

Расчет числа тарелок ректификационных колонн с колпачковыми и ситчатыми тарелками

Программа предназначена для расчета числа тарелок заданного типа и размера, необходимого для получения из исходной бинарной смеси известного состава дистиллята и кубового остатка с определенным содержанием компонентов. Размеры тарелок и расстояние между ними могут быть различными в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны. Расчет может производиться при различном термодинамическом состоянии исходной смеси (определяющемся при данном флегмовом числе тепловой нагрузки кипятильника).

Кроме определения необходимого числа тарелок и положения тарелки питания, в результате расчетов получают данные по составам пара и жидкости на тарелках, эффективности тарелок (для идеальных систем - подчиняющихся закону Рауля – определяются также температуры на тарелках). Для верхней и нижней тарелок, а также тарелки питания выводятся подробные данные о режиме их работы.

Основные допущения

Расчет числа тарелок и положения тарелки питания производится методом потарельчатого расчета – путем последовательного определения составов пара и жидкости, уходящих со всех тарелок, начиная с нижней (первой) тарелки. Модель ректификационной колонны, положенная в основу расчетов приведена ниже на рис.1. Эта модель основана на следующих допущениях:

- 1) Принимается постоянство мольных расходов пара и жидкости в пределах каждой из частей колонны. Принимается также постоянство уноса в каждой из частей колонны. При этом предполагается, что в сепарационном пространстве над верхней тарелкой вся уносимая жидкость отделяется от пара и возвращается в колонну. В результате расход жидкости, стекающей с тарелки на тарелку, увеличивается при наличии уноса на величину eL , где L – мольный расход жидкости в отсутствие уноса (“сухой” расход жидкой фазы), e – величина уноса в кмоль/кмоль “сухого” расхода жидкости. Уравнения, по которым определялись мольный расход пара и мольный “сухой” расход жидкой фазы приведены на рисунке 1.
- 2) Учет влияния уноса на работу колонны производится по методу Кольбуерна [1], в соответствии с которым прибавка к расходу жидкости за счет уноса в уравнениях материального баланса не учитывается (уравнения рабочих линий), но вводится поправка в величину эффективности тарелок в соответствии с уравнением:

$$E'_{MY} = \frac{E_{MY}}{1 + eE_{MY}} \quad (1)$$

При расчетах же кинетических параметров, зависящих от расхода жидкой фазы, учитывается рост расхода жидкости, обусловленный уносом.

- 3) Эффективность тарелок E_{MY} рассчитывалась на основе модели идеального вытеснения для паровой фазы и диффузионной модели для жидкой фазы.
- 4) За тарелку питания принимается первая, считая снизу, тарелка, с которой уходит пар, в котором содержание более летучего компонента превышает ординату точки

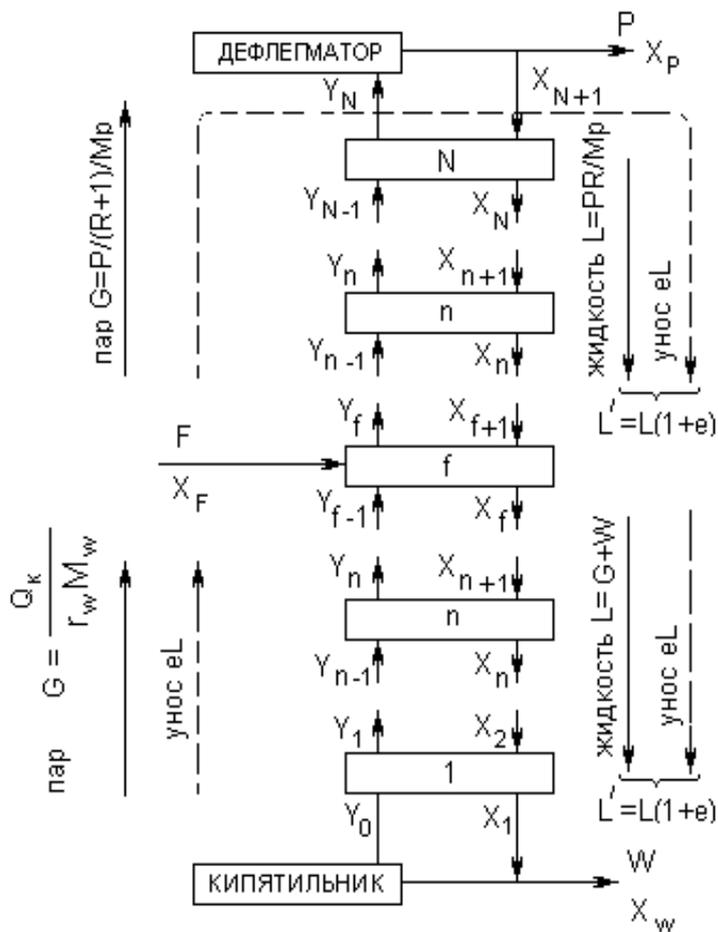


Рис1. Модель тарельчатой ректификационной колонны: G и L - мольные расходы пара и жидкости, соответственно, y_n и x_n - мольные доли более летучего компонента, соответственно, в паре и жидкости, выходящих с n -ой тарелки.

пересечения рабочих линий. Уравнения рабочих линий использовались в следующей форме:

Для укрепляющей части

$$x_{n+1} = \frac{G}{L} y_n - \frac{x_p}{R} \quad (2)$$

Для исчерпывающей части

$$x_{n+1} = \frac{G}{L} y_n - \frac{x_w}{1+R_1} \quad (3)$$

где R_1 – нижнее (паровое) флегмовое число, равное отношению мольного расхода пара в исчерпывающей части колонны к мольному расходу куб. остатка, x_p , x_w -- мольные доли более летучего компонента в дистилляте и кубовом остатке.

Ордината точки пересечения рабочих линий $y_{\text{пер}}$ равна:

$$y_{\text{пер}} = \frac{Rx_w + (1 + R_1)x_p}{1 + R + R_1}$$

- 5) Плотность пара ρ_y на всех тарелках рассчитывается по уравнению Клапейрона-Менделеева при составе пара, поступающего на тарелку:

$$\rho_y = \frac{pM}{RT}$$

(M – молекулярная масса пара, R – газовая постоянная).

Давление p принимается постоянным (задается в массиве исходных данных). Температура – для систем подчиняющихся закону Рауля принимается равной температуре кипения жидкости, уходящей с данной тарелки (определяющейся расчетом), для прочих систем – приравнивается средней температуре в укрепляющей или исчерпывающей частях колонны (задаются в массиве исходной информации).

- 6) Вязкость пара μ_y рассчитывается для состава пара, поступающего на данную тарелку по уравнению [2]:

$$\mu_y = \frac{y\mu_1}{y + (1 - y)\Phi_1} + \frac{(1 - y)\mu_2}{(1 - y) + y\Phi_2} \quad (4)$$

где μ_1 и μ_2 - вязкости, соответственно, более и менее летучего компонента при средней температуре в данной части колонны; y – мольная доля более летучего компонента в паре,

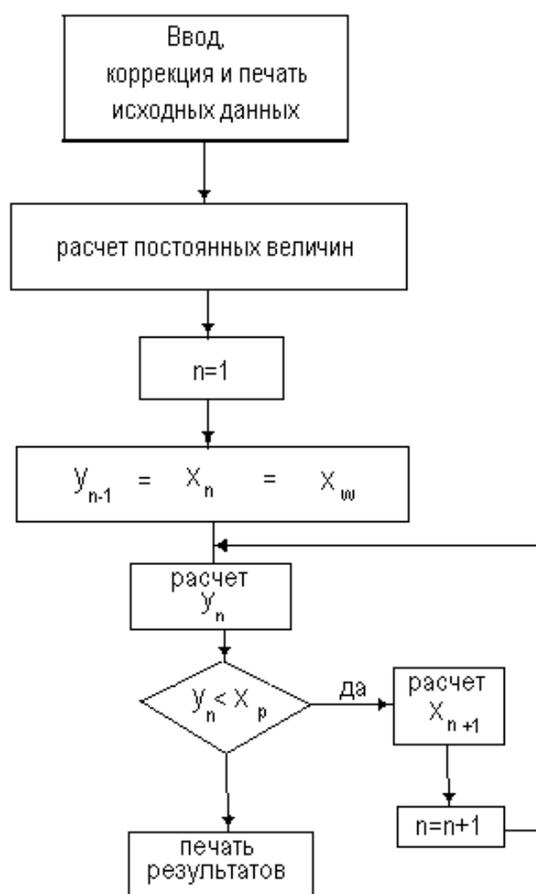
$$\Phi_1 = \frac{\left[1 + \sqrt{\frac{\mu_1 \sqrt{\mu_2}}{\mu_2 \sqrt{\mu_1}}} \right]}{\sqrt{8 \left(1 + \frac{M_1}{M_2} \right)}} ; \quad \Phi_2 = \Phi_1 \frac{M_1 \mu_2}{M_2 \mu_1}$$

(M_1 и M_2 – молекулярные массы более и менее летучего компонента).

- 7) Плотности жидкой фазы ρ_x принимались постоянными в пределах укрепляющей или исчерпывающей частей колонны, а коэффициенты диффузии, как для паровой, так и жидкой фазы одинаковыми для всей колонны.
- 8) Состав пара, поступающего на нижнюю тарелку и состав жидкости, стекающей с нижней тарелки, принимаются одинаковыми с составом кубового остатка.

Структура программы

Блок-схема программы приведена ниже (на стр.4). После расчета постоянных величин для всех тарелок, начиная с первой, исходя из состава пара, поступающего на тарелку и состава жидкости, уходящей с нее, определяются состав пара, уходящего с каждой тарелки и состав жидкости, поступающей на нее.



Расчет заканчивается, когда содержание более летучего компонента в паре, уходящем с какой-то тарелки, получается большим, чем требуемое содержание этого компонента в дистилляте. Требуемое число тарелок равно номеру этой тарелки.

Расчет составов пара и жидкости для каждой тарелки включает в себя:

- 1) Расчет равновесной концентрации $y^*(x_n)$
- 2) Расчет эффективности тарелки по Мерффри, выраженной по паровой фазе E'_{MY}
- 3) Расчет состава пара, уходящего с данной тарелки:

$$y_n = y_{n-1} + E'_{MY} [y^*(x_n) - y_{n-1}]$$
- 4) Для всех тарелок, кроме последней, рассчитывается состав поступающий на нее жидкости по уравнению (2) или (3).

В процессе расчета концентрация более летучего компонента в паре, уходящем с каждой тарелки, сопоставляется с ординатой точки пересечения рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны. Это дает возможность определить положение тарелки питания и, следовательно, определить размеры укрепляющей и исчерпывающей колонн.

Порядок работы с программой

Ввод исходных данных: необходимые для выполнения расчетов исходные данные вводятся в виде двух массивов. В первый массив входят величины, характеризующие

разделяемую смесь, характеристики тарелки, а также параметры, определяющие режим ректификации (флегмовое число, тепловая нагрузка кипятильника). Перечень вводимых в этом массиве величин приведен в таблице ниже. (В литературе обычно отсутствуют данные по влиянию концентрации на коэффициенты диффузии в жидкой фазе; рекомендуется использовать меньшее значение из коэффициентов диффузии для двух разбавленных растворов – полученных расчетом или из справочных данных – для раствора менее летучего компонента в более летучем при температуре кипения дистиллята и раствора более летучего компонента в менее летучем при температуре кипения кубового остатка. Для коэффициента диффузии паровой фазы также рекомендуется принимать консервативное значение – при температуре кипения дистиллята).

№№	Величина	идентификатор	Единица измерения
1	Расход исходной смеси	F	кг/с
2	Масс.доля более лет.комп. в исх смеси	XF	
3	Массовая доля более летучего комп в дистилляте	XP	
4	Масс.доля более летуч. комп. в кубовом остатке	XW	
5	Теплота испарения кубового остатка	RW	кДж/кг
6	Молекулярная масса более летучего комп.	M1	
7	Молекулярная масса менее летучего комп.	M2	
8	Коэффициент диффузии в паровой фазе	DY	см ² /с
9	Коэффициент диффузии в жидкой фазе	DX	см ² /с
10	Давление в колонне	PRES	
Укрепляющая часть			
11	Длина перелива	LSUK	м
12	Высота перелива	HPUK	м
13	Рабочая площадь тарелки	SUK	м ²
14	Средняя тем-ра	TUK	°С
15	Плотность жидкости	ROUK	кг/м ³
16	Вязкость более летуч комп. в газ сост.	MU1UK	сП
17	Вязкость менее летуч комп. в газ сост.	MU2UK	сП
18	Унос в кмольх на кмоль жидкости	EUK	
Исчерпывающая часть			
19	Длина перелива	LSIS	м
20	Высота перелива	HPIS	м
21	Рабочая площадь тарелки	SIS	м ²
22	Средняя тем-ра	TIS	°С
23	Плотность жидкости	ROIS	кг/м ³
24	Вязкость более летуч комп. в газ сост.	MU1IS	сП

25	Вязкость менее летуч комп. в газ сост.	MU2IS	$cП$
26	Унос в кмолях на кмоль жидкости	EIS	
27	Флегмовое число	R	
28	Тепловая нагрузка кипятильника	Q	$кВт$

Во второй массив входят данные, характеризующие паро-жидкостное равновесие для разделяемой смеси. Эти данные могут вводиться тремя способами:

- 1) Если относительная летучесть компонентов принимается постоянной, независимой от соотношения компонентов, то вводится только значение относительной летучести ALFA.
- 2) Для неидеальных систем – подчиняющихся закону Рауля – вводятся параметры уравнения Антуана, описывающего зависимость давлений насыщенных паров обоих компонентов от температуры: A1, B1, C1 и A2, B2, C2. Эти параметры должны описывать зависимость давления насыщенного пара от температуры в виде:

$$P_i^o = \exp\left\{A_i - \frac{B_i}{C_i + T}\right\} \quad (5)$$

где T - температура в Кельвинах, P_i^o - давление насыщенного пара в мм. рт. ст.

- 3) Для прочих систем равновесные данные вводятся в виде набора пар равновесных концентраций: $x - y$. Число равновесных точек должно быть не более 20 и не менее 5. При вводе равновесных концентраций следует соблюдать следующие правила:
 - a) Концентрации должны вводиться в порядке возрастания в мольных долях,
 - b) Не должны вводиться точки $x=0, y=0$ и $x=1, y=1$,
 - c) Вводиться должны мольные доли более летучего из компонентов, т.е. должно соблюдаться условие $y_i > x_i$.

Оба массива исходных данных выводятся на экран дисплея, что позволяет проверить правильность ввода и внести, если есть необходимость, нужные исправления.

Кроме описанных массивов исходных данных указывается также тип тарелок: колпачковые или ситчатые.

Печать результатов

Если в процессе расчета будут обнаружены ошибки в исходной информации, не позволяющие провести расчет до конца, то на экране дисплея появляется надпись “ошибка в исходной информации” и расчет заканчивается.

Если требуемое число тарелок < 300 то на печать выводится:

1. Требуемое число тарелок
2. Номер тарелки питания
3. Распределение концентрации более летучего компонента по тарелкам
4. Для первой и последней тарелок, а также тарелки питания следующие параметры, характеризующие работу тарелок:
 - a) скорость пара, м/с
 - b) эф-фактор,
 - c) расход жидкости на единицу длины перелива, $м^3/м$
 - d) высота светлого слоя жидкости, м
 - e) время пребывания жидкости на тарелке, с
 - f) фактор массопередачи, $мG/L$

- g) критерий Пекле (для прод. перем. в жидк.)
- h) критерий Прандтля (Шмидта) для пара
- i) число единиц переноса для жидк. фазы
- j) число единиц переноса для пара
- k) общее число единиц переноса, рассчитанное по паровой фазе
- l) локальная эффективность
- m) эффективность по Мерффри, рассчитанная по паровой фазе
- n) эффективность по Мерффри с учетом уноса

Если необходимое число тарелок больше 300, то на печать выводятся слова “требуемое число тарелок > 300”. В большинстве случаев такое большое число тарелок обусловлено неправильным выбором условий ректификации (заниженные величины флегмового числа или тепловой нагрузки кипятильника) или другими ошибками при подготовке исходной информации.

Анализ результатов

Анализ результатов расчета следует начать с проверки правильности ввода исходной информации.

Если эффективность тарелок оказалась чрезвычайно низкой, то следует дополнительно проверить правильность исходных данных. Причиной низкой эффективности может служить также неудачный выбор размера тарелки или межтарельчатого расстояния.

Если из распределения концентрации по тарелкам следует, что в колонне имеется область из значительного числа тарелок (10-20 или большее число тарелок), в пределах которых составы пара и жидкости меняются незначительно (“инвариантная зона”), то это свидетельствует о том, что задана заниженная величина флегмового числа (если такая зона находится в укрепляющей части колонны) или заниженная величина тепловой нагрузки кипятильника (если эта зона находится в исчерпывающей части).

Следует иметь в виду, что эмпирические уравнения (см.далее) на основе которых рассчитывается эффективность тарелок, получены при следующих значениях переменных:

1. критерий Прандтля для паровой фазы порядка 0,6
2. $1,2 < \text{эф-фактор } w_y \sqrt{p_y} < 3,2$
3. $25 \text{ мм} < \text{высота перелива } h_n < 125 \text{ мм}$
4. расход жидкости на единицу длины перелива: $> 0,001$ и $< 0,05 \text{ м}^3/(\text{м с})$
5. длина пути жидкости на тарелке $< 1,2 \text{ м}$

Если значения этих переменных существенно выходят за указанные пределы, результаты расчета следует считать ненадежными.

Расчетные уравнения

Постоянные величины. В блоке расчета постоянных величин определяются (рис 2): концентрации исходной смеси, дистиллата и кубового остатка в мольных долях, молекулярные массы исходной смеси, дистиллата и кубового остатка, массовые и мольные расходы дистиллата и кубового остатка, мольные расходы пара и жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны (см. рис.1), а также величины параметров Φ_1 и Φ_2 в уравнении (4).

Равновесные концентрации. Равновесная концентрация более летучего компонента в паре, находящимся в равновесии с жидкостью, стекающей с какой-либо тарелки, определяется по уравнению:

$$y^*(x_n) = \frac{\alpha x_n}{1 - x_n + \alpha x_n}$$

Относительная летучесть α для идеальных систем определялась методом последовательных приближений (в котором итерационной переменной являлась температура кипения жидкой фазы) с помощью алгоритма, показанного на рис 3.

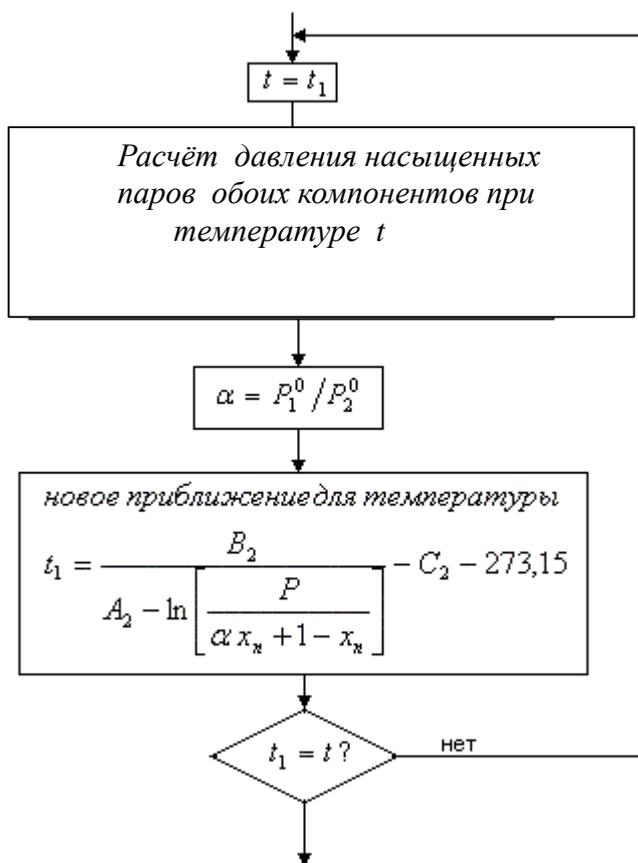


Рис 3. Алгоритм расчета относительной летучести для идеальных систем.

Первым приближением для температуры кипения на нижних тарелках (для укрепляющей и исчерпывающей колонн) служили задаваемые в массиве исходной информации средние температуры в соответствующих колоннах. Для других тарелок в качестве первого приближения использовалась температура кипения на нижележащей тарелке. Расчет относительной летучести заканчивается, когда температуры в двух последовательных итерациях совпадут с точностью до $0,01$ °С. Найденные в процессе расчета относительной летучести температуры кипения для различных тарелок выводятся на печать.

Если равновесные составы заданы массивом равновесных концентраций, то относительная летучесть, соответствующая составу жидкой фазы, характеризуемому мольной долей более летучего компонента равной x , определялись посредством линейной интерполяции (или экстраполяции) по двум значениям относительной летучести при двух наиболее близких к x значениям равновесных концентраций x_i и x_{i+1} , заданных в массиве равновесных концентраций:

$$\alpha = \frac{\alpha_i(x_{i+1} - x) + \alpha_{i+1}(x - x_i)}{x_{i+1} - x_i}$$

(Для всех равновесных точек рассчитываются относительные летучести $\alpha_i = y_i(1 - x_i)/x_i(1 - y_i)$ -- они выводятся на печать в массиве исходных данных).

Параллельно с расчетом равновесной концентрации в паре производится определение тангенса угла наклона линии равновесия m :

$$m = \left[\frac{d y^*}{d x} \right]_{x=x_n} = \frac{\alpha}{(1 - x_n + \alpha x_n)^2}$$

и величины фактора массопередачи F :

$$F = \frac{mG}{L'}$$

Эффективность тарелок. Для принятой на тарелках модели структуры потоков выраженная по паровой фазе эффективность тарелок по Мерфи E_{my} определяется уравнением [3]:

$$E_{my} = E_0 \left\{ \frac{1 - \exp[-(\eta + Pe)]}{(\eta + Pe) \left[1 + \frac{\eta + Pe}{\eta} \right]} + \frac{\exp \eta - 1}{\eta \left[1 + \frac{\eta}{\eta + Pe} \right]} \right\}$$

где E_0 - локальная эффективность на тарелках, принятая равной $1 - \exp(-n_{oy})$,

Pe - критерий Пекле, характеризующий степень продольного перемешивания в жидкой фазе,

$$\eta = \frac{Pe}{2} \left\{ \sqrt{1 + \frac{4FE_0}{Pe}} - 1 \right\}$$

Критерий Пекле определяется из уравнения :

$$Pe = \frac{S^2}{l^2 E \tau}$$

где τ - время пребывания жидкости на тарелке в секундах, находящееся из зависимости:

$$\tau = \frac{S h_0}{V_x}$$

При определении критерия Пекле использовались следующие эмпирические уравнения:

Для колпачковых тарелок

$$h_0 = 0,042 + 0,19h_n - 0,0135w_y \sqrt{p_y} + 2,4 V_x / l$$

$$E = (0,0038 + 0,017w_y + 0,18h_n + 3,68V_x / l)^2$$

Для ситчатых тарелок

$$h_0 = 0,006 + 0,73h_n - 0,24h_n w_y \sqrt{p_y} + 1,22 V_x / l$$

$$E = 0,00668w_y^{1,44} + 0,0922h_0 - 0,00562$$

Общие числа единиц переноса определялись из значений фазовых чисел единиц переноса, которые в свою очередь рассчитывались с помощью следующих эмпирических уравнений [3]:

$$n_y = (0,776 + 4,6h_n - 0,24w_y \sqrt{\rho_y} + 105 V_x / l) \text{Pr}^{-0,5}$$

$$n_x = 203\tau D_x^{0,5} (0,21w_y \sqrt{\rho_y} + 0,15)$$

где Pr – критерий Прандтля для паровой фазы.

Из этих величин определялось общее число единиц переноса n_{oy} :

$$n_{oy} = \left[\frac{1}{n_y} + \frac{F}{n_x} \right]^{-1}$$

которое позволяло найти локальную эффективность E_o и эффективность тарелки по Мерфи E_M без поправки на влияние уноса, после чего вводилась поправка на унос по уравнению(1).

При расчете эффективности для каждой из тарелок рассчитывались молекулярные массы пара и жидкости, плотность пара, объемные расходы пара и жидкости, вязкость пара, значения критерия Прандтля для пара, коэффициенты продольного перемешивания и величины эф-фактора. (Все эти величины необходимы для расчета эффективности тарелок по приведенным выше уравнениям. Входящие в эти уравнения размерные величины имеют следующие единицы измерения: S – рабочая площадь тарелки в m^2 ; Lсл – длина перелива в м; E_x – коэффициент продольного перемешивания в m^2/c ; h_o – высота светлого слоя жидкой фазы на тарелке в м; V_x – объемный расход жидкости в m^3/c ; h_n – высота перелива в м; w_y – скорость пара в расчете на рабочее сечение тарелки в м/с; ρ_y – плотность пара kg/m^3 ; D_x – коэффициент диффузии в жидкой фазе в m^2/c).

Литература

- 1) Шервуд Т, Пикфорд Р.Л., Уилки У. Массопередача, пер. с англ., Химия, 1982 г.
- 2) Рид Р., Прауэниц Д., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, пер. с англ., Химия, 1982 г.
- 3) Процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию., под редакцией Дытнерского Ю.И., Химия, 1983г.