

## Расчет бинарной ректификации в колоннах с колпачковыми тарелками (подбор размеров тарелок).

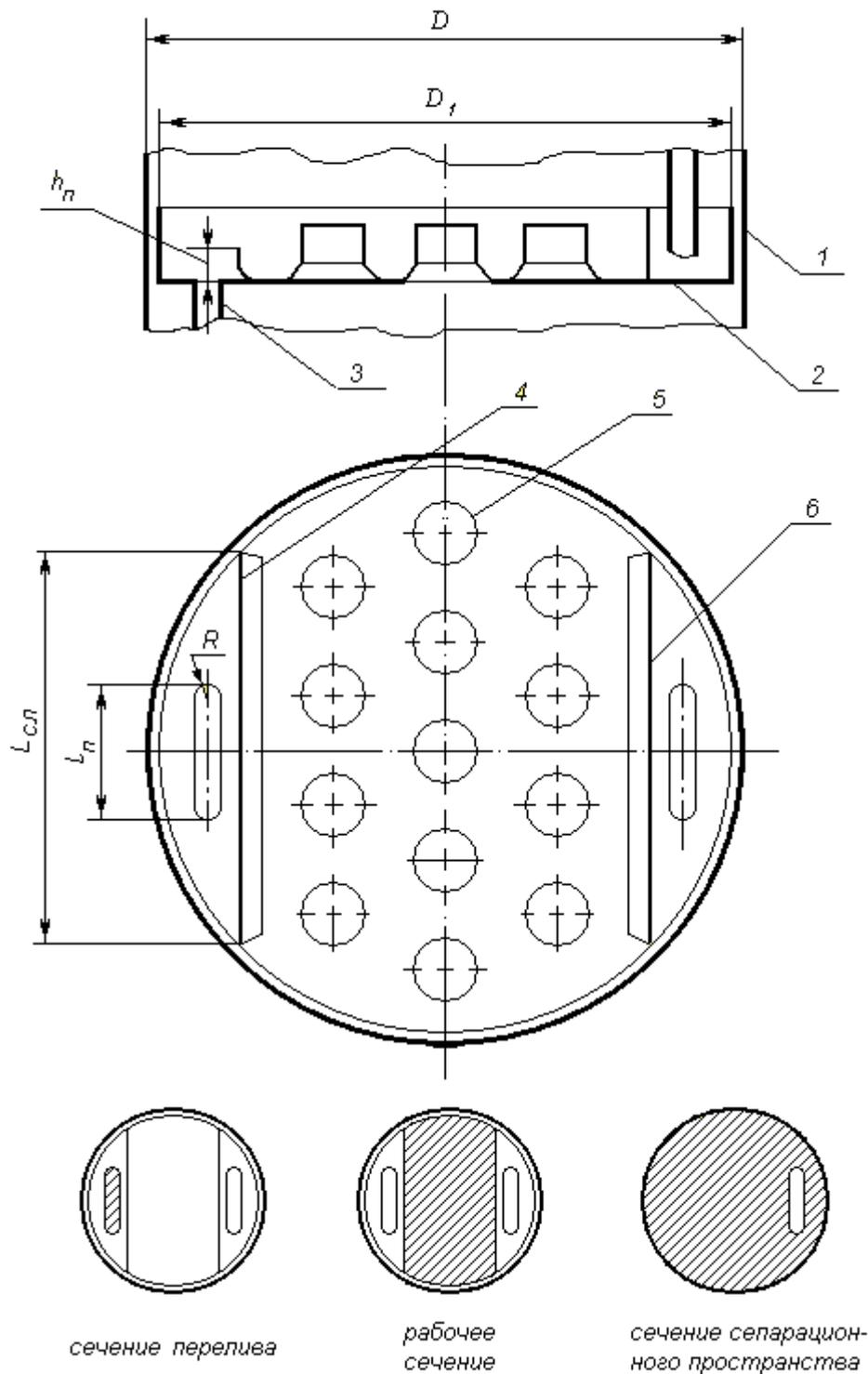
Программа предназначена для определения диаметров колпачковых тарелок (по ОСТ 26-01-66-81) для бинарной ректификации в полных ректификационных колоннах. Диаметры тарелок определяются отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

### Характеристика тарелок

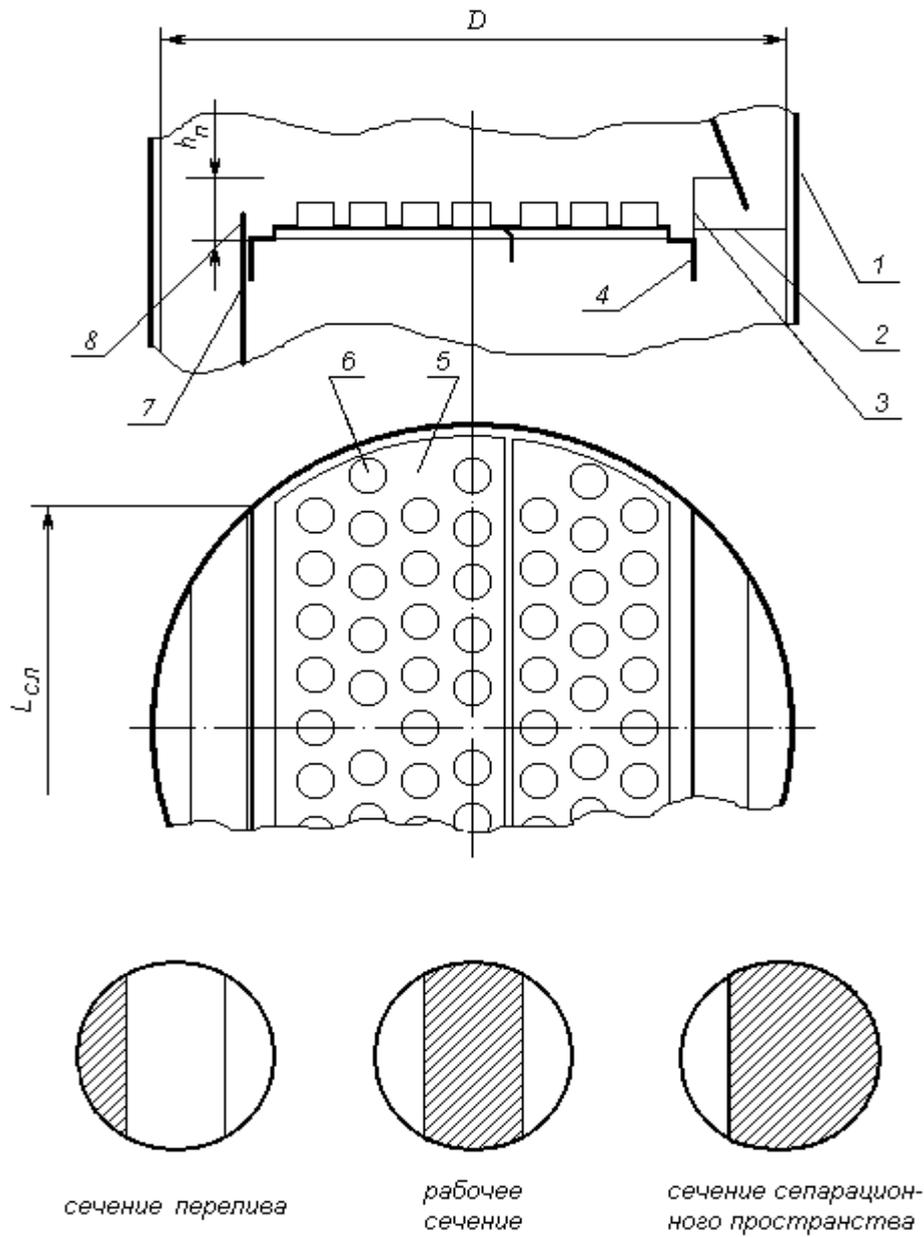
Колпачковые тарелки по ОСТ 26-01-66-81 изготавливаются для колонн с внутренним диаметром от 400 до 4000 мм (через 200 мм). (Под диаметром тарелки ниже подразумевается внутренний диаметр колонны). Тарелки диаметром 400, 600 и 800 мм изготавливаются неразборными (рис. 2-1), а тарелки большого диаметра - разборными, то есть состоящими из отдельных секций (рис. 2-2, 2-3), причём тарелки с диаметром  $> 2$  м имеют дополнительную поперечную опору для креплений секций тарелки. Стандартом определяется длина перелива, число, размер и расположение колпачков на тарелке, размеры паровых патрубков. Для разборных тарелок – число и размеры отдельных секций. Расстояние между тарелками для неразборных тарелок может составлять 200, 300, 400 и 500 мм, а для разборных – 400, 500, 600, 800, 1000 и 1200 мм. Конструкция и размеры капсульных колпачков для стальных тарелок определяется ГОСТ 9634 – 81.

С гидродинамической точки зрения наиболее важными параметрами тарелок являются:

- а) высота перелива  $h_{п}$ , (от 15 до 50 мм).
- б) длина перелива  $L_{сл}$ ,
- в) рабочая площадь тарелки – поперечное сечение зоны контакта между паром и жидкостью  $S_{раб}$ ,
- г) поперечное сечение перелива  $S_{пер}$ ,
- д) поперечное сечение сепарационного пространства  $S_{сеп}$ ,
- е) свободное сечение тарелки, равное суммарной площади поперечного сечения паровых патрубков  $S_{о}$ .



**Рис. 2-1.** Устройство неразборных болтовых тарелок (болтики и детали крепления не показаны): 1 - стенка колонны, 2 - основание тарелки, 3 - сливной патрубок, 4 - переливная перегородка, 5 - паровой патрубок, 6 - входной порог;  $D$  - внутренний диаметр колонны,  $D_1$  - внутренний диаметр тарелки  $D_1 = D - 2\delta$  (где  $\delta$  - толщина тарелки),  $h_n$  - высота перелива,  $L_{cp}$  - длина перелива,  $l_n$  - длина переливного патрубка,  $R$  - полуширина переливного патрубка



**Рис. 2-2.** Устройство разборных колпачковых тарелок (колпачки и детали крепления не показаны): 1 - стенка колонны, 2 - сливной сегмент, 3 - пластина для упора сливного листа, 4 - опорная рама, 5 - секция тарелки, 6 - паровой патрубок, 7 - сливной лист, 8 - переливная планка,  $D$  - внутренний диаметр колонны,  $L_{сл}$  - длина перелива,  $h_n$  - высота перелива

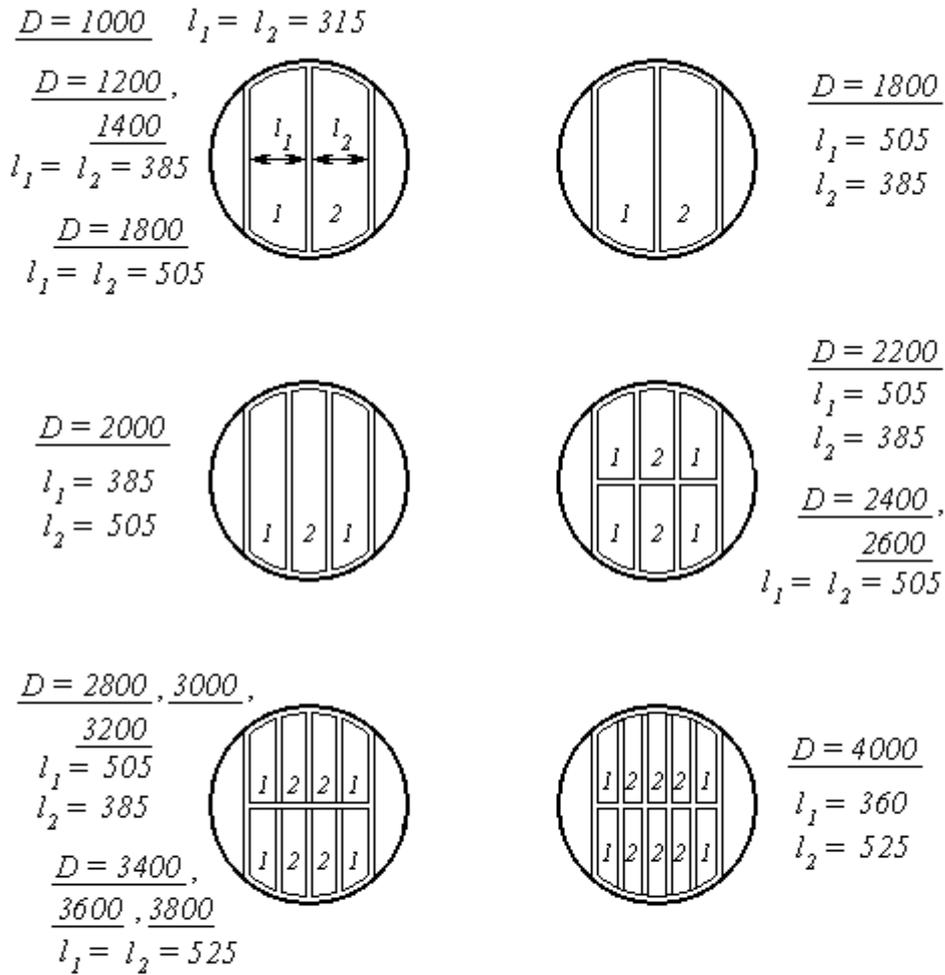


Рис. 2 - 3. Схема расположения секций на разборных колпачковых тарелках

Из геометрических соображений следует:

для неразборных тарелок

$$S_{\text{нер}} = \pi R^2 + 2R(l_n - 2R)$$

$$S_{\text{раб}} = \frac{\pi D_1^2}{4} = \frac{D^2}{4}(\varphi - \sin\varphi)$$

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

для разборных тарелок

$$S_{\text{нер}} = \frac{D^2}{8}(\varphi - \sin\varphi)$$

$$S_{\text{раб}} = \frac{\pi D^2}{4} - S_{\text{нер}}$$

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

Поперечное сечение сепарационного пространства и свободное сечение для всех тарелок равно:

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

$$S_0 = \frac{\pi n d_n^2}{4}$$

где  $d_n$  – внутренний диаметр парового патрубка;

$n$  - число колпачков.

## Основные допущения

1. Мольные расходы пара и жидкости в пределах укрепляющей и исчерпывающей части колонны 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 её 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

$$\mu = \frac{pM}{8314T}$$

где  $P$  – давление, при котором производится расчет ректификации в Па,

$M$  – молекулярная масса дистиллята, исходной смеси или кубового остатка,

$T$  – температура кипения дистиллята, исходной смеси или кубового остатка в Кельвинах.

Исходя из этих допущений, массовые расходы фаз рассчитываются следующим образом:

*верхняя тарелка укрепляющей части*

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

*нижняя тарелка укрепляющей части*

$$L = \frac{PRM_F}{M_P} \qquad G = L + P$$

*верхняя тарелка исчерпывающей части*

$$G = \frac{Q_K M_F}{r_W M_W} \qquad L = G + W$$

*нижняя тарелка исчерпывающей части*

$$G = \frac{Q_K}{r_W} \qquad L = G + W$$

Тепловая нагрузка кипятильника находилась из теплового баланса:

$$Q_K = \{P(R+1)r_p + Pi_p + Wi_w - Fi_f\} / (1 - \varphi_n)$$

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

## **СТРУКТУРА ПРОГРАММЫ**

Блок-схема программы показана на рис. 2-4. После ввода исходных данных и расчета постоянных величин (расходы фаз, плотности пара, скорости пара, соответствующих захлебыванию на верхней и нижней тарелок каждой из частей колонны), производится поиск тарелок стандартного диаметра, удовлетворяющих следующим двум условиям:

### **первое**

скорость пара должна составлять не более 90% от скорости пара, при которой начинается захлебывание,

### **второе**

величина эф-фактора  $W_v \sqrt{Y}$  должна находиться в пределах 0,8-3,2 (если скорость пара в расчете на рабочее сечение тарелки выражать в м/с, а скорость пара в кг/м<sup>2</sup>).

Этот диапазон значений эф-фактора примерно соответствует диапазону эффективной работы колпачковых тарелок [1].

Оба условия должны соблюдаться для верхней и нижней тарелок в каждой из частей колонны,

Далее для тарелок, удовлетворяющим этим условиям рассчитываются гидродинамические параметра их работы (перечень параметров приведён ниже). Анализ значений этих параметров позволяет уточнить диаметры тарелок, которые могут использоваться в каждом конкретном процессе ректификации. Значение некоторых из этих параметров требуется для расчета числа тарелок.

## **ПОРЯДОК РАБОТЫ С ПРОГРАММОЙ**

### **Ввод исходных данных**

Необходимые для проведения расчётов данные вводятся с клавиатуры компьютера. Единицы измерения всех данных должны соответствовать, указанным в таблице на стр. 8.

Значения всех введённых величин выводятся на экран дисплея. До начала работы необходимо тщательно проверить правильность ввода всех исходных данных (Если при вводе допущена явная ошибка в единицах измерения или величинах каких-либо переменных, расчёт производиться не будет и на экране дисплея появится надпись “**ошибка в исходной информации !**”).

## Выполнение расчетов и печать информации.

Определение диаметров тарелок сначала производится для укрепляющей части колонны, затем для исчерпывающей. По завершении выполнения блока тарелок, удовлетворяющим условиям 1 и 2 на экране дисплея появится одна из надписей:

- а) “ошибка в исходной информации!”;
  - б) “требуется нестандартная тарелка диаметром  $< 400\text{мм}$ ”;
  - в) “требуется нестандартная тарелка диаметром  $> 4000\text{мм}$ ”;
  - г) “требуется нестандартная тарелка”;
  - д) “могут использоваться тарелки с диаметром ....” с перечислением диаметров тарелок, удовлетворяющих вышеуказанным условиям 1 и 2.
- В первых четырех случаях расчет заканчивается.

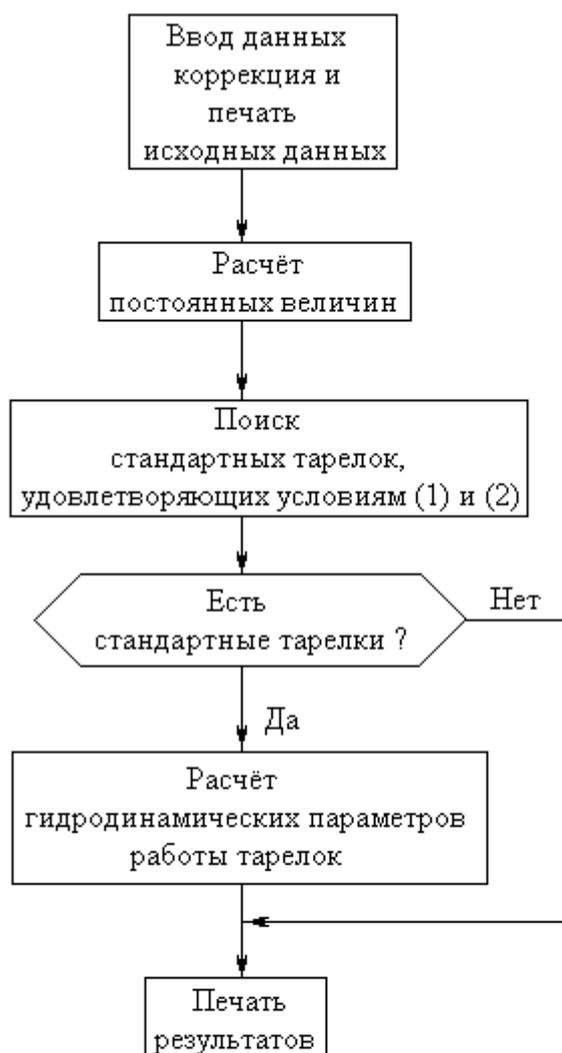


Рис. 2-4. Блок-схема программы

	Наименование переменной	Идентификатор переменной	Единицы измерения
1.	Расход исходной смеси	F	кг/с
2.	Масс. доля более летучего компонента в исходной смеси	XF	
3.	Энтальпия исходной смеси	EF	кДж/кг
4.	Температура кипения исходной смеси	TF	<sup>0</sup> 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	<sup>0</sup> С
9.	Масс. доля более летучего комп. 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	<sup>0</sup> С
13.	Молекулярная масса более летучего компонента	M1	
14.	Молекулярная масса менее летучего компонента	M2	
15.	Плотность жидкости на верхней тарелке	ROXP	кг/м <sup>3</sup>
16.	Плотность жидкости на тарелке питания	ROXF	кг/м <sup>3</sup>
17.	Плотность жидкости на нижней тарелке	ROXW	кг/м <sup>3</sup>
18.	Поверхностное натяжение на верхней тарелке	SIGP	дин/см
19.	Поверхностное натяжение на тарелке питания	SIGF	дин/см
20.	Поверхностное натяжение на нижней тарелке	SIGW	дин/см
21.	Давление в колонне	PRES	мм. рт. ст.
22.	Потери тепла в долях от температуры нагрева кипятильника	HELS	
23.	Флегмовое число	R	
24.	Высота перелива	HP	мм.
25.	Расстояние между тарелками	H	мм.
26.	Расстояние от нижнего слоя среза колпачка до тарелки	CLIR	мм.

В последнем случае для продолжения расчета требуется ввести для каждой из тарелок, которые могут использоваться в данном процессе ректификации высоту прорезей в колпачках. (На тарелках, диаметр которых 3200 мм и меньше высота прорезей может составлять 15 и 20 мм; на более крупных тарелках 20 и 30 мм ).

После этого на печать выводятся следующие характеристики тарелок:

- а) свободное сечение колонны,
- б) рабочая площадь тарелки,
- в) общее число колпачков,
- г) число рядов колпачков (по ходу жидкости на тарелке),
- д) наружный диаметр колпачков,
- е) поперечное сечение перелива,
- ж) свободное сечение тарелки (суммарное сечение паровых патрубков),
- з) шаг между колпачками,
- и) длина перелива,
- к) высота прорезей в колпачках,
- л) диаметр паровых патрубков.

Для разборных тарелок, кроме того, на печать выводится число секций, из которых состоит тарелка и их ширина.

Для тарелок всех размеров производится далее расчёт следующих гидродинамических параметров:

- а) скорость пара в расчёте на рабочее сечение тарелки,
- б) скорость пара при захлёбывании, также на рабочее сечение тарелки,
- в) высота жидкости над переливом,
- г) величина эф-фактора,
- д) расход жидкости на единицу длины перелива,
- е) сопротивление сухой тарелки,
- ж) высота уровня жидкости вдоль пути жидкости по тарелке,
- з) полное сопротивление тарелки в мм. столба жидкой фазы и в кПа,
- и) высота жидкости в переливе,
- к) унос жидкости паром в кмоль на кмоль жидкости и в кмоль на кмоль пара,
- л) критерий Пекле, характеризующий продольное перемешивание в жидкой фазе,
- м) число эквивалентных ячеек идеального смешения для жидкой фазы.

Значения этих параметров для тарелки каждого размера рассчитывается дважды: в том случае, когда тарелка занимает верхнее положение в данной части колонны и в том случае, когда тарелка занимает самое нижнее положение в укрепляющей или исчерпывающей части колонны. Величины всех этих параметров выводятся на печать.

### Анализ результатов расчёта.

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

1. Если в результате расчёта оказалось, что отсутствуют стандартные тарелки, пригодные для данного процесса ректификации, то подбор тарелок следует продолжить, изменяя исходные данные следующим образом:
  - а) при низкой производительности, когда "требуется нестандартная тарелка диаметром < 400мм", следует уменьшить расстояние между тарелками;
  - б) при большой нагрузке, когда "требуется нестандартная тарелка диаметром 4000мм", следует увеличить расстояние между тарелками или уменьшить вдвое (или в другое целое число раз) расход исходной смеси, что означает осуществление процесса в двух (или нескольких) одинаковых колоннах;
  - в) при низких нагрузках захлёбывания, также может оказаться когда "требуется нестандартная тарелка" следует увеличить расстояние между тарелками;

Только в том случае, если эти шаги не дают результата или не осуществимы по условиям задания на проектирование, допустимо проектирование колонны с нестандартными тарелками.

2. Применимость тарелок, отобранных в результате работы программы для проектируемого процесса ректификации, должна быть подтверждена изучением гидродинамических параметров работы тарелок. Для гидравлически устойчивой их работы необходимо соблюдение следующих условий [1]:

$$а) \quad h_n + h_{no} - b_{np} - C > 25 \text{ мм};$$

$$б) \quad \Delta < 0,4 h_c ;$$

$$в) \quad H_{nep} < 0,5 (h + h_n).$$

Несоблюдение первого из этих условий (когда мала высота столба жидкости, через которую барбатирует пар) приводит к струйному режиму работы тарелок, характеризующимся большим уносом.

Несоблюдение второго условия приводит к неравномерному распределению пара по поперечному сечению тарелки.

Несоблюдение третьего условия может вызвать затопление (захлёбывание) колонны из-за неспособности переточных устройств обеспечить нужную производительность.

Большое влияние на эффективность работы тарелок оказывает унос капель жидкой фазы паром. Не следует использовать тарелки, работающие в условиях большого уноса ( $< 1$  кмоль жидкости/кмоль жидкости, когда больше половины стекающей на тарелку жидкости возвращается на вышележащую тарелку). Очень низкие величины уноса также часто являются не оптимальными, так как свидетельствуют о недостаточной нагрузке колонны (при уносе  $< 0,2$  кмоль жидкости/кмоль жидкости эффективность тарелок за счёт уноса практически не снижается).

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

а) пенящаяся способность – способность к образованию при барботаже более или менее

стабильной пены; для систем, к пенообразованию скорость пара должна быть существенно (в 2 – 4 раза) меньше скорости пара при захлёбывании.

б) способность колонны обеспечивать заданную степень разделения в условиях возможного изменения нагрузки; возможность использования тарелок выбранного размера при других нагрузках можно установить, повторив расчёт 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 расчёт при других значениях исходных параметров. Так увеличение расстояния между тарелками должно привести к уменьшению градиента и уноса с увеличением скорости пара, при котором начинается захлёбывание.

3. Некоторые из гидродинамических параметров, значения которых получены при использовании данной программы, могут потребоваться при дальнейших расчётах ректификационных колонн. Так величины уноса и параметров, характеризующие продольное перемешивание, требуются при расчёте числа тарелок. Гидравлическое сопротивление тарелки необходимо для определения сопротивления всей колонны (после расчёта числа тарелок).

Расход жидкости на единицу длины перелива определяет конструкцию переливной планки. При малых величинах этого параметра ( $< 0,002$  м<sup>2</sup>/м с) желательно для более равномерного распределения жидкости по тарелке устанавливать зубчатые переливы (допускается стандартом).

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

### **Расчётные уравнения для гидродинамических параметров.**

**Скорость пара при захлёбывании** рассчитывается по следующему эмпирическому уравнению [2]:

$$W_{Y,3} = \left\{ C_2 - C_1 \lg \left[ \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_Y}{\rho_X}} \right] \right\} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \sqrt{\frac{\rho_X - \rho_Y}{\rho_Y}}$$

где  $W_{Y,3}$  - скорость пара при захлёбывании, рассчитанная на поперечное сечение сепарационного пространства в м/с;

$\sigma$  - поверхностное натяжение в миллиньютонах/м (дн/см);

Параметры  $C_1$  и  $C_2$  зависят от расстояния между тарелками и определяются следующими зависимостями:

$$\begin{aligned} \text{при } \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_Y}{\rho_X}} < 0,2 & \quad \begin{cases} C_1 = 0,0492 h + 0,0041 \\ C_2 = 0,0564 h + 0,0207 \end{cases} \\ \text{при } \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_Y}{\rho_X}} \geq 0,2 & \quad \begin{cases} C_1 = 0,0816 h + 0,0149 \\ C_2 = 0,0336 h + 0,0134 \end{cases} \end{aligned}$$

где  $h$  - расстояние между тарелками в м.

Рассчитанные по этому уравнению значения скоростей захлёбывания для верхней и нижней тарелок сопоставлялось с действительной скоростью (так же рассчитанной по площади сепарационного пространства):

$$W_Y = \frac{V_Y}{S_{\text{кол}} - S_{\text{пер}}}$$

для тарелок разного диаметра, начиная с тарелки диаметром 400 мм. Пригодными для данного диаметра принимались тарелки, для которых отношение  $W_Y/W_{Y,3}$  не превышало 0,69 (как вверху так и внизу колонны) и для которых величина эф-фактора  $W_Y/\sqrt{\rho_Y}$  (где скорость пересчитана на рабочее сечение колонны) находилась в пределах 0,8-3,2.

В распечатке результатов расчёта скорости пара определены по рабочему сечению тарелки.

**Сопrotивление тарелки.** Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки можно рассматривать (рис. 2-5) как сумму сопротивлений “сухой” тарелки, сопротивления парожидкостного слоя над прорезями колпачка и прочих (или остаточных) сопротивлений, обусловленных, например, разностью давлений в паре и жидкости в месте выхода пара из прорезей колпачка из-за кривизны межфазной поверхности, а так же рядом других причин.

Остаточными гидравлическими сопротивлениями в данной программе пренебрегается, а сопротивление барботажного слоя принято равным высоте столба жидкости над прорезями колпачка. Как видно из рис. 2-6 среднее значение этой высоты равно  $h_{\text{п}} - b_{\text{пр}} - C + h_{\text{по}} + \Delta/2$ .

Следовательно, сопротивление тарелки, выраженное в метрах столба жидкой фазы получается равным:

$$H = \Delta h_C + h_{\text{п}} + h_{\text{по}} + \Delta/2 - b_{\text{пр}} - C.$$

В единицах давления сопротивление тарелки равно:

$$\Delta P = \rho_X g \Delta H$$

Сопротивление “сухой” тарелки рассматривалось как сумма трёх составляющих: сопротивления парового патрубка  $h_1$ , сопротивления, обусловленного изменением направления движения пара внутри колпачка  $h_2$  и сопротивлением прорезей  $h_3$ . Эти составляющие сопротивления сухой тарелки рассчитывались по следующим уравнениям [1]:

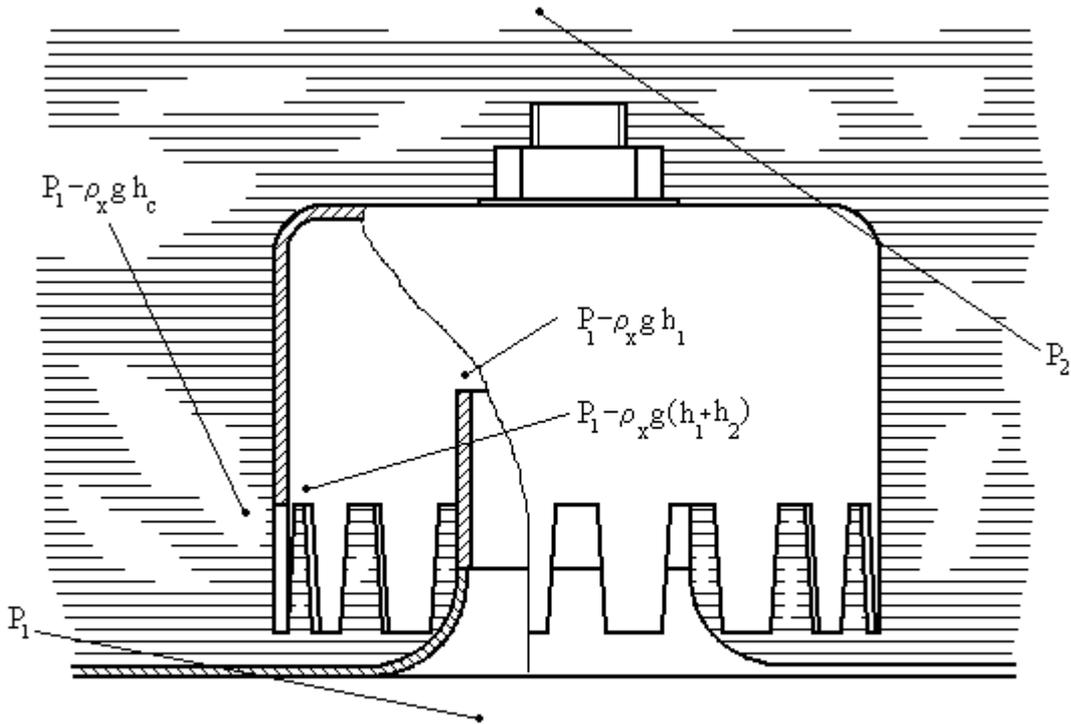


Рис. 5-2. Составляющие гидравлического сопротивления колпачковой тарелки.

$$h_c = h_1 + h_2 + h_3$$

$$\Delta p = p_1 + p_2$$

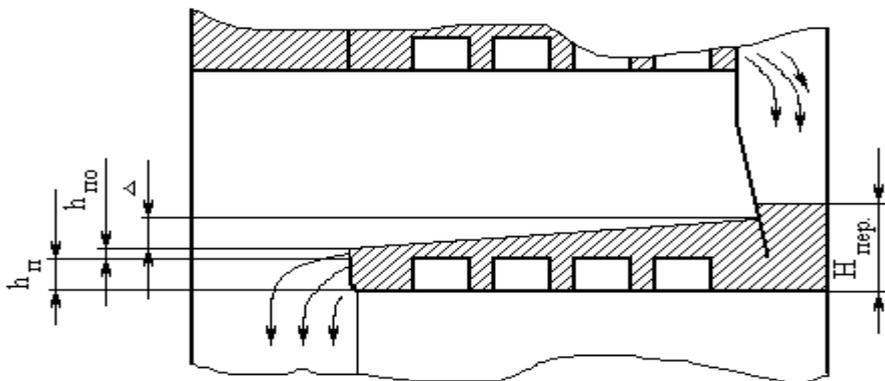


Рис. 2-6. Распределение жидкой фазы на тарелке, характеризующее распределение давления на тарелке.

$$h_1 = 1,2 \frac{d_n}{\rho_{Xx}} (W_0 \sqrt{\rho_Y})^{2,09}$$

$$h_2 = \frac{640}{\rho_X} \left[ W_{КОЛ} \sqrt{\rho_Y} \left( \frac{d_{II}}{d_K} \right)^2 \right]^{1,71}$$

$$V_Y = 0,143 \frac{S_{ПР}}{b_{ПР}} \sqrt{\frac{\rho_X - \rho_Y}{\rho_Y}} \left\{ \frac{2qh_3^{3/2}}{3(1+q)} + \frac{4(1-q)h_3^{3/2}}{15(1+q)b_{ПР}} \right\}$$

где  $q$  – отношение верхнего основания прорези в колпачке к нижнему, равное для стальных стандартных колпачков

$$2 / (2 + b_{\text{ПР}} \operatorname{tg} 5^{\circ})$$

Последнее уравнение приводилось к виду

$$h_3^{3/2} + a_1 h_3^{3/2} + a_0 = 0$$

и решалось методом Ньютона. За первое приближение для  $h_3$  принималась величина высоты прорезей. Точность расчёта 1 мм.

Составляющие гидравлического сопротивления сухой тарелки вычисляются по приведённым выше уравнениям в миллиметрах.

Высота жидкости над переливом  $h_{\text{ПО}}$  (в мм) определялась по уравнению [1]:

$$h_{\text{ПО}} = 750 \left( \frac{V_X}{L_{\text{СЛ}}} \right)^{2/3}$$

Градиент жидкости на тарелке определяется гидравлическим сопротивлением при течении жидкости по тарелке. При расположении колпачков по вершинам равносторонних треугольников величина градиента может быть найдена из уравнения [1]:

$$\left( \frac{\Delta}{C_3} \right)^{3/2} + \left\{ \frac{3r[h_{\text{П}} + h_{\text{ПО}} + C(\alpha - 1)]}{1,5r - 1,4} \right\} \left( \frac{\Delta}{C_3} \right)^{1/2} - \frac{2,4 \cdot 10^7 r \sqrt{r} V_X}{C_4 \chi (t - D_K)(1,5r - 1,4)} = 0$$

где  $\Delta$  - величина градиента в мм,

$r$  - число рядов колпачков,

$C$  – расстояние от нижнего края колпачка до тарелки в мм,

$\forall$  - отношение просвета между патрубками к просвету между колпачками,

$V_X$  – расход жидкости в м<sup>3</sup>/с,

$\chi$  – среднее число колпачков в одном ряду.

Коэффициенты  $C_4$  и  $C_3$ , характеризующие соответственно силы сопротивления возникающие при движении жидкости по тарелке и влияние паровой фазы на эти силы, аппроксимировались следующими уравнениями:

$$\text{при } W_Y \sqrt{\rho_Y} \leq 1,34$$

$$C_3 = 1$$

$$\text{при } W_Y \sqrt{\rho_Y} > 1,34$$

$$C_3 = 0,055 + 0,704 W_Y \sqrt{\rho_Y} + (58,8 - 43,3 W_Y \sqrt{\rho_Y}) \frac{V_X}{L_{\text{СЛ}}}$$

$$C_4 = \frac{\left( \frac{V_X}{L_{\text{СЛ}}} \right)}{0,00202 + 0,742 \left( \frac{V_X}{L_{\text{СЛ}}} \right) - 10,76 \left( \frac{V_X}{L_{\text{СЛ}}} \right)^2}$$

Эф-фактор  $W_Y \sqrt{\rho_Y}$  в последнем уравнении рассчитан по свободному сечению колонны.

Уравнение для градиента решалось методом Ньютона, начиная с первого приближения  $\Delta = 1$  мм. Точность расчёта 1 мм.

**Высота жидкости в переливе.** Если составить уравнение Бернулли для входа и выхода жидкости в переливе (без учёта содержащихся в ней пузырьков пара) можно получить следующую зависимость:

$$h_{\text{ПЕР}} = \Delta H + \Delta + h_{\text{П}} + h_{\text{ПО}} + h_{\text{ПЕР}}$$

Где величина  $h_{\text{ПЕР}}$  – потери на трение в переливе может быть подсчитана по уравнению (в мм) [1]:

$$h_{ПЕР} = 166 \left( \frac{V_X}{S_{ПЕР}} \right)^2$$

**Унос жидкой фазы паром.** Для расчёта уноса на колпачковых тарелках известная графическая корреляция [2] описывалась уравнением:

$$\frac{(eL)\sigma}{G} = \exp \left\{ -4,53 + 2,583 \frac{W_Y}{h - h_{GC}} - 0,3324 \left( \frac{W_Y}{h - h_{GC}} \right)^2 + 0,01444 \left( \frac{W_Y}{h - h_{GC}} \right)^3 \right\}$$

где  $\sigma$  - поверхностное натяжение в дН/см;

$(eL)$  – величина уноса в кмольях;

Высота барботажного слоя на тарелке  $h_{GC}$  рассчитывалась из уравнения (в м):

$$h_{GC} = 0,0432 W_Y \sqrt{\rho_Y} + 0,0189 h_{П} - 0,0406$$

Из приведённого уравнения находилась величина уноса на единицу расхода пара.

**Продольное перемешивание в жидкой фазе** находилось на основе диффузионной и ячеечной модели. Критерий Пекле для продольного перемешивания находился из зависимости:

$$Pe = \frac{V_X S_{РАБ}}{h_0 L_{СЛ}^2 E}$$

где  $E$  – коэффициент продольного перемешивания рассчитывался из следующего эмпирического уравнения (в м<sup>2</sup>/с):

$$E = (0,00378 + 0,0171 W_Y + 3,68 \frac{V_X}{L_{СЛ}} + 0,00018 h_{П})^2,$$

а высота светлого слоя жидкости на тарелке  $h_0$  (в м) из корреляции:

$$h_0 = 0,0432 + 0,00019 h_{П} - 0,0135 W_Y \sqrt{\rho_Y} + 2,4 \frac{V_X}{L_{СЛ}}$$

Число эквивалентных ячеек идеального перемешивания находилось из зависимости:

$$S = \frac{Pe^2}{2 [Pe - 1 + \exp(-Pe)]}$$

## Обозначения

$b_{ПР}$  - высота прорезей в колпачках, мм;

$d_K$  – диаметр колпачков, мм;

$D_K$  – наружный диаметр колпачков, мм;

$G$  – массовый расход пара, кг/с;

$h$  – расстояние между тарелками, м или мм;

$h_{П}$  - высота перелива, мм;

$h_{ПО}$  – высота жидкости над переливом, мм;

$\Delta H$  – полное гидравлическое сопротивление тарелки, мм;

$\Delta P$  – полное гидравлическое сопротивление тарелки, Па;

$C$  – расстояние от нижнего края колпачка до тарелки, мм;

$L$  - массовый расход жидкости, кг/с;

$S_{КОЛ}$  – поперечное сечение колонны, м<sup>2</sup>;

$S_{РАБ}$  – рабочая (активная) площадь тарелки, м<sup>2</sup>;

$S_{\text{ПЕР}}$  – поперечное сечение перелива,  $\text{м}^2$ ;  
 $S_{\text{ПР}}$  – суммарная площадь поперечного сечения прорезей всех колпачков на тарелке,  $\text{м}^2$ ;  
 $t$  – шаг между колпачками,  $\text{мм}$ ;  
 $V_X, V_Y$  – объёмные расходы, соответственно, жидкости и пара,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  
 $W_0$  – скорость пара, рассчитанная по поперечному сечению паровых патрубков,  $\text{м}/\text{с}$ ;  
 $W_{\text{КОЛ}}$  – скорость пара, рассчитанная по площади поперечного сечения кольцевого пространства внутри колпачка,  $\text{м}/\text{с}$ ;  
 $\rho_X, \rho_Y$  – соответственно плотности жидкости и пара,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $d_{\text{П}}$  – внутренний диаметр паровых патрубков,  $\text{мм}$ ;  
 $F, P, W$  – массовые расходы, соответственно, исходной смеси, дистиллята и кубового остатка;  
 $M_F, M_P, M_W$  – молекулярные массы, соответственно, исходной смеси, дистиллята и кубового остатка;  
 $r_P, r_W$  – теплоты испарения, соответственно дистиллята и кубового остатка;  
 $R$  – флегмовое число;  
 $Q_K$  – тепловая нагрузка кипятильника;  
 $i_F, i_P, i_W$  – энтальпия, соответственно, исходной смеси, дистиллята и кубового остатка;  
 $\phi_{\text{П}}$  – доля тепловых потерь (от тепловой нагрузки кипятильника).

## Литература

1. Дж. Перри, Справочник инженера-химика. т.2. Химия 1989г., 504 стр.
2. Процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию., под ред. Дытнерского Ю.И. , Химия, 1988г.