

Г. Ю. РАЯЛО

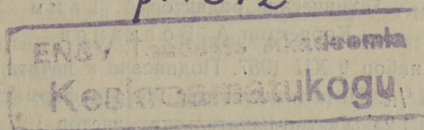
**МАССООБМЕН
ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ
С ВОДЯНЫМ ПАРОМ
В АППАРАТАХ
ПЛЕНОЧНОГО ТИПА**

ИЗДАТЕЛЬСТВО
ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
ТАЛЛИН, 1957

Г. Ю. РАЯЛО

МАССООБМЕН
ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ
С ВОДЯНЫМ ПАРОМ
В АППАРАТАХ
ПЛЕНОЧНОГО ТИПА

Ер. 1312



ИЗДАТЕЛЬСТВО
ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА

ТАЛЛИН, 1957

Автор выражает сердечную признательность профессору ЛТИ им. Ленсовета, доктору технических наук П. Г. Романкову за руководство и ценные указания, сделанные в ходе выполнения настоящей работы.

Г. Ю. Раяло

МАССООБМЕН ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ
ПАРОМ В АППАРАТАХ ПЛЕНОЧНОГО ТИПА

Издательство

Таллинского Политехнического Института



Редактор Н. Герасимов

Технический редактор А. Тамм

Корректор А. Богданов

Сдано в набор 9 XII 1957. Подписано к печати 15 I 1958.

Бумага $54 \times 84 \frac{1}{16}$. Печатных листов 1,5. По формату 60×92 печатных листов 1,23. Учетно-издательских листов 1,27. Тираж 800.

МВ-60722. Заказ № 3955.

Типография «Юхисэлу», Таллин, ул. Пикк 40/42.

Цена 90 коп.

ВВЕДЕНИЕ

Дистилляция с водяным паром находит широкое применение в различных отраслях химической промышленности, например, в производстве органических полупродуктов, при получении скипидара, при переработке продуктов коксования, в производстве растительных масел и жирных кислот и во многих других областях техники.

Одной из характерных особенностей современной химической промышленности является внедрение непрерывных производственных процессов. Установками непрерывного действия при дистилляции с водяным паром являются аппараты колонного типа, напр. колонны для удаления бензолных углеводородов из поглотительного масла в коксохимической и сланцевой промышленности.

Наряду с другими массообменными аппаратами в течение последних лет получили распространение также и колонны с орошаемыми стенками или т. н. колонны пленочного типа. Эти колонны находят применение в процессах абсорбции, дистилляции и ректификации, охлаждения и др.

Ряд авторов [1—6] подчеркивают некоторые преимущества пленочных дистилляционных и ректификационных аппаратов по сравнению с колоннами насадочного и барботажного типа. Существенными из этих преимуществ являются: сравнительно высокая допустимая скорость паров в аппарате, высокая производительность в расчете на поперечное сечение колонны, малое гидравлическое сопротивление, малая удерживающая способность в отношении дистиллируемой жидкости и относительная простота конструкции.

Простейшая пленочная дистилляционная или ректификационная колонна представляет собою вертикальную трубу или пучок труб, по внутренним стенкам которых стекает жидкость в виде пленки, а навстречу ей движется пар. Возможны также и различные более сложные конст-

руктивные формы аппарата, напр. колонны с кольцевым зазором (труба в трубе), колонны с различными турбулизаторами или насадками, вложенными внутрь, пластинчатые дистилляторы и т. п.

Изучение возможностей применения вышеуказанных аппаратов пленочного типа также и к процессу дистилляции с водяным паром является несомненно целесообразной и перспективной задачей.

Необходимо подчеркнуть также и общетеоретическое значение изучения процесса дистилляции с водяным паром в аппаратах пленочного типа. Это обусловлено тем, что исследование основных факторов процесса массообмена при дистилляции с водяным паром в колоннах насадочного и барботажного типа осложняется трудностью определения поверхности контакта между фазами. При изучении процесса массообмена в аппаратах пленочного типа задача эта существенно упрощается, так как поверхность контакта между фазами в этом случае является известной.

ТЕОРИЯ ПРОЦЕССА

В настоящей работе подлежит рассмотрению, главным образом, массообмен между фазами и непосредственно связанный с этим перенос тепла, т. е. массо- и теплопередача при конденсации водяного пара и испарении дистиллируемого вещества. Поэтому при изучении массопередачи является необходимым исключить все прочие тепловые факторы, которые могут оказать влияние на ход процесса. Это будет выполнено, если провести процесс массообмена в адиабатических условиях, при которых не имеет места теплопередача от жидкостной пленки к окружающей среде (греющему пару). В настоящей работе такие условия были созданы путем применения т. н. адиабатического режима. При этом была разработана такая технологическая схема экспериментальной установки, согласно которой внешний обогрев трубы-дистиллятора, на внутренней поверхности которой происходит массопередача, осуществляется отходящими из аппарата парами. В этом случае можно принимать температуры на внутренней и внешней поверхности трубы практически одинаковыми и процесс массообмена считать адиабатическим.

Следует отметить, что такой режим имеет значение не только в отношении изучения процесса массопередачи, но и то, что он является одним из самых экономических в практическом смысле вариантов проведения процесса дистилляции с водяным паром.

В работе использована также и аппаратура, в случае которой адиабатичность создавалась электрической термокомпенсацией.

Если при упомянутом режиме входящий водяной пар и исходная смесь поступают в аппарат подогретыми до температуры дистилляции, причем эта температура (температура пленки) в дальнейшем поддерживается постоянной, то такой процесс можно считать изотермическим.

Следует однако отметить, что температура при дистилляции с водяным паром остается постоянной только в том случае, если перегоняемая жидкость практически является однокомпонентной. При дистилляции смеси, состоящей из двух или более компонентов, температура дистилляции несколько изменяется в соответствии с содержанием легкокипящего вещества. Обычно, — как это имело место и в наших опытах, — это изменение температуры незначительно.

Входящий водяной пар имеет обычно температуру несколько более высокую, чем температура дистилляции в аппарате. В случае наших опытов эта разница была небольшая. Кроме того, количество тепла передаваемого за счет охлаждения водяного пара является обычно незначительным по сравнению с теплотой его конденсации ($r_v > c_v$). Следовательно, процесс дистилляции с водяным паром в данных условиях можно считать практически адиабатическим и изотермическим.

Массопередача от жидкости к пару может быть выражена основным уравнением массопередачи:

$$dG_a = K(y_p - y) dF \quad (1)$$

В данном случае можно написать

$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_r} + \frac{1}{k_{ж}}} \quad (2)$$

Сопротивление жидкостной пленки $\frac{1}{k_{ж}}$ имеет значение только при дистилляции смесей с низким содержанием легкокипящего компонента и повышенной вязкостью.

При дистилляции смесей с сравнительно высоким содержанием легкокипящего компонента, — как это имело место и при опытах, рассматриваемых в данной статье, — сопротивление жидкостной пленки по сравнению с сопротивлением газовой пленки является незначительным и потому им можно пренебречь.

Следовательно

$$K \approx k_r \quad (3)$$

Уравнение материального баланса в отношении перегоняемого вещества, составленное для элемента трубы дли-

ной dh и поверхностью контакта $dF = \pi \cdot d \cdot dh$, может быть выражено следующим образом

$$dG_a = G \cdot dy. \quad (4)$$

Количество паров G не является постоянным, а изменяется непрерывно вдоль аппарата в соответствии с переходом дистиллируемого вещества в пар и конденсацией водяного пара.

Уравнение теплового баланса для процесса испарения вещества в атмосфере водяного пара при изотермических и адиабатических условиях имеет следующий вид:

$$r_b \cdot dG_b = -r_a \cdot dG_a. \quad (5)$$

Интегрируя уравнение (5) и считая, что входящий водяной пар не содержит перегоняемого вещества, получаем:

$$G_b - G_{b_0} = -G_a \cdot \frac{r_a}{r_b}. \quad (6)$$

Учитывая при этом, что

$$G = G_a + G_b, \quad (7)$$

и что

$$G_a = y \cdot G, \quad (8)$$

получим

$$G = \frac{G_{b_0}}{1 - y + \frac{r_a}{r_b} y},$$

или, обозначив $1 - \frac{r_a}{r_b} = a$, можем написать:

$$G = \frac{G_{b_0}}{1 - ay}. \quad (9)$$

Из уравнения (1) совместно с уравнениями (4) и (9) получим

$$\frac{G_{b_0} \cdot dy}{(1 - ay)(y_p - y)} = K \cdot dF. \quad (10)$$

Интегрируя это уравнение по всей поверхности аппарата, т. е. в пределах от $y_1 = 0$ до y_2 (входящий водяной пар не содержит перегоняемого вещества) получим

$$y_1 = 0 \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(1-ay)(y_p - y)} = \frac{K \cdot F}{G_{B_0}} \quad (11)$$

На основании материального баланса для всего аппарата в целом количество дистиллированного вещества выражается формулой:

$$G_{a_d} = \frac{G_{B_0} \cdot y_2}{1 - y_2 + \frac{r_a}{r_B} y_2} = \frac{G_{B_0} \cdot y_2}{1 - ay_2} \quad (12)$$

Исходя из уравнений (11) и (12), основное уравнение массопередачи при дистилляции с водяным паром в пленочном аппарате может быть представлено в следующем виде:

$$G_{a_d} = K \cdot F \cdot \Delta y_{cp}, \quad (13)$$

где Δy_{cp} является средней движущей силой, которая при наличии адиабатических и изотермических условий выражается формулой

$$\Delta y_{cp} = \frac{\frac{y_2}{1 - ay_2}}{y_2 \int_0^{y_2} \frac{dy}{(1-ay)(y_p - y)}} \quad (14)$$

Значение этого интеграла можно найти путем графического интегрирования. При этом необходимо учитывать кривую упругости паров $p=f(x)$ рассматриваемой смеси и температуру дистилляции. Аналитическое интегрирование является возможным только в случае некоторых упрощающих предположений. Так например, если допустить, что дистиллируемая смесь является практически однокомпонентной, т. е. содержание нелетучего компонента в смеси низкое, тогда можно считать y_p постоянным и средняя движущая сила выразится формулой

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_2 \frac{1 - ay_p}{1 - ay_2}}{\ln y_p \frac{y_p - y}{y_p - y}} \quad (15)$$

Если дистиллируемая смесь практически однокомпонентна и при этом молярные, теплоты испарения воды и дистиллируемого вещества равны ($r_a = r_b$), то $a=0$, $G = G_{B_0} = \text{const.}$ и средняя движущая сила выражается формулой:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_2}{\ln \frac{y_p}{y_p - y}} \quad (16)$$

Если дистиллируемая смесь является двухкомпонентной, состоит из летучего и практически нелетучего компонента, характеризуется законом Рауля и при этом теплота испарения летучего компонента и воды при температуре дестилляции равны ($r_a = r_b$), то $a=0$, $G = G_{B_0} = \text{const.}$ и движущая сила выражается формулой:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_2}{\frac{G \cdot P_A}{L_2 \cdot P} + 1} \ln \frac{y_2 (A+B) + 2y_{p2}}{y_2 (A-B) + 2y_{p2}} + \frac{y_{p2}}{2} \ln \frac{y_{p2}}{(y_{p1} - y_2) \left(\frac{G}{L_2} y_2 + 1 \right)} \quad (17)$$

Здесь

$$A = \frac{G \cdot P_A}{L_2 \cdot P} - 1$$

$$B = \sqrt{4 \frac{G}{L_2} y_{p2} + \left(\frac{G \cdot P_A}{L_2 \cdot P} - 1 \right)^2}$$

и соотношение $\frac{G}{L_2}$ определяется из уравнений:

$$\frac{G}{L_2} = \frac{x_1 - x_2}{(1 - x_1) y_2} = \frac{y_{p1} - y_{p2}}{\left(\frac{P_A}{P} - y_{p1} \right) y_2} \quad (18)$$

$$L_2 = L_1 \frac{1 - x_1}{1 - x_2} = L_1 \frac{\frac{P_A}{P} - y_{p1}}{\frac{P_A}{P} - y_{p2}} \quad (19)$$

Если теплоты испарения воды и дистиллируемого вещества равны и при этом содержание летучего компонента в жидкости невелико (или изменение концентрации его в жидкости незначительно), то можно считать количество жидкости и пара вдоль аппарата постоянными, т. е.

$$G = G_{B_0} = \text{const.}$$

и $L_1 = L_2 = \text{const.}$ и средняя движущая сила выражается формулой:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_{p1} - y_2 - y_{p2}}{\ln \frac{y_{p1} - y_2}{y_{p2}}} \quad \text{при } y_{p1} - y_2 > y_{p2} \quad (20)$$

или

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_{p2} - y_{p1} + y_2}{\ln \frac{y_{p2}}{y_{p1} - y_2}} \quad \text{при } y_{p2} > y_{p1} - y_2 \quad (20a)$$

Коэффициент массопередачи $K \approx k_r$ зависит в данном случае от гидродинамического режима течения пара, физико-химических свойств дистиллируемых веществ, геометрических размеров аппарата и от плотности орошения поверхности трубы дистиллируемой смесью.

Анализируя согласно теории подобия систему уравнений, описывающих гидродинамику и массопередачу рассматриваемого процесса, приходим к следующему критериальному уравнению

$$Ki' = A \cdot \text{Re}_n^n \cdot (\text{Pr}')^m \cdot \left(\frac{1}{d}\right)^p \quad (21)$$

Ввиду того, что основное значение для массопередачи имеет сопротивление газовой пленки, все критерии диффузионного и гидродинамического подобия и физико-химические константы следует относить к среднему составу и температуре пара.

Уравнение (21) является применимым только при достаточно интенсивном орошении стенок трубы жидкостью.

Следует еще добавить, что количество вещества, перешедшего в дистиллят при дистилляции с водяным паром, часто выражается формулой:

$$G'_a = G'_в \frac{M_a \cdot P_p \cdot \varphi}{M_b \cdot P_b} \quad (22)$$

или

$$G_a = G_b \frac{P_p}{P_b} \varphi.$$

где φ т. н. коэффициент насыщения

$$\varphi = \frac{P_a}{P_p} = \frac{y}{y_p}.$$

При дистилляции систем, которые можно считать практически однокомпонентными, равновесное давление P_p или равновесная концентрация y_p в ходе процесса остаются постоянными. Принимая далее, что количество паров в ходе процесса остается постоянным и подставляя выражение $\varphi = \frac{y}{y_p}$ в уравнение (1), после интегрирования получим

$$\varphi = 1 - e^{-\frac{KF}{G}}. \quad (23)$$

Аналогичное уравнение выводится и другими авторами [7].

МЕТОДИКА ОПЫТОВ

Работа проводилась на опытных установках различных размеров. Основная технологическая схема их показана на рис. 1.

Важнейшей частью аппарата является вертикальная стальная труба-дистиллятор, на внутренней стенке которой происходит массопередача. Труба заключена в паровую рубашку. Дистиллируемая смесь поступает в аппарат из напорного бака через расходомер. Головная часть колонны снабжена паровым змеевиком, служащим для нагревания входящей жидкости до температуры дистилляции. Равномерная подача жидкости осуществляется специальным распределительным устройством. Остаток выходит из нижней части колонны через холодильник. Насыщенный или слегка перегретый водяной пар поступает из парового котла в нижнюю часть колонны. Выхо-

дящие из трубы-дистиллятора пары поступают в паровую рубашку и конденсируются затем в конденсаторе-холодильнике.

Температуры жидкости и пара при входе и выходе из трубы-дистиллятора замеряли с помощью ртутных тер-

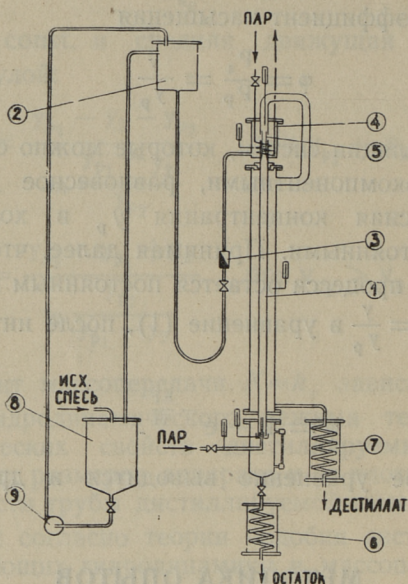


Рис. 1. Схема экспериментальной установки 1 — дистиллятор с паровой рубашкой; 2 — напорный бак; 3 — расходомер; 4 — паровой змеевик; 5 — распределительная насадка; 6 — холодильник; 7 — конденсатор; 8 — бак; 9 — центробежный насос.

мометров и термопар. Кроме того, в некоторых опытах, в том числе во всех опытах с двухкомпонентными смесями, дистиллятор был снабжен специальными термопарами для измерения температуры паровой фазы, жидкостной пленки и стенки трубы вдоль всего аппарата.

Была использована также и аппаратура с электрической термокомпенсацией и электрическими нагревателями для входящей жидкости и паров.

При всех опытах регистрировались количества дистиллируемого вещества и воды в дистиллате и в остатке.

В качестве дистиллируемых веществ при опытах служили толуол, ксилол, анилин, нитробензол и скипидар. Все использованные вещества подвергались соответственному анализу.

Были проведены также опыты с двухкомпонентными смесями, состоящими из летучего и практически нелетучего вещества. В качестве таких смесей применялись системы из чистого толуола и высококипящего парафинового масла в разных соотношениях. В ходе дистилляции из таких смесей перегоняется только толуол, так как упругость паров парафинового масла при температуре перегонки практически равняется нулю.

При опытах с двухкомпонентными смесями, кроме других показателей, определялось содержание летучего компонента в исходной смеси и в остатке. Экспериментально определялась также упругость паров полученных остатков и кривая упругости паров $p=f(x)$ для использованной смеси. При определении упругости паров был использован метод Валявского—Бударова в несколько модифицированном виде.

Проведены также и опыты с техническим скипидаром.

При проведении опытов изменяли скорость паров в аппарате, плотность орошения стенки трубы с дистиллируемой жидкостью и содержание в ней летучего компонента. С целью выяснения влияния геометрических размеров аппарата на массопередачу, опыты проводились в аппаратах различных размеров ($d=22\div 38$ мм; $l=0,8\div 2,5$ м).

Результаты опытов (всего 500 экспериментальных точек) частично приведены в обработанном виде на рисунках 2—10.

ВЛИЯНИЕ ПЛОТНОСТИ ОРОШЕНИЯ НА МАССОПЕРЕДАЧУ

Плотность орошения можно выразить как количество жидкости входящей в аппарат в единицу времени на единице длины периметра трубы в кг/м час.

При малом количестве входящей в аппарат исходной смеси дистиллируемое вещество вообще не достигает нижнего конца трубы. В случае двухкомпонентной смеси

также содержание летучего компонента в остатке практически равно нулю, так как дистиллируемый компонент полностью перегоняется. Таким образом, в этом случае количество дистиллируемого вещества, переходящего в дистиллат, равно количеству вещества, поступающего в аппарат с исходной смесью.

При дальнейшем увеличении плотности орошения дистиллируемый компонент начинает появляться уже и на нижнем конце трубы. Однако и в этом случае массопередача зависит еще от плотности орошения, так как еще не достигнута величина максимальной поверхности жидкостной пленки.

Массопередача зависит от плотности орошения до известной критической точки, при которой поверхность жидкостной пленки достигает максимальной величины. Дальнейшее увеличение плотности орошения на массопередачу не влияет.

Непосредственные наблюдения позволяют заключить, что и максимальная жидкостная пленка не является непрерывной и однородной. Получение полностью равномерной жидкостной пленки при дистилляции с водяным паром не удается даже при высокой плотности орошения, из-за наличия двухфазной жидкости.

Вышеупомянутая критическая плотность орошения зависит от свойств дистиллируемых веществ и от количества вводимого водяного пара. Более обобщенное выражение для критической плотности орошения получается, если выразить плотность орошения не через количество смеси, входящей в аппарат, а через количество смеси, выходящей из аппарата, рассчитанной также на единицу длины периметра трубы в кг/м час.

На рис. 2 приведены экспериментальные данные, характеризующие зависимость массопередачи от плотности орошения Γ_2 , считая на жидкость выходящую из трубы-дистиллятора при дистилляции толуола. Аналогичные зависимости были получены также при других дистиллируемых веществах.

Из опытных данных следует, что критическая плотность орошения, выраженная в упомянутом виде, является в случае различных дистиллируемых веществ практически одинаковой и равной

$$\Gamma_{2\text{кр}} = 7 \text{ кг/м час.} \quad (24)$$

Ввиду того, что в практическом отношении нас интересует достижение возможно большего значения коэффициента массопередачи, в дальнейшем мы будем заниматься только той областью, в которой массопередача не зависит от плотности орошения, т. е. $\Gamma_2 > 7$.

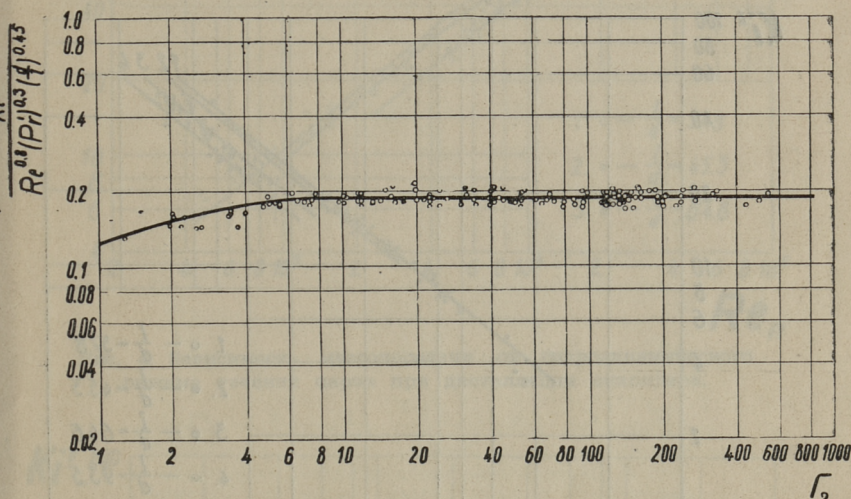


Рис. 2. Зависимость массопередачи от плотности орошения Γ_2 при дистилляции толуола.

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЙ РЕЖИМ ТЕЧЕНИЯ ПАРОВ

Гидродинамический режим течения паров характеризуется критерием Re_{π} .

$$Re_{\pi} = \frac{W_{\text{ср}} \cdot d \cdot \gamma_{\pi}}{g \cdot \mu_{\pi}} = \frac{4 \cdot G_{\text{ср}} \cdot M_{\text{ср}}}{\pi \cdot d \cdot g \cdot \mu_{\pi}} \quad (25)$$

Среднее количество паров, проходящих через аппарат

$$G_{\text{ср}} = \frac{G_{\text{в}0}}{1 - ay_{\text{ср}}} = \frac{G_{\text{ад}} (1 - ay_2)}{y_2 (1 - ay_{\text{ср}})} \quad (26)$$

Все физико-химические константы и средняя линейная скорость движения паров $W_{\text{ср}}$ соответствуют среднему составу и температуре паров.

На рис. 3—7 представлены экспериментальные данные, характеризующие зависимость массопередачи от гидравлического режима течения паров. При опытах, как указывалось выше, использовались различные вещества и опытные установки с различными размерами.

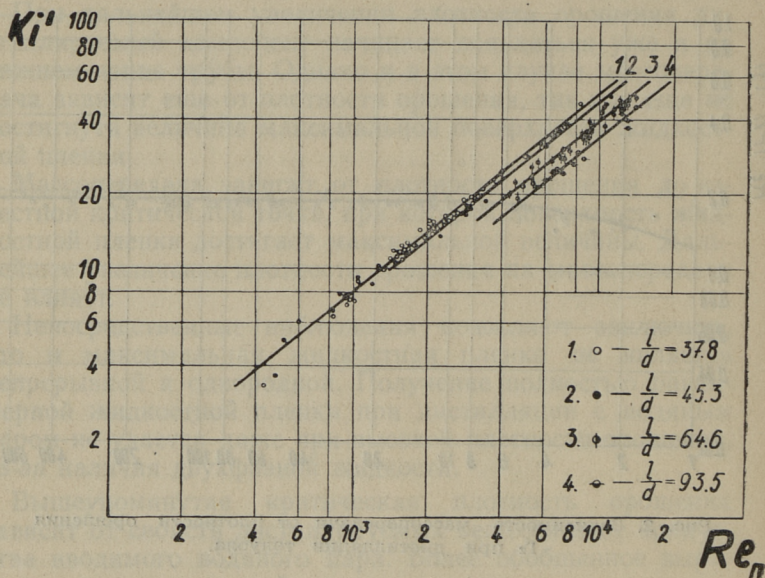


Рис. 3. Зависимость массопередачи от гидродинамического режима течения паров при дистилляции толуола.

Скорость паров в трубе в этих опытах изменяли в пределах от 0.1 до 12 м/сек. Высокая допустимая скорость паров и вследствие этого высокая производительность на единицу поперечного сечения колонны является одним из важнейших преимуществ рассматриваемых колонн.

Повышение скорости пара в колонне ограничено т. н. точкой захлебывания, при достижении которой дистиллируемая жидкость будет захватываться паром и начинается выброс жидкости из колонны. Следует отметить, что этот предел лежит значительно выше, чем начало режима эмульгирования в колоннах насадочного типа. Точка захлебывания при дистилляции с водяным паром в пленочном аппарате в значительной мере зависит от плот-

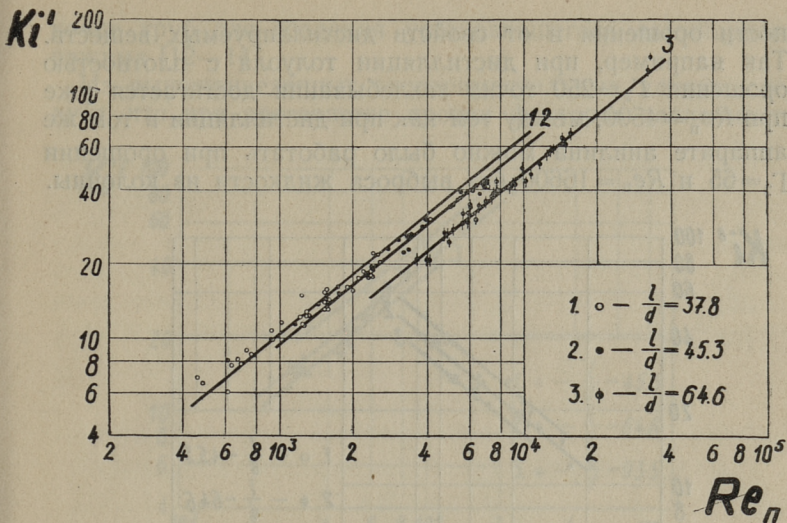


Рис. 4. Зависимость массопередачи от гидродинамического режима течения паров при дистилляции скипидара.

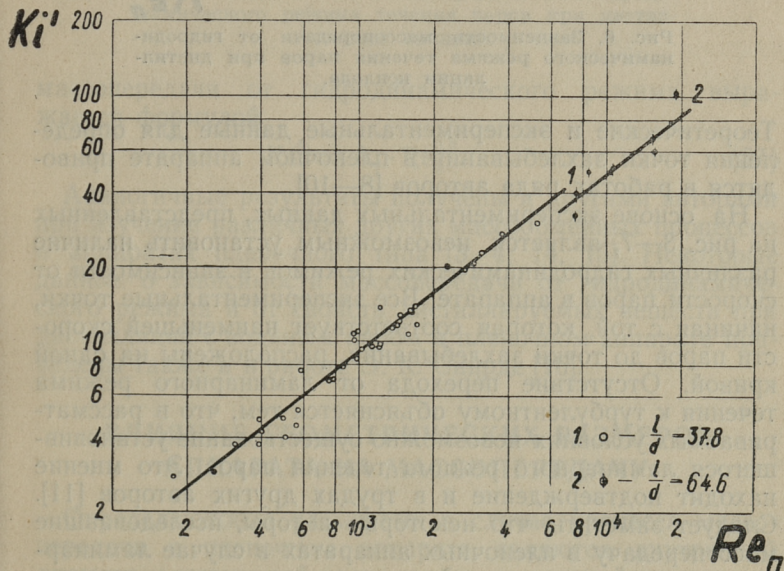


Рис. 5. Зависимость массопередачи от гидродинамического режима течения паров при дистилляции нитробензола.

ности орошения и от свойств дистиллируемых веществ. Так например, при дистилляции толуола с плотностью орошения $\Gamma_2=250$ точка захлебывания достигается уже при $Re_n=4500$, между тем как при дистилляции в том же аппарате анилина можно было работать при орошении $\Gamma_2=65$ и $Re_n=16600$ без выброса жидкости из колонны.

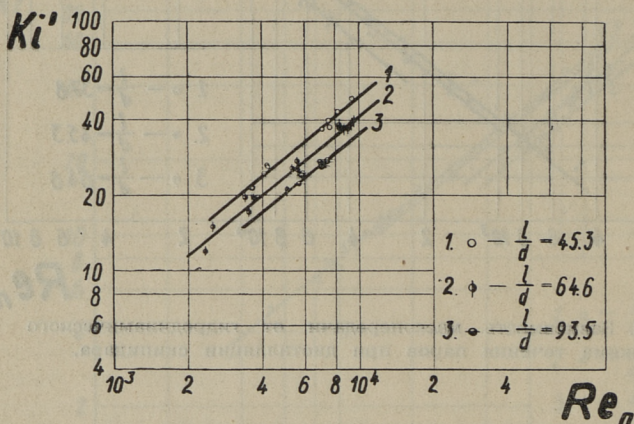


Рис. 6. Зависимость массопередачи от гидродинамического режима течения паров при дистилляции ксилола.

Теоретические и экспериментальные данные для определения точки захлебывания в пленочном аппарате приводятся в работах ряда авторов [8—10].

На основе экспериментальных данных, представленных на рис. 3—7, является невозможным установить наличие различных гидродинамических режимов в зависимости от скорости паров в аппарате. Все экспериментальные точки, начиная с той, которая соответствует наименьшей скорости паров до точки захлебывания, расположены на одной кривой. Отсутствие перехода от ламинарного режима течения к турбулентному объясняется тем, что в рассматриваемых условиях невозможно существование установившегося ламинарного режима течения паров. Это мнение находит подтверждение и в трудах других авторов [11]. Следует заметить, что некоторые авторы, исследовавшие массопередачу в пленочных аппаратах в случае ламинарного режима течения газов или паров, применяли специальные удлиненные стабилизирующие секции в начале и в

конце труб для создания установившегося ламинарного режима [12—14].

Из вышеприведенных экспериментальных данных следует, что при постоянстве прочих факторов зависимость

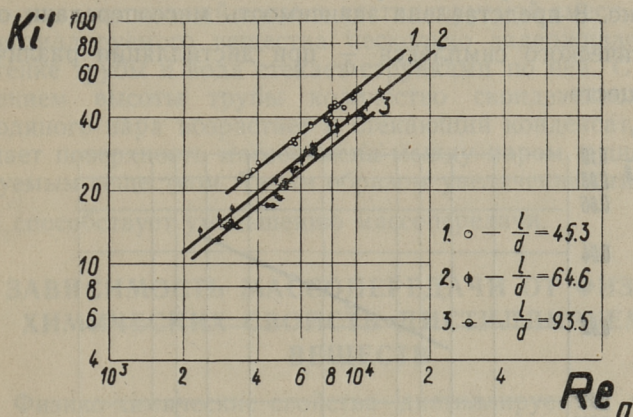


Рис. 7. Зависимость массопередачи от гидродинамического режима течения паров при дистилляции анилина.

массопередачи от гидродинамического режима выражается формулой

$$Ki' = A_1 \cdot Re_n^{0,8}. \quad (27)$$

Аналогичные результаты получены и другими авторами при изучении различных других массообменных процессов в аппаратах пленочного типа [3, 4, 14, 15]. Некоторые данные о зависимости массопередачи от гидродинамического режима и от свойств дистиллируемых веществ при дистилляции с водяным паром в пленочном аппарате приведены также и в работе Э. К. Сийде [16].

ВЛИЯНИЕ ГЕОМЕТРИЧЕСКИХ РАЗМЕРОВ АППАРАТА НА МАССОПЕРЕДАЧУ

Определяющими размерами в случае процесса массопередачи в пленочном аппарате являются внутренний диаметр и высота той части трубы, на которой происходит массопередача. Эти геометрические размеры характери-

зуются соотношением $\frac{1}{d}$. В настоящей работе симплекс $\frac{1}{d}$ изменяли в пределах от 35 до 100.

Влияние геометрических размеров на массопередачу можно заметить уже и на рис. 3—7.

На рис. 8 представлена зависимость массопередачи от геометрического симплекса $\frac{1}{d}$ при дистилляции различных веществ.

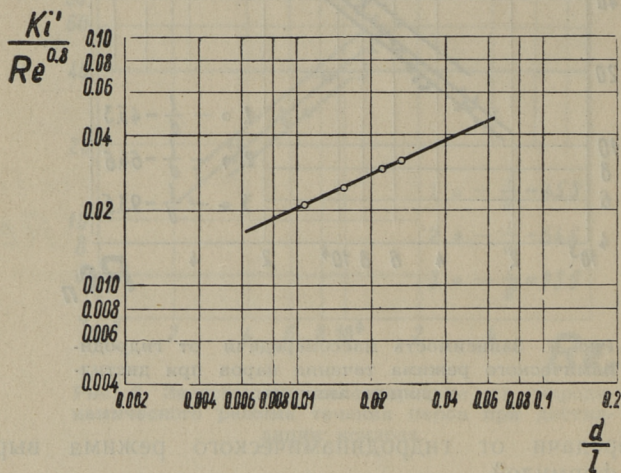


Рис. 8. Зависимость массопередачи от геометрического симплекса $\frac{1}{d}$ при дистилляции толуола.

Из этих данных следует, что при постоянстве прочих факторов, массопередача зависит от геометрических размеров следующим образом:

$$K_i' = A_2 \cdot \left(\frac{d}{l}\right)^{0.45} \quad (28)$$

Влияние геометрических размеров на массопередачу замечено также и в случае других массообменных процессов, в том числе в процессе ректификации в пленочном аппарате [3, 4, 11].

Сильное влияние геометрических размеров на массопередачу в рассматриваемом случае частично объясняется наличием развитой турбулентности в той части аппарата, где вводится водяной пар. Вследствие этого большая часть массопередачи протекает уже в начале трубы и на

остальной части трубы коэффициент массопередачи имеет пониженное значение.

С другой стороны следует считаться с тем, что в процессе дистилляции водяной пар конденсируется на стенке трубы. При этом, вследствие большой разности поверхностных натяжений воды и дистиллируемой смеси, пленка дистиллируемого вещества несколько задерживается на стенке трубы и вода стекает струйками по ней. С увеличением высоты трубы количество сконденсированного водяного пара возрастает и стекающий конденсат уменьшает поверхность массообмена между паром и дистиллируемым веществом. Таким образом увеличение отношения $\frac{1}{d}$ способствует уменьшению массопередачи.

ЗАВИСИМОСТЬ МАССОПЕРЕДАЧИ ОТ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ДИСТИЛЛИРУЕМЫХ ВЕЩЕСТВ

Физико-химические свойства дистиллируемых веществ характеризуются диффузионным критерием Прандтля Pr' . При этом все физико-химические константы следует относить к среднему составу и температуре паров.

Зависимость массопередачи от физико-химических свойств дистиллируемых веществ представлена на рис. 9.

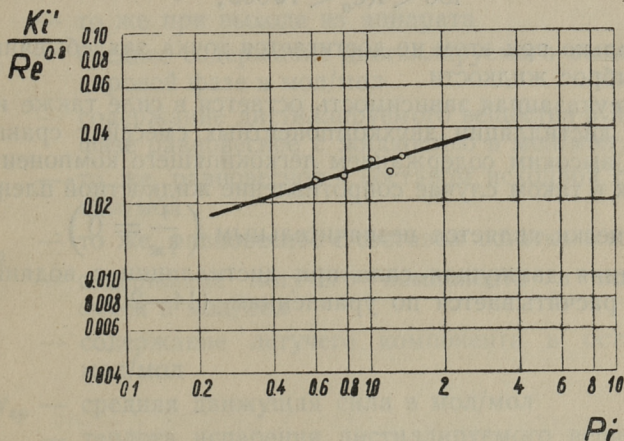


Рис. 9. Зависимость массопередачи от диффузионного критерия Pr' при $\frac{1}{d} = 64,6$.

Из приведенных данных следует, что при постоянстве прочих факторов зависимость массопередачи от критерия Pr' выражается в следующем виде:

$$Ki' = A_3 \cdot (Pr')^{0,3}. \quad (29)$$

Аналогичные результаты получены и при изучении других массообменных процессов в пленочных аппаратах [4, 11].

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате исследования найдено, что массопередача при дистилляции с водяным паром в аппаратах пленочного типа выражается общим уравнением

$$Ki' = 0,19 \cdot Re_n^{0,8} \cdot (Pr')^{0,3} \cdot \left(\frac{d}{l}\right)^{0,45}. \quad (30)$$

Эта зависимость имеет место в пределах

$$\Gamma_2 > 7$$

$$0,6 < Pr' < 1,4$$

$$35 < \frac{1}{d} < 100$$

$$150 < Re_n < 16000,$$

если только при этом не достигается точка захлебывания, т. е. выброс жидкости.

Вышеуказанная зависимость остается в силе также и в случае дистилляции двухкомпонентных смесей с сравнительно высоким содержанием легкокипящего компонента, так как в таком случае сопротивление жидкостной пленки практически является незначительным $\left(\frac{1}{k_{ж}} = 0\right)$.

Средняя движущая сила при дистилляции с водяным паром рассчитывается по уравнениям (14—20).

ОБОЗНАЧЕНИЯ

- F — поверхность массопередачи в m^2
 G_a — количество паров дистиллируемого вещества, проходящее через данное сечение трубы в кг-мол/час
 G'_a — то же в кг/час
 G — общее количество паров, проходящее через данное сечение трубы в кг-мол/час
 G_b — количество водяного пара, проходящее через данное сечение трубы в кг-мол/час
 G'_b — то же в кг/час
 G_{b_0} — количество водяного пара, входящего в аппарат в кг-мол/час
 $G_{\#d}$ — количество дистиллируемого вещества в парах, выходящих из аппарата (поступающее в дистиллат) в кг-мол/час
 L_1 — количество исходной смеси жидкостей, поступающее в аппарат в кг-мол/час
 L_2 — количество смеси жидкостей, выходящее из аппарата в кг-мол/час
 u — содержание дистиллируемого вещества в паровой фазе в мол/мол
 u_1 — то же при входе в аппарат
 u_2 — то же при выходе из аппарата
 u_{cp} — среднее содержание дистиллируемого вещества в паровой фазе в мол/мол
 u_p — содержание дистиллируемого вещества в паровой фазе равновесное с жидкостью в мол/мол
 u_{p_1} — то же, равновесное с составом исходной смеси в мол/мол
 u_{p_2} — то же, равновесное с составом остатка в мол/мол
 x_1 — содержание летучего компонента в исходной смеси в мол/мол
 u_2 — содержание летучего компонента в остатке в мол/мол
 Δu_{cp} — средняя движущая сила в мол/мол
 r_a — теплота испарения дистиллируемого вещества в ккал/кг-мол
 r_b — теплота испарения воды в ккал/кг-мол

- M_a — молекулярный вес дистиллируемого вещества
 M_B — молекулярный вес воды
 P — общее давление в аппарате в мм рт. ст.
 P_A — упругость паров чистого летучего компонента при температуре дистилляции в мм рт. ст.
 P_B — упругость паров воды при температуре дистилляции в мм рт. ст.
 P_a — парциальное давление дистиллируемого вещества в мм рт. ст.
 P_p — парциальное давление дистиллируемого вещества, равновесное с составом жидкости в мм рт. ст.
 K — коэффициент массопередачи в $\frac{\text{кг-мол}}{\text{м}^2 \text{ час}}$
 $k_{ж}$ — частный коэффициент массопередачи в жидкостной пленке в $\frac{\text{кг-мол}}{\text{м}^2 \text{ час}}$
 $k_{г}$ — частный коэффициент массопередачи в газовой пленке в $\frac{\text{кг-мол}}{\text{м}^2 \text{ час}}$
 $K' = K \frac{22,4 (273,2 + t_{cp})}{273,2}$ — коэффициент массопередачи в $\frac{\text{кг/м}^2 \text{ час}}{\text{кг/м}^3}$
 t_{cp} — средняя температура паров в $^{\circ}\text{C}$
 $Ki' = \frac{K' \cdot d}{D_n}$ — диффузионный критерий Кирпичева
 $Pr' = \frac{3600 \cdot \mu_n \cdot 9,81}{\gamma_n \cdot D_n}$ — диффузионный критерий Прандтля
 $Re_n = \frac{W_{cp} \cdot d \cdot \gamma_n}{g \cdot \mu_n}$ — критерий Рейнольдса
 l — длина части трубы участвующая в массопередаче в м
 d — внутренний диаметр трубы в м
 D_n — коэффициент диффузии дистиллируемого вещества в паровой фазе в $\text{м}^2/\text{час}$
 γ_n — удельный вес паров в кг/м^3
 μ_n — вязкость паров в кгсек/м^2
 W_{cp} — средняя скорость паров в аппарате в м/сек
 Γ_2 — количество жидкости выходящей из аппарата, рассчитанное на единицу длины периметра трубы в кг/м час .

ЛИТЕРАТУРА

1. Гельперин Н. И., Хаценко М. С. Кислород № 6, 17 (1951).
2. Аксельрод Л. С., Матрозов В. И. Хим. пром. № 8, 242 (1952).
3. Усюкин И. П., Аксельрод Л. С. Кислород № 3, 1 (1952).
4. Николаев А. П. Труды КТИПП им. А. И. Микояна. вып. 16, 131 (1956).
5. Kuhn W. Chemie-Ingenieur-Technik 29. № 1, 6 (1957).
6. Lindsey E. E., Kiefer J. M., Huffine C. L. Ind. Eng. Chem. 44, № 1, 225 (1952).
7. Суйрде Э. К. Труды Таллинского политехнического ин-та. Сер. А, № 84 (1957).
8. Кафаров В. В. Процессы и аппараты химической технологии. Сборник работ. ГХИ 1953.
9. Фрадков Б., Кислород № 2, 16 (1947).
10. Матрозов В. И., Степанова И. Г. НИИХИММАШ Исследования тепдохимических аппаратов. Сборник статей. Вып. 10, 110 (1951).
11. Van Krevelen D. W. Hoftijzer P. I., Rec. trav. chim. 68, № 4, 221 (1949).
12. Gilliland E. R., Sherwood T. K., Ind. Eng. Chem. 26, № 5, 516 (1934).
13. Jackson M. L., Cealske N. H., Ind. Eng. Chem. 42, № 6, 1188 (1950).
14. Barnet W. I., Kobe K. A. Ind. Eng. Chem. 33, № 4, 436 (1941).
15. Sherwood T. K., Pigford R. L., Absorbtion and Extraction, New York, 1952.
16. Суйрде Э. К. Автореферат диссертации, ЛТИ им. Ленсовета, 1957.

Цена 90 коп.

EESTI AKADEEMILINE RAAMATUKOGU



1 0200 00081941 1