

*РАСЧЕТ НАСАДОЧНЫХ КОЛОНН ДЛЯ БИНАРНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ
(“ПРОГРАММА «РАБИРЕК - 11”)*

Программа предназначена для расчета диаметра, высоты рабочей зоны и гидравлического сопротивления насадочных колонн для ректификации бинарных смесей при подаче питания в виде насыщенной жидкости в сечение колонны, в котором состав жидкости близок к составу питания. Насадка – керамические кольца Рашига диаметром 25, 35 и 50 мм.

Расчет диаметров колонны. Расчет диаметра производится отдельно для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны, так же как в программе “Расчет диаметров колонн с колпачковыми тарелками для бинарной ректификации” (РАБИРЕК – 48) в четырех сечениях колонны (рис.- 1).

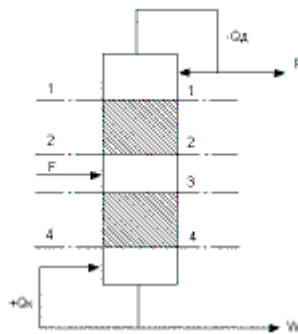
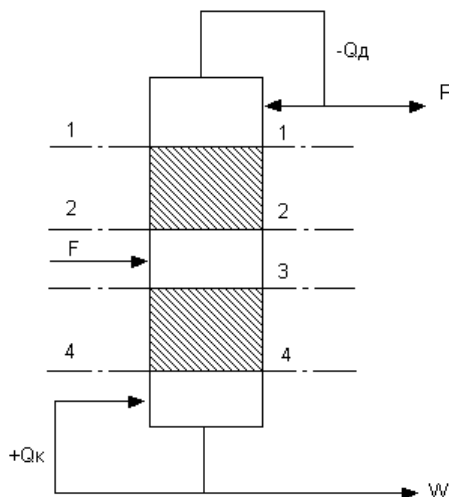


Рис.1. Схема насадочной ректификационной колонны



Фиктивная скорость пара, при которой начинается захлебывание вычисляется в программе по уравнению /1/.

$$W_{\text{эф}}^2 = 1,2 \frac{g \varepsilon^3 \rho_x}{a \rho_y \mu_x^{0,16}} \exp \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125} \right] \quad (1)$$

где $W_{эф}$ – фиктивная скорость пара, при которой начинается захлебывание, м/с; $g = 9,81$ м/с²; ρ_x, ρ_y – плотности жидкости и пара, соответственно, кг/м³; μ_x – вязкость жидкости, мПа·с; L и G – массовые расходы жидкости и пара, соответственно; a – удельная поверхность насадки, м⁻¹, ε – доля свободного объема насадки.

Необходимые для расчета расходы и скорости пара и жидкости в каждом сечении колонны вычисляются также, как в программе “РАБИРЕК-48”. В каждом сечении диаметр колонны рассчитывается по формуле :

$$D = \sqrt{\frac{4Y_n}{f_{max} W_{эф}}} \quad (2)$$

где Y_n – объемный расход пара, м³/с ;
 f_{max} – максимально допустимое по колонне отношение скорости пара к скорости захлебывания (вводится в массиве исходной информации).

Для исчерпывающей части выбирается больший из диаметров D_3 и D_4 а для укрепляющей из D_1 и D_2 .

Выбранные таким образом диаметры исчерпывающей и укрепляющей частей колонны округляются затем до ближайшего большего значения из стандартного ряда диаметров колонн:

0,2 0,3 0,4 0,5 0,6 0,8 1 м

Если необходимый диаметр колонны превышает 1м, то на печать выводится текст:

“НЕОБХОДИМЫЙ ДИАМЕТР КОЛОННЫ БОЛЕЕ ОДНОГО МЕТРА. СЛЕДУЕТ УМЕНЬ-ШИТЬ РАСХОД ИСХОДНОЙ СМЕСИ – ПОСТАВИТЬ ПАРАЛЛЕЛЬНО НЕСКОЛЬКО КОЛОНН”, после чего расчет продолжается для следующего флегмового числа, введенного в массиве исходной информации.

В программе принято максимальное значение диаметра насадочной колонны 1 м, потому что используемые для определения высоты колонны корреляции по высотам единиц переноса получены для колонн, диаметр которых не превышает 0,635 м. Кроме того, в насадочных колоннах с большим диаметром трудно добиться равномерного распределения жидкости по сечению колонны.

Расчет высоты рабочей зоны

Высота (сумма высот слоев насадки без учета распределительных и перераспределительных зон) также определяется отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны:

$$H_{ук} = \int_{y_f}^{y_p} \frac{(H_{oy})_{ук} dy}{y^*(x) - y} \quad (3)$$

$$H_{uc} = \int_{x_w}^{y_F} \frac{(H_{oy})_{uc} dy}{y^*(x) - y} \quad (4)$$

где x_w , x_p – концентрации более летучего компонента в кубе и дистиллате, соответственно ;

y_F – концентрация более летучего компонента в паре в месте ввода питания (определяется по уравнению рабочей линии ; здесь и далее индексы ук и ис относятся к укрепляющей и исчерпывающей частям колонны , соответственно . Общие высоты единиц переноса H_{oy} находятся по уравнению адитивности фазовых сопротивлений:

$$H_{oy} = h_y + \frac{m\tilde{G}}{\tilde{L}} h_x \quad (5)$$

где h_y и h_x - частные высоты единиц переноса для пара и жидкости , соответственно;

\tilde{G} и \tilde{L} – мольные расходы пара и жидкости , соответственно.

m – тангенс угла наклона касательной к линии равновесия;
При допущении постоянства мольных расходов и частных высот единиц переноса в пределах каждой части колонны уравнения (3-4) после подстановки (5) принимают вид :

$$H_{ук} = h_y \int_{y_F}^{x_p} \frac{dy}{y^*(x) - y} + h_x \frac{R+1}{R} \int_{y_F}^{x_p} \frac{mdy}{y^*(x) - y} \quad (6)$$

$$H_{ис} = h_y \int_{x_w}^{y_F} \frac{dy}{y^*(x) - y} + h_x \frac{P(R+1)}{(RP+F)} \int_{y_F}^{x_p} \frac{mdy}{y^*(x) - y} \quad (7)$$

где R – флегмовое число;

P и F – расходы дистиллата и питания, соответственно.

Вычисление интегралов в этих уравнениях производится следующим образом : весь диапазон изменения концентраций более летучего компонента в паре разбивается на интервалы , число которых на единицу меньше числа точек равновесной зависимости, задаваемого в массиве исходной информации.

В пределах каждого из этих интервалов равновесная зависимость аппроксимируется прямой линией, имеющей вид (рисунок 2):

$$y^* = m_i x + m_{oi} \quad (8)$$

где $m_i = (y_{i+1}^* - y_i^*) / (x_{i+1} - x_i)$
 $m_{oi} = y_{i+1}^* - m_i x_i$

Здесь x_i и x_{i+1} – состав жидкости в двух соседних точках равновесной зависимости, задаваемых в массиве исходной информации, а y_i^* и y_{i+1}^* – состав пара в этих точках.

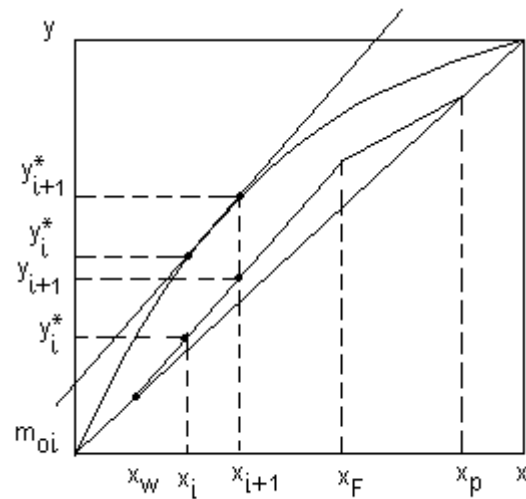


Рис. 2. Аппроксимация равновесной зависимости

Интегралы в уравнениях (6-7) разбиваются на сумму интегралов вида:

$$\int_{y_i}^{y_{i+1}} \frac{dy}{y^* - y} \quad \text{или} \quad m_i \int_{y_i}^{y_{i+1}} \frac{dy}{y^* - y} \quad (9)$$

где y_i и y_{i+1} – ординаты точек рабочей линии, абсциссы которых равны x_i и x_{i+1} , соответственно (рисунок 2).

Если в уравнение (8), аппроксимирующее линию равновесия между двумя точками x_i и x_{i+1} подставить концентрацию в жидкости x из уравнений рабочих линий :

$$x = \frac{R+1}{R} y - \frac{x_p}{R} \quad (\text{для укрепляющей части})$$

$$x = \frac{P(R+1)}{PR+F} y + \frac{F-P}{F+PR} x_w \quad (\text{для исчерпывающей части})$$

(10)

то интегралы (9) можно взять аналитически :

$$\int_{y_i}^{y_{i+1}} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{1}{c} \ln \left[\frac{cy_{i+1} + b}{cy_i + b} \right] \quad (11)$$

где	$c = [m_i (R+1) / R] - 1$ $b = [-m_i X_P / R] + m_{oi}$	}	для укрепляющей части
	$c = [m_i P(R+1) / (PR+F)] - 1$ $b = [m_i (F-P) / (PR+F)] + m_{oi}$	}	для исчерпывающей части

Суммирование этих интегралов вдоль всего пути интегрирования позволяет вычислить интегралы в уравнениях (6-7), необходимые для определения высоты колонны.

В программе может сложиться такая ситуация, когда выражение под логарифмом в уравнении (11) становится отрицательным. Это происходит, если рабочая линия пересекает равновесную зависимость – когда флегмовое число меньше минимального (рисунок 3а), или из-за погрешности аппроксимации кривой равновесия прямой линией (рисунок 3б).

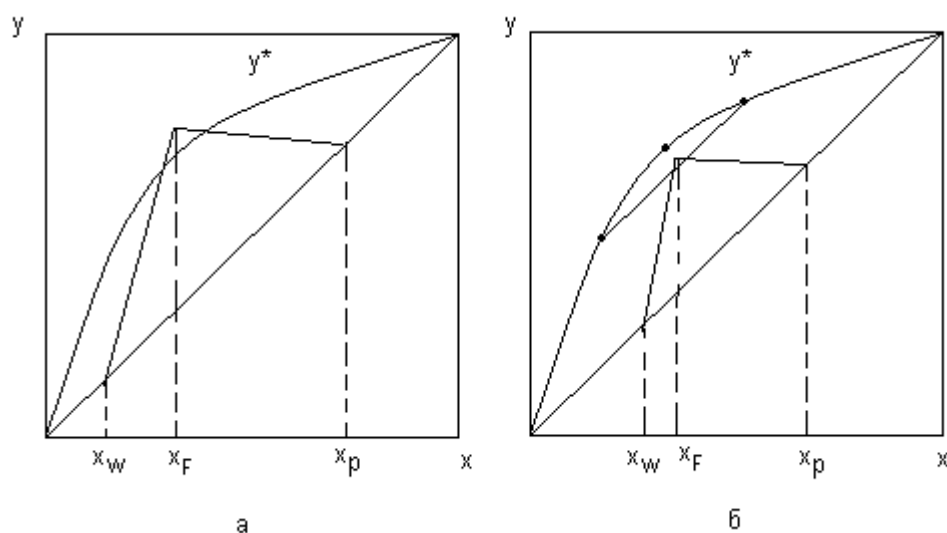


Рис. 3. Пересечение рабочей и равновесной линий :
а – $R < R_{\min}$, б – погрешность аппроксимации

В этом случае на печать выводится текст : “РАБОЧАЯ И РАВНОВЕСНАЯ ЛИНИИ ПЕРЕСЕКАЮТСЯ МЕЖДУ ТОЧКАМИ :”, после чего выводятся координаты точек равновесной зависимости $(x_1; y_1^*)$ и $(x_2; y_2^*)$, между которыми произошло пересечение и затем рекомендации :

“1. - ПРОВЕРЬТЕ ФЛЕГМОВОЕ ЧИСЛО - НЕ МЕНЬШЕ ЛИ ОНО МИНИМАЛЬНОГО ?

“2 - ЕСЛИ НЕТ, ТО В УКАЗАННОМ ДИАПАЗОНЕ ДОБАВЬТЕ НЕСКОЛЬКО ТОЧЕК РАВНОВЕСИЯ”.

Затем расчет продолжается для следующего значения флегмового числа.

Выполнение последней рекомендации позволяет более точно аппроксимиро-

вать кривую равновесия (рисунок – 3б) и избежать ее пересечения с рабочей линией.

При определении высоты колонны по уравнению (6-7) частные высоты единиц переноса в каждой из частей колонны принимались постоянными и равными их средним значениям (между сечениями 1 и 2 в укрепляющей и сечениями 2 и 3 - в исчерпывающей части).

Расчет указанных величин в каждом сечении проводился по уравнениям /2/ :

$$h_x = 0,258 \varnothing (Pr_x)^{0,5} CZ^{0,15} \quad (12)$$

где Pr_x и Pr_y - диффузные критерии Прандтля для жидкой и паровой фазы ,

$$h_y = \frac{1,25 \cdot 10^{-5} \Psi (Pr_y)^{0,5} D^{1,24} Z^{1/3}}{(L_{y\partial} \cdot \mu_x^{0,16} / \rho_x^{1,25} \sigma^{0,8})^{0,6}} \quad (13)$$

соответственно ;

Z - высота одного слоя насадки между опорными решетками , м ;

D - диаметр колонны , м ; μ_x - в мПа с ; ρ_x - в кг/м³ ;

σ - поверхностное натяжение , мН/м.

Эмпирические коэффициенты C , \varnothing , ψ приведены в описании данного метода расчета высот единиц переноса /2/ в графической форме, в программе аппроксимированы следующими корре ляционными уравнениями :

$$C = \begin{cases} 0,814 + 1,342f - 2,066f^2 & (f > 0,45) \\ 1 & (f < 0,45) \end{cases}$$

$\varnothing = 0,0435 + 0,0026L_{уд} + 7,8 \cdot 10^{-6}L_{уд}^2$ $\psi = 28 + 381,3f - 407,4f^2$	}	Насадка 25 мм
$\varnothing = 0,41 + 5,8 \cdot 10^{-3}L_{уд} - 3,85 \cdot 10^{-5}L_{уд}^2$ $\psi = 54 + 453f - 445f^2$	}	Насадка 35 мм
$\varnothing = 0,056 + 4,73 \cdot 10^{-3}L_{уд} - 3,97 \cdot 10^{-5}L_{уд}^2$ $\psi = 74,85 + 698f - 870f^2$	}	Насадка 50 мм

где f – доля скорости пара от скорости захлебывания.

Коэффициенты \varnothing и ψ в /2/ экспериментально определялись при следующих условиях :

$$0,2 \text{ кг/с} \cdot \text{м}^2 < L_{уд} < 54 \text{ кг/с} \cdot \text{м}^2$$

$$f < 0,5 \text{ (кольца 50 мм)},$$

$$f < 0,7 \text{ (кольца 35 мм)},$$

$$f \leq 0,8 \text{ (кольца 25 мм)}$$

Если в каком-либо сечении колонн величины $L_{уд}$ и f выходят за пределы заданных диапазонов, то на печать выводится текст :
 “ ЗНАЧЕНИЕ ВЫСОТЫ ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА НЕНАДЕЖНО “, после чего расчет продолжается.

Расчет гидравлического сопротивления колонны. Падение давления в колонне на единицу высоты насадки $\Delta P/H$ (Па/м) рассчитывается по уравнению /3/ :

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{0,805 \rho_y W_{yf}^2 \cdot a}{\varepsilon^3} \left[1 - \frac{0,34a^{1/3} W_{xf}^{2/3}}{0,3\varepsilon} \right]^{-5} \quad (14)$$

где W_{yf} , W_{xf} – фиктивные скорости пара и жидкости , м/с.

Величина $\Delta P/H$ для укрепляющей части колонны принимается равной среднему ее значению между сечениями 1 и 2 , для исчерпывающей части - среднему значению между сечениями 3 и 4, а для всей колонны находится по уравнению :

$$\Delta P = H_{ук} \left(\frac{\Delta P}{H} \right)_{ук} + H_{ис} \left(\frac{\Delta P}{H} \right)_{ис} \quad (15)$$

Уравнение (14) применимо для следующих значений параметров:

$$1,36 \cdot 10^{-3} \text{ м/с} < W_x < 1,36 \cdot 10^{-2} \text{ м/с};$$

$$0,5 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с} < L_{уд} < 70 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$$f < 0,6.$$

Если в каком-либо сечении колонны эти величины выходят за пределы указанных диапазонов, то на печать выводится текст:

“ ЗНАЧЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ КОЛОННЫ НЕНАДЕЖНО”, после чего расчет продолжается.

Ввод исходной информации. Все элементы массива исходной информации должны вводиться в машину строго в указанном порядке и в указанных единицах измерения:

0. Расход исходной смеси , кг/с.
1. Массовая доля более летучего компонента в исходной смеси.
2. Энтальпия исходной смеси , кДж/кг.
3. Температура кипения исходной смеси , °С.
4. Массовая доля более летучего компонента в дистилляте.
5. Энтальпия дистиллята , кДж/кг.
6. Теплота испарения дистиллята , кДж/кг.
7. Температура кипения дистиллята , °С.
8. Массовая доля более летучего компонента в кубовом остатке.
9. Энтальпия кубового остатка , кДж/кг.
10. Теплота испарения кубового остатка , кДж/кг.
11. Температура кипения кубового остатка , °С.
12. Молекулярная масса более летучего компонента
13. Молекулярная масса менее летучего компонента
14. Плотность жидкости вверху колонны , кг/м³.
15. Плотность жидкости в месте ввода питания , кг/м³.

16. Плотность жидкости внизу колонны , кг/м³.
17. Поверхностное натяжение вверху колонны , мН/м.
18. Поверхностное натяжение в месте ввода питания , мН/м.
19. Поверхностное натяжение внизу колонны , мН/м.
20. Давление в колонне , при котором производится расчет , бар.
21. Потери тепла , доли тепловой нагрузки кипятильника.
22. Количество флегмовых чисел (не более 4-х).
23. – 26. Флегмовые числа.
27. Вязкость пара вверху колонны , мПа·с.
28. Вязкость пара в месте ввода питания , мПа·с.
29. Вязкость пара внизу колонны , мПа·с.
30. Вязкость жидкости вверху колонны , мПа·с.
31. Вязкость жидкости в месте ввода питания , мПа·с.
32. Вязкость жидкости внизу колонны , мПа·с.
33. Коэффициент диффузии в паре при температуре дистиллята , см²/с.
34. Минимальный по колонне коэффициент диффузии в жидкости , см²/с.
35. Максимально допустимая доля скорости пара от скорости захлебывания.
36. Высота одного слоя насадки между опорными решетками , м.
37. Число точек равновесной зависимости (не более 15).
38. –67. Равновесные концентрации в фазах в мольных долях более летучего компонента.

Равновесные данные для каждой точки вводятся попарно (X-Y*) в порядке возрастания концентраций более летучего компонента . Наименьшее значение x в массиве равновесных должен удовлетворять условию $x < x_w$, а наибольшее - условию $x > x_r$.

Выбор справочных данных должен основываться на том, чтобы линейная аппроксимация равновесной зависимости между этими точками достаточно точно передавала вид линии равновесия.

Печать результатов. По окончании расчета для каждого флегмового числа на печать выводятся следующие величины :

1. Флегмовое число.
2. Тепловые нагрузки куба и дефлегматора.
3. Общее число единиц переноса по паровой фазе для укрепляющей и исчерпывающей секций.
4. Размер насадки.
5. Фиктивные скорость пара и скорость пара при захлебывании.
6. Частные высоты единиц переноса для пара и жидкости.
(Величины по пунктам 5-6 приводятся для четырех сечений колонны).
7. Диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.
8. Высоты укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.
9. Гидравлическое сопротивление колонны.
(Величины по пунктам 4-9 приводятся для насадки 50 , 35 и 25 мм).

Анализ результатов расчета.

Окончательный выбор конкретного варианта процесса ректификации производится из условия минимума приведенных затрат на реализацию процесса. Для этого по каждому варианту необходимо определить капитальные и эксплуатационные затраты. Причем на стадии выбора оптимального варианта можно учитывать лишь те составляющие этих затрат, которые зависят от флегмового числа и размера насадки.

Так, размер насадки влияет лишь на размер и стоимость колонны, определяемую ценой насадки и металла обечайки (капитальные затраты). От флегмового числа зависят как капитальные затраты (размер и стоимость колонны, кипятильника и дефлегматора), так и эксплуатационные расходы (стоимость пара для обогрева куба, воды для дефлегматора и электроэнергии для перекачки воды и конденсата).

Литература :

1. Кафаров В.В., Дытнерский Ю.И. ЖПХ, 30, 1957, с 1968.
2. Cornell D., Knapp W.G., Pair J.R. sep, 56(7), 1968, p-68.
3. Bemer G.G., Kalis G.A., J.Trans Ins. Chem. Eng. 1978. 19.56.P.200