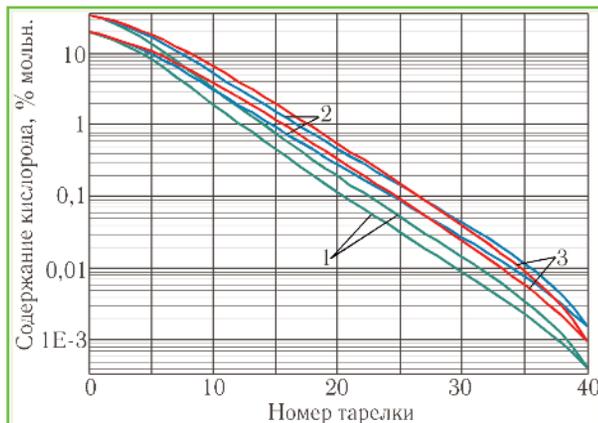


Рис. 4. Распределение кислорода по тарелкам колонны с их отсчётом снизу колонны: 1, 2, 3 — расчёт по уравнениям (4), (5) и (6), соответственно; верхние линии — содержание кислорода в жидкой фазе, нижние — в паре

Содержание кислорода, как наименее летучего компонента смеси, монотонно уменьшается кверху колонны. Наименьшее содержание кислорода $4,2 \cdot 10^{-4}$ % получается при расчёте по методике [4]. Наибольшее — $1,5 \cdot 10^{-3}$ % получено по методике [5], т.е. расхождения оказываются более чем в 3 раза. Такой разброс концентраций кислорода сохраняется почти по всей высоте колонны.

По конечному результату методика [7] приводит к промежуточному значению — $9,5 \cdot 10^{-4}$ %. Однако его нельзя распространять на всю колонну. Примерно до 25-ой тарелки методика [5] предсказывает лучшую разделительную способность, чем методика [7], а затем характеристики меняются. В принципе, такой результат ожидаем из рассмотрения графика локальных КПД, где учёт фактора стабилизации пены Φ_c значительно меняет ход кривых. Необходимо обратить внимание, что величина Φ_c сильно зависит от состава смеси, содержание которой может быть определено только после выполнения всего расчёта ректификации. Поэтому отношение разделительных способностей тарелок может быть предсказано качественно, а количественный результат получается после завершения достаточно громоздких вычислений.

На рис. 5 представлено изменение содержания аргона по сечениям колонны. Обращает на себя внимание наличие максимума в районе 5-ой тарелки. Это явление было описано в предыдущей нашей статье [11]. Причём, все методики показали не только наличие максимума, но дали практически одинаковое значение концентрации аргона. В целом влияние расчётных методик аналогично описанному выше.

Выполненные расчёты позволяют определить общий КПД тарелок η_y по компонентам. Из рис. 6 видно,

что изменения η_y имеют тот же характер, что и локального КПД. Но сами значения общего КПД заметно выше. Если максимальное значение локального КПД 78 %, то общий КПД в максимуме превышает 100 % (по методике [7]). Есть и небольшие расхождения. Если по методике [6] локальный КПД имеет максимальное значение на нижней тарелке, то и общий КПД максимален именно в этом месте. Так проявляется взаимодействие всех факторов, учтённых в расчётах.

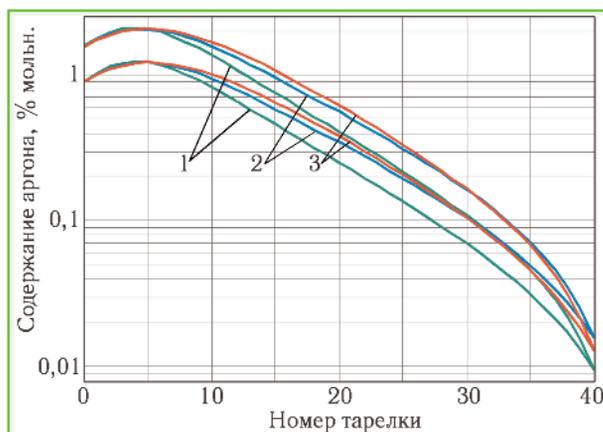


Рис. 5. Распределение аргона по тарелкам колонны (обозначения указаны в подписи к рис. 4)

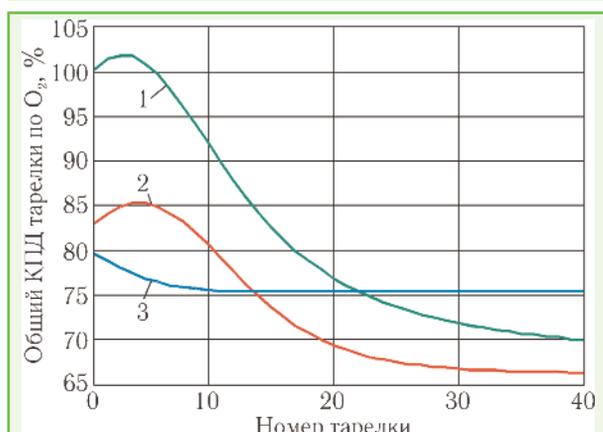


Рис. 6. Изменение общего КПД тарелки по кислороду: 1, 2, 3 — расчёты по уравнениям (4), (5) и (6), соответственно

Указанные значения общего КПД тарелок хорошо коррелируются с обобщениями, приведёнными в монографии [8]. В ней указано, что для небольших промышленных колонн КПД тарелки колеблется в пределах 0,9...1,2. Несколько меньше он оказывается для колонн больших установок с регенераторами. Последнее объясняется пульсацией потока после регенераторов.

Изменения общего КПД тарелки по аргону (см. рис. 7) отличаются от его зависимости для кислорода. Значения η_y в целом меняются мало за исключением узкой области, где концентрация аргона на тарелке достигает максимума.

При приближении снизу к точке максимального содержания аргона КПД уменьшается, а затем скачкообразно увеличивается, достигая значений

150...190 %. В последующем расчёте значения КПД быстро стабилизируются. Особенно чётко проявляется стабилизация при расчёте по соотношениям (6).

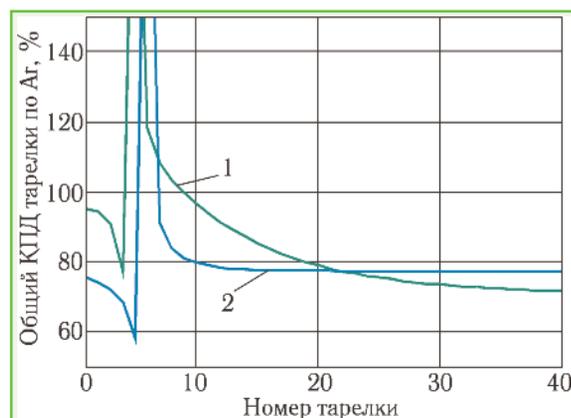


Рис. 7. Изменение общего КПД тарелки по аргону: 1, 2 — расчёты по уравнениям (4) и (6), соответственно

5. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Использование созданных моделей анализа и расчёта процессов ректификации с учётом их неидеальности позволило сформулировать следующие выводы:

1. Расчёт ректификации в допущении идеальности тарелки ($\eta_y=1$) с последующим учётом её КПД заведомо приводит к погрешностям в количестве тарелок по секциям и неточностям в распределении компонентов по тарелкам колонны. В зависимости от взаимного положения равновесной кривой и рабочей линии отклонения могут быть как в сторону увеличения, так и уменьшения числа тарелок.

2. Анализ трёх методик расчёта массообмена на тарелках показал, что они имеют схожую структуру и приводят к подобным зависимостям. Локальные КПД массопередачи по индивидуальным компонентам системы N_2 -Ar- O_2 мало различаются между собой, но существенно зависят от состава смеси. Изменения величины локальных КПД по высоте колонны извлечения азота достигают 20...25 % (относительных), что сказывается на расчётном распределении компонентов по колонне.

3. Строгий подход к учёту при расчёте ректификации реальности процессов на тарелке требует применения моделей пространственного течения потоков пара и жидкости. С вычислительной точки зрения удобна ячеечная модель, позволяющая учитывать прямоток или противоток жидкости на соседних тарелках, перемешивание пара или его отсутствие в межтарельчатом пространстве, перемешивание жидкости при её течении по тарелке. Указанные факторы заметно влияют на эффективность разделительного процесса в колонне. Отличие общего КПД от локальных КПД составляет 25...35 % (относительных).

4. КПД тарелки по индивидуальным компонентам η_{yi} зависит не только от свойств смеси и гидродинамических параметров, но и от характера изменения концентрации компонента по высоте колонны. При нали-

чи максимума концентрации компонента кривая η_{yi} может претерпевать разрыв. Такой ход зависимости η_{yi} наблюдался при расчётах для аргона, содержание которого достигало максимума в районе 5-ой тарелки.

ЛИТЕРАТУРА

1. Касаткин А.Г., Плановский А.И., Чехов О.С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. — М.: Стандартиздат, 1961. — 81 с.
2. Аксельрод Л.С. Исследование гидравлики и массообмена в ситчатых барботажных тарелках. Автореф. дисс. ... докт. техн. наук. — М.: МИХМ, 1958. — 36 с.
3. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения. В 2-х т. Т.1. Термодинамические основы разделения воздуха, схемы и аппараты воздуходелительных установок. Под ред. В.И. Епифановой и Л.С. Аксельрода — М.: Машиностроение, 1973. — 472 с.
4. Алексеев В.П., Вайнштейн Г.Е., Герасимов П.В. Расчет и моделирование аппаратов криогенных установок.

— Л.: Энергоиздат, 1987. — 280 с.

5. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. — Л.: Химия, 1975. — 320 с.
6. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. — М.: Химия, 1971. — 296 с.
7. Криогенные системы. В 2-х т. Т.2. Основы проектирования аппаратов, установок и систем/ А.М. Архаров, И.А. Архаров, В.П. Беляков и др. — М.: Машиностроение, 1999. — 720 с.
8. Наринский Г.Б. Ректификация воздуха. — М.: Машиностроение, 1978. — 248 с.
9. Таран В.Н. Особенности расчёта ректификации воздуха. 1. Получение азота под давлением// Технические газы. — 2010. — № 1. — С. 33-44.
10. Кафаров В.В. Основы массопередачи. — М.: Высшая школа, 1972. — 494 с.
11. Таран В.Н., Чулкин А.П. Особенности расчёта ректификации воздуха. 2. Характеристики узла извлечения азота// Технические газы. — 2010. — № 5. — С. 31-39.



ОАО "Сумское НПО им.М.В.Фрунзе" -
одно из старейших предприятий в мире
по изготовлению тяжелых поршневых компрессоров

www.frunze.com.ua

- широкая номенклатура;
- высокая эффективность и надежность;
- ресурс работы до капитального ремонта - 40 тыс. часов;
- автоматизированная система контроля, управления и защиты;
- гарантийное обслуживание.

Ваше точное попадание в цель -



размещение заказов в ОАО

Украина, 40004, г.Сумы, ул.Горького, 58
www.frunze.com.ua, snpo@frunze.com.ua
 управление продаж:
 т. +38 0542 78 84 64, ф. +38 0542 22 63 62
 отдел маркетинга:
 т. +38 0542 78 05 71