

Расчет бинарной ректификации в колоннах с ситчатыми тарелками (подбор размеров тарелок)

Программа предназначена для определения диаметров ситчатых тарелок (по ОСТ 26-01-108-85) для бинарной ректификации в полных ректификационных колоннах. Диаметры тарелок определяются отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

Характеристика тарелок

Ситчатые тарелки по ОСТ 26-01-108-85 изготавливаются для колонн с внутренним диаметром от 400 до 4000 мм (через 200 мм). Тарелки диаметром 400, 600 и 800 мм изготавливаются неразборными (исполнение 1), а тарелки большего размера – разборными, то есть состоящими из отдельных секций. При этом тарелки с диаметром 1200 мм и более применяются в двух модификациях (исполнение 2 и исполнение 3). Тарелки второй модификации (исполнение 3) имеют большую площадь поперечного сечения перелива и применяются при больших расходах жидкой фазы ($> 40 \text{ м}^3/\text{ч}$ на метр длины перелива).

Для всех исполнений ситчатых тарелок диаметр отверстий может составлять 5 мм (с шагом 11, 12, 13, 15, 17, 18 мм) или 8 мм (с шагом 16, 17, 18, 20, 22, 23, 25 мм). Расстояние между тарелками может быть равным: для неразборных тарелок – 200, 250, 300, 350, 400, 450 или 500 мм, а для разборных – 300, 350, 400, 450, 500, 600, 800, 1000 и 1200 мм.

С гидродинамической точки зрения наиболее важными параметрами тарелок являются:

- a) Высота перелива -- h_{Π}
- b) Длина перелива -- $L_{сл}$
- c) Поперечное сечение перелива – $S_{пер}$
- d) Рабочая площадь тарелки (поперечное сечение зоны контакта между паром и жидкостью) - $S_{раб}$
- e) Поперечное сечение сепарационного пространства – $S_{сеп}$
- f) Перфорированная площадь тарелки (часть рабочего сечения, покрытого отверстиями) -- $S_{перф}$
- g) Свободное сечение тарелки (суммарная площадь поперечного сечения всех отверстий) – S_0

Длина перелива и перфорированная площадь тарелок всех диаметров определены стандартом. Высота перелива может составлять от 15 до 50 мм. Остальные параметры могут быть рассчитаны, исходя из геометрических соображений:

для неразборных тарелок

$$S_{пер} = \pi R^2 + 2R(l_{\Pi} - 2R) \qquad S_{раб} = \frac{D_1}{4} (\pi D_1 - \varphi + \text{Sin}\varphi)$$

где $\varphi = 2\text{arcSin}(L_{сл}/D_1)$ (в радианах),

для разборных тарелок

$$S_{неp} = \frac{D^2}{8} (\varphi - \sin \varphi) \quad S_{раб} = \frac{\pi D^2}{4} - 2S_{неp}$$

где $\varphi = 2 \arcsin (L_{сл}/D)$ (в радианах)

Для всех типов тарелок:

$$S_{сеп} = \frac{\pi D^2}{4} - S_{неp}$$

$$S_0 = 0,9 S_{неpф} \left(\frac{d_0}{S} \right)^2 \quad n = \frac{4S_0}{\pi d_0^2}$$

где

d_0 – диаметр отверстий,
 S – шаг между центрами отверстий,
 n – число отверстий.

Общий вид разборных и неразборных тарелок показан на рисунках 1 и 2.
На рис 1:

- 1—стенка колонны
- 2—основание тарелки
- 3—сливной патрубков,
- 4 – переливная перегородка
- 5 – сливная перегородка (входной порог).
- D – внутренний диаметр колонны,
- D_1 – внутренний диаметр тарелки ($D_1=D - 20 - 2 \delta$, где δ -- толщина тарелки),
- $h_{п}$ – высота перелива,
- $L_{сл}$ – длина перелива,
- $L_{п}$ – длина переливного патрубка,
- R – полуширина переливного патрубка.

Перфорированная площадь тарелок принята равной рабочей площади за вычетом той ее части, которая занята (под тарелкой) деталями крепления тарелки и перфораций не имеет.

Под диаметром тарелок, как разборных так и неразборных, ниже имеется в виду внутренний диаметр колонны.

У неразборных тарелок переток жидкости с тарелки на тарелку осуществляется по переливным трубам овального сечения. Радиус закругления R равен полуширине переливной трубы.

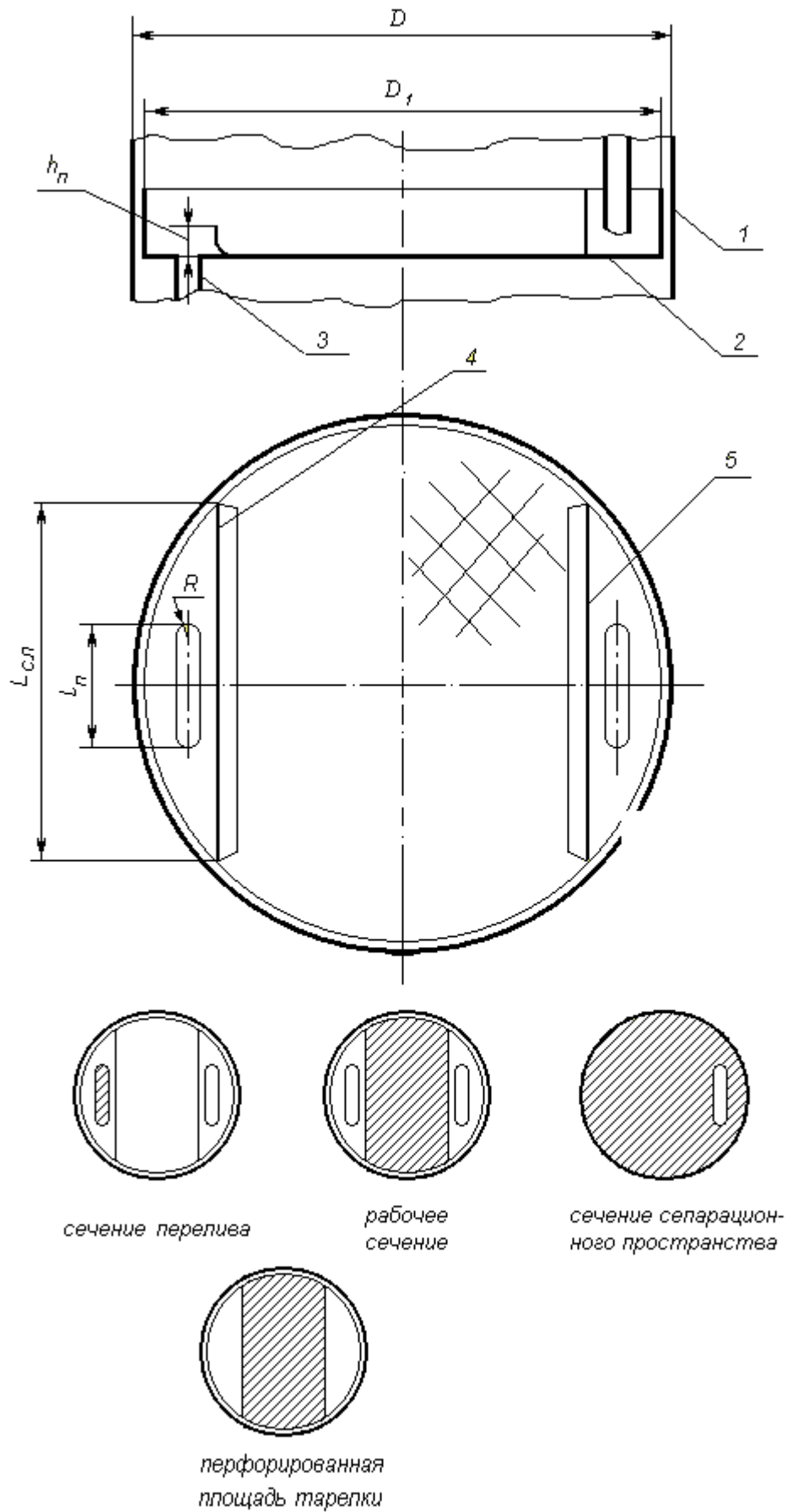


Рис1. Устройство неразборных ситчатых тарелок (детали крепления не показаны):

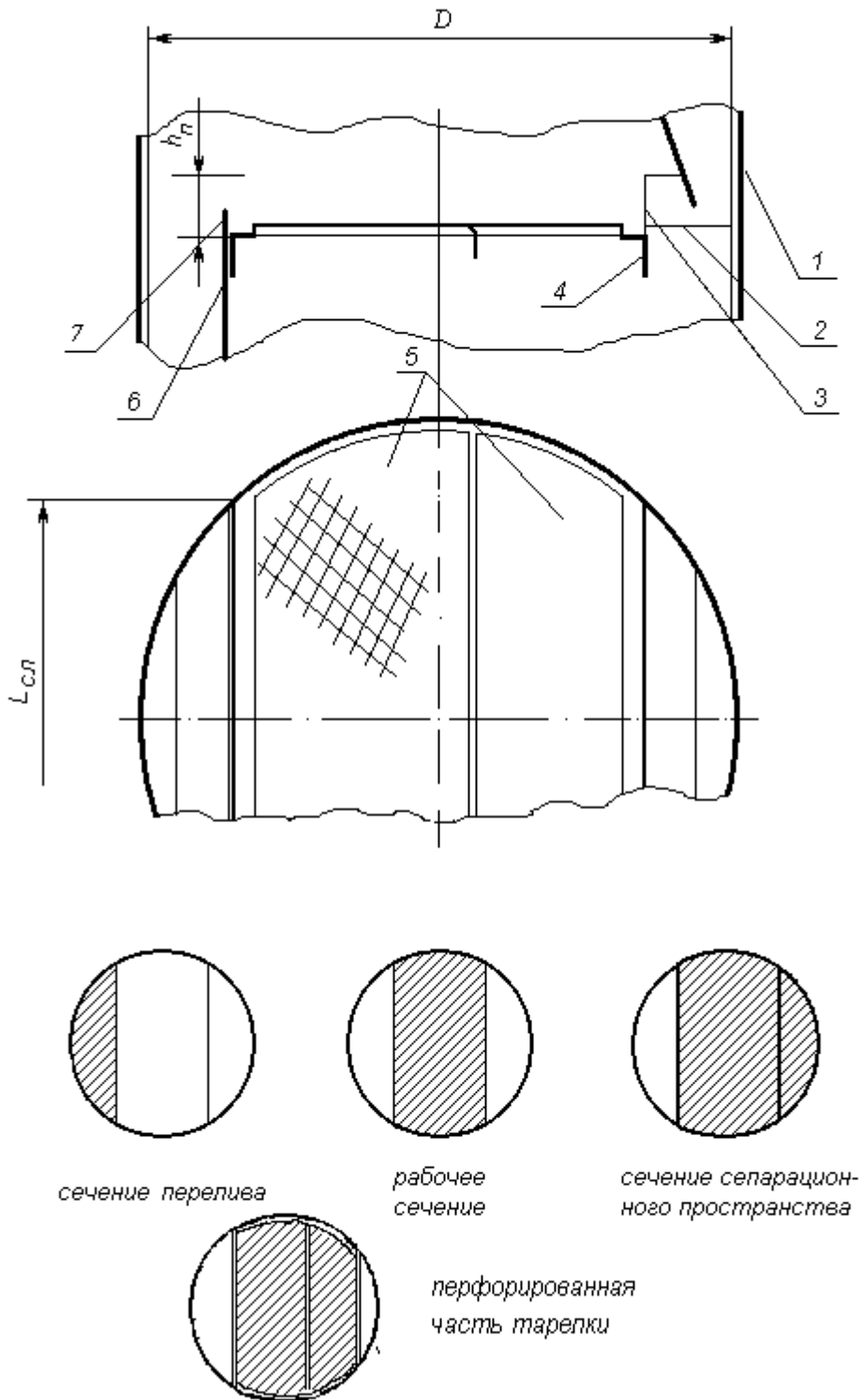


Рис. 2 Устройство разборных ситчатых тарелок (детали крепления не показаны) :

- | | |
|---|--------------------------------|
| 1 - стенка колонны; | 6 - сливной лист; |
| 2 - пластина для упора сливного листа ; | 7 - переливная планка; |
| 3 - сливной сегмент; | D – внутренний диаметр колонны |
| 4 - опорная рама; | $L_{сл}$ – длина перелива |
| 5 - секции тарелки; | h_n – высота перелива. |

Основные допущения

1. Мольные расходы пара и жидкости в пределах укрепляющей и исчерпывающей частей колонн принимаются неизменными. (Влияние уноса на расходы не учитывается).
2. Свойства фаз на верхней тарелке укрепляющей части принимаются идентичными свойствам пара и жидкости при их составе, совпадающем с составом дистиллята при его температуре кипения.
3. Свойства фаз на нижней тарелке укрепляющей части колонны и верхней тарелке исчерпывающей части (тарелке питания) принимаются идентичными свойствам пара и жидкости при их составе, совпадающем с составом исходной смеси, при ее температуре кипения.
4. Свойства фаз на нижней тарелке исчерпывающей части колонны принимаются идентичными свойствам пара и жидкости при их составе, совпадающем с составом кубового остатка при его температуре кипения.
5. Плотность паровой фазы рассчитывается по законам идеальных газов, пренебрегая изменениями давления в колонне.

$$\rho_y = pM / 8314T$$

где p - давление, при котором производится расчет ректификации в Па;

M - средняя молекулярная масса пара;

T - температура в Кельвинах.

Исходя из допущений, массовые расходы фаз рассчитываются следующим образом:

Верхняя тарелка укрепляющей части

$$L = PR \qquad G = P(R + 1) \qquad (1)$$

нижняя тарелка укрепляющей части

$$L = \frac{PRM_F}{M_p} \qquad G = L + P \qquad (2)$$

верхняя тарелка исчерпывающей части

$$G = \frac{Q_K M_F}{r_w M_w} \qquad L = G + W \qquad (3)$$

нижняя тарелка исчерпывающей части

$$G = \frac{Q_K}{r_w} \qquad L = G + W \qquad (4)$$

тепловая нагрузка кипятивника находилась из теплового баланса

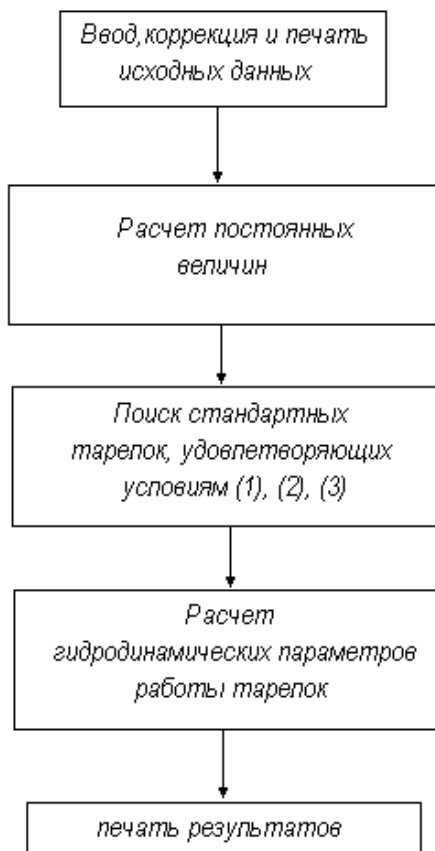
$$Q_K = \{P(R + 1)r_P + P i_P + W i_W - F i_F\} / (1 - \varphi_n)$$

Объемные расходы фаз определялись из массовых, делением их на величину плотности на соответствующих тарелках.

б) Толщина тарелки принята равной 2 мм.

Структура программы

Блок-схема программы приведена ниже:



После ввода исходных данных и расчета постоянных величин (расходы фаз, плотности пара, скорости пара, соответствующие захлебыванию и скорости пара, ниже которых имеет место провал жидкости сквозь отверстия, для верхней и нижней тарелок каждой из частей колонны) производится поиск тарелок стандартного диаметра, удовлетворяющих трем условиям (данные об основных размерах стандартных тарелок хранятся в памяти ЭВМ):

Первое

Скорость пара должна составлять не более 90% от скорости пара, выше которой происходит захлебывание жидкости;

Второе

Скорость пара должна быть больше скорости пара, ниже которой наблюдается провал жидкости;

Третье

Величина эф-фактора $w_y \sqrt{\lambda_y}$ должна находиться в пределах 1-3 (если скорость пара w_y в расчете на рабочее сечение колонны выражать в м/с, а плотность пара λ_y - в м³/кг); этот диапазон значений эф-фактора примерно соответствует диапазону эффективной работы ситчатых тарелок.

Все три условия должны соблюдаться для верхней и нижней тарелок в каждой из частей колонны.

Далее для тарелок, удовлетворяющим этим условиям, рассчитываются некоторые гидродинамические параметры их работы (перечень параметров приведен ниже). Анализ величин этих параметров позволяет уточнить размеры тарелок, которые могут использоваться в данном (определяемом массивом исходных данных) процессе ректификации. Знание некоторых из этих параметров требуется для расчета числа тарелок.

Порядок работы с программой

Ввод исходных данных.

Необходимые для выполнения расчетов данные вводятся с клавиатуры дисплея. Перечень вводимых величин и единицы измерения их приведены в таблице ниже:

№	Наименование величины	Ее идентификатор	Единицы измерения
1	Расход исходной смеси	F	кг/с
2	Массовая доля более летучего компонента в исходной смеси	XF	
3	Энтальпия исходной смеси	EF	кДж/кг
4	Температура кипения исходной смеси	TF	°С
5	Массовая доля более летучего компонента в дистилляте	XP	
6	Энтальпия дистиллята	EP	кДж/кг
7	Теплота испарения дистиллята	RP	кДж/кг
8	Температура кипения дистиллята	TP	°С
9	Массовая доля более летучего компонента в кубовом остатке	XW	
10	Энтальпия кубового остатка	EW	кДж/кг
11	Теплота испарения кубового остатка	RW	кДж/кг
12	Температура кипения кубового остатка	TW	°С
13	Молекулярная масса более летучего компонента	M1	

14	Молекулярная масса менее летучего компонента	M2	
15	Плотность жидкости на верхней тарелке	ROXP	кг/м ³
16	Плотность жидкости на тарелке питания	ROXF	кг/м ³
17	Плотность жидкости на нижней тарелке	ROXW	кг/м ³
18	Поверхностное натяжение на верхней тарелке	SIGP	дН/см (мН/м)
19	Поверхностное натяжение на тарелке питания	SIGF	дН/см (мН/м)
20	Поверхностное натяжение на нижней тарелке	SIGW	дН/см (мН/м)
21	Давление в колонне	PRES	мм рт. ст
22	Потери тепла в долях от теплоты нагревания кипятильника	HELS	
23	Диаметр отверстий	D0	мм
24	Шаг между отверстиями	S	мм
25	Флегмовое число	R	
26	Высота перелива	HP	мм
27	Расстояние между тарелками	H	мм

Значения всех введенных величин выводятся на экран дисплея. **До начала расчета необходимо тщательно проверить правильность ввода всех исходных данных** и внести необходимые исправления.

Выполнение расчетов и печать результатов.

Определение диаметров тарелок сначала производится для укрепляющей части колонны, затем для исчерпывающей. Если в процессе выполнения программы не найдено стандартных тарелок, удовлетворяющих условиям (1), (2) и (3), то расчет заканчивается и на экране дисплея появляется надпись “нет подходящих тарелок”. При этом указывается по какой причине не могут использоваться тарелки наиболее близкого к требуемому размера. Эта информация позволяет целенаправленно изменять исходные параметры (расстояние между тарелками, диаметр и шаг перфораций). Если причиной непригодности тарелок является захлебывание или низкие значения эф-фактора, то следует увеличить расстояние между тарелками. Если не находится подходящих тарелок из-за провала жидкости, то надо уменьшить диаметр отверстий, либо увеличить шаг между отверстиями, либо увеличить расстояние между тарелками. При высоких величинах эф-фактора (>3) и при низкой производительности, когда “требуется нестандартная тарелка диаметром <400 мм”, необходимо уменьшить расстояние между тарелками. Если “требуется нестандартная тарелка диаметром >4000 мм” следует увеличить расстояние между тарелками или, если это не дает результата, запроектировать осуществление данного процесса ректификации в двух или нескольких колоннах.

В тех случаях, когда при выполнении программы найдены тарелки, удовлетворяющие условиям (1), (2) и (3), то на экран дисплея выводятся их диаметры, а на печать, кроме того, следующие параметры этих тарелок:

- а) свободное сечение колонны;

- б) длина перелива;
- в) поперечное сечение перелива;
- г) рабочее сечение тарелки;
- д) перфорированная площадь тарелки;
- е) свободное сечение тарелки;
- ж) число отверстий.

Для всех этих тарелок производится расчет и вывод на печать следующих гидродинамических параметров;

- а) Скорость пара в расчете на рабочее сечение тарелки
- б) Скорость пара при захлебывании также в расчете на рабочее сечение тарелки
- с) Скорость пара при провале жидкости в расчете на рабочее сечение тарелки
- д) Величина эф-фактора
- е) Расход жидкости на единицу длины перелива
- ф) Сопротивление сухой тарелки, барботажного слоя, “остаточное” сопротивление и полное сопротивление тарелки в мм столба жидкой фазы и в кПа
- г) Унос жидкости паром в кмоль на кмоль пара и в кмоль на кмоль жидкости
- h) Параметры, характеризующие продольное перемешивание в жидкой фазе (величина критерия Пекле и число ячеек идеального перемешивания).

Все эти параметры рассчитываются для тарелок каждого размера дважды: в том случае, когда тарелка занимает верхнее положение в данной части колонны и в том случае, когда тарелка занимает самое низкое положение в укрепляющей или исчерпывающей части колонны.

Анализ результатов расчета

Изучение распечатки результатов расчета следует начать с дополнительной тщательной проверки правильности ввода исходной информации. При обнаружении существенных ошибок расчет следует повторить.

Применимость программы для данного процесса ректификации должна быть подтверждена дальнейшим анализом результатов расчета.

Во-первых, необходимо убедиться, что диаметры тарелок соответствуют требованиям стандарта по расстоянию между тарелками (заданному в массиве исходной информации). Кроме того, следует иметь в виду, что разборные тарелки “исполнения 3” целесообразно использовать только при больших расходах жидкости – при расходе жидкости на единицу длины перелива $> 0,011 \text{ м}^3/\text{м с}$.

Высота жидкости в переливе должна быть меньше половины суммы расстояния между тарелками и высоты перелива (при нарушении этого условия может иметь место затопление-захлебывание колонны из-за неспособности переточных устройств обеспечить нужную производительность по жидкой фазе).

Величина уноса рассчитывается в долях от расходов пара и жидкости, вычисленных по приведенным в разделе “Основные допущения” уравнениям. Оптимальная величина уноса в кмоль на кмоль жидкости обычно находится в пределах между 0,1 – 0,2 и 0,8-1. При больших величинах уноса низка массообменная эффективность тарелок. Тарелки с очень малым уносом ($< 0,1$), конечно применимы, но, обычно, экономичнее (если возможно) использовать тарелки меньшего диаметра (или с меньшим расстоянием

между тарелками), но несколько большим уносом, так как унос в пределах до 0,2 кмоль/кмоль почти не влияет на эффективность тарелок.

На выбор диаметров тарелок могут оказывать влияние (при наличии соответствующих данных) еще два фактора:

- а) Пенящаяся способность – способность к образованию при барботаже более или менее стабильной пены; для систем, склонных к пенообразованию, скорость пара должна быть существенно (в 2-4 раза) меньше скорости пара при захлебывании.
- б) Способность колонны обеспечивать заданную степень разделения в условиях возможного изменения нагрузки; возможность использования тарелок выбранного размера при других нагрузках можно установить, повторив расчет при максимальном и минимальном расходе исходной смеси.

Если окажется, что ни одна из тарелок не удовлетворяет перечисленным выше условиям, то следует продолжить поиск диаметра колонны, повторяя расчет при других значениях исходных параметров. Так увеличение расстояния между тарелками должно привести к уменьшению уноса и увеличению скорости пара, при которой начинается захлебывание.

Некоторые из гидродинамических параметров, значения которых получены при использовании данной программы, могут потребоваться при дальнейших расчетах ректификационной колонны. Так величины уноса и параметры, характеризующие продольное перемешивание, требуются при расчете числа тарелок. Гидравлическое сопротивление тарелки необходимо для определения сопротивления всей колонны (после расчета числа тарелок).

Расход жидкости на единицу длины перелива определяет конструкцию переливной планки. При малых величинах этого параметра ($<0,002 \text{ м}^3/\text{м с}$) желательно для более равномерного распределения жидкости по тарелке устанавливать зубчатые переливы (допускается стандартом).

Следует отметить, что во многих случаях даже учет всех перечисленных факторов не дает возможности однозначного определения диаметра ректификационной колонны. Окончательный выбор диаметра тарелок и межтарельчатого расстояния должен делаться на основе технико-экономического сопоставления различных вариантов после расчета числа тарелок.

Расчетные уравнения для гидродинамических параметров

Скорость пара при захлебывании

Определения скорости пара при захлебывании в расчете на сечение сепарационного пространства (в м/с) производилось по уравнению:

$$W_{y,3} = K_1 K_2 \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \sqrt{\frac{P_x - P_y}{P_y}}$$

Коэффициент K_1 вычисляется из графической корреляции [2], которая в работе [3] аппроксимировалась меньшим из значений, находимых по уравнениям:

$$K_1 = 0,118 \exp(0,001886h)$$

$$K_1 = 0,118 \exp(0,001886h) \left\{ 0,1092 - 0,58 \ln \left[\frac{L}{G} \sqrt{\frac{p_y}{p_x}} \right] \right\}$$

где h – межтарельчатое расстояние в мм.

Коэффициент K_2 зависит от относительной величины свободного сечения тарелки и равен [2]:

$$K_2 = 0,3048 \quad \text{при} \quad S_0/S_{\text{кол}} \geq 0,1$$
$$K_2 = 1,52 (0,1 + S_0/S_{\text{кол}}) \quad \text{при} \quad S_0/S_{\text{кол}} < 0,1$$

Скорость пара при провале жидкости

Скорость пара, ниже которой имеет место провал жидкости, отнесенная к свободному сечению тарелки, (в м/с) находилась из уравнения:

$$W_{y,n} = \frac{K_3 - 0,9(25,4 - d_0)}{\sqrt{p_y}}$$

где d_0 – диаметр отверстий в мм.

Коэффициент K_3 определяется из графической корреляции[2], аппроксимировавшей уравнением:

$$K_3 = \frac{h_n + h_{n0}}{0,08467 + 0,03146 (h_n + h_{n0})}$$

где h_n и h_{n0} – соответственно, высота перелива и высота жидкости над переливом в мм. Величина последней рассчитывалась из уравнения:

$$h_{n0} = 750 \left(\frac{V_x}{L_{сл}} \right)^{2,3}$$

Выбор размера тарелок

Скорости захлебывания, рассчитанные по приведенному выше уравнению, сравнивались с действительными скоростями пара (также рассчитанными по площади сепарационного пространства):

$$W_y = \frac{V_y}{S_{cen}}$$

для тарелок разного диаметра, начиная с тарелки диаметром 400 мм. Если отношение $W_y/W_{y,3}$ было меньше 0,9, то производился расчет скорости пара в отверстиях (т.е. отнесенной к свободному сечению тарелки):

$$W_0 = \frac{V_y}{S_0}$$

Если эта скорость была меньше $W_{y,n}$ и если, кроме того, величина эф-фактора $w_y \sqrt{\rho_y}$ (в котором скорость рассчитывалась по рабочему сечению тарелки) находилась в пределах $1 < w_y \sqrt{\rho_y} < 3$, то принималось, что данная тарелка пригодна для заданного процесса ректификации.

Значения действительной скорости пара, скорости пара при захлебывании и скорости пара при провале жидкости (для верха и низа колонны) перед выводом на печать пересчитывалась на рабочее сечение тарелки.

Сопrotивление тарелки

Сопrotивление ситчатой тарелки рассматривалось как сумма сопроtивления сухой тарелки, сопроtивления барботажного слоя и остальных сопроtивлений ("остаточного" сопроtивления). В качестве последних учитывалось только сопроtивление, связанное с разностью давлений в выходящей из отверстия струе пара и окружающей его жидкости из-за кривизны межфазной поверхности (сoproтивление, обусловленное действием сил поверхностного натяжения). Это сопроtивление (в мм) рассчитывалось по уравнению

$$h_\sigma = \frac{414\sigma}{\rho_x d_0}$$

где σ - поверхностное натяжение в дн/см, d_0 – диаметр отверстий в мм.

Сопrotивление сухой тарелки (в мм) находилось из уравнения [3]

$$h_c = \frac{50,85}{c_0^2} w_0^2 \frac{\rho_y}{\rho_x} \left[1 - \frac{S_0^2}{S_{раб}^2} \right]$$

где w_0 – скорость в отверстиях в м/с.

Коэффициент C_0 зависит от толщины тарелки. Он рассчитывается по уравнению:

$$c_0 = 0,8806 - 0,0677 \frac{d_0}{\delta} + 0,00732 \left(\frac{d_0}{\delta} \right)^2 - 0,000338 \left(\frac{d_0}{\delta} \right)^3$$

где d_0/δ -- отношение диаметра отверстий к толщине тарелки.

Сопротивление барботажного слоя находилось из уравнения (в мм):

$$h_{B,C} = \beta (h_n + h_{n0})$$

где

$$\beta = 0,977 - 0,508 w_y \sqrt{\rho_y} + 0,229 \rho_y w_y^2 - 0,035 \rho_y^{3/2} w_y^3$$

Исходя из этих составляющих сопротивления находили общее сопротивление одной тарелки

$$\Delta H = h_0 + h_{B,C} + h_\sigma \quad (\text{в мм})$$

$$\Delta p = 10^{-6} \rho_x g \Delta H \quad (\text{в кПа})$$

Высота жидкости в переливе

Для расчета уноса e (в кмольх уносимой в единицу времени жидкости на кмоль расхода жидкости, рассчитанного по уравнениям (1)-(4)) использовалась графическая корреляция [2], аппроксимированная уравнением [3]:

$$\frac{e}{1+e} = \exp \left\{ - \left[6,692 + 1,956 \frac{w_y}{w_{y,3}} \right] \left[\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \right]^a \right\}$$

где $a = 0,654 \frac{w_y}{w_{y,3}} - 0,132$

Исходя из вычисленной величины e , находится унос в кмольх на кмоль пара равный $e L/G$.

Параметры продольного перемешивания

Величина критерия Пекле вычислялась из выражения:

$$Pe = \frac{V_x S_{\text{раб}}}{h_0 E(L_{cl})^2}$$

В котором коэффициент продольного перемешивания (в м²/с) рассчитывался из уравнения:

$$E = 0,006675 w_y^{1,44} + 0,0000922 h_0 - 0,00562$$

где w_y – скорость пара в расчете на рабочее сечение колонны в м/с.

Высота светлого слоя жидкой фазы на тарелке h_0 (в мм) приравнялась сопротивлению барботажного слоя.

Кроме величины Пекле рассчитывалось также число эквивалентных ячеек идеального перемешивания S :

$$S = \frac{Pe^2}{2(Pe - 1e^{-Pe})}$$

Основные обозначения

Ниже приведены обозначения величин, необъясненные в тексте:

F, P, W – соответственно, расход исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, кг/с;

G, L – массовые расходы пара и жидкости, соответственно, кг/с;

V_y, V_x – объемные расходы пара и жидкости, соответственно, м³/с;

M_F, M_P, M_W – соответственно, молекулярные массы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка;

i_F, i_P, i_W – энтальпии, соответственно, исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, кДж/кг;

Q – тепловая нагрузка кипятивника, кВт;

R – флегмовое число;

r_p, r_w – теплоты испарения дистиллята и кубового остатка, соответственно, кДж/кг;

$L_{сл}$ – длина перелива;

φ_n – потери тепла в долях от тепловой нагрузки кипятивника;

ρ_x, ρ_y – плотности жидкости и пара соответственно.

Литература

1. Перри Д. Справочник инженера-химика, т 2, Химия, 1963.
2. Coulson J.M. , Richardson J.F., Sinnott R. K. Chemical Engineering, v.6., 1983.
3. Economopoulos A.P., Chem. Eng., 1978, v. 85, № 27, p. 109.
4. Barcer P.E., Self M.F. , Chem. Eng. Sci., 1962, v.17, p. 541.