

Высота аппарата со ступенчатым контактом фаз определяется по количеству действительных ступеней (тарелок) разделения и зависит от эффективности ступени. Об эффективности, η аппарата судят по отношению числа теоретических ступеней к числу действительных [1–3]. , (1) где , – число теоретических и действительных тарелок. Чем выше , тем ближе число действительных тарелок к числу теоретических, тем ближе состояние процесса на тарелках к равновесному. При определении числа теоретических ступеней разделения в настоящее время проблем не возникает. Для этого используются различные методы: графические (по диаграмме), аналитические, схема “от тарелки к тарелке”, современные программные пакеты HySys, Chemcad и др. Основная проблема состоит в определении количества действительных ступеней разделения или η колонны , величина которого зависит от процессов, протекающих в двухфазной среде на контактных устройствах. Значение обычно принимается из эксперимента или рассчитывается по эмпирическим данным [1], получаемым в результате обобщения опыта эксплуатации действующих установок. Эти данные рекомендуются в качестве ориентировочных значений η и не отражают их зависимости от конструкции контактных устройств, аппаратов, рабочих режимов и свойств разделяемых смесей [4, 5].

Эффективность колонны является интегральной характеристикой процессов переноса в двухфазном слое на контактных устройствах и представляет собой среднее значение от эффективностей всех ступеней [6]: , (2) где – эффективность -ой ступени контакта. Определение количества теоретических ступеней разделения при расчете по схеме «от тарелки к тарелке», в том числе и с помощью известных программных комплексов, проводится в зависимости от разделительной способности колонны. О разделительной способности установки судят по значениям концентраций, получаемых продуктов разделения, на концах колонны (в дистилляте и кубовом остатке), по отношениям или , где , , – значения концентраций компонентов в паровой (газовой) и жидкой фазах наверху , и внизу колонны , , – число компонентов разделяемой смеси. Путем подбора количества теоретических тарелок и точек ввода питания в итерационном процессе расчета при заданных технологических и режимных параметрах добиваются минимума (максимума) или требуемых значений этих отношений. В данной работе число действительных ступеней разделения , в выражении (2), определяется также по заданной концентрации компонентов на концах колонны. Предлагается метод приближенного расчета количества действительных ступеней разделения. Для определения действительных ступеней разделения введем в рассмотрение относительную величину степени извлечения компонента. Относительная величина степени извлечения низкокипящего (НК) компонента жидкой и паровой фазы представляет собой отношение между количеством извлеченного на -ой тарелке компонента и количеством этого компонента, поступающего на тарелку. , , (3) где , –

концентрация НК компонента в жидкой и паровой фазах, поступающих на тарелку; x_{n+1} – соответственно, концентрация НК компонента, покидающего тарелку; α – относительная величина степени извлечения НК компонента. Аналогично запишем степень извлечения высококипящего (ВК) компонента из жидкой и паровой фазы: y_{n+1} , x_{n+1} . (4) Определение действительных тарелок по заданной на концах колонны концентрации НК компонента в жидкой фазе В этом случае для определения количества действительных тарелок задают концентрации НК компонента на верху x_1 , внизу x_{n+1} и в питании (исходном сырье) колонны x_F . Поступая также как и в предыдущем случае, рассмотрим степень извлечения НК компонента в жидкой фазе на тарелках аппарата: η_n для куба аппарата: $\eta_n = \frac{x_{n+1} - x_F}{x_1 - x_F}$; (5) η_1 для первой (снизу) тарелки: $\eta_1 = \frac{x_2 - x_F}{x_1 - x_F}$. (6) Подстановка значения из отношения (6) в выражение (5) дает η_n . Продолжая преобразования до тарелки питания x_F , получим η_n , (7) где n – число действительных тарелок в нижней части. При одинаковой или средней степени извлечения на тарелках в нижней части колонны уравнение (7) запишется в виде: $\eta_n = \frac{x_{n+1} - x_F}{x_1 - x_F}$. Тогда число действительных ступеней в нижней части колонны: n . (8) Аналогично записываются уравнения для верхней части колонны: η_n . При одинаковой или средней степени извлечения на тарелках верхней части колонны η_n , получим число действительных тарелок в верхней части аппарата: n . (9) Метод приближенного расчета действительных ступеней разделения в колонных аппаратах Рассмотрим метод расчета количества действительных тарелок при разделении бинарной жидкой смеси с заданными концентрациями НК компонента в питании x_F , в дистилляте x_D и кубовом остатке x_B . Расход питания F , дистиллята D , кубового остатка B . Исходная смесь поступает в колонну при температуре и давлении T_F и P_F . По заданной концентрации НК компонента наверху колонны x_D и ВК компонента в кубе x_B определяются давление и температура наверху T_D и P_D и внизу колонны T_B и P_B . В верхней и нижней частях колонны определяется средняя концентрация НК компонента $\bar{x}_D$ и $\bar{x}_B$, а по уравнениям рабочих линий находится средняя концентрация НК компонента в паровой фазе [7]: $\bar{y}_D$ в верхней части аппарата; $\bar{y}_B$ в нижней части аппарата; где $\bar{y}_D$ – флегмовое число, $\bar{y}_B$ – относительный мольный расход: $\bar{y}_D = \frac{D}{F}$. Для тарелки расположенной в верхней части колонны составляем уравнение материального баланса. Здесь $\bar{x}_D$ – концентрация НК компонента в жидкости на тарелке, $\bar{y}_D$ – концентрация НК компонента в паре, покидающим тарелку, $\bar{L}_D$ – расход жидкой фазы, $\bar{V}_D$ – расход паровой фазы. Из уравнения материального баланса выразим концентрацию НК компонента в жидкой фазе: $\bar{x}_D = \frac{\bar{y}_D}{\alpha}$. (10) Введем эффективность тарелки по Мерффри [7, 8]: $E_M = \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_B}{\bar{x}_D^* - \bar{x}_B}$. (11) С учетом эффективности (11) уравнение (10) перепишем в виде: $\bar{x}_D = \frac{\bar{y}_D}{\alpha E_M}$. (12) Здесь $\bar{x}_D^*$ – концентрация НК компонента в паровой фазе равновесная с концентрацией НК компонента в жидкой фазе. Для идеальных растворов, подчиняющихся законом Рауля и Дальтона, равновесная концентрация выражается через летучесть НК компонента [7 – 9]: $\bar{x}_D^* = \frac{\bar{y}_D}{\alpha}$, (13) где α – летучесть НК компонента; P_F – давление насыщенных паров компонентов и при

средней температуре в верхней и нижней части аппарата. Для неидеальных смесей равновесная концентрация выражается через коэффициент распределения: $y = Kx$. Здесь y – коэффициент активности, P – давление в системе. Подставляя значение равновесной концентрации в уравнение (12), найдем концентрацию жидкости на тарелке: $x_n = \frac{y_n}{K}$. (14) При разделении идеальной смеси, равновесие которой с достаточной точностью подчиняется уравнению (13), концентрацию НК компонента в жидкости на тарелке найдем, подставив значение из выражения (13) в уравнение (12). Получим: $x_n = \frac{y_n}{K}$. Обозначим x_n . Раскрывая скобки в полученном выражении, получим квадратное уравнение относительно x_n : $a x_n^2 + b x_n + c = 0$. Решение уравнения имеет вид: $x_n = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$. (15) Относительная степень извлечения НК компонента из жидкой фазы определяется как разность концентраций НК компонента в жидкости, поступающей на тарелку и покидающей тарелку, отнесенная к концентрации НК компонента поступающего с жидкостью. $\eta = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1}}$. (16) По уравнению (9) находится число действительных ступеней в верхней части аппарата: N_{up} . Расход парового потока в колонне принимается постоянным V . Расход жидкости в нижней части аппарата L . При заданном V и L , находятся x_{n+1} и x_n , из уравнения (15) вычисляется концентрация жидкости на тарелке в нижней части аппарата и среднее значение степени извлечения η . По уравнению (15) определяется число действительных тарелок в нижней части аппарата. Количество действительных ступеней при разделении смеси бензол-толуол в колонне с ситчатыми тарелками. Определение количества действительных тарелок в колонне проведем по исходным данным приведенным в [7].

Разделение 10 т/ч жидкой смеси бензол-толуол в колонне с ситчатыми тарелками, под атмосферным давлением, содержащей 50% масс. бензола и 50% масс. толуола, проводится до достижения 96% масс. бензола в дистилляте и 98% масс. толуола в кубовом остатке. Температура исходной смеси 82 °C. Из уравнений материального баланса: массовый расход дистиллята составляет кг/ч, кубового остатка кг/ч. Содержание бензола в мольных долях: в питании z ; в кубовом остатке x_B ; в дистилляте x_D . Флегмовое число R . Уравнения рабочих линий: в верхней части колонны $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_B}{R+1}$; в нижней части колонны $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$. Средние концентрации жидкости: x_{up} в верхней части аппарата. Поскольку отношение R и распределение концентрации бензола в верхней части аппарата близко к линейному [7], то среднюю концентрацию НК компонента принимаем как среднеарифметическую: $x_{up} = \frac{x_{n+1} + x_n}{2}$ в нижней части аппарата. Отношение R и распределение концентрации имеет нелинейный характер [7], среднее значение концентраций принимаем как среденелогарифмическое: $x_{down} = \frac{x_{n+1} - x_n}{\ln \frac{x_{n+1}}{x_n}}$. Средние значения концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий: в верхней части $y_{up} = \frac{R}{R+1}x_{up} + \frac{x_B}{R+1}$; в нижней части $y_{down} = \frac{R}{R+1}x_{down} + \frac{x_D}{R+1}$. Отношение R в верхней части колонны R_{up} ; в нижней части R_{down} . Здесь V – расход парового потока по колонне; L – расход флегмы. Коэффициент летучести в верхней части аппарата при средней температуре составляет α_{up} , в нижней части аппарата при α_{down} . В работе [7] расчет действительных ступеней разделения проводится по числу

теоретических тарелок и эмпирическому значению K_{pd} тарелки. Число теоретических тарелок определяется графически по диаграмме. Приближенное уравнение для расчета K_{pd} тарелки принимается в виде [1, 7, 10], где η – вязкость сырья в сПз, α – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов, ΔL – поправка на длину пути жидкости. Принятое значение K_{pd} для расчета действительных тарелок составляет [7]. Число теоретических ступеней, полученных графическим способом по диаграмме, равно [7]: в верхней части аппарата, в нижней части аппарата. Число действительных ступеней, N_{eff} . Общее количество реальных тарелок 26, предлагается с запасом установить 30 действительных тарелок. На основе предложенного метода проведем расчет действительных ступеней разделения. По уравнению (15) концентрация жидкости, покидающей тарелку при K_{pd} тарелки равна: в верхней части аппарата. Средняя степень извлечения НК компонента: E_{NK} . Число действительных ступеней разделения определим по выражению (16): N_{eff} ; в нижней части аппарата при K_{pd} тарелки по уравнению (15). Средняя степень извлечения НК компонента: E_{NK} . Число действительных ступеней разделения определим по выражению (15): N_{eff} . Общее количество действительных тарелок. Разница между полученными и приведенными в [7] расчетами составляет две действительные тарелки. По другой эмпирической зависимости приведенной там же [7], K_{pd} тарелок составляет N_{tr} . Расчет среднего значения K_{pd} по Мерффри приведен в [7] для данной концентрации и режимных параметров колонны, при этом среднее значение K_{pd} в верхней части аппарата, в нижней. Расчет количества действительных тарелок с данными значениями K_{pd} показал: в верхней части N_{tr} ; в нижней части N_{tr} . Общее количество тарелок. Номер тарелки питания (отсчет тарелок сверху вниз). Расчет колонны с помощью программного пакета HySys по расчетным данным K_{pd} и действительных тарелок дает значение концентрации бензола в дистилляте 97% масс., в кубовом остатке 2.4% масс.; толуола в кубе – 97.5% масс. Погрешность расчета по верху составляет 1%, в кубе 0.4%. Предложенный метод определения количества действительных ступеней разделения универсален и применим для определения количества тарелок любой заданной конструкции в условиях полного перемешивания жидкости с минимальным привлечением эмпирических данных. Определение числа действительных и теоретических ступеней разделения по предложенному методу, сравнение результатов расчета с известными данными и реальными процессами разделения с достаточной точностью подтверждают его достоверность.