

Массообменные процессы разделения углеводородов на фракции составляют основу всех нефтеперерабатывающих производств. Процессы ректификации углеводородов проводят в ректификационных колоннах тарельчатого или насадочного типов. О разделительной способности ректификационной установки судят по значениям концентраций получаемых продуктов разделения в дистилляте и кубовом остатке. Достижение требуемых значений концентраций на концах колонны предполагает поддержание температуры в аппарате в заданных пределах, при воздействии возмущающих параметров: изменении состава, расхода и температуры исходной смеси. Применение систем автоматического управления позволяет поддерживать температуру в аппарате на заданном значении, которое, как правило, осуществляется с помощью изменения расхода греющего пара или флегмы. Управление процессом ректификации реализуется с помощью одноконтурных или каскадных систем автоматического регулирования. Каскадные системы обладают меньшим временем регулирования, меньшей динамической ошибкой, что в итоге позволяет быстро привести регулируемый параметр к требуемому значению, снижая затраты за счет уменьшения расхода греющего пара. Наиболее часто реализуются следующие каскадные схемы управления процессом ректификации: регулирование расхода греющего пара с коррекцией по температуре куба колонны или регулирование расхода флегмы с коррекцией по температуре верха колонны. Однако на практике изменение температуры в дистилляте и кубовом остатке при отклонении состава и расхода исходной смеси в пределах 10 - 20 % мало и находится ниже чувствительности приборов, поэтому не имеет смысла строить подобные схемы регулирования. Необходимо в качестве параметра в каскадных схемах регулирования использовать значение температуры в тех точках, где ее градиент максимален, а для этого необходимо иметь точное распределение температуры по высоте аппарата. Моделирование процесса ректификации включает в себя решение уравнений потарельчатого материального и теплового балансов, определения эффективности контактного устройства или колонны, расчета теплофизических и гидродинамических параметров. Основная трудность при моделировании заключается в определении эффективности ступени разделения. 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 лабораторных или пилотных макетов контактного устройства, при этом задача существенно усложняется невозможностью проведения исследований с реальными веществами. Кроме того, при переходе от лабораторного макета контактного устройства к промышленному варианту возникает проблема масштабного перехода

Эффективность ректификационных аппаратов разделения углеводородов можно оценивать, используя приближенные эмпирические зависимости, например [1,2]:

$$\eta = \frac{1}{1 + \frac{1}{K} \left(\frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0.5} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.5} \left(\frac{H}{d} \right)^{0.5} \left(\frac{C}{C_0} \right)^{0.5}}$$

где μ - вязкость сырья в сПз, K - коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов, L - поправка на длину пути жидкости на тарелке, H - количество компонентов в питании, C - мольная концентрация компонента в питании и соответствующая ей динамическая вязкость, d - коэффициент молекулярной диффузии, H_0 - высота сливной перегородки, N - число теоретических и действительных тарелок, ρ - плотность газа и жидкости, S - свободное сечение тарелки

Выражения (1), (2) получены путем обобщения опыта эксплуатации и моделирования разделения конкретных смесей и справедливы для конкретных контактных устройств и разделяемых смесей. Не все зависимости учитывают влияние гидродинамических параметров, геометрических особенностей контактного устройства и различных структур потока. Допуская на тарелке полное перемешивание, эффективность ступени можно определить в виде [3]:

$$\eta = \frac{K_{yV_i}}{K_{yV_i} + \frac{1}{\eta_0} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.5} \left(\frac{H}{d} \right)^{0.5} \left(\frac{C}{C_0} \right)^{0.5}}$$

где K_{yV_i} - объемный расход распределяемого вещества из одной фазы в другую на i -ой ступени, K_{yV} - объемный расход парового потока в колонне. Коэффициент массопередачи на ступени определяется на основе гидродинамической аналогии переноса импульса и массы в барботажном слое и записывается в виде [4,5,6]:

$$\eta_0 = \frac{1}{1 + \frac{1}{\eta_0} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.5} \left(\frac{H}{d} \right)^{0.5} \left(\frac{C}{C_0} \right)^{0.5}}$$

где v_0 - динамическая скорость трения в пограничном слое на границе раздела фаз (v_0 - газовая фаза, v_0 - жидкая фаза); v_0 - скорость пара в отверстиях и сечении колонны; S - свободное сечение тарелки и колонны; H_0 - высота столба жидкости на тарелке; Re - число Рейнольдса для пограничного слоя; Sh - число Шмидта; σ - поверхностное натяжение; r_0 - эквивалентный радиус отверстия тарелки, H_0 - высота столба жидкости на тарелке, H_0 - подпор жидкости над сливной планкой, K_{yV_i} - относительны объемный расход жидкости, ϕ - газосодержание, L - периметр сливной перегородки.

Рассмотрим влияние состава питания исходной смеси на распределение температуры по высоте колонны при разделении смеси: изобутан, бутан. Диаметр колонны - 3,6 м; количество действительных тарелок - 142; тип тарелки: клапанная двухпоточная; относительное свободное сечение тарелки - 0.083; номер тарелки питания - 64; расход питания, кг/ч - 39043; расход дистиллята, кг/ч - 15449,5; расход кубового остатка, кг/ч - 23593,6; флегмовое число - 8,645; давление верха, кПа - 577.6; давление кубового остатка, кПа - 628,2; температура верха, °С - 47; температура в кубе, °С - 60. В мольных долях концентрация регламентная концентрация изобутана составляет: в питании 0,39436; в кубе 0,02; в дистилляте 0,968. Используя программный пакет HySys и эффективность ступеней, рассчитанную по выражениям (4), (5), произведен потарелочный расчет. Из-за большого количества тарелок в таблице 1 показаны значения температуры на концах колонны, при изменении количества изобутана (iC4) и бутана (nC4) на $\pm 10\%$ относительно регламента. Температура на концах колонны при изменении количества iC4 и nC4 в исходной разделяемой смеси

практически не меняется, минимальный градиент составляет 0,01 0С, что ниже чувствительности промышленных приборов. Поэтому целесообразно для построения систем автоматического управления выбирать в колонне точки, в которых градиент температуры будет максимален при изменении состава и расхода исходной смеси. Таблица 1 - Влияние состава исходной смеси на температуру на концах колонны при разделении смеси бутан-изобутан

Компоненты питания	Регламентный состав	Изменение состава относительно регламента	кг/ч	кг/ч	кг/ч	кг/ч	кг/ч	0С
iC4	nC4	-10%	+10%	-10%	+10%			
15397	13857	16936	15397	15397	nC4	23646	23646	23646
21281	26010	Номер тарелки						
142	142	Распределение температуры, 0С						
59,26	59,25	59,26	59,28	59,23	Проведен потарелочный расчет, на основе регламентных данных, со значениями эффективности, полученными по эмпирическим зависимостям (1 - 3), и по выражениям (4, 5). На рис. 1 показан график распределения по высоте колонны: , где - температура жидкой смеси покидающей тарелку, - температура жидкой смеси приходящая на тарелку. , 0С			

Рис. 1 - График распределения по высоте колонны: 1 - эффективность рассчитана по (4) и (5); 2 - по (2); 3 - по (3) Номер контрольной тарелки необходимо выбирать из условия: , (6) где и - номер контрольной тарелки в верхней и нижней секциях, - номер тарелки питания, - общее количество тарелок в колонне. Из условия (6) номер контрольной тарелки при эффективности, полученной по (4), (5), - , , по (2) - ,, по (3) - . Номера контрольных тарелок, полученные при расчете эффективности на основе гидродинамической аналогии (4), (5) и по общепринятой зависимости (3), близки. Для расчета эффективности предлагается использовать выражения (4) и (5), т.к. они учитывают влияние конструктивных, теплофизических и гидродинамических параметров при минимальном привлечении эмпирических зависимостей. , 0С

Рис. 2 - График распределения по высоте колонны при переменном составе исходной смеси Используя значения эффективности, полученные на основе гидродинамической аналогии (4) и (5), проведен потарелочный расчет в среде NuSys при изменении количества iC4 и nC4 в исходной смеси на ± 10% относительно регламента. На рис. 2 показано распределение по высоте колонны с исходными данными, приведенными в таблице 1. В таблице 2 приведены номера контрольных тарелок полученных из условия (6). Таблица 2 - Номер контрольной тарелки при изменении состава относительно регламента

Обозначение	Регламентный состав	Изменение состава относительно регламента	50	47	40	38	45	82	86	81	78	86
-10%	iC4	+10%	iC4	-10%	nC4	+10%	nC4					

На положение контрольной тарелки влияет количество легкого и тяжелого компонентов в исходной смеси. Рассмотрим влияние состава питания

распределение температуры по высоте колонны при разделении смеси: пропан (C3), изобутан (iC4), бутан (nC4), изопентан (iC5), пентан (nC5), гексан (nC6). Диаметр колонны - 3,8 м; количество действительных тарелок - 71; тип тарелки:

клапанная двухпоточная; относительное свободное сечение тарелки - 0,0646; номер тарелки питания - 36; расход питания, кг/ч - 60000; расход дистиллята, кг/ч - 39043; расход кубового остатка, кг/ч - 20957; флегмовое число - 1.848; давление верха, кПа - 587,7; давление кубового остатка, кПа - 638,3; температура верха, 0С - 58; температура куба, 0С - 106; температура питания, 0С - 82. Для расчета эффективности на основе гидродинамической аналогии

примем исходную смесь как сумму двух ключевых компонентов: бутановая фракция, ключевой компонент - бутан; пентановая фракция, ключевой компонент - изопентан. Содержание НК компонента (пропана, изобутана и бутана) в мол.д. составляет:,,. Таблица 3 - Изменение состава питания относительно регламента

Компоненты питания	Регламентный состав	Изменение состава питания относительно регламента
nC4	-10%	+10%
iC5	-10%	+10%
kg/h	kg/h	kg/h
C3	60	60
iC4	15390	15390
iC5	9006	9006
nC5	9132	9132
nC6	2826	2826

Проведен потарелочный расчет с помощью программного пакета HySys. Эффективность рассчитана по ключевым компонентам, по выражениям (4) и (5). На рис.3 показано распределение по высоте колонны при изменении количества nC4 и iC5 в питании на ± 10% относительно регламента таблица 3. Номера контрольных тарелок выбираются из условия (6), их значения приведены в таблице 4. , 0С N Рис. 3 - График распределения по высоте колонны при переменном составе исходной смеси: 1 - регламентное значения состава исходной смеси; 2 - изменение количества nC4 на -10%; 3 - изменение количества nC4 на +10%; 4 - изменение количества iC5 на -10%; 5 - изменение количества iC5 на +10%.

Таблица 4 - Номер контрольной тарелки при изменении состава относительно регламента

Обозначение	Регламентный состав	Изменение состава относительно регламента	Номер тарелки
-10% nC4	+10% nC4	-10% iC5	+10% iC5
24	37	25	25
25	25	37	37
37	37	37	37

Из полученных результатов, можно сделать вывод, что положение контрольной тарелки зависит от состава и расхода исходной смеси и для определения положения контрольных тарелок необходимо провести потарелочный расчет состава и температуры с точными значениями эффективности.