

Введение В настоящее время расчет ректификационных аппаратов в большинстве случаев проводится по теоретическим ступеням разделения, полагая на каждой ступени равновесие между фазами. В результате потарелочного расчета колонны определяется число теоретических ступеней контакта, обеспечивающих необходимое разделение заданного расхода и состава исходной смеси. Число действительных (реальных) контактных устройств находят в виде отношения числа теоретических к эффективности (к.п.д.) колонны – η , здесь η – число действительных и теоретических ступеней контакта, η – к.п.д. колонны. Основная проблема при проектировании колонны сводится к определению к.п.д., величина которого зависит от процессов, протекающих в двухфазной среде на контактных устройствах. Значение обычно принимается из эксперимента или рассчитывается по эмпирическим данным, (1) где μ – вязкость сырья, сПз; α – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов. Зависимости (1) получают в результате обобщения опыта эксплуатации действующих установок. Эти данные рекомендуются в качестве ориентировочных значений к.п.д. и не отражают их зависимость от конструкции контактных устройств и аппарата. Эффективность колонны является интегральной характеристикой процессов переноса в двухфазном слое на контактном устройстве и представляет собой среднее значение от эффективности всех ступеней: $\eta = \frac{1}{n} \sum \eta_i$, (2) где η_i – эффективность i -ой ступени контакта. Эффективность ступени имеет сложную зависимость от конструкции контактного устройства, которая определяет гидродинамический режим и структуру двухфазного потока, от теплофизических характеристик разделяемой смеси: вязкости, плотности, состава, температуры и давления. Такая зависимость обычно устанавливается в результате экспериментальных исследований лабораториями или пилотных макетов контактного устройства, при этом задача существенно усложняется невозможностью проведения исследования с реальными веществами в соответствующих технологических условиях. Кроме того, при переходе от лабораторного макета контактного устройства к промышленному варианту возникает проблема масштабного перехода [2]. Эффективность контактного устройства снижается при переходе от лабораторного макета к промышленному образцу в результате изменения структуры потоков в двухфазном слое. Решение проблемы масштабного перехода дает применение метода сопряженного физического и математического моделирования [3], когда в результате физического моделирования лабораторного макета устанавливается структура потоков и математическая модель процесса, параметры которой затем корректируются в зависимости от масштаба устройства путем удовлетворения законам сохранения импульса и массы в двухфазном потоке. Коррекция параметров математической модели структуры потоков на каждом контактном устройстве в процедурах потарелочного итерационного расчета колонны приводит к необходимости

решения системы нелинейных уравнений, что встречает известные трудности. В аппаратах небольшого диаметра на контактных устройствах создается режим полного перемешивания жидкости, а пар, поступающий с концентрацией барботируя через слой жидкости постоянного состава, уходит с концентрацией. Эффективность по Мерффи i -ой ступени для бинарной смеси запишется в виде [4]. (2) где $K_{i,1}$ – коэффициент массопередачи, $G_{i,1}$ – расход пара на i -ой ступени. Коэффициент массопередачи выражается через коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах, (3) где $K_{i,1}$ – коэффициент распределения для i -ой ступени, который принимается в виде, где p_i^* – давление насыщенных паров низкокипящего компонента, определяемое по уравнению Антуана или Риделя-Планка-Миллера (мм.рт.ст.), p_i – давление на i -ой ступени аппарата (мм.рт.ст.), ρ_i^* – плотность паров низкокипящего компонента, M_i – молярная масса. Коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах на i -ом контактном устройстве определяется на основе гидродинамической аналогии переноса импульса и массы, которое записывается в виде (индекс i опускается) [5]: (5) где τ – динамическая скорость трения в пограничном слое на границе раздела фаз (τ_g – газовая фаза, τ_l – жидкая фаза); w_i – скорость пара в отверстиях и сечении колонны; ρ_g – плотность газа и жидкости; d – свободное сечение тарелки и колонны; H – высота столба жидкости на тарелке; Re – число Рейнольдса для пограничного слоя; Sc – число Шмидта; σ – поверхностное натяжение; r – эквивалентный радиус отверстия тарелки, H_{tr} – высота столба жидкости на тарелке, H_{pg} – высота перегородки, H_{sl} – подпор жидкости над сливной планкой, Q – относительный объемный расход жидкости, y – газосодержание, L – периметр сливной перегородки. Теплофизические характеристики жидкой и паровой фаз, определяются по известными корреляциям [6] в зависимости от состава, температуры и давления на тарелках колонны. При конструировании контактных устройств с целью повышения их эффективности необходимо определить диаметр отверстий в ситчатой тарелке, для клапанных – количество клапанов и их вес, для колпачковых – высоту и ширину прорези колпачка, обеспечивающие оптимальную структуру потоков жидкости и газа. Повышение эффективности ситчатых контактных устройств. Для ситчатого контактного устройства, учитывая выражения (2) – (5), кпд запишем в виде функции от диаметра отверстия сита (индекс i опускается): (6) Продифференцируем выражение (6) и запишем условие экстремума функции, получим: (7) Для повышения эффективности работы ситчатой тарелки необходимо определить диаметр отверстия, который будет удовлетворять условиям: на тарелке не должно быть провала и уноса жидкости: где d_{tr} и d_{pg} – диаметр отверстий, соответствующий провалу и уносу жидкости. Максимальный диаметр отверстия определяется минимальной скоростью газа в отверстиях, обеспечивающей беспровальный режим работы. Минимальную скорость газа в отверстиях, найдем из выражения [1]. (8) На рис. 1 показана зависимость скорости газа в отверстиях при различных значениях количества и диаметра

отверстий ситчатой тарелки. Значения скоростей получены при разделении смеси бензол толуол на ситчатых однопоточных тарелках диаметром 1800мм по средним теплофизическим и гидродинамическим параметрам в верхней секции колонны [7, 8]. Рис. 1. График зависимости скорости газа в отверстиях от их диаметра при различных значениях количества отверстий: кривая 1 – 18000, 2 – 16200, 3 – 13000, 4 – 9000. Кривая 5 получена по выражению (8). Рис 2. График зависимости эффективности контактного устройства от диаметра отверстий при различных значениях количества отверстий. Количество отверстий: кривая 1 – 18000; 2 – 16200; 3 – 13000; 4 – 9000. Кривая 5 получена по зависимости (8)/ Рабочий режим контактного устройства определяется значением скорости большей, чем рассчитанной по выражению (8). С этими значениями произведен расчет эффективности. На рис. 2 показано распределение эффективности при различных диаметрах и количествах отверстий. Оптимальными параметрами контактного устройства будут те, которые лежат ниже кривой (5) рис. 2.

Повышение эффективности клапанных контактных устройств. Для клапанного контактного устройства для повышения его эффективность нужно определить такое количество клапанов и их массу, чтобы эффективность тарелки была максимальной. Запишем условие работы клапанной тарелки: , (9) здесь - сила, действующая на клапан со стороны газа, который выходит через отверстие под ним, - вес столба жидкости на тарелке, - вес клапана. Расчет параметров, входящих в уравнение в (9), на каждой тарелке проводится по выражениям: ,, тогда , . (10) Здесь - ускорение свободного падения, - радиус клапана, - высота подъема клапана, n – количество клапанов. Выражение (9), с учетом (10) примет вид: . (11) по известным и определяются: , , , где - эквивалентный радиус отверстия. Анализируя (11) можно сделать вывод, что с уменьшением массы клапана, его высота подъема увеличивается, следовательно, увеличивается и величина свободного сечения аппарата , что ведет к увеличению коэффициентов массоотдачи (3) и соответственно эффективности (2). Рис. 3. График распределения кпд по высоте колонны при различной массе клапанов: 1 – масса 5гр, 2 – 10гр, 3 – 20гр. На подъем клапана накладываются ограничения: , (12) где - высота столба жидкости на тарелке, - высота газового факела. Также на величину влияет количество клапанов . При увеличении относительное свободное сечение также увеличивается. Задача проектирования оптимальной конструкции клапанной тарелки входит определение числа и веса клапанов, при выполнении условия (12). Таблица 1 - Количество клапанов для различного шага между ними

Диаметр	Шаг	Шаг	Шаг	Число клапанов
1,8	212	172	140	

Число клапанов выбирается из стандартного ряда, на пример, для колонны диаметром 1,8 м число клапанов приведено в таблице 1. Таким образом, для максимального число клапанов должно быть равно 212. При разделении смеси бензол-толуол под атмосферным давлением в ректификационной колонне диаметром 1,8 м число клапанов на каждой тарелке будет одинаково и равно 212, масса клапана при этом будет

равна 11 гр. При этих параметрах мы получим тарелку оптимальной конструкции. Использование оптимальной конструкции позволяет уменьшить число действительных тарелок, за счет выбора максимального количества клапанов и оптимального веса клапана.