.6.7

ТРУДЫ ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
Серия А № 84 1957

Э. К. СИЙРДЕ

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ

ИЗДАТЕЛЬСТВО
ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
ТАЛЛИН, 1957

Ep. 6.7

ТРУДЫ ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
Серия А № 84 1957

Э. К. СИЙРДЕ

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ

Ep. 916

ENSV Teaduste Akadeemia
Keskraamatukogu

ИЗДАТЕЛЬСТВО
ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
ТАЛЛИН, 1957

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ

Ер. 916

ИЗДАТЕЛЬСТВО
ТАЛЛИНСКОГО ПОЛИТЕХНИЧЕСКОГО ИНСТИТУТА
ТАЛЛИНН 1957

ПРЕДИСЛОВИЕ

Исследования процессов тепло- и массообмена в настоящее время составляют важнейшую проблему современного учения о процессах и аппаратах химической технологии и имеют огромное значение для дальнейшего технического прогресса в промышленности. К числу диффузионных процессов, нашедших широкое применение в практике, относится процесс дистилляции веществ в токе водяного пара, теоретические основы которого, особенно в отношении кинетики, были изучены недостаточно. Между тем знание действительных соотношений компонентов в паровой фазе и коэффициентов массопередачи, в зависимости от перекрестных влияний многочисленных факторов на ход процесса дистилляции, имеет первостепенное значение для создания современной теории дистилляции, а также для развития общей теории массопередачи.

Настоящая работа была начата в Таллинском политехническом институте в 1950 году. В 1954 году автор был откомандирован в докторантуру для завершения этой работы в Ленинградском технологическом институте им. Ленсовета.

Автор выражает благодарность консультанту работы профессору, доктору технических наук П. Г. Романкову за ценные советы, а также коллективу кафедры Процессов и аппаратов ЛТИ им. Ленсовета за товарищескую помощь при обсуждении этой работы.

Автор

Основные обозначения

M_1 — молекулярный вес вещества
M_0 — молекулярный вес воды
G_1 — весовое количество вещества
G_0 — весовое количество водяного пара
P_1 — давление пара вещества при температуре дистилляции
P_0 — давление водяного пара при температуре дистилляции
p_1^* — равновесное давление дистиллируемого вещества
p_1 — среднее давление дистиллируемого вещества в потоке водяного пара
$p_ж$ — давление жидкости
p — давление водяного пара
p_1' — давление пара дистиллируемого вещества в потоке водяного пара при входе
p_1'' — давление пара дистллиируемого вещества в потоке водяного пара при выходе
c — концентрация вещества
γ_1 — удельный вес пара вещества
γ — удельный вес водяного пара
$\gamma_ж$ — удельный вес жидкости
ϱ — плотность водяного пара
ϱ_1 — плотность пара вещества
$\varrho_ж$ — плотность жидкости
σ — поверхностное натяжение
$\mu_ж$ — вязкость жидкости
μ — вязкость водяного пара
μ_1 — вязкость пара вещества
$\tau_ж$ — касательные напряжения жидкости
τ_0 — касательные напряжения водяного пара
g — ускорение силы тяжести

$\overline{w}_{ср}$ — средняя скорость паровой фазы (водяной пар и пар вещества)
w — скорость водяного пара
w_1 — скорость пара вещества
$w_ж$ — скорость движения жидкости
$w_x \cdot c$ — массовый поток
φ — коэффициент насыщения
k, K — коэффициент массопередачи
β — коэффициент массоотдачи
ψ — коэффициент сопротивления
D, D_p — коэффициент диффузии
d_0 — диаметр пузырька
d — диаметр сопла, через которое подается пар
h — высота слоя дистиллируемого вещества
δ — толщина слоя
D_A — диаметр аппарата или диаметр области влияния вводимого пара
F — поверхность массопередачи
S_A — площадь сечения аппарата
τ — время
$V_ж$ — объем жидкости
V_A — объем аппарата

ВВЕДЕНИЕ

Дистилляция с водяным паром является одним из видов перегонки, известным уже давно и применяемым на многих предприятиях химической и нефтяной промышленности.

Органические вещества с высокой температурой кипения невозможно разделять друг от друга или очищать от нелетучих примесей при помощи высокотемпературной дистилляции или ректификации, так как они могут разрушаться под воздействием высоких температур. Для этого применяют дистилляцию или ректификацию при пониженном давлении или дистилляцию с водяным паром, что дает возможность понизить температуру кипения разделяемых веществ. Понижение температуры кипения устраняет опасность термического разложения органических веществ и дает возможность использовать пар низкого давления в качестве источника теплоты и тем самым способствует экономии пара высокого давления и температуры.

При дистилляции с водяным паром последний направляется непосредственно в дистилляционную смесь так, что теплопередача от пара к жидкости происходит в условиях их непосредственного контакта, являющихся наиболее эффективными.

Однако, дистилляцию с водяным паром можно применять в основном лишь в том случае, если дистиллируемое вещество не растворяется в воде или же растворяется в очень незначительных количествах. В химической промышленности, в частности, в сланцевой промышленности дистилляция с водяным паром применяется при переработке и очистке жидких кислот, органических полупродуктов, смол, масел и т. п.

Дистилляция с водяным паром имеет и свои недостатки, к которым относится большой расход водяного пара,

который сопровождает дистиллируемое вещество в дистиллат. Расход водяного пара при перегонке с водяным паром увеличивается с повышением температуры кипения дистиллируемого вещества. Примесь водяного пара обусловливает необходимость конденсации большого количества пара в установке, для чего требуются большие поверхности конденсации и охлаждения и большой расход охлаждающей воды.

Несмотря на то, что процесс дистилляции с водяным паром и возможности его применения давно известны, механизм процесса этой дистилляции все же не настолько изучен, чтобы позволить объективно оценить результаты процесса и обеспечить его проведение с наиболее высокими технико-экономическими показателями.

Это подтверждается как ограниченным количеством литературных данных, имеющихся по вопросу о дистилляции с водяным паром, так и многочисленными запросами, поступающими со стороны практики.

Однако, для глубокого понимания процесса недостаточно только одностороннее рассмотрение его технико-экономических показателей, процесс необходимо рассмотреть в целом, учитывая все его особенности. Это и послужило исходным положением при постановке цели данной научно-исследовательской работы.

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ РЕЖИМЫ, НАБЛЮДАЕМЫЕ ПРИ БАРБОТАЖЕ

При дистилляции с водяным паром поток водяного пара вводится в слой дистиллируемой жидкости. Водяной пар может проходить через слой жидкости в виде отдельных больших пузырей, может образовывать с жидкостью дисперсную систему — пену, а также может проходить через нее в виде струи. При прохождении водяного пара через слой жидкости происходит испарение дистиллируемого вещества в поток пара, сопровождающееся охлаждением водяного пара, а при трехфазной дистилляции с водяным паром * еще и частичной конденсацией водяного пара. Все эти факторы являются причиной изменения объема, проходящего через слой жидкости водяного пара, что в свою очередь изменяет физическую картину барботажа и обусловливает изменения в его гидродинамическом режиме. Помимо названных причин на гидродинамический режим барботажа оказывает влияние количество водяного пара, вводимого в единицу времени, количество пара, приходящееся на единицу поперечного сечения аппарата, а также конструктивные размеры аппаратуры и физические свойства системы.

Гидродинамика дистилляции с водяным паром изучалась нами путем фотографирования, а также путем прямого наблюдения процесса. В качестве жидкостей применялись бензол, толуол, ацетон и вода. Через них барботировались водяной пар и воздух. Различие в гидродинамических режимах достигалось путем изменения температурных условий опыта. При более высоких температурах происходит более интенсивное испарение жидкости в га-

* Под этим термином подразумевается дистилляция, сопровождающаяся частичной конденсацией водяного пара, так что в дистилляционном кубе совместно присутствуют как дистиллируемая жидкость так и вода.

зообразную фазу, вследствие чего происходит увеличение объема пара, проходящего через слой жидкости.

Анализ фотографического материала, полученного при исследовании гидродинамических режимов барботажа, соответствующих дистилляции с водяным паром, позволил сделать следующие выводы.

Различие в характере барботажа в первую очередь обусловлено скоростью вводимого водяного пара (газа) — с увеличением скорости пара (газа) увеличивается и диспергированный слой за счет слоя однородной жидкости, как это отмечалось уже и другими авторами.

Гидродинамические различия в барботаже вызываются также и количеством жидкости, испарившимся в газообразную фазу за время прохождения пара (газа) через слой жидкости. Количество (объем) жидкости, испарившейся в газообразную фазу, увеличивает объем проходящего пара (газа) и тем самым линейную скорость всей газообразной фазы, рассчитанную на поперечное сечение аппарата. Объем пара дистиллируемой жидкости, перешедшего в газообразную фазу, по сравнению с объемом водяного пара (газа), характеризуется отношением:

$$\frac{V_1}{V_0} = \frac{P_1}{P_0} \qquad (1)$$

где V_1, V_0 — объемы пара дистиллируемого вещества и водяного пара (газа);

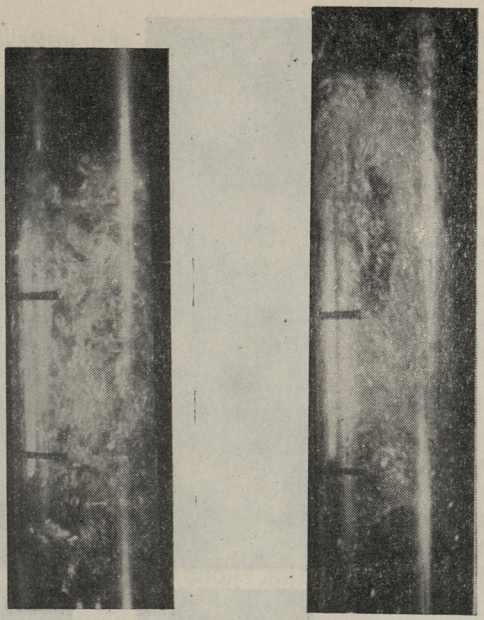
P_1, P_0 — парциальные давления дистиллируемого вещества и водяного пара (газа),

или соответственно весовым отношением

$$\frac{G_1}{G_0} = \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0} \qquad (2)$$

где M_1, M_0 — молекулярные веса данного вещества и водяного пара (газа).

На рис. 1 даны фотоснимки барботажа, когда воздух при температуре 120°С пропускался с одной и той же скоростью (V_0 = 24 л/мин) через слой воды, температура которой составляла в одном случае (а) 35°С и в другом (б) 50°С. Согласно расчету по уравнению (1) горячий воздух, в предположении полного насыщения потока воздуха влагой, уносит с собой водяного пара в случае (а) ~ 1,4 л/мин и в случае (б) ~ 4,4 л/мин. Линейная скорость газовой фазы, рассчитанная на поперечное сече-



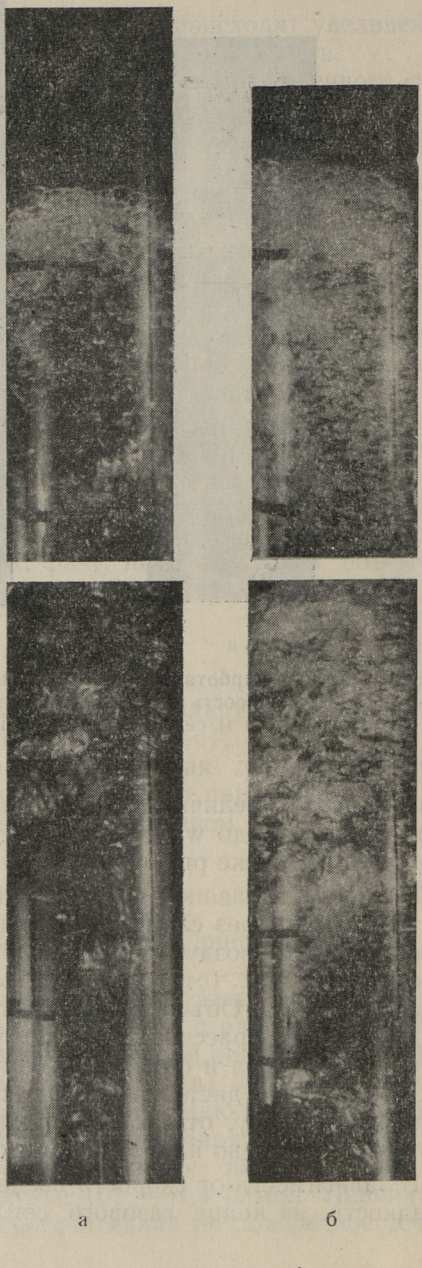
а б

Рис. 1. Картина барботажа при различных температурах жидкости. w — линейная скорость воздуха в выходном отверстии подводящей трубки = 25,0 м/сек. Температура воды а) 35°С б) 50°С.

ние аппарата, увеличивается в случае (а) до w=0,265 м/сек и в случае (б) до w = 0,3 м/сек. Данные расчета иллюстрируются также рисунком 1.

На рис. 2 показано барботирование воздуха при температуре 20°С через слой воды (а) и слой толуола (б). В обоих случаях воздух вводился в слой жидкости со скоростью 6 л/мин. (относительная влажность воздуха равнялась ~ 0,7). Объем испарившегося в потоке воздуха водяного пара, рассчитанный по уравнению (1), составляет 0.042 л/мин и объем толуола 0,198 л/мин. Различие в объемах пара дистиллируемых жидкостей, присоединившихся к воздуху, отражается также и на характере барботажа, что видно на фотоснимках рис. 2.

В зависимости от скорости введения газа в жидкость, в жидкости, на конце газового сопла, возникают или от-



а б

Рис. 2.
Картина барботажа в различных жидкостях в зависимости от объема жидкости, испарившейся в поток воздуха.
w — линейная скорость в выходном отверстии подводящей трубки 1,6 м/сек.
а) вода б) толуол

дельные пузыри или струя газа. Оторвавшийся от конца газового сопла большой газовый пузырь, продвигаясь через слой жидкости, распадается на отдельные пузырьки. Отдельные газовые пузырьки, возникшие в процессе, продвигаясь через слой жидкости, в свою очередь распадаются в дальнейшем на маленькие пузырьки, и в этом виде газ выходит из слоя жидкости. При увеличении скорости введения газа в жидкость распадение большого газового пузыря на маленькие пузырьки происходит одновременно с делением первоначального пузыря на пузыри промежуточной величины. Газовая струя разделяется на отдельные пузыри и одновременно происходит распадение ее на маленькие пузырьки. Образование маленьких пузырьков наблюдается и непосредственно по краям газовой струи.

При введении газа в жидкость с небольшой скоростью через решетку также возникают пузырьки, которые, продвигаясь сквозь слой жидкости, распадаются на более мелкие пузырьки. При большей скорости введения газа в жидкость через решетку образуются пузырьки, которые при прохождении через слой жидкости в дальнейшем не распадаются.

На основании изучения барботажа путем фотографирования движения газа, проходящего через слой жидкости, этот процесс можно разделить на четыре стадии:

1. Возникновение пузыря или струи пара (газа) (стадия возникновения пузыря или струи).

2. Движение возникшего пузыря или струи пара (газа) в жидкости (компактная стадия).

3. Разделение движущегося в жидкости пузыря или струи на отдельные пузыри и расширение этого процесса (стадия деления).

4. Распад отделившихся пузырей на мелкие пузырьки (стадия распыления).

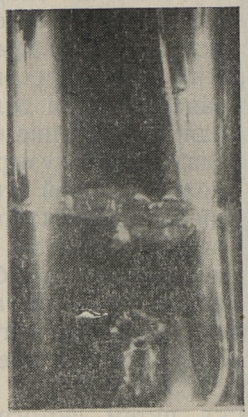
Основными факторами, обусловливающими возникновение и изменение того или иного гидродинамического режима на различных стадиях процесса барботажа, согласно фотографическим данным, можно считать следующие:

1. На стадии возникновения пузырька скорость введения пара (газа) (w) и диаметр сопла (d).

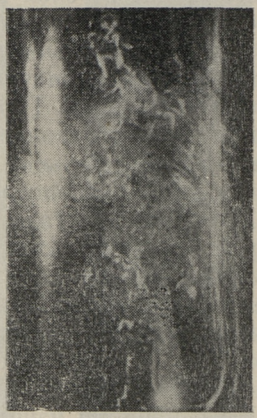
2. На компактной стадии — архимедова сила и сила сопротивления.

3. На стадии деления — турбулентные напряжения, которые в свою очередь зависят от скорости прохождения

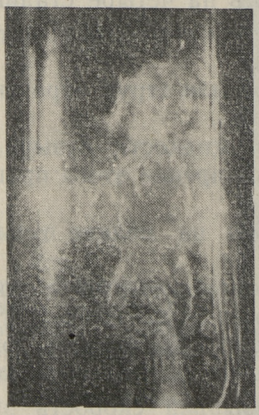
газообразной фазы сквозь жидкость, т. е. зависят от скорости пара (w) и количества испаряющейся жидкости $\left[\frac{G_1}{G_0} = \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right]$, от диаметра аппарата ($D_A$) или от размеров области влияния вводимого водяного пара, а также от высоты слоя жидкости (h).



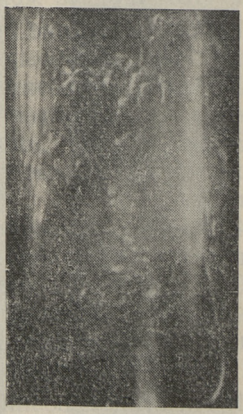
а



б



в



г

Рис. 3. Фотоснимки, характеризующие различные режимы барботажа. Температура воды в случае «а» и «б» равняется 20°С, в случае «в» 60°С, в случае «г» была сильно кипящая воды.
w — линейная скорость воздуха в выходном отверстии трубки равнялась в случае «а» 0,31 м/сек, «б» 12,5 м/сек, «в» 10 м/сек, «г» 7,2 м/сек.

4. На стадии распыления — турбулентные напряжения и силы поверхностного натяжения.

В зависимости от продолжительности прохождения пара или газа через слой жидкости при барботаже можно различить три режима:

1. пузырьковый режим
2. пенный режим
3. струйный режим.

Фотоснимки, отображающие отдельные режимы, приводятся на рис. 3. Снимок «а» соответствует пузырьковому режиму, «б» — пенному режиму, «в» и «г» — струйному режиму. Стадии движения газа и та роль, какую играет та или иная из этих стадий в процессе, имеют существенное значение для характеристики гидродинамического режима. Например, началом пенного режима можно считать тот момент, когда все газовые пузыри, уже распавшись на мелкие пузырьки, выходят из жидкости.

Учитывая, что массообмен зависит от гидродинамического режима, для его успешного протекания необходимо соответствующим образом оформить и гидродинамические условия процесса.

Например, при пузырьковом режиме следует работать со сравнительно высоким слоем жидкости, чтобы путь пузыря в слое жидкости был длиннее и было достаточно времени для диффундирования паров жидкости в газ до полного его насыщения. Напротив, при пенном режиме можно работать со сравнительно низкими слоями, так как большая турбулентность обуславливает лучший массообмен. При этом, однако, слой жидкости имеет предельно-минимальную высоту, ниже которой происходит прорыв пара через жидкость в виде струи, как показано на фотоснимке «в» рис. 3. Предельная высота слоя жидкости зависит от скорости входящего пара, а также от диаметра сопла, от отношения объема образующегося пара дистиллируемой жидкости к объему входящего водяного пара и от других факторов.

УНОС ДИСТИЛЛИРУЕМОЙ ЖИДКОСТИ С ПОТОКОМ ВОДЯНОГО ПАРА.

Переход вещества в поток пара в виде капелек и тумана обусловливает загрязнение получаемого дистиллата. Переходу вещества содействуют с одной стороны физиче-

ские свойства паровой фазы, как-то скорость движения ее в аппарате, плотность ее и т. п. С другой стороны имеет значение гидродинамический режим процесса, способствующий образованию капелек и тумана. Форма аппарата также оказывает влияние на унос жидкости паром. Так например, при одинаковых условиях в аппарате цилиндрической формы унос жидкости в виде капелек относительно меньше, чем в аппаратах любой другой формы.

Удачные результаты по количественному определению уноса были получены согласно нижеследующей методике. В дистилляционный куб загружался раствор хлористого натрия определенной концентрации, сквозь который барботировался водяной пар с различными скоростями. Количество жидкости, унесенной в дистиллат в виде капелек, определялось путем титрования с нитратом серебра. Данные по уносу жидкости выражались в виде содержания унесенной в виде капелек жидкости в дистиллате, выраженного в объемных процентах или же в виде отношения количества молей воды, унесенной в виде капелек с паром к количеству молей водяного пара. Опытные данные, выраженные таким образом, представлены на рис. 4.

Если водяной пар проходит сквозь жидкость в виде

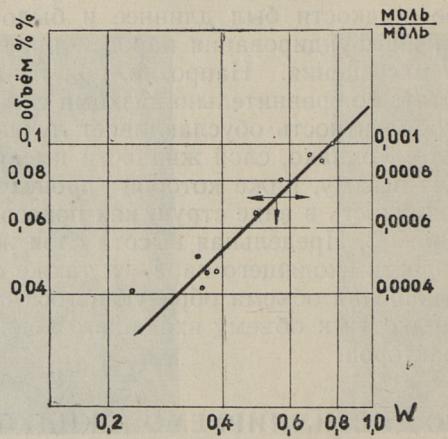


Рис. 4. Количество раствора хлористого натрия, унесенного в виде капелек с водяным паром.
Высота аппарата над слоем жидкости 1250 мм.
w — м/сек линейная скорость водяного пара, расчитанная на поперечное сечение аппарата.

струи или отдельных больших пузырей, не успевающих распасться в слое жидкости, то жидкость уносится с паром в значительно больших количествах, что характеризуется общеизвестным выражением «переброс». Это явление может осуществляться при струйном режиме в случае больших и очень больших скоростей введения водяного пара. Для исследования этого явления были произведены следующие опыты.

Как и в предыдущем случае, водяной пар барботировался сквозь слой раствора хлористого натрия. Различие этого опыта от предыдущих заключалось в том, что температура вводимого водяного пара была 250°С и раствор хлористого натрия в дистилляционном кубе интенсивно

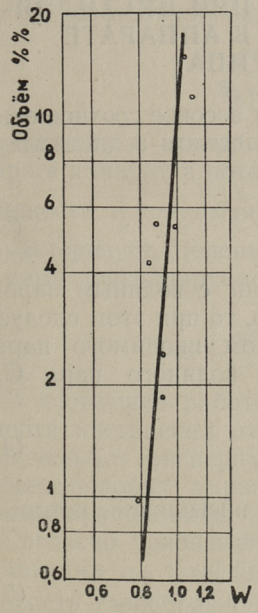


Рис. 5. Количество раствора хлористого натрия, унесенного в виде капелек с водяным паром в случае «переброса».
$w = \frac{м}{сек}$ линейная скорость водяного пара, расчитанная на поперечное сечение аппарата.

кипел (температура 108—110°С). Можно предположить, что гидродинамическая картина барботажа, проведенного в подобных условиях, соответствовала фотоснимку, приведенному на рис. 3 «г». Результаты этого опыта даны на рис. 5.

При сравнении опытных данных, представленных на рисунках 4 и 5, полностью выясняется количественная

разница в размерах уноса, обусловленная различием в режимах.

Результаты настоящего исследования подтверждают наши взгляды относительно существования различных гидродинамических режимов при барботаже, а также способствуют уяснению их свойств. Одновременно они указывают на то, что для практического применения в производстве с точки зрения уноса жидкости наиболее пригодным является пенный режим барботажа, так как при этом режиме с потоком водяного пара в дистиллат переносится количество жидкости несравненно меньшее, чем в случае струйного режима.

КОЭФФИЦИЕНТ НАСЫЩЕНИЯ ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ В АППАРАТЕ БАРБОТАЖНОГО ТИПА

При дистилляции с водяным паром весовое соотношение между водой и дистиллируемым веществом в дистиллате теоретически определяется формулой:

$$\frac{G_1}{G_0} = \frac{M_0 P_0}{M_1 P_1} \qquad (3)$$

Так как фактически при дистилляции с водяным паром равновесие достигается не полностью, то при этом следует считаться с некоторым перерасходом вводимого пара. В результате фактический расход водяного пара G_0' можно выразить так:

$$G_0' = G_1 \frac{P_0 M_0}{P_1 M_1 \varphi} \qquad (4)$$

где φ так называемый коэффициент насыщения, который можно представить в виде отношения

$$\varphi = \frac{P_1}{P_1^*} \qquad (5)$$

где P_1 — действительное парциальное давление пара вещества и

P_1^* — равновесное давление пара вещества при температуре дистилляции.

Теоретическое выражение для коэффициента насыщения, исходя из материального баланса, можно получить следующим образом: материальный баланс в отношении

дистиллируемого вещества при дистилляции с водяным паром приводит к следующему уравнению:

$$\beta(p_1^* - \bar{p}_1)\,dF = S_A\,\bar{w}_{см}\,\gamma_1\,\frac{dp_1}{P} \qquad (6)$$

Отсюда получается

$$\frac{\beta P}{S_A \cdot \bar{w}_{см} \cdot \gamma_1}\int_0^F dF = \int_{p_1'}^{p_1''}\frac{dp_1}{p_1^* - \bar{p}_1} \qquad (7)$$

Интегрируя это по поверхности массообмена от 0 до F и, соответственно, от давления паров дистиллируемой жидкости p_1', соответствующего входу потока пара в аппарат до p_1'', соответствующего выходу из аппарата, получим:

$$\frac{\beta FP}{S_A \bar{w}_{см}\gamma_1} = \ln\frac{p_1^* - p_1''}{p_1^* - p_1'} \qquad (8)$$

Предполагая, что $p_1' = 0$, т. е. что при входе водяного пара в аппарат в потоке водяного пара отсутствуют пары жидкости, и принимая во внимание, что отношение $\frac{p_1''}{p^*} = \varphi$ характеризует степень насыщения объема паровой фазы парами дистиллируемой жидкости, получим в результате:

$$\varphi = \frac{p_1''}{p_1^*} = 1 - e^{-\frac{\beta FP}{S_A\,\bar{w}_{см}\gamma_1}} \qquad (9)$$

В настоящей работе исследуется зависимость коэффициента насыщения от различных факторов и на основе полученного экспериментального материала с помощью теории подобия и размерности дается соответствующая критериальная зависимость.

Согласно уравнению (9) в число основных факторов, влияющих на коэффициент насыщения, входит средняя скорость газообразной фазы $\bar{w}_{см}$, которая зависит не только от скорости введения водяного пара в жидкость w_0, но и от скорости прироста объема паровой фазы за счет паров дистиллируемого вещества, которая в свою очередь зависит от физических свойств дистиллируемого вещества, характеризуемых отношением $\frac{G_1}{G_0} = \frac{M_1P_1}{M_0P_0}$.

Поверхность массопередачи F, входящая в уравнение (9), зависит от диаметра пузырьков d_0 и от их числа n.

Количество пузырьков n в слое жидкости толщиною h составляет

$$n = \frac{h}{w_n} \cdot \frac{6V}{\pi d_0^3} \tag{10}$$

где w_n — скорость подъема пузырьков, V — расход газа через насадок.

На пузырек, находящийся в слое жидкости, оказывают влияние следующие факторы: архимедова сила

$$K_A = \frac{\pi d_0^3}{6} (\varrho_ж - \varrho) g \tag{11}$$

сила сопротивления среды

$$K_c = \psi \varrho_ж \quad d_0^2 w_n^2 \tag{12}$$

и турбулентные напряжения

$$\begin{aligned} \tau_ж &= -\varrho_ж w'_{ж_1} w'_{ж_2} \\ \tau_0 &= -\varrho w''_{0_1} w''_{0_2} \end{aligned} \tag{13}$$

где $w'_{ж_1}$, $w'_{ж_2}$ — пульсационные скорости жидкости
w''_{0_1}, w''_{0_2} — пульсационные скорости газа.

Сила поверхностного натяжения может быть выражена с помощью диаметра пузырька d_0 и коэффициента поверхностного натяжения σ.

Согласно формуле (9) коэффициент насыщения непосредственно связан также и с коэффициентом массоотдачи β. При массообмене необходимо учитывать два различных случая — случай молекулярного и случай турбулентного массообмена. В условиях молекулярного массообмена коэффициент массоотдачи β может быть выражен через коэффициент диффузии D_p и толщину пограничной пленки. Толщину же пленки можно представить так:

$$\delta = \frac{d}{Ki'} \tag{14}$$

где Ki′ — диффузионный критерий Кирпичева.

При турбулентном массообмене массоотдача происходит с помощью массового потока $w_x c$, где w_x — скорость потока, направленная нормально к поверхности, и c — концентрация вещества в паре, которую можно выразить также посредством парциального давления p_1 пара данного вещества.

В качестве геометрической характеристики аппарата в уравнение (9) входит площадь отверстия парового сопла

$$S_A = \frac{\pi D_A^2}{4} \qquad (15)$$

Исходя из всего вышеизложенного можно написать:

$$\varphi = f\left(w, \varrho, \varrho_ж, g, \sigma, \mu_ж, \mu, D_p, \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}, d, h, D_A\right) \qquad (16)$$

Это уравнение может быть представлено в виде экспоненциальной зависимости

$$\varphi = w^a, \varrho^b, \varrho_ж^c, g^d, \sigma^g, \mu_ж^h, \mu^i, D_p^k \cdot d^l \cdot h^m \cdot D_A^n \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^0 \qquad (17)$$

Подставляя в это уравнение соответствующие размерности, выраженные в технической системе единиц, получим:

$$\varphi = \left(\frac{м}{сек}\right)^a \left(\frac{кг.\,сек^2}{м^4}\right)^b \left(\frac{кг.\,сек^2}{м^4}\right)^c \left(\frac{м}{сек^2}\right)^d \left(\frac{кг}{м}\right)^g \left(\frac{кг.\,сек}{м^2}\right)^h \times$$
$$\times \left(\frac{кг.\,сек}{м^2}\right)^i \left(\frac{м^2}{сек}\right)^k (м)^l (м)^m (м)^n (1)^0 \qquad (18)$$

Отсюда получается уравнение

$$\varphi = (кг)^{b+c+g+h+i} (м)^{a-4b-4c+d-g-2h-2i+2k+l+m+n} \times$$
$$\times (сек)^{-a+2b+2c-2d+h+i-k} \qquad (19)$$

из которого вытекает следующая система уравнений

$$\begin{aligned} 0 &= b+c+g+h+i \\ 0 &= a-4b-4c+d-g-2h-2i+2k+l+m+n \\ 0 &= -a+2b+2c-2d+h+i-k \end{aligned} \qquad (20)$$

В результате решения этой системы (20) получаются следующие безразмерные группы:

$$\pi_1 = \frac{w^2}{gd} \qquad \pi_2 = \frac{w \cdot d \cdot \varrho_ж}{\mu_ж} \qquad \pi_3 = \frac{\sigma}{d\ \varrho_ж \cdot w^2}$$

$$\pi_4 = \frac{\mu}{D \cdot \varrho} \qquad \pi_5 = \frac{\varrho}{\varrho_ж} \qquad \pi_6 = \frac{\mu}{\mu_ж} \qquad (21)$$

$$\pi_7 = \frac{D_A}{h} \qquad \pi_8 = \frac{D_A}{d} \qquad \pi_9 = \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}$$

Найденные группы (21) представляют собою критерии подобия

$$\pi_1 = Fr \quad \pi_2 = Re_{ж} \quad \pi_3 = We \quad \pi_4 = Pr' \qquad (22)$$

Следовательно, коэффициент насыщения может быть представлен в форме обобщенной зависимости

$$\varphi = f\left(Fr, Re_{ж}, Pr', We, \frac{M_1P_1}{M_0P_0}, \frac{\varrho}{\varrho_{ж}}, \frac{\mu}{\mu_{ж}}, \frac{D_A}{h}, \frac{D_A}{d}\right) \qquad (23)$$

Симплекс $\frac{D_A}{d}$, представляющий собою отношение диаметров аппарата и сопла для введения пара, характеризует плотность потока вводимого пара. Однако было бы правильнее характеризовать эту величину отношением соответствующих сечений. В этом случае упомянутый симплекс примет следующий вид:

$$\frac{\pi\left(\frac{D_A}{2}\right)^2}{\pi\left(\frac{d}{2}\right)^2} = \frac{S_A}{S} \qquad (24)$$

где S_A — площадь поперечного сечения аппарата и S — площадь поперечного сечения парового сопла. В случае, если водяной пар вводится через n — сопел, имеющих одинаковую площадь поперечного сечения, величина соответствующей площади равна

$$S_0 = n \cdot S \qquad (25)$$

и соответствующий симплекс равен $\frac{S_A}{S_0}$. Таким образом в критериальной зависимости симплекс $\frac{D_A}{d}$ можно заменить симплексом $\frac{S_A}{S_0}$, что не изменяет физического смысла зависимости

$$\varphi = f\left(Fr, Re_{ж}, Pr', We, \frac{M_0P_0}{M_0P_0}, \frac{\varrho}{\varrho_{ж}}, \frac{\mu}{\mu_{ж}}, \frac{S_A}{S_0}, \frac{D_A}{h}\right) \qquad (26)$$

Численные значения показателей степеней и другие постоянные получены нами опытным путем.

ОПИСАНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЙ УСТАНОВКИ И МЕТОДИКА

Изучение дистилляции с водяным паром производилось в аппаратах различных геометрических размеров. Схема экспериментального аппарата показана на рис. 6. Характерные размеры аппарата даны в таблице 1.

При изучении дистилляции жидкостей с водяным паром использовались вещества с различными химическими и физическими свойствами. Эти вещества перечисляются в таблице 2, где приводятся и их основные физико-химиче-

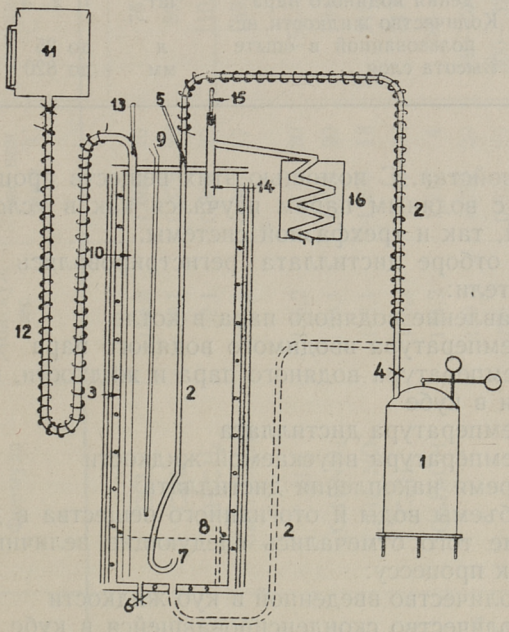


Рис. 6. Схема аппарата.

1. Паровой котел. 2. Трубка для ввода водяного пара в дистилляционный куб. 3. Дистилляционный куб. 4. Вентиль для регулирования впуска водяного пара. 5. Термометр. 6. Кран для выпускания остатка из дистилляционного куба. 7. Сменное сопло для введения пара в жидкость. 8. Сменная решетчатая перегородка. 9. Термопара. 10. Трубка для введения жидкости в дистилляционный куб. 11. Напорный резервуар. 12. Нагревательная спираль. 13. Термометр. 14. Трубка для выхода паров дистиллата из куба. 15. Термометр. 16. Конденсатор-холодильник.

Таблица 1.

Размеры аппарата, использованного при опытах

№№ п/п	Наименование	Един. измер.	Размеры
1	Диаметр аппарата	мм	89, 100, 150, 255
2	Высота аппарата	мм	240, 400, 1500
3	Объем аппарата	л	от 1,89 до 76,8
4	Диаметр сопла для введения водяного пара	мм	6, 9, 11, 16, 1×19
5	Число насадков для введения водяного пара	шт	1, 2, 3
6	Количество жидкости, использованной в опыте	л	до 25
7	Высота слоя	мм	до 820

ские свойства. С помощью этих веществ процесс дистилляции с водяным паром изучался как в условиях двухфазной, так и трехфазной системы.

При отборе дистиллата регистрировались следующие показатели:

1. давление водяного пара в котле
2. температура вводимого водяного пара
3. температура водяного пара и жидкости, находящихся в кубе
4. температура дистиллата
5. температура впускаемой жидкости
6. время накопления дистиллата
7. объемы воды и отогнанного вещества в дистиллате.

Кроме того отмечались следующие величины, относящиеся к процессу:

1. количество введенной в куб жидкости
2. количество сконденсировавшейся в кубе воды
3. температура стенки дистилляционного куба в начале и в конце измерений.

Полученные таким образом опытные данные вполне достаточны для математического обобщения результатов опытов, как в отношении коэффициента насыщения, так и в отношении коэффициента массопередачи, так как при изучении обоих этих величин мы пользовались одной и той же аппаратурой и методика измерений оставалась одинаковой.

Таблица 2

Вещества использованные при изучении дистилляции с водяным паром и их физико-химические свойства

№№	Вещество	Формула	Молекул. вес	Удельный вес при темп. °С	Темп-ра кипения °С	Вязкость жидкости сп при темп-ре °С	Поверхностное натяжение жидкости, дин/см
1	Четыреххлористый углерод	CCl_4	153,8	1,595 20	76,8	0,97 20	26,8 20
2	Бензол	C_6H_6	78,1	0,879 20	80,1	0,65 20	28,88 20
3	Толуол	$C_3H_5CH_3$	92,1	0,866 20	110,8	0,586 20	28,43 20
4	Ксилол (м)	$C_6H_4(CH_3)_2$	106,2	0,867 17	139,3	0,61 20	28,9 20
5	Скипидар (α-пинен)	$C_{10}H_{16}$	136,2	0,878 20	154—6	1,612 20	21,2 95
6	Анилин	$C_3H_5NH_2$	93,1	1,022 20	184,4	4,40 20	42,9 20
7	Нитробензол	$C_6H_5 \cdot NO_2$	123,1	1,205 18	210,9	2,01 20	42,6 18
8	Нафталин	$C_{10}H_8$	128,2	1,145 20	217,9	0,776 100	32,26 80
9	β-нафтол	$C_{10}H_7OH$	144,2	1,217 4	285—6		
10	Сланцевый фенол		180	1,032 20	240—260	27,8 20	
11	Сланцевая смола		220	0,978 20	300—320		
12	Олеиновая кислота	$CH_3(CH_2)_7CH : CH(CH_2)_7COOH$	282,5	0,900 12	360,0 (разлагается)		

ОБРАБОТКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ И ОБСУЖДЕНИЕ ПОЛУЧЕННЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ

В настоящем разделе работы полученные экспериментальные данные обрабатываются с помощью критериальной зависимости, выведенной в теоретической части работы. Численные значения постоянных этой зависимости получены с помощью опытных данных таким путем, что влияние каждого фактора рассматривалось в отдельности, причем остальные факторы, влияющие на процесс, оставлялись постоянными.

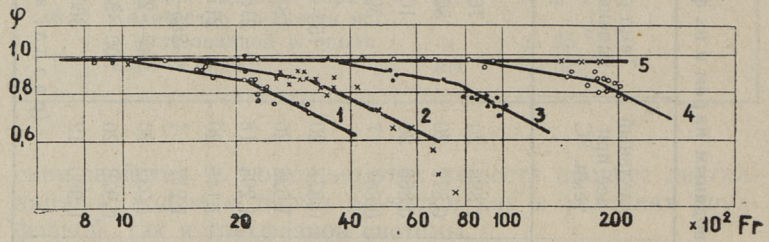


Рис. 7. Зависимость коэффициента насыщения от критерия Fr при дистилляции с водяным паром:
1. четыреххлористый углерод
2. бензол
3. толуол
4. ксилол
5. нитробензол

На рисунке 7 приводятся кривые, отражающие зависимость коэффициента насыщения от критерия Fr (в который входит линейная скорость пара при выходе из сопла в жидкость) при дистилляции четыреххлористого углерода, бензола, толуола, ксилола и нитробензола. Остальные данные, характеризующие условия проведения процесса, указаны в таблице 3.

Из рисунка 7 выясняется, что имеется возможность установить различные виды зависимости коэффициента насыщения от скорости введения водяного пара.

При сравнительно небольших скоростях пара во всех случаях численное значение коэффициента насыщения близко к единице. С увеличением скорости пара численное значение коэффициента насыщения начинает уменьшаться, причем уменьшение происходит непрерывно до

Таблица 3

Дополнительные данные к кривым, приведенным на рисунке 7

№№ п/п	Вещество	Критерий состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0}$	Симплекс $\frac{S_A}{S_0}$	Симплекс $\frac{D_A}{h_0}$
1.	Четыреххлористый углерод	22,3	65,5	1,485
2.	Бензол	10,3	65,5	1,485
3.	Толуол	4,1	65,5	1,485
4.	Ксилол	1,91	65,5	1,485
5.	Нитробензол	0,18	65,5	1,485

значения 0,88—0,86. Дальнейшее увеличение скорости водяного пара вызывает дальнейшее уменьшение коэффициента насыщения. При этом уменьшение коэффициента насыщения с возрастанием линейной скорости водяного пара в этот период относительно большее, чем в предыдущий период. Этот период простирается до значений коэффициента насыщения, равных 0,60—0,55. Как видно на рисунке, при еще большем увеличении скорости водяного пара наблюдается уже весьма резкое уменьшение коэффициента насыщения.

Таким образом на основании вышеупомянутых опытных данных можно различить три режима, которые характеризуются различным изменением коэффициента насыщения в зависимости от скорости введения водяного пара.

Выше было упомянуто, что при изучении барботажного процесса с помощью фотографирования нами было установлено наличие трех гидродинамических режимов, а именно пузырькового, пенного и струйного, которые характеризуются теми же предельными скоростями пара. Таким образом в отношении режимов барботажа результаты фотографических исследований подтверждают результаты, полученные при исследовании зависимости коэффициента насыщения от скорости введения водяного пара.

С помощью полученных экспериментальных данных

(рис. 7) мы можем определить для отдельных режимов аналитическую зависимость коэффициента насыщения от линейной скорости вводимого водяного пара.

При пузырьковом или «первом» режиме численное значение коэффициента насыщения равняется ~ 1, причем это значение коэффициента в пределах данного режима не зависит от скорости впуска водяного пара. Следовательно в этом случае показатель степени при критерии Фруда в критериальной зависимости равен нулю.

При пенном или «втором» режиме значение коэффициента насыщения уменьшается по мере возрастания скорости введения водяного пара. Математически зависимость коэффициента насыщения от скорости введения водяного пара выражается в этом случае формулой

$$\varphi = C \cdot Fr^{-0,12} \qquad (27)$$

При струйном или «третьем» режиме уменьшение значения коэффициента насыщения с увеличением скорости водяного пара значительно больше, чем в случае пенного режима. Зависимость коэффицента насыщения от скорости водяного пара в этом случае выражается так:

$$\varphi = C_1 \cdot Fr^{-0,48} \qquad (28)$$

Переходя к выяснению зависимости коэффициента насыщения от критерия состава заметим, что термином «критерий состава» мы будем в дальнейшем обозначать отношение $\frac{M_1P_1}{M_0P_0}$. Эта величина получила свое название от того, что ею выражается теоретический состав дистиллата, т. е. теоретическое весовое соотношение компонентов смеси в дистиллате.

С целью изучения зависимости коэффициента насыщения от критерия состава нами проводились опыты, результаты которых представлены в рисунке 8. Как выясняется из этого рисунка 8, различие в критериях состава отражается на коэффициенте насыщения. Чем больше критерий состава $\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)$, тем меньше те скорости входа водяного пара, при которых происходят изменения гидродинамических режимов процесса.

Зависимость коэффициента насыщения от величины критерия состава в случае различных гидродинамических режимов представлена на рисунках 9 и 10 и характери-

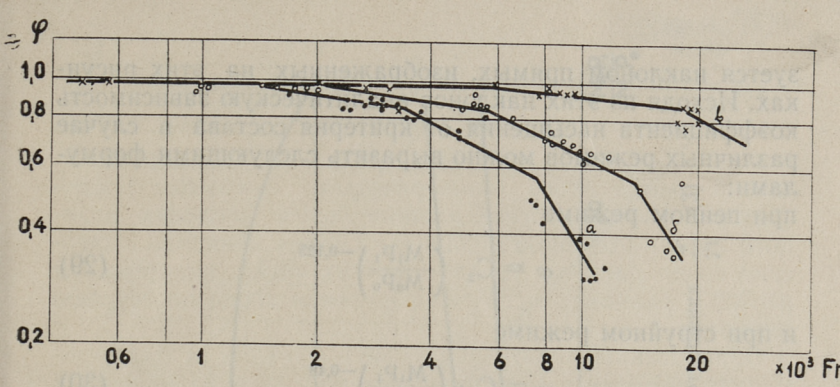


Рис. 8. Зависимость коэффициента насыщения от критерия Fr при дистилляции бензола, толуола и ксилола с водяным паром:

а) бензол, критерий состава $\frac{M_0P_0}{M_0P_0} = 10{,}3$

б) толуол, критерий состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0} = 4{,}10$

в) ксилол, критерий состава $\frac{M_1P_1}{M_1P_1} = 1{,}91$

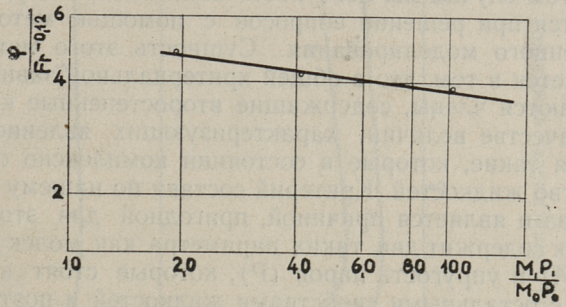


Рис. 9. Зависимость коэффициента насыщения от критерия состава при пенном режиме.

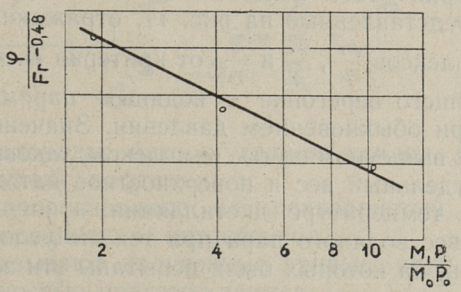


Рис. 10. Зависимость коэффициента насыщения от критерия состава при струйном режиме

зуется наклоном прямых, изображенных на этих рисунках. Исходя из этих наклонов аналитическую зависимость коэффициента насыщения от критерия состава в случае различных режимов можно выразить следующими формулами:

при пенном режиме

$$\varphi = C_2 \cdot \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^{-0{,}125} \qquad (29)$$

и при струйном режиме

$$\varphi = C_3 \cdot \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^{-0{,}48} \qquad (30)$$

Удельный вес дистиллируемой жидкости, ее вязкость, поверхностное натяжение, а также характеризующий диффузию критерий Pr′ не оказывает заметного влияния на зависимость коэффициента насыщения и потому могут быть опущены из критериального уравнения.

В этом случае мы поступаем аналогично тому, как это делается при решении вопросов с помощью метода приближенного моделирования. Сущность этого метода заключается в том, что в общей критериальной зависимости опускаются члены, содержащие второстепенные критерии и в качестве величин, характеризующих явление выбираются такие, которые в состоянии комплексно отразить свойство жидкостей. Критерий состава по нашему мнению как раз и является причиной, пригодной для этой цели, так как содержит два таких параметра как молекулярный вес (M) и упругость паров (P), которые стоят в тесной связи с остальными свойствами жидкостей и поэтому могут отражать их влияние в критериальной зависимости. Для проверки этого положения нами были вычислены кривые, представленные на рис. 11, отражающие зависимость симплексов $\frac{\mu_1}{\mu}$, $\frac{\gamma_1}{\gamma}$ и $\frac{\sigma}{\gamma_1}$ от критерия состава $\frac{M_0 P_0}{M_1 P_1}$, ответствующего перегонке с водяным паром различных веществ при обыкновенном давлении. Значения величин, входящих в вышеупомянутые симплексы, таковы: μ_1, γ_1, σ— вязкость, удельный вес и поверхностное натяжение жидкости при температуре дистилляции; μ, γ — вязкость и удельный вес водяного пара при тех же условиях.

Вещества, на которых были испытаны эти зависимости, следующие:

Рис. 11. Зависимость симплекса $\frac{\mu_1}{\mu}$ (1), $\frac{\gamma_1}{\gamma}$ (2) и отношения $\frac{\sigma}{\gamma_1}$ (3) от критерия состава.

1) углеводороды: бензол, толуол, ксилол, октан, скипидар (α-пинен), нафталин;

2) галоидопроизводные: четыреххлористый углерод;

3) нитросоединения: нитробензол.

Как показывают полученные кривые, наши предположения полностью подтверждаются.

Геометрический симплекс $\frac{S_A}{S_0}$ является отношением площади поперечного сечения аппарата (S_A) и площади отверстий (S_0), через которые вводится водяной пар. Физический смысл этого геометрического симплекса заключается в характеристике равномерности введения водяного пара по сечению аппарата. Общая площадь отверстий сопел растет с увеличением их числа, вместе с тем растет и равномерность распределения сопел по сечению аппарата.

Обработанные опытные данные в функции от геометрического симплекса нанесены на рис. 12 и 13. Средний подъем экспериментальных кривых на рис. 12, т. е. в случае пенного режима, составляет 0,28, а на рисунке 13, т. е. в случае струйного режима он составляет 1,0. Таким образом зависимость коэффициента насыщения от упомянутого геометрического симплекса можно выразить в случае пенного режима формулой

$$\varphi = C_4 \cdot \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28} \tag{31}$$

и в случае струйного режима формулой

$$\varphi = C_5 \cdot \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{1,0} \tag{32}$$

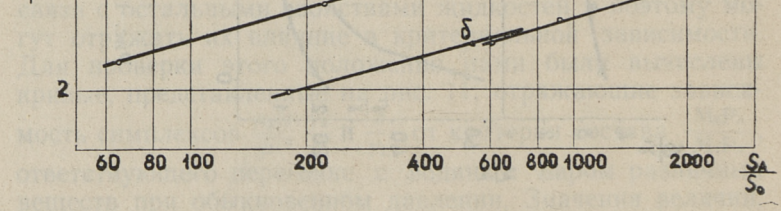


Рис. 12. Зависимость коэффициента насыщения от геометрического симплекса $\frac{S_A}{S_0}$ при пенном режиме:

а) диаметр аппарата $D_A = 89$ мм, высота слоя $h = 820$ мм.
б) диаметр аппарата $D_A = 255$ мм, высота слоя $h = 450$ мм
в) диаметр аппарата $D_A = 255$ мм, высота слоя $h = 170$ мм

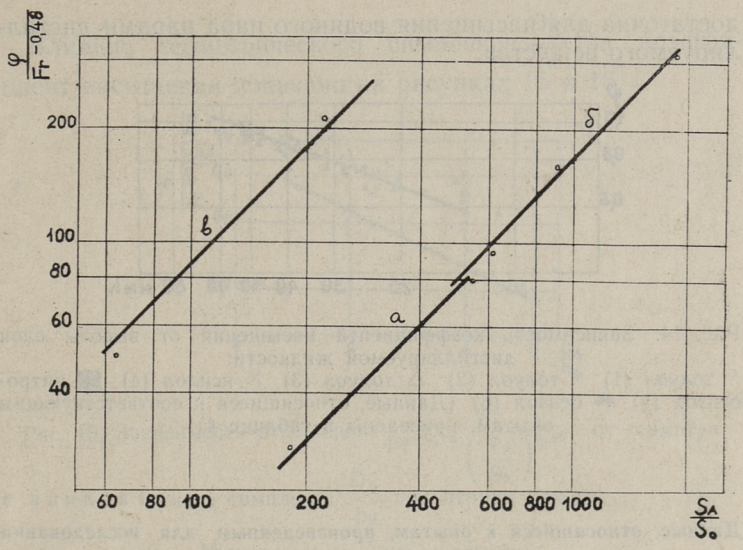


Рис. 13. Зависимость коэффициента насыщения от геометрического симплекса $\frac{S_A}{S_0}$ при струйном режиме:

а) диаметр аппарата $D_A = 255$ мм, высота слоя $h = 450$ мм
б) диаметр аппарата $D_A = 255$ мм, высота слоя $h = 170$ мм.
в) диаметр аппарата $D_A = 89$ мм, высота слоя $h = 820$ мм.

Из данных, приведенных на рис. 12 и 13 следует, что в критериальную зависимость входит еще один геометрический симплекс, а именно $\frac{D_A}{h}$ (D_A — диаметр аппарата, h — высота слоя жидкости). Влияние этого симплекса было изучено нами более подробно с помощью дополнительных экспериментальных данных.

Данные опытов по дистилляции с водяным паром при меньшей толщине слоя жидкости приводятся на рисунке 14. На этом рисунке показана зависимость коэффициента насыщения от высоты слоя дистиллируемой жидкости при различных физических и гидродинамических условиях. Дополнительные данные, относящиеся к этим опытам, приводятся в таблице 4.

Как выясняется из рис. 14, высота столба жидкости в 50—60 мм, при условиях, указанных в таблице 4, вполне

достаточна для насыщения водяного пара парами дистиллируемого вещества.

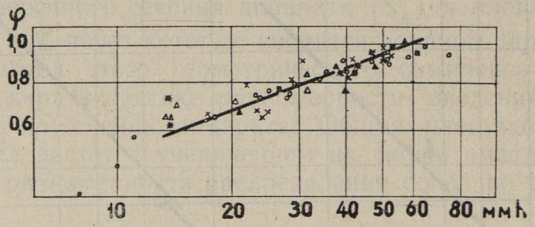


Рис. 14. Зависимость коэффициента насыщения от высоты слоя дистиллируемой жидкости:
○ толуол (1) * толуол (2) △ толуол (3) × ксилол (4) ■ нитробензол (5) ▲ бензол (6) (Данные, относящиеся к соответствующим опытам, приведены в таблице 4).

Таблица 4

Данные, относящиеся к опытам, произведенным для исследования влияния высоты слоя жидкости

№№ рис.	Вещество	Критерий состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0}$	Симплекс $\frac{S_A}{S_0}$	Предел значений критерия Fr, отнесенного к водяному пару
1.	Толуол	4,1	259	до 3400
2.	Толуол	4,1	82,6	до 250
3.	Толуол	4,1	278	до 470
4.	Ксилол	1,9	259	до 1900
5.	Нитробензол	0,18	278	до 200000
6.	Бензол	10,1	278	до 530

На основании этих экспериментальных данных, которые в основном получены в условиях пенного гидродинамического режима, геометрический симплекс $\frac{D_A}{h}$ можно выразить в виде $\frac{D_A}{h_0}$. Высота слоя жидкости h заменена здесь минимальной высотой столба жидкости h_0 (среднее значение которой принято равным 60 мм), начиная от которой высота слоя жидкости не оказывает заметного влияния на коэффициент насыщения.

Влияние геометрического симплекса $\frac{D_A}{h_0}$ на коэффициент насыщения показано на рисунках 15 и 16.

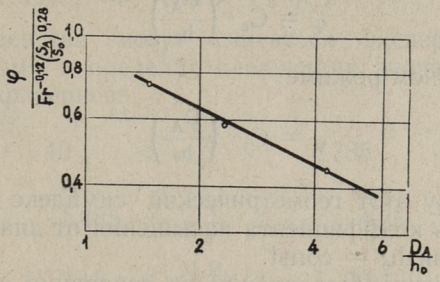


Рис. 15. Зависимость отношения $\frac{\varphi}{Fr^{-0,12}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}}$ от геометрического симплекса $\frac{D_A}{h_0}$ при пенном режиме

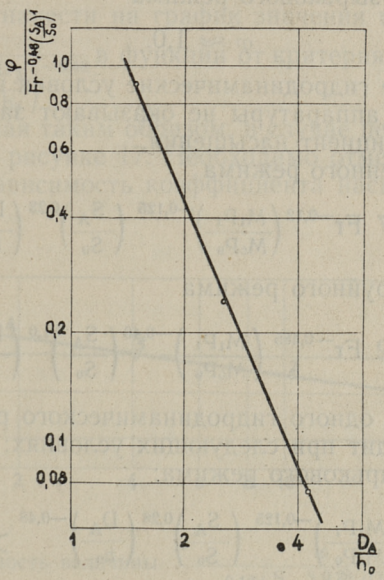


Рис. 16. Зависимость отношения $\frac{\varphi}{Fr^{-0,48}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{1}}$ от геометрического симплекса $\frac{D_A}{h_0}$ при струйном режиме

Подъем прямой, измеренный на рис. 15, в случае пенного режима приводит к следующей зависимости:

$$\varphi \doteq C_6 \cdot \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} \qquad (33)$$

и при струйном режиме

$$\varphi = C_7 \cdot \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-2,3} \qquad (34)$$

По существу этот геометрический симплекс показывает зависимость коэффициента насыщения от диаметра аппарата, так как $h_0 = \text{const}$.

В итоге этих исследований на основании опытов были установлены три различные формулы для коэффициента насыщения в соответствии с тремя гидродинамическими режимами, наличие которых подтверждено также и прямыми наблюдениями с помощью фотографирования.

В случае пузырькового режима

$$\varphi \approx 1{,}0. \qquad (35)$$

В этом случае гидродинамические условия и конструктивные размеры аппаратуры не оказывают заметного влияния на коэффициент насыщения.

В случае пенного режима

$$\varphi = 1{,}17\ \mathrm{Fr}^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,23}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} \qquad (36)$$

и в случае струйного режима

$$\varphi = 5{,}52\ \mathrm{Fr}^{-0,485}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,48}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{1,0}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-2,3} \qquad (37)$$

Переход от одного гидродинамического режима к другому происходит при следующих условиях:
в случае пузырькового режима:

$$\mathrm{Fr}^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} > 0{,}84 \qquad (38)$$

в случае пенного режима:

$$0{,}84 > \mathrm{Fr}^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} > 0{,}735 \qquad (39)$$

в случае струйного режима:

$$Fr^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} < 0,735 \qquad (40)$$

Эти неравенства могут считаться экспериментально обоснованными в пределах следующих значений входящих в них критериев:

$$\begin{aligned} 40 &< \frac{S_A}{S_0} < 1785 \\ 1,485 &< \frac{D_A}{h_0} < 4,25 \\ 0,18 &< \frac{M_1P_1}{M_0P_0} < 22,4 \\ 300 &< Fr < 700000 \end{aligned} \qquad (41)$$

Опытные данные, полученные при дистилляции с водяным паром различных веществ, располагаются на одной прямой, если нанести на график значения величины $\frac{\varphi}{Fr^{-0,12}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48}}$ в функции от критерия состава. Прямая, полученная таким образом, в случае пенного режима приведена на рисунке 17. Необходимо отметить, что критериальная зависимость коэффициента насыщения в слу-

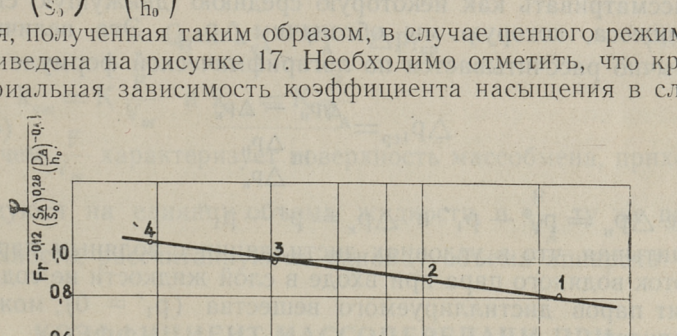


Рис. 17. Зависимость величины $\frac{\varphi}{Fr^{-0,12}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48}}$ от критерия состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0}$ при пенном режиме: 1. четыреххлористый углерод; 2. бензол; 3. толуол; 4. ксилол

чае, когда для введения пара в жидкость была применена решетка, оказалась совершенно тождественной зависимости, соответствующей соплам, поэтому формулы (35), (36) и (37) применимы и к этому случаю.

Таким образом полученные нами критериальные уравнения, обоснованные как теоретически, так и экспериментально, можно считать вполне достаточным для проведения технических расчетов, требуемых практикой.

МАССООБМЕН ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ В БАРБОТАЖНОМ АППАРАТЕ

Количество вещества, переходящее в поток водяного пара при дистилляции с водяным паром, можно выразить общей зависимостью, принятой для процессов массопередачи. Скорость дистилляции вещества можно математически выразить уравнением

$$G_1 = kF\tau\triangle p_1 \qquad (42)$$

Учитывая то, что движущая сила изменяется по поверхности фазового контакта, $\triangle p_1$ в уравнении (42) следует рассматривать как некоторую среднюю движущую силу процесса, которую мы обозначим $\triangle p_{1_{ср}}$. Эта величина обычно рассчитывается по логарифмической формуле

$$\triangle p_{1_{ср}} = \frac{\triangle p_н - \triangle p_к}{\ln \frac{\triangle p_н}{\triangle p_к}} \qquad (43)$$

где $\triangle p_н = p_1^* - p_1'$ и $\triangle p_к = p^* - p_1''$

Учитывая, что в условиях дистилляции с водяным паром поток водяного пара при входе в слой жидкости не содержит паров дистиллируемого вещества ($p_1' = 0$), можем написать

$$\triangle p_н = p_1^* - 0 = p_1^* \qquad (44)$$

Разность парциального и равновесного давления паров дистиллируемого вещества при выходе смеси паров из слоя жидкости можно выразить посредством коэффициента насыщения:

$$\triangle p_к = p_1^* - \varphi p_1^* = p_1^*(1 - \varphi) \qquad (45)$$

где $\varphi = \frac{p_1''}{p_1^*}$

Подставляя полученные таким образом значения $\triangle p_н$ и $\triangle p_к$ в формулу (43), получим следующее выражение для средней логарифмической движущей силы:

$$\triangle p_{1ср} = \frac{p^* - p^*(1-\varphi)}{\ln \frac{p^*}{p^*(1-\varphi)}} = \frac{\varphi p^*}{\ln \frac{1}{1-\varphi}} \qquad (46)$$

Это выражение удобно для применения при расчете количества получаемого дистиллата по формуле (42).

В случае, если можно рассчитать поверхность массообмена, то по уравнению (42) можно рассчитать и количество отдистиллированного вещества. Подобный метод применим, например, при расчете пленочных аппаратов, но в аппаратах барботажного типа, где поверхность массообмена не поддается расчету, этот метод не применим.

В случае барботажа целесообразнее исходить из среднего значения произведения KF, рассчитанного на единицу объема дистиллируемой жидкости или на единицу объема дистилляционного аппарата:

$$G_1 = k_{vж} \cdot V_ж \cdot \triangle p_{1ср} \cdot \tau \qquad (47)$$

или

$$G_1 = k_{vA} \cdot V_A \cdot \triangle p_{1ср} \cdot \tau \qquad (48)$$

где $k_{vж} = K \frac{F}{V_ж}$ и $k_{vA} = K \frac{F}{V_A}$

причем $\frac{F}{V_ж}$ характеризует поверхность массобмена, приходящуюся на единицу объема жидкости, и $\frac{F}{V_A}$ ту же поверхность, рассчитанную на единицу объема аппарата.

КОЭФФИЦИЕНТ МАССОПЕРЕДАЧИ ПРИ ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ В АППАРАТЕ БАРБОТАЖНОГО ТИПА

В зависимости от гидродинамических условий движения газовой или паровой фазы сквозь жидкость и механического воздействия потоков газа и жидкости возникают различные виды режимов барботажа.

При математическом описании массообмена в случае барботажа мы будем исходить из следующих положений:

1. Рассматриваемый процесс является установившимся, т. е. режим барботажа не меняется со временем.

2. При данном режиме барботажа имеют место все четыре стадии движения пара в жидкости.

3. Движение паровой фазы через слой жидкости складывается из двух массовых потоков: потока введенного водяного пара и потока паров дистиллируемого вещества.

При этих условиях основная система дифференциальных уравнений, служащая для описания барботажа, примет следующий вид:

уравнение движения жидкости

$$w_{ж} \cdot \varrho_{ж} \frac{\partial w_{ж}}{\partial x} = g\varrho_{ж} - \frac{\partial p_{ж}}{\partial x} + \mu_{ж}\left(\frac{\partial^2 w_{ж}}{\partial x^2}\right) \qquad (49)$$

$$\operatorname{div} w_{ж} = 0$$

уравнение движения паровой фазы

$$w \cdot \varrho \frac{\partial w}{\partial x} + w_1 \varrho_1 \frac{\partial w}{\partial n} = g\varrho - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2}\right) \qquad (50)$$

$$\operatorname{div} w = 0$$

Уравнение движения паровой фазы составлено с предпосылкой, что влияние учтенных в правой стороне уравнения сил — силы тяжести, равнодействующей сил давления и равнодействующей сил трения на водяной пар обусловит движение паровой фазы, представленной левой частью уравнения, причем это движение составляется из двух слагаемых — массового потока водяного пара и массового потока паров дистиллируемого вещества. Конечно, относя члены в правой части уравнения к водяному пару, мы допускаем неточность, позволительную только в случае небольших концентраций дистиллируемого вещества в паровой фазе, но в конечном счете эта неточность, вероятно, будет не больше той, какая обычно допускается при рассмотрении процессов масообмена, когда пренебрегают изменением объема газовой фазы.

В уравнении движения пара следует учесть также и подъемную силу, возникающую вследствие разности объемных весов фаз. Для этого представим давление в паровой фазе в виде суммы гидростатического давления жидкости и динамической составляющей

$$\frac{\partial p}{\partial x} = g\rho_{ж} + \frac{\partial p_g}{\partial x} \qquad (51)$$

Подставив значение $\frac{\partial p}{\partial x}$ из уравнения (51) в уравнение (50), получим уравнение движения паровой фазы в следующем виде

$$w\rho \frac{\partial w}{\partial x} + w_1\rho_1 \frac{\partial w}{\partial n} = g(\rho - \rho_{ж}) - \frac{\partial p_g}{\partial x} + \mu\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2}\right) \qquad (52)$$

В каждой точке на границе раздела пара и жидкости должны существовать следующие равенства:

Равенство скоростей

$$w = w_1 = w_{ж} \qquad (53)$$

Равенство сил трения

$$\mu \frac{\partial w}{\partial x} = \mu_{ж} \frac{\partial w_{ж}}{\partial x} \qquad (54)$$

Равенство касательных напряжений

$$\rho(w_1'', w_2'')_{гр} = \rho_{ж}(w_1', w_2')_{гр} \qquad (55)$$

Равенство разности давлений в фазах давлению, возникающему от поверхностного натяжения на границе фаз

$$p - p_{ж} = \sigma\left(\frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2}\right) \qquad (56)$$

К этим уравнениям необходимо присоединить еще уравнения, выражающие зависимость скорости вводимого водяного пара от геометрических размеров системы

$$w_{г,гр} = f(l', l'' \ldots l^i) \qquad (57)$$

а также уравнение диффузии, которое вытекает из положения, что наличие поверхности раздела фаз приводит к появлению дополнительного потока вещества в направлении нормали к этой поверхности

$$w\frac{\partial p_1}{\partial x} + w\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\frac{\partial p_1}{\partial n} = D\left(\frac{\partial^2 p_1}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 p_1}{\partial n^2}\right) \qquad (58)$$

Система вышеприведенных дифференциальных уравнений совместно с начальными и краевыми условиями полностью описывает изучаемое явление.

Из уравнений (49—58) получим следующие уравнения связи:

$$\frac{w_0^2 \rho_0}{l_0} = g_0 \rho_0 = \frac{p_0}{l_0} = \frac{\mu_0 w_0}{l_0^2} \qquad (59)$$

$$p_0 = \frac{\sigma_0}{l_0}$$

$$\frac{w_0 p_0}{l_0} = \frac{w_0 p_0}{l_0} = \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)_0 = \frac{D_0 p_0}{l_0^2}$$

В результате соответствующие выражения для безразмерных величин примут следующий вид:

$$W_{ж} = \frac{w_{ж}}{(g l_0)^{1/2}} \qquad E = \frac{\sigma}{\rho_{ж} g l_0^2} \qquad W'_{1гр} = \frac{w'_{1гр}}{(g l_0)^{1/2}}$$

$$W_{г.гр} = \frac{w_{г.гр}}{(g l_0)^{1/2}} \qquad R_1 = \frac{r_1}{l_0} \qquad W'_{2гр} = \frac{w'_{2гр}}{(g l_0)^{1/2}}$$

$$R_{ж} = 1 \qquad R_2 = \frac{r_2}{l_0} \qquad C = \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)_0$$

$$G = 1 \qquad W = \frac{w}{(g l_0)^{1/2}} \qquad W_1 = \frac{w_1}{(g l_0)^{1/2}}$$

$$P_{ж} = \frac{p_{ж}}{\rho_{ж} g l_0} \qquad R = \frac{\rho}{\rho_{ж}} \qquad R' = \frac{\rho_1}{\rho_{ж}} \qquad (60)$$

$$X = \frac{x}{l_0} \qquad P_g = \frac{p_g}{\rho_{ж} g l_0} \qquad P_1 = \frac{p_1}{\rho_{ж} g l_0}$$

$$M_{ж} = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} (g l_0^3)^{1/2}} \qquad N = \frac{n}{l_0} \qquad L' = \frac{l'}{l_0}$$

$$W''_{1гр} = \frac{w''_{1гр}}{(g l_0)^{1/2}} \qquad M = \frac{\mu}{\rho_{ж} (g l_0^3)^{1/2}} \qquad L'' = \frac{l''}{l_0}$$

$$W''_{2гр} = \frac{w''_{2гр}}{(g l_0)^{1/2}} \qquad T = \frac{D}{(g l_0^2)^{1/2}}$$

Отсюда можно заключить, что решение рассматриваемой задачи может быть представлено в виде системы следующих выражений:

$$W = \Phi_1(W_{г,гр}, T, C, M_ж, M, E, R, L', L'')$$

$$W_ж = \Phi_2(W_{г,гр}, T, C, M_ж, M, E, R, L', L'')$$

$$P_ж = \Phi_3(W_{г,гр}, T, C, M_ж, M, E, R, L', L'') \qquad (61)$$

$$P_s = \Phi_4(W_{г,гр}, T, C, M_ж, M, E, R, L', L'')$$

$$P_1 = \Phi_5(W_{г,гр}, T, C, M_ж, M, E, R, L', L'')$$

Введем теперь в эти выражения вместо критерия W критерий $\frac{WR}{M}$, а вместо критерия $W_ж$ критерий $\frac{W_ж}{M_ж}$. Попутно заменим критерий $W_{г,гр}$ критерием $W^2_{г,гр}$

критерий E критерием $\frac{E}{W_{г,гр}}$

критерий T критерием $\frac{M}{TR}$

критерий M критерием $\frac{M}{M_ж}$

критерий $M_ж$ критерием $\frac{M_ж^2}{E}$

С. С. Кутателадзе *, изучая гидродинамический механизм кипения жидкости как движение двух фаз, находящихся в механическом взаимодействии, предложил пренебречь в критериальной зависимости молекулярным трением при режиме, близком к критическому, когда жидкость и пар настолько турбулизованы процессом интенсивного парообразования, что с молекулярным трением можно не считаться. Кроме того, в условиях свободной конвекции скорость движения жидкости и перепады давления определяются только процессом парообразования дистиллируемого вещества и потому могут не входить в условия однозначности.

---

* С. С. Кутателедзе — Теплопередача при конденсации и кипении. Машгиз, 1952.

При дистилляции с водяным паром, когда пар барботирует сквозь слой жидкости, гидродинамический механизм процесса весьма сходен с режимом кипения жидкости, поэтому при рассмотрении гидродинамики процесса в этом случае вполне приложимы те же упрощения, которые предложены С. С. Кутателадзе. Поэтому решение рассматриваемой задачи можно представить в следующем виде:

$$\frac{WR}{M} = f_1\left(\frac{M}{TR}, C, \frac{M}{M_ж}, \frac{E}{W^2_{г,гр}}, R, W_{г,гр}, \frac{M^2_ж}{E}, L', L''\right)$$
$$P_1 = f_5\left(\frac{M}{TR}, C, \frac{M}{M_ж}, \frac{E}{W^2_{г,гр}}, R, W^2_{г,гр}, \frac{M^2_ж}{E}, L', L''\right) \quad (62)$$

Уравнение материального баланса на границе раздела составлено в предположении, что массообмен на границе раздела происходит путем молекулярной диффузии и конвекции:

$$-D_p \frac{\partial p_1}{\partial x} + w\gamma_1 \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0} = k\triangle p_1 \quad (63)$$

В результате соответствующие выражения для безразмерных величин примут следующий вид:

$$T_p = \frac{D_p}{(gl^2)^{1/2}} \qquad C = \frac{\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}}{\left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)_0}$$
$$P_1 = \frac{p_1}{\varrho_ж g l_0} \qquad \triangle P_1 = \frac{\triangle p_1}{g l_0 \varrho_ж} \quad (64)$$
$$X = \frac{x}{l_0} \qquad K = \frac{k l_0}{D_p} = \frac{k l_0}{(gl^2)^{1/2}}$$
$$W = \frac{w}{(gl_0)^{1/2}}$$

Из (61) и (64) следует, что

$$K = f_k(T_p, C, M_ж, E, M, W_{г,гр}, R, L', L'') \quad (65)$$

Действительно, вместо равенства можно написать равноценное ему равенство

$$\frac{K}{T_p} = f_k\left(\frac{M}{TR}, C, \frac{M}{M_ж}, \frac{E}{W^2_{г,гр}}, R, W^2_{г,гр}, \frac{M^2_ж}{E}, L', L''\right) \quad (66)$$

где

$$\frac{K}{T_p} = \frac{kl_0 (gl_0^2)^{1/2}}{(gl_0^2)^{1/2} D_p} = \frac{kl_0}{D_p} = Ki'$$

$$\frac{M}{TR} = \frac{\mu}{D\varrho} = Pr' \qquad W^2_{г,гр} = \frac{w^2_{г,гр}}{gl_0} = Fr$$

$$C = \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0} \qquad L' = \frac{D_A}{d}$$

$$\frac{M}{M_ж} = \frac{\mu}{\mu_ж} \qquad L'' = \frac{h}{d}$$

$$\frac{E}{W^2_{г,гр}} = \frac{\sigma}{gl_0 w^2_{г,гр}} = We \qquad \frac{M^2_ж}{E} = \frac{\mu^2_ж}{\varrho_ж \sigma} = M$$

$$R = \frac{\varrho}{\varrho_ж}$$

или соответственно

$$Ki' = f\left(Fr,\ Pr',\ We, \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0},\ \frac{\mu}{\mu_ж},\ \frac{\varrho}{\varrho_ж},\ \frac{D_A}{d},\ \frac{h}{d},\ M\right) \quad (67)$$

Ввиду того, что критерий $M = \frac{\mu^2_ж}{\varrho_ж \sigma}$ содержит физические постоянные, относящиеся к жидкости, которые входят уже в другие критерии системы, этот критерий можно опустить, вследствие чего вышеприведенная зависимость может быть написана так:

$$Ki' = f\left(Fr,\ Pr',\ We, \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0},\ \frac{\mu}{\mu_ж},\ \frac{\varrho}{\varrho_ж},\ \Gamma',\ \Gamma''\right) \quad (68)$$

Ввиду того, что технический расчет массопередачи проводится с помощью уравнения (47)

$$G_1 = k_{vж} \cdot V_ж \cdot \triangle p_{ер} \tau$$

где $V_ж$ — объем жидкости в аппарате

$k_{vж}$ — коэффициент массопередачи $\left[\frac{кг}{м^3 \cdot час \quad \triangle p = 1}\right]$ рассчитанный на единицу объема жидкости, диффузионный критерий Кирпичева, в который входит этот коэффициент, должен иметь следующий вид:

$$Ki'_v = \frac{k_v l^2}{D_p} \quad (69)$$

Принимая это во внимание, общую зависимость можно выразить так:

$$\frac{k_v l^2}{D_p} = f\left(\frac{w^2}{gl}, \frac{\sigma}{w^2 l \varrho_ж}, \frac{\mu}{D\varrho}, \frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}, \frac{\mu}{\mu_ж}, \frac{\varrho}{\varrho_ж}, \frac{D_A}{d}, \frac{h}{d}\right) \quad (70)$$

ОБРАБОТКА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ ПРИ БАРБОТАЖЕ И АНАЛИЗ ПОЛУЧЕННЫХ РЕЗУЛЬТАТОВ

При обработке опытных данных, полученных при барботаже, мы исходили из уравнений (47), причем за основу взяли объем дистиллируемого вещества. Численное выражение критериальной зависимости получено на основании экспериментальных данных таким образом, что влия-

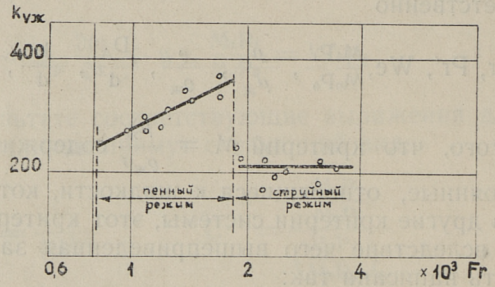


Рис. 18. Зависимость коэффициента массопередачи от критерия Fr при дистилляции четыреххлористого углерода с водяным паром

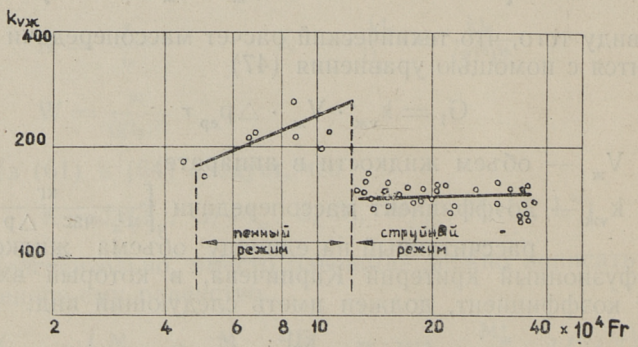


Рис. 19. Зависимость коэффициента массопередачи от критерия Fr при дистилляции толуола с водяным паром

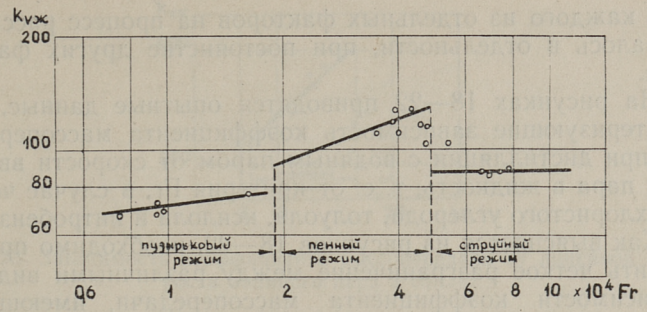


Рис. 20. Зависимость коэффициента массопередачи от критерия Fr при дистилляции ксилола с водяным паром

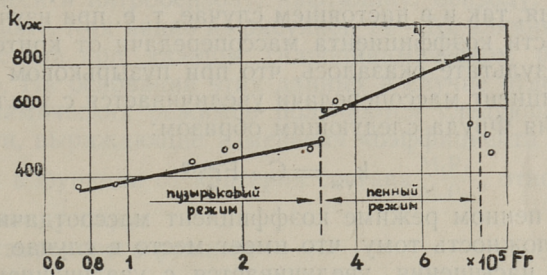


Рис. 21. Зависимость коэффициента массопередачи от критерия Fr при дистилляции нитробензола с водяным паром при значении критерия состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0} = 0{,}18$

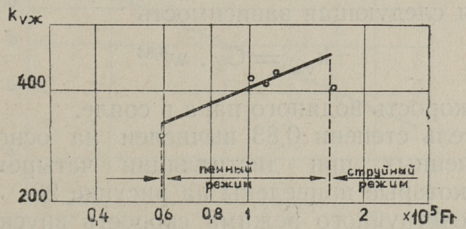


Рис. 22. Зависимость коэффициента массопередачи от критерия Fr при дистилляции нитробензола с водяным паром при значении критерия состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0} = 1{,}48$

ние каждого из отдельных факторов на процесс рассматривалось в отдельности, при постоянстве других факторов.

На рисунках 18—22 приводятся опытные данные, характеризующие зависимость коэффициента массопередачи при дистилляции с водяным паром от скорости введения пара в жидкость, т. е. от критерия Fr, в случае четыреххлористого углерода, толуола, ксилола и нитробензола.

Как выясняется из рисунков 18—22, необходимо производить четкое разграничение между различными видами зависимости коэффициента массопередачи, имеющими место в соответствии с гидродинамическими режимами барботажа. Наличие трех различных гидродинамических режимов, установленное путем фотографирования барботажа, подтвердилось как при изучении коэффициента насыщения, так и в настоящем случае, т. е. при изучении зависимости коэффициента массопередачи от критерия Fr.

В результате оказалось, что при пузырьковом режиме коэффициент массопередачи увеличивается с увеличением критерия Фруда следующим образом:

$$k_{уж} = C \cdot Fr^{0,12} \qquad (71)$$

При пенном режиме коэффициент массоотдачи, в противоположность тому, что имеет место в случае коэффициента насыщения, увеличивается с увеличением критерия Fr. В случае пенного режима имеет место зависимость

$$k_{уж} = C_1 \cdot Fr^{0,4} \qquad (72)$$

Если коэффициент массопередачи при пенном режиме выразим в виде функции от скорости водяного пара, то получается следующая зависимость

$$k_{уж} = C_2 \cdot w^{0,83} \qquad (73)$$

где w — скорость водяного пара в сопле.

Показатель степени 0,83 вычислен на основании данных, полученных при дистилляции четыреххлористого углерода, которые приведены на рисунке 23.

В случае струйного режима скорость впуска водяного пора оказывает на коэффициент массопередачи настолько малое влияние, что можно принять

$$k_{уж} = C_3 \cdot Fr^{n} \qquad (74)$$

где $n \approx 0$.

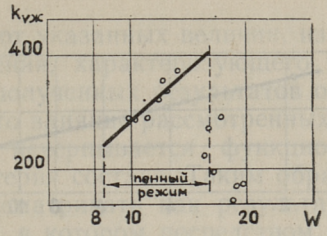


Рис. 23. Зависимость коэффициента массопередачи от линейной скорости водяного пара в сопле

С целью изучения зависимости коэффициента массопередачи от критерия состава были рассмотрены данные, относящиеся к нитробензолу, нафталину, бензолу, толуолу и ксилолу. Как видно из рисунков 24—26, влияние критерия состава при каждом гидродинамическом режиме различно. На основании этих данных в случае отдельных гидродинамических режимов получаются следующие зависимости, выражающие изменения коэффициента массопередачи в функции от критерия состава $\frac{M_1P_1}{M_0P_0}$, отнесенного к водяному пару:

для пузырькового режима

$$k_{уж} = C_4 \cdot \left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,45} \qquad (75)$$

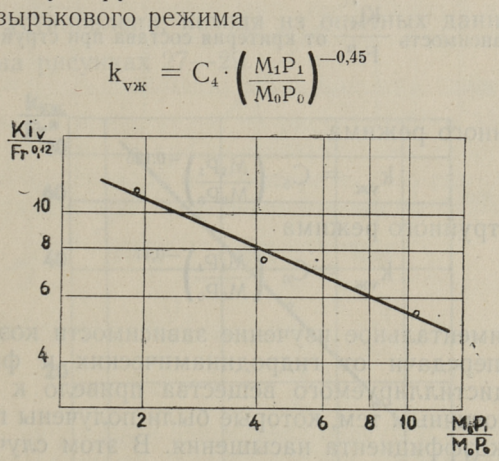


Рис. 24. Зависимость $\frac{Ki'_v}{Fr^{0,12}}$ от критерия состава при пузырьковом режиме

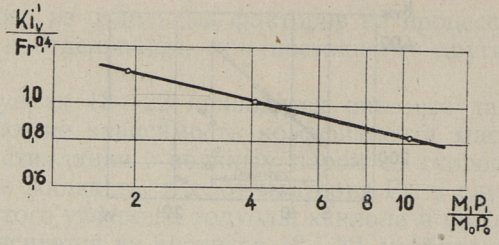


Рис. 25. Зависимость $\frac{Ki'_v}{Fr^{0,4}}$ от критерия состава при пенном режиме

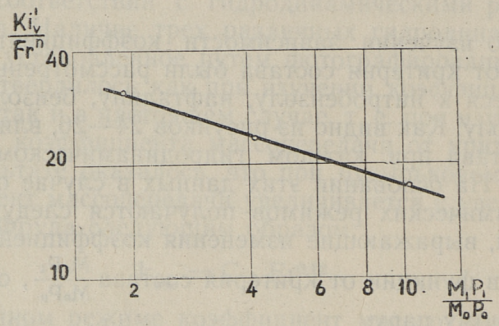


Рис. 26. Зависимость $\frac{Ki'_v}{Fr^n}$ от критерия состава при струйном режиме

для пенного режима

$$k_{v\text{ж}} = C_5 \cdot \left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125} \qquad (76)$$

и для струйного режима

$$k_{v\text{ж}} = C_6 \cdot \left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,47} \qquad (77)$$

Экспериментальное изучение зависимости коэффициента массопередачи от гидродинамических и физических свойств дистиллируемого вещества привело к результатам, аналогичным тем, которые были получены при исследовании коэффициента насыщения. В этом случае также удельный вес дистиллируемой жидкости, ее вязкость, поверхностное натяжение и диффузионный критерий Pr^1 сравнительно очень мало влияют на коэффициент массопередачи. Это позволяет опустить все критерии и симплек-

сы, зависящие от указанных величин, из общего критериального уравнения, характеризующего массопередачу.

Объяснение полученных результатов опять-таки заключается в том, что влияние рассмотренных физических констант целиком исчерпывается функциональной зависимостью от критерия состава. Таким образом наш результат можно рассматривать как результат приближенного моделирования, в котором посредством критерия состава характеризуются физические свойства участвующих в процессе веществ.

Результаты опытов показывают, что обобщение данных, относящихся к коэффициенту массопередачи $k_{vж}$, возможно лишь в том случае, если массопередачу при барботаже поставить в связь с объемом дистиллируемой жидкости. Следовательно критериальная зависимость, выражающая $k_{vж}$, должна содержать новый симплекс, а именно отношение, где $\frac{V_ж}{V_0}$ может быть произвольно выбранным масштабным объемом. При обработке экспериментальных данных ниже нами принято в качестве этого масштабного объема значение $V_0 = 1$ м³.

Зависимость коэффициента массопередачи от отношения $\frac{V_ж}{V_0}$ установлена, исходя из опытных данных, приведенных на рисунках 27—29.

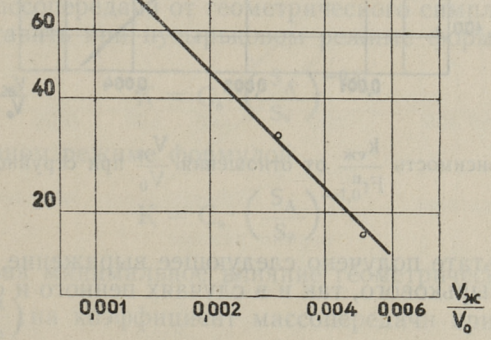


Рис. 27. Зависимость $\frac{k_{vж}}{Fr^n}$ от отношения $\frac{V_ж}{V_0}$ при пузырьковом режиме

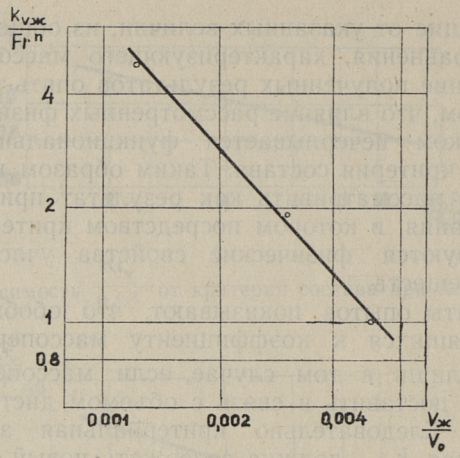


Рис. 28. Зависимость $\frac{k_{v\text{ж}}}{Fr^n}$ от отношения $\frac{V_\text{ж}}{V_0}$ при пенном режиме

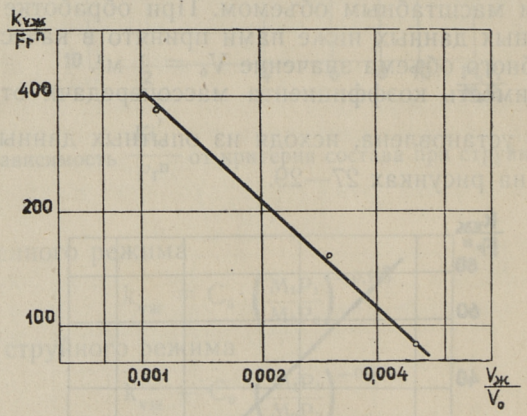


Рис. 29. Зависимость $\frac{k_{v\text{ж}}}{Fr^n}$ от отношения $\frac{V_\text{ж}}{V_0}$ при струйном режиме

В результате получено следующее выражение, — как в случае пузырькового, так и в случаях пенного и струйного режимов:

$$k_{v\text{ж}} = C_7 \left(\frac{V_\text{ж}}{V_0}\right)^{-1,0} \qquad (78)$$

Ввиду такой простой зависимости $k_{vж}$ от объема жидкости в аппарате, есть смысл заменить $k_{vж}$ в критерии Кирпичева новым модифицированным выражением коэффициента массопередачи

$$K = k_{vж} \cdot \frac{V_ж}{V_0} \tag{79}$$

в результате чего получим новое, модифицированное выражение критерия Кирпичева:

$$Ki'_{vм} = \frac{Kl^2}{D_p} \tag{80}$$

Подставляя в формулу (79) значение K из формулы (47), получим:

$$K = \frac{G_1}{V_ж} \frac{V_ж}{\Delta p \tau} \frac{}{V_0} \tag{81}$$

откуда, следует, что массопередача при барботаже вычисляется по упрощенному выражению

$$G_1 = K \cdot \Delta p \cdot \tau \cdot V_0 = K \cdot \Delta p \cdot \tau, \tag{82}$$

так как $V_0 = 1$.

Коэффициент массопередачи, вычисленный с помощью экспериментальных данных в функции от геометрического симплекса $\frac{S_A}{S_0}$ в отдельности для каждого гидродинамического режима представлен на рисунках 30 и 31. На основании этих данных аналитическую зависимость коэффициента массопередачи от геометрического симплекса можно представить при пузырьковом режиме формулой

$$K = C_8 \cdot \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{-0,37} \tag{83}$$

и при пенном режиме формулой

$$K = C_9 \cdot \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{-1,0} \tag{84}$$

Учитывая минимальное влияние геометрического симплекса $\left(\frac{S_A}{S_0}\right)$ на коэффициент массопередачи при струйном режиме, его можно в этом случае из критериальной зависимости опустить.

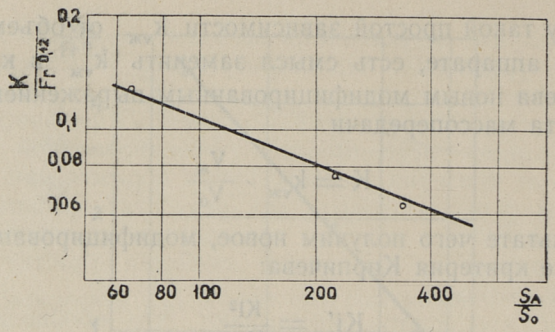


Рис. 30. Зависимость $\frac{K}{Fr^{0,12}}$ от геометрического симплекса $\frac{S_A}{S_0}$ при пузырьковом режиме

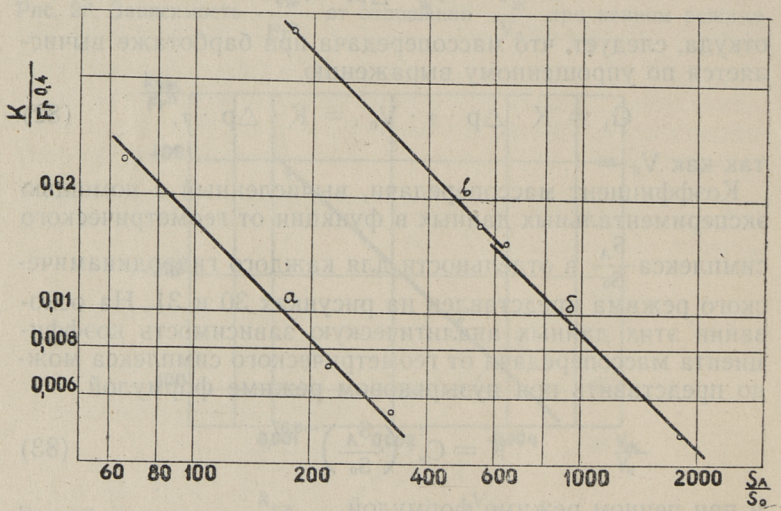


Рис. 31. Зависимость $\frac{K}{Fr^{0,4}}$ от геометрического симплекса $\frac{S_A}{S_0}$ при пенном режиме

а) диаметр аппарата $D_A = 89$ мм

б и в) диаметр аппарата $D_A = 255$ мм

Из рис. 31 выясняется, что в случае коэффициента массопередачи, также как и в случае коэффициента насыщения, не представляется возможным обобщить экспериментальные данные с помощью геометрического симплекса $\frac{D_A}{h}$. Аналогично тому, как это сделано в случае коэффициента насыщения, здесь мы также используем геометрический симплекс $\frac{D_A}{h}$, где D_A — диаметр аппарата в мм и h_0 — минимальная высота слоя жидкости (h_0 = 60 мм), необходимая, согласно опытам, для насыщения водяного пара парами дистиллируемого вещества.

Для выяснения влияния симплекса $\frac{D_A}{h_0}$ на коэффициент массопередачи использованы опытные данные, пересчитанные для каждого гидродинамического режима в отдельности, представленные на рисунках 32 и 33.

На основании этих данных получаются следующие аналитические зависимости:

в случае пузырькового режима

$$K = C_{10} \cdot \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{0,81} \tag{85}$$

пенного режима

$$K = C_{11} \cdot \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{1,62} \tag{86}$$

и струйного режима

$$K = C_{12} \cdot \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{0,23} \tag{87}$$

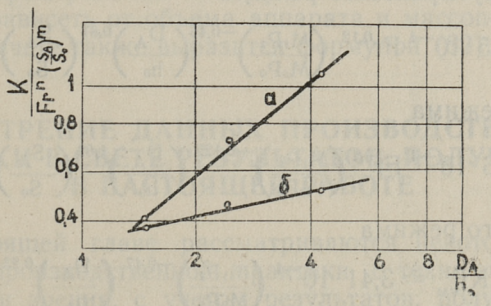


Рис. 32. Зависимость $\frac{K}{Fr^n\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^m}$ от геометрического симплекса $\frac{D_A}{h_0}$

а) пузырьковый режим; б) струйный режим

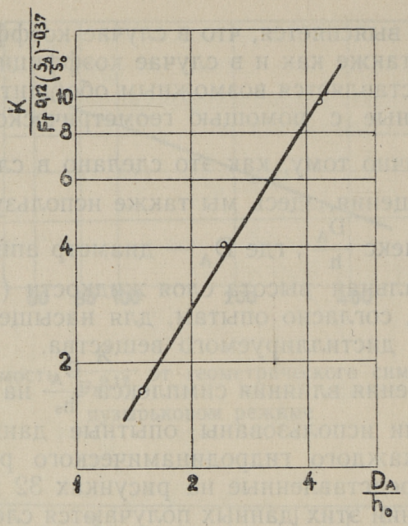


Рис. 33. Зависимость $\frac{K}{Fr^{0,12}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{-0,37}}$ от геометрического симплекса $\frac{D_A}{h_0}$ при струйном режиме

В результате мы можем выразить зависимость, характеризующую массопередачу в случае отдельных гидродинамических режимов, следующим образом:
в случае пузырькового режима

$$Ki'_{vм} = 4{,}85 \cdot 10^{-4}\, Fr^{0,12} \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^{-0,45} \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{0,81} \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{-0,37} \qquad (88)$$

ценного режима

$$Ki'_{vм} = 4{,}26 \cdot 10^{-4}\, Fr^{0,4} \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^{-0,125} \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{1,62} \left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{-1,0} \qquad (89)$$

и струйного режима

$$Ki'_{vм} = 3{,}41 \cdot 10^{-4} \left(\frac{M_1 P_1}{M_0 P_0}\right)^{-0,47} \left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{0,23} \qquad (90)$$

Гидродинамические режимы процесса дистилляции и переходы от одного режима к другому характеризуются следующими условиями:

в случае пузырькового режима

$$Fr^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} > 0,84 \quad (91)$$

в случае пенного режима

$$0,84 > Fr^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} > 0,735 \quad (92)$$

и в случае струйного режима

$$Fr^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48} < 0,735 \quad (93)$$

Расчеты, произведенные с помощью критериального уравнения (89), относящегося к пенному режиму, в случае различных скоростей введения водяного пара, различных размеров аппарата, а также различных веществ, приводят к результатам, хорошо согласующимся с экспериментальными данными. Результаты эти приведены на рис. 34.

Выше было упомянуто, что коэффициент массопередачи при барботаже при условии подобия может быть отнесен не только к объему жидкости, но в равной мере также и к объему аппарата. Однако, вследствие пропорциональности этих величин в подобных системах зависимость k_{vA} от объема аппарата V_A должна быть такого же вида, как и зависимость $k_{vж}$ от объема жидкости, следовательно и в этом случае в результате вышеуказанного преобразования модифицированый коэффициент массопередачи K не будет зависеть от объема аппарата и массопередача в конечном счете также выразится формулой (82).

РАССМОТРЕНИЕ ДАННЫХ ПРОИЗВОДСТВЕННОЙ ПРАКТИКИ В СВЕТЕ РЕЗУЛЬТАТОВ, ПОЛУЧЕННЫХ В НАСТОЯЩЕЙ РАБОТЕ

В настоящей главе рассматриваются некоторые примеры из производственной практики с техно-экономической точки зрения, с учетом результатов, полученных в настоящем исследовании. Эти примеры показывают, что для обеспечения наиболее высоких техноэкономических показателей процесса дистилляции с водяным паром

Рис. 34. Зависимосйть модифицированного критерия Кирпичева от критерия состава: 1. четыреххлористый углерод; 2. бензол; 3. толуол; 4. ксилол; 5. нитробензол

необходимо придерживаться наиболее благоприятных гидродинамических условий, указанных в настоящей работе.

Преимущества пенного режима в случае дистилляции с водяным паром можно иллюстрировать следующим техно-экономическим расчетом, относящимся к дистилля-

ции сланцевых фенолов. В этом расчете приводятся расходы, относящиеся к дистилляции с водяным паром сланцевых фенолов в зависимости от гидродинамического режима (критерия Фруда), имевшего место при дистилляции. В число расходов входит:

1. стоимость водяного пара, переходящего в дистиллат вместе со сланцевыми фенолами;

2. стоимость водяного пара, служащего для подвода тепла в процесс;

3. постоянные расходы, которые рассчитываются на единицу готовой продукции и непосредственно присоединяются к расходам, возникающим при производстве, как например, амортизация, общие цеховые расходы и т. п. Расходы рассчитаны на 100 кг отдистиллированных сланцевых фенолов. Данные, служившие для этих расчетов, приведены в таблице 5.

Результаты расчетов отдельных видов расходов, равно как и сумма всех расходов, в зависимости от гидродинамического режима, представлены на рис. 35.

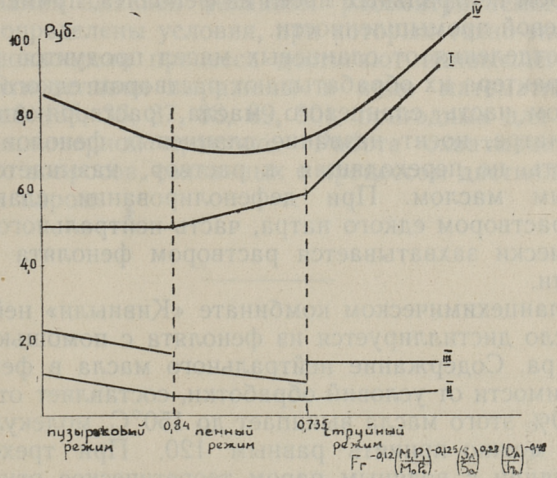


Рис. 35. Зависимость расходов при дистилляции с водяным паром сланцевых фенолов в расчете на 100 кг фенолов, переходящих в дистиллат в зависимости от гидродинамического режима при дистилляции. I. Стоимость водяного пара, переходящего в дистиллат вместе со сланцевыми фенолами. II. Стоимость водяного пара, служащего для подвода тепла в процесс дистилляции. III. Постоянные расходы, возникающие в связи с производством, которые распределяются на единицу готовой продукции. IV. Сумма расходов.

Таблица 5.

Данные для расчета расходов, связанных с процессом дистилляции

Отношение между сланцевыми фенолами и водой в дистиллате $\frac{G_1}{G_0}$	Теплота испарения сланцевых фенолов, ккал/кг	Стоимость 1 т водяного пара в руб.	Величина постоянных расходов, приходящаяся на готовую продукцию, в руб.
1 : 2	90	25.—	100.—

Зависимость расходов, возникающих при дистилляции с водяным паром, от гидродинамического режима процесса перегонки, представленная на рис. 35, наглядно показывает экономическую выгодность применения при дистилляции пенного режима.

В качестве другого примера рассмотрим отгонку с водяным паром нейтральных масел из фенолята, применяемую в сланцевой промышленности.

Для отделения от сланцевых масел продуктов кислотного характера их обрабатывают раствором едкого натра. При этом часть сланцевого масла, растворяющаяся в едком натре, носит название сланцевых фенолов, тогда как часть, не переходящая в раствор, называется нейтральным маслом. При дефенолировании сланцевого масла раствором едкого натра, часть нейтрального масла механически захватывается раствором фенолята в виде эмульсии.

На сланцехимическом комбинате «Кивиыли» нейтральное масло дистиллируется из фенолята с помощью водяного пара. Содержание нейтрального масла в фенолите, в зависимости от условий обработки, составляет от 1,5 до 10%. 50% этого масла выкипает до 150°С, молекулярный вес его можно принять равным 120. При трехфазной дистилляции с водяным паром теоретическое отношение нейтрального масла и воды в дистиллате должно быть равно 1,5. Если для одной дистилляции берется 6 тонн фенолята, с содержанием 5% нейтрального масла, то теоретическое количество водяного пара, необходимого для дистилляции, должно составлять 0,2 тонны, если учитывать при этом, что теплота, необходимая для испарения,

вводится с глухим паром через теплообменную поверхность — змеевик, помещенный в дистилляционный куб.

В действительности на практике в этой установке водяной пар расходуется в значительно больших количествах и это потому, что дистилляция производится в условиях, соответствующих струйному гидродинамическому режиму, при котором нередко возникают т. н. «перебросы». Согласно расчетам в случае этого режима имело место следующее соотношение

$$Fr^{-0,12}\left(\frac{M_1P_1}{M_0P_0}\right)^{-0,125}\left(\frac{S_A}{S_0}\right)^{0,28}\left(\frac{D_A}{h_0}\right)^{-0,48}<0,735.$$

Заключение

Предметом настоящей работы являлось исследование процесса дистилляции с водяным паром. На основании результатов как теоретического, так и экспериментального исследования выяснен механизм рассматриваемого процесса и определены условия, при которых техно-экономические показатели процесса достигают наивысшего значения. Эти условия выражены в виде математических уравнений (35, 36, 37, 88, 89, 90), пригодных для расчетов в инженерной практике. Работа охватывает весь комплекс вопросов, связанных с процессом дистилляции с водяным паром.

ОГЛАВЛЕНИЕ.

Стр.

1. Введение 7
2. Гидродинамические режимы, наблюдаемые при барботаже 9
3. Унос дистиллируемой жидкости с потоком водяного пара. 15
4. Коэффициент насыщения при дистилляции с водяным паром в аппарате барботажного типа 18
5. Описание экспериментальной установки и методика . . 23
6. Обработка экспериментальных данных и обсуждение полученных результатов 26
7. Массообмен при дистилляции с водяным паром в барботажном аппарате 38
8. Коэффициент массопередачи при дистилляции с водяным паром в аппарате барботажного типа 39
9. Обработка экспериментальных данных процесса дистилляции с водяным паром при барботаже и анализ полученных результатов 46
10. Рассмотрение данных производственной практики в свете результатов, полученных в настоящей работе 57
11. Заключение 61

ENSV Teaduste Akadeemia
Keskraamatukogu

Сийрде, Энно Карелович

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ С ВОДЯНЫМ ПАРОМ

Издание
Таллинского Политехнического Института

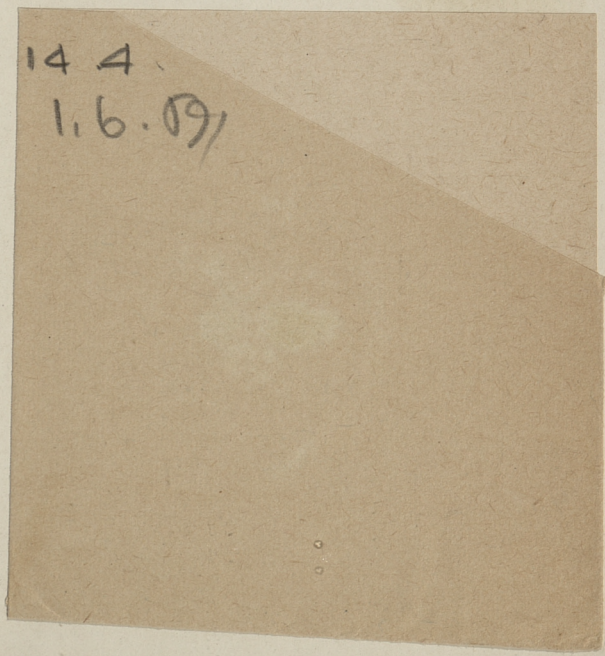
Редактор Н. Герасимов

Технический редактор А. Тамм

Корректор Э. Лухакоодер

Сдано в набор 27 XII 1956. Подписано к печати 15 01 1957. Бумага 54x84 1/16. Печатных листов 4,0. По формату 60x92 печатных листов 3,2. Учетно-издательских листов 2,76. Тираж 800. МВ-00820. Заказ № 7386.
Типография «Коммунист», Таллин, ул. Пикк 2.

Цена руб. 1.95.


14 4
1.6.59

Руб. 1.95.

EESTI AKADEEMILINE RAAMATUKOGU
1 0200 00086394 8