

## ЭФФЕКТИВНОСТЬ КОНТАКТНЫХ ТАРЕЛОК РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Ulyanov B.A.

### EFFICIENCY OF CONTACT PLATES OF RECTIFICATION COLUMNS

**Аннотация.** Рассмотрены способы расчета эффективности тарелок ректификационных колонн. Выполнен расчет эффективности колпачковых тарелок при разделении смеси “метанол-вода” по двум моделям, базирующимся на использовании чисел единиц переноса и коэффициентов массоотдачи.

**Ключевые слова:** ректификация, тарельчатые колонны, эффективность тарелок, единицы переноса, коэффициенты массоотдачи.

**Abstract.** The methods of calculating the efficiency of fracking column plates are considered. The efficiency of cap plates was calculated when separating the methanol-water mixture according to two models based on the use of the number of transfer units and mass transfer coefficients.

**Keywords:** rectification, poppet columns, efficiency of plates, transfer units, mass transfer coefficients.

Ректификация является одним из важнейших способов разделения жидких смесей на отдельные фракции или чистые компоненты. С помощью её в химической, нефтехимической и смежных отраслях промышленности перерабатывают сотни миллионов тонн разнообразной продукции.

Процесс ректификации основан на взаимодействии пара и жидкости, движущихся противотоком. При этом пар обогащается более летучими компонентами, а жидкость – менее летучими.

Наиболее распространёнными аппаратами для осуществления процессов ректификации являются тарельчатые колонны, которые допускают большие нагрузки по пару и жидкости, обеспечивают возможность отбора продуктов по высоте колонны и обладают рядом других достоинств. Особенность их устройства позволяет применять ступенчатый метод расчета, известный в литературе как расчет “от тарелки к тарелке” [1].

В качестве основного элемента выступает одиночная контактная тарелка, математическое описание которой включает систему балансовых, термодинамических и кинетических уравнений.

В процессе взаимодействия пара и жидкости происходит непрерывный переход компонентов смеси из одной фазы в другую. При продолжительном контакте фаз и постоянных условиях между паром и жидкостью устанавливается состояние равновесия, характеризующееся одинаковой скоростью перехода каждого компонента из фазы в фазу. При этом данной концентрации компоненты в жидкости  $x$  соответствует строго определенная равновесная концентрация его в паре  $y^*$ . Известно, что системы самопроизвольно стремятся к равновесию

и знание равновесных концентраций является необходимым условием расчета процесса ректификации.

В настоящее время накоплен большой объем экспериментальных данных по равновесию между жидкостью и паром и разработаны математические модели, позволяющие рассчитывать фазовое равновесие для бинарных и многокомпонентных смесей [2-4].

Сведения о равновесии между жидкостью и паром, о составе исходной смеси и продуктов позволяют выполнить термодинамический расчет колонн, то есть определить необходимое число тарелок, на которых достигается равновесие, так называемых теоретических тарелок  $n_{тт}$ , необходимых для заданного разделения смеси.

На рисунке 1 показана тарелка с жидкостью, в которой концентрация летучего компонента равна  $x_1$ . Снизу поступает пар с концентрацией этого компонента  $y_1$  и выходит из слоя обогащенным. В случае теоретической тарелки было бы достигнуто равновесие и концентрация пара на выходе составила  $y^*$ .

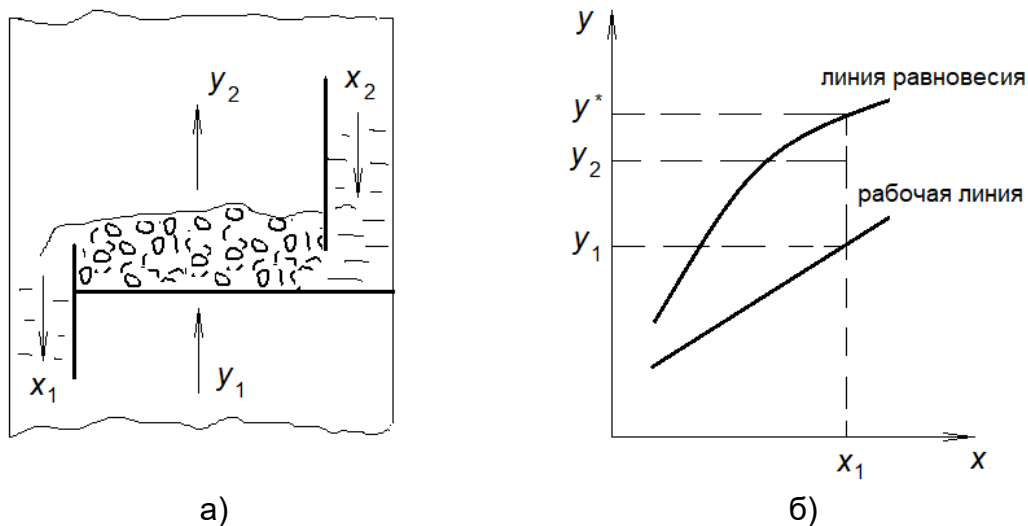


Рисунок 1 – Схема контактной тарелки с идеальным перемешиванием жидкости (а) и фрагмент диаграммы  $y$ - $x$  бинарной смеси

На практике в силу разных причин, одна из которых – недостаточное время контакта пара и жидкости, равновесное состояние системы не достигается и пар покидает тарелку с концентрацией  $y_2$  меньше чем  $y^*$ . Отношение изменения концентрации пара, которое произошло на тарелке, к тому изменению, которое могло бы произойти при достижении равновесия, называют эффективностью тарелки  $E$ .

$$E = (y_2 - y_1) / (y^* - y_1)$$

Разумеется, что для достижения требуемого разделения смеси реальных тарелок потребуется больше чем теоретических. При этом существует простое

соотношение теоретических  $n_{TT}$  и реальных  $n_{dT}$  тарелок, связанное с их эффективностью:

$$n_{dT} = n_{TT} / E$$

Следует отметить, что термодинамический расчет процесса ректификации, связанный с определением числа теоретических тарелок, при наличии данных по фазовому равновесию, не представляет больших затруднений. Основная трудность состоит в правильной оценке эффективности тарелки  $E$ .

Эффективность тарелок, являясь интегральным кинетическим параметром процесса, зависит от множества факторов. На неё оказывают влияние физико-химические свойства пара и жидкости такие как плотность, вязкость, коэффициенты молекулярной диффузии. Очень большое значение имеет гидродинамическая обстановка, возникающая на тарелках, которая зависит от интенсивности потоков и конструктивных особенностей контактных устройств.

Попытки получить удовлетворительные корреляции эффективности от определяющих факторов [5, 6] не увенчались успехом. Одной из причин является стремление учесть единым уравнением две стадии процесса – перенос компонента из ядра жидкой фазы к границе раздела и перенос его от границы раздела в паровую фазу (рисунок 2).

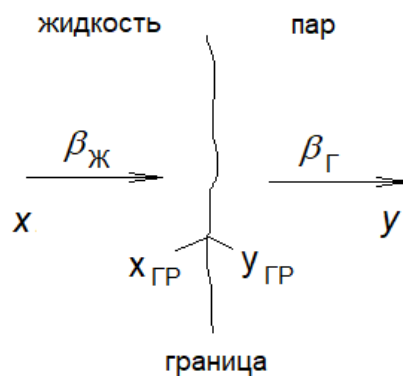


Рисунок 2 – Схема переноса летучего компонента из жидкости в пар

Более плодотворным оказался подход к описанию процесса, связанный с отдельным анализом обстановки в каждой фазе. Количество компонента  $m$ , переносимое в каждой фазе описывается уравнениями массоотдачи:

$$m = \beta_{ж} \cdot \rho_{ж} \cdot (x - x_{гр}) \cdot A, \text{ кмоль/с} \quad (1)$$

$$m = \beta_{г} \cdot \rho_{г} \cdot (y_{гр} - y^*) \cdot A, \text{ кмоль/с} \quad (2)$$

где  $\beta_{ж}, \beta_{г}$  – коэффициенты массоотдачи в жидкой и паровой фазах, соответственно, м/с;  $\rho_{ж}, \rho_{г}$  – плотности жидкой и паровой фаз, кмоль/м<sup>3</sup>;  $x, y, x_{гр}, y_{гр}$  – мольные доли компонента в жидкости, паре и на границе раздела фаз, соответственно;  $A$  – величина поверхности контакта фаз на 1 м<sup>2</sup> активной площади тарелки, м<sup>2</sup>.

Выражения, стоящие в скобках, представляют собой движущие силы процессов переноса компонента в жидкой и паровой фазах.

Такое же количество компонента  $m$  примет паровая и потеряет жидкая фаза:

$$m = V \cdot \rho_r \cdot (y_2 - y_1), \text{ кмоль/с} \quad (3)$$

$$m = U \cdot \rho_{ж} \cdot (x_1 - x_2), \text{ кмоль/с} \quad (4)$$

где  $V$  и  $U$  – объемные расходы пара и жидкости, отнесенные к 1 м<sup>2</sup> активной площади тарелки, м/с, соответственно.

Решая попарно уравнения массоотдачи и материального баланса получим соотношения для паровой и жидкой фаз:

$$N_r = \frac{\beta_y A}{V} = \frac{y_2 - y_1}{y_{ГР} - y^*} \quad (5)$$

$$N_{ж} = \frac{\beta_x A}{U} = \frac{x_1 - x_2}{x - x_{ГР}} \quad (6)$$

Выражения, стоящие в левой части уравнений, показывают во сколько раз изменения концентрации потока больше движущих сил процесса и называются числами единиц переноса. Они включают в себя коэффициенты массоотдачи и, следовательно, характеризуют скорость переноса компонента в каждой фазе. Важно, что каждый из них зависит от свойств и режима движения лишь одной фазы и, следовательно, легче поддается описанию. Поэтому наибольшее число работ связано с опытным определением этих кинетических параметров и обобщением экспериментальных данных в виде расчетных зависимостей [7-12].

Рассчитав значения частных чисел  $N_r$  и  $N_{ж}$ , определяют общее число единиц переноса  $N_{Or}$ :

$$N_{Or} = \frac{N_r \cdot N_{ж}}{N_{ж} + \lambda \cdot N_r} \quad (7)$$

Фактор отклонения  $\lambda$  равный произведению тангенса угла наклона линии равновесия  $\bar{m}$  на соотношение потоков пара и жидкости

$$\lambda = \bar{m} \cdot \frac{G}{L} \quad (8)$$

обеспечивает сопряжение чисел единиц переноса.

Зная общее число единиц переноса, можно определить эффективность тарелки\*:

$$E = 1 + e^{-N_{Or}} \quad (9)$$

Использование чисел единиц переноса в расчетах способствовало получению более общих зависимостей для расчета эффективности тарелок. Однако точность и надежность их, вплоть до сегодняшних дней, остаются проблематич-

\* Выражение (9) строго справедливо при полном перемешивании жидкости. В противном случае вводятся поправки, учитывающие степень перемешивания жидкости на тарелке.

ными. Сравнение результатов расчета эффективности ситчатых тарелок при ректификации смеси “изопропанол-вода” по шести имеющимся зависимостям для чисел единиц переноса показало большие расхождения [13]. Одной из причин этого является сложная структура чисел единиц переноса, которые включают в себя наряду с коэффициентами массоотдачи  $\beta$  величину межфазной поверхности.

Раздельный учет коэффициентов массоотдачи и поверхности контакта фаз представлялся логическим шагом в детализации описания процесса. Коэффициенты, отнесенные к действительной поверхности, определяют скорость переноса компонентов смеси. Именно для них устанавливается связь с молекулярными транспортными характеристиками и состоянием межфазной поверхности. К тому же, значение величины межфазной поверхности совместно с величиной газосодержания определяет средний поверхностно-объемный диаметр пузырьков пара, который можно считать наиболее характерным размером двухфазной системы. Его важно знать при обобщении результатов экспериментов методами теории подобия. По-видимому, такими соображениями руководствовались исследователи в шестидесятых годах прошлого века пытаясь измерить величину межфазной поверхности в газо- и парожидкостных слоях.

На тарелках ректификационных колонн поверхность контакта образована пузырьками, струями пара, каплями жидкости, которые находятся в непрерывном движении и трудно поддается определению. Тем не менее были разработаны методы её измерения.

Первым был использован метод фотографирования двухфазного слоя с последующей статистической обработкой фотографии [14]. В результате обработки фотографий определялся средний диаметр газовых образований  $d_{\Gamma}$  и газосодержание слоя  $\varphi_{\Gamma}$ . Это позволяло определить удельную объемную поверхность контакта фаз  $a$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ :

$$a = 6\varphi_{\Gamma}/d_{\Gamma} \quad (10)$$

Умножив  $a$  на высоту двухфазного слоя  $h_f$ , получим величину поверхности контакта  $A$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^2$ , отнесенную к  $1 \text{ м}^2$  активной площади тарелок.

В работе [15] величину межфазной поверхности определяли методом отражения светового потока от поверхности двухфазного слоя. Оба указанных метода позволяют оценить величину поверхности контакта пристенного слоя, в то время как внутренняя структура оказывается недоступной.

Химические методы измерения дают интегральное значение величины межфазной поверхности. Однако использование их ограничивается системами с необходимыми кинетическими и физико-химическими характеристиками. Для измерения поверхности наиболее широко применяют реакцию карбонизации щелочи в процессе поглощения углекислого газа из смеси его с воздухом и реакцию окисления сульфата натрия кислородом воздуха в присутствии катализатора [16-18].

Для измерения межфазной поверхности применяют также электроконтактные методы, фиксирующие замыкание и размыкание цепи при прохождении пузырьков газа через игольчатые электроды [19-20].

Нами [21] разработан метод измерения поверхности путем просвечивания двухфазного слоя монохроматическим поляризованным светом. Сравнение результатов измерения поверхности этим методом с результатами, полученными при поглощении  $\text{CO}_2$  растворами  $\text{NaOH}$  показали достаточно хорошую сходимость.

Знание величины поверхности контакта позволило определить коэффициенты массоотдачи  $\beta_g$  и  $\beta_j$  и получить для них расчетные зависимости [22-25].

В производстве метиламинов реакционная смесь после стадии синтеза подвергается ректификации последовательно в пяти колоннах. Последняя из них предназначена для извлечения метилового спирта и примесей метиламинов из воды. Кубовая жидкость колонны с концентрацией метилового спирта не более  $250 \text{ мг/дм}^3$  поступает на биологическую очистку.

В настоящее время по рекомендации АНГТУ ведется проектная работа по замене желобчатых тарелок на колпачковые, и является актуальной оценка их эффективности.

В таблице 1 представлены основные параметры колпачковых тарелок. Для расчета нами были выбраны две характерные тарелки в нижней и верхней частях колонны. Гидравлические показатели их работы при номинальной нагрузке колонны по питанию представлены в таблице 2, а в таблице 3 приведены физико-химические свойства пара и жидкости.

Таблица 1

Основные параметры колпачковой тарелки диаметром  $D = 1,2 \text{ м}$

№ п/п	Наименование параметра, его обозначение и размерность	Значение
1	Площадь сечения колонны $S_k, \text{ м}^2$	1,13
2	Площадь активной зоны тарелки, $S_{акт}, \text{ м}^2$	0,67
3	Периметр слива, $l_w, \text{ м}$	0,825
4	Доля свободного сечения тарелки, $f_c$	0,063
5	Высота сливной перегородки, $h_w, \text{ м}$	0,06

В расчетах эффективности были использованы две модели. Одна из них базируется на числах единиц переноса в паровой и жидкой фазах [11], а другая учитывает величину поверхности контакта фаз и коэффициенты массоотдачи [22-25] (таблица 4). Результаты расчета эффективности тарелок по этим моделям представлены в таблице 5.

Таблица 2

Гидравлические показатели работы колпачковых тарелок при номинальной нагрузке

№ п/п	Наименование параметра, его обозначение и размерность	Номера тарелок (считая снизу)	
		10	29
1	Скорость пара в рабочем сечении тарелки, $w_p$ , м/с	0,58	0,51
2	Скорость пара в сечении колонны, $w_k$ , м/с	0,5	0,44
3	Запас жидкости на тарелке, $h_0$ , м	0,034	0,042
4	Газосодержание слоя $\varphi_r$	0,52	0,53
5	Высота двухфазного слоя, $h_f$ , м	0,07	0,09
6	Гидравлическое сопротивление слоя жидкости, $\Delta P_{ст}$ , Па	304	277
7	Объемные расходы жидкости, $V_{ж}$ , м <sup>3</sup> /с	$2,5 \cdot 10^{-3}$	$7,4 \cdot 10^{-4}$
8	Расход жидкости на 1 м <sup>2</sup> активной площади, $U$ , м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> ·с)	$3,75 \cdot 10^{-3}$	$1,12 \cdot 10^{-3}$
9	Расход пара, $V_p$ , м <sup>3</sup> /с	0,44	0,38
10	Молярный расход жидкости, $L$ , кмоль/ч	457	72,3
11	Молярный расход пара, $G$ , кмоль/ч	71	59

Таблица 3

Физико-химические свойства системы и термодинамические параметры

№ п/п	Наименование параметра, его обозначение и размерность	Номера тарелок (считая снизу)	
		10	29
1	Плотность жидкости, $\rho_{ж}$ , кг/м <sup>3</sup>	910	673
2	Плотность пара, $\rho_p$ , кг/м <sup>3</sup>	0,8	1,38
3	Вязкость жидкости, $\mu_{ж}$ , Па·с	$0,236 \cdot 10^{-3}$	$0,276 \cdot 10^{-3}$
4	Вязкость пара, $\mu_p$ , Па·с	$9,4 \cdot 10^{-6}$	$7 \cdot 10^{-6}$
5	Поверхностное натяжение, $\sigma$ , Н/м	0,057	0,025
6	Коэффициент молекулярной диффузии в жидкости, $D_{ж}$ , м <sup>2</sup> /с	$6,46 \cdot 10^{-8}$	$3,8 \cdot 10^{-8}$
7	Коэффициент молекулярной диффузии в паре, $D_p$ , м <sup>2</sup> /с	$1,64 \cdot 10^{-5}$	$1,64 \cdot 10^{-5}$
8	Тангенс угла наклона линии равновесия, $\bar{m}$	7	1,5
9	Температура жидкости на тарелке, $t$ , °С	109	70,6
10	Разность температур пара и жидкости, $\Delta t$ , °С	0,2	1
11	Теплоемкость жидкости, $c_{ж}$ , Дж/(кг·град)	4100	3300
12	Удельная теплота испарения, $r$ , Дж/кг	2 200 000	1 200 000

Таблица 4

Модели расчёта эффективности колпачковых тарелок на основе чисел единиц переноса (1) и коэффициентов массоотдачи (2)

№ п/п	Уравнения
1	$N_r = 1770 \cdot h_f^{1,2} \cdot \left( w_k \cdot \frac{h_f}{D_r} \right)^{-0,5}; \quad N_{ж} = 126000 \cdot h_f^{1,9} \cdot \left( U \cdot \frac{h_f}{D_{ж}} \right)^{-0,5};$ $N_{ог} = \frac{N_r \cdot N_{ж}}{N_{ж} + \lambda N_r}; \quad \lambda = \frac{\bar{m} \cdot G}{L}; \quad E = 1 + e^{-N_{ог}}$
2	$A = 8,77 \cdot \left( \frac{\varphi_r}{1 - \varphi_r} \right)^{0,396} \left( \frac{h_0 \Delta P_{CT}}{w_k \mu_r} \right)^{-0,14} \left( \frac{\sigma}{\rho_{ж} g h_0^2} \right)^{-0,6};$ $a = \frac{A}{h_f}; \quad d_{п} = 6 \frac{\varphi_r}{a};$ $Sh_r = 1,85 \cdot \left( \frac{w_k \cdot d_{п} \cdot \rho_r}{\mu_r} \right)^{0,75} \left( \frac{\mu_r}{\rho_r \cdot D_r} \right)^{0,5} \left( \frac{d_{п}}{h_f} \right)^{0,9};$ $\beta_r = \frac{Sh_r \cdot D_r}{d_{п}}; \quad N_r = \frac{\beta_r \cdot A}{w_k};$ $Sh_{ж} = 0,044 \cdot \left( \frac{w_k \cdot d_{п} \cdot \rho_{ж}}{\mu_{ж}} \right)^{0,5} \cdot \left( \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} \cdot D_{ж}} \right)^{0,5} \cdot \left( 1 + 100 \frac{c_{ж} \Delta t}{r} \right)^{1,15};$ $\beta_{ж} = \frac{Sh_{ж} \cdot D_{ж}}{d_{п}}; \quad N_{ж} = \frac{\beta_{ж} \cdot A}{U};$ $N_{ог} = \frac{N_r \cdot N_{ж}}{N_{ж} + \lambda N_r}; \quad \lambda = \frac{\bar{m} \cdot G}{L}; \quad E = 1 + e^{-N_{ог}}$

Таблица 5

Результаты расчета кинетических параметров процесса массообмена между паром и жидкостью на колпачковых тарелках (система "метанол-вода")

Номера уравнений в таблице 4	Значения параметров							
	A	паровая фаза			жидкая фаза			E
		Sh <sub>r</sub>	β <sub>r</sub>	N <sub>r</sub>	Sh <sub>ж</sub>	β <sub>ж</sub>	N <sub>ж</sub>	
Тарелка № 10								
1	-	-	-	1,57	-	-	12,7	0,74
2	26	19,1	0,037	1,92	162	1,25·10 <sup>-3</sup>	8,6	0,78
Тарелка № 29								
1	-	-	-	1,86	-	-	25,2	0,83
2	26	19,8	0,038	1,94	122	5,4·10 <sup>-4</sup>	12,5	0,80



Из таблицы следует, что расчеты по обеим моделям дали близкие значения эффективности. Это указывает на надежность результатов. Однако окончательный ответ будет получен после пуска колонны в эксплуатацию и анализа её разделяющего действия.

## ЛИТЕРАТУРА

1. **Касаткин, А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии. – М., 1971. – 784 с.
2. **Коган, В.Б.** Равновесие между паром и жидкостью / В.Б. Коган, В.М. Фридман, В.В. Кафаров. – М.-Л.: Наука, 1966. – 1426 с.
3. **Коган, В.Б.** Гетерогенные равновесия. – Л.: Химия, 1968. – 432 с.
4. **Уэйлис С.** Фазовые равновесия в химической технологии. – М.: Мир, 1989. – 662 с.
5. **English, G.E.** Efficiency of fractionating columns / G.E. English, M. Van Winkle // Jour. Chem. Eng. – 1963. – Vol. 70. – № 11. – P. 241.
6. **Onda, K.** Plate and columns efficiencies of continuous rectifying columns for binary mixtures / K. Onda, E. Soda, K. Takahashi, S.A. Mukhtar // Jour. A. I. Chem. Eng. – 1971. – Vol. 17. – № 3. – P. 1141.
7. **Asano, O.** Gas-liquid contacting area on bubbling trays / O. Asano, S. Fujita // Jour. Chem. Eng. Japan. – 1965. – Vol. 3. – № 1. – P. 85.
8. **Иванов, В.А.** Исследование массопередачи при ректификации смесей этанол(метанол)-вода в колонне с ситчатыми тарелками / В.А. Иванов, А.Н. Плановский, А.А. Бараев // Хим. пром. – 1967. – № 5. – С. 385.
9. **Gerster, J.A.** Tray efficiencies distillation columns: Final report from the university of Delaware // J.A. Gerster, A.B. Hill, N. Mochgraf // Am. Inst. Chem. Engrs. – 1958. – P. 118.
10. **Weiss, S.** Zum Stoffübertragung bei der Distillation in Bodenkolonnen // S. Weis, L. John // Chem. Techn. – 1973. – Bd. 25. – № 1. – S. 658.
11. **Касаткин, А.Г.** Массопередача на барботажных провальных тарелках / А.Г. Касаткин, Д.М. Попов, Ю.И. Дытнерский // Хим. пром. – 1962. – № 2. – С. 123.
12. **Соломаха, Г.П.** Уравнение массоотдачи в газовой фазе на колпачковых тарелках / Г.П. Соломаха // ТОХТ. – 1970. – Т. 4. – № 2. – С. 181.
13. **Hübner, W.** Experimentelle Untersuchungen zum Verstärkungsverhältnis von Rektifizierböden / W. Hübner, E.U. Schlünder // Chem. Ing. Techn. – 1973. – Bd. 45. – № 5. – S. 247.
14. **Родионов, А.И.** О дисперсности пенного слоя и методе определения среднего размера пузырька / А.И. Родионов, В.М. Радиковский. – В кн.: Массообменные процессы химической технологии. – Л., 1965. – С. 32.

15. **Calderbank, P.H.** Physical rate processes in industrial fermentation the interfacial area in gas-liquid contacting with agitation / P.H. Calderbank // *Trans/Inst. Chem. Engrs.* – 1958. – Vol. 36. – № 6. – P. 443.

16. **Родионов, А.И.** Исследование химическим методом поверхности контакта фаз на ситчатых тарелках / А.И. Родионов, А.А. Винтер // *Изв. вузов. Сер. Химия и хим. технология.* – 1966. – Т. 9. – № 6. – с. 970; – 1967. – Т. 10. – № 1. – с. 102.

17. **Yoshida, F.** Effective interfacial area in packed columns for absorption with chemical reaction / F. Yoshida, Y. Miura // *Jour. A. I. Ch. E.* – 1963. – Vol. 9. – № 3. – P. 331.

18. **Porter, K.E.** Interfacial areas and liquid-film mass-transfer coefficients for a 3 ft. diameter bubble-cap plate derived from absorption rates of carbon dioxide into water and caustic soda solutions / K.E. Porter, M.B. King, K.C. Varshney // *Trans. Inst. Chem. Engrs.* – 1966. – Vol. 44. – № 7. – P. 274.

19. **Тарат, Э.Я.** О взаимодействии газовых пузырьков с датчиками в газо-жидкостных структурах / Э.Я. Тарат, О.С. Ковалев, В.И. Щепин. – В кн.: *Гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системах.* – Иркутск, 1976. – С. 51.

20. **Сабанин, В.А.** Стереометрический метод измерения удельной поверхности контакта фаз в двухфазной системе “жидкость-газ” колеблющимся датчиком / В.А. Сабанин. – В кн.: *Гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системах.* – Иркутск, 1976. – С. 74.

21. **Авторское свидетельство № 213409 СССР, МПК G01F23/292.** Способ определения поверхности контакта фаз : № 1126771/26-25 : заявл. 17.01.1967 : опубл. 12.03.1968 : бюллетень № 10 / Родионов А.И., Ульянов Б.А., Кашников А.М., Строганов Е.Ф. ; заявитель МХТИ им. Д.И. Менделеева. – 2 с.

22. **Винтер, А.А.** Определение поверхности контакта фаз на барботажных тарелках: Дис. на соиск. учен. степ. канд. техн. наук / Винтер Альберт Александрович ; МХТИ им. Д.И. Менделеева. – М, 1966. – 130 с.

23. **Кочетов, Н.М.** Исследование гидродинамики и массопередачи на колпачковых и колпачково-ситчатых тарелках: Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Кочетов Николай Михайлович ; МХТИ им. Д.И. Менделеева. – М, 1972. – 116 с.

24. **Ульянов, Б.А.** Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах / Б.А. Ульянов. – Иркутск : Изд. ИГУ, 1982. – 129 с.

25. **Ферреферов, М.Ю.** Массообмен в жидкой фазе на тарелках ректификационных колонн : автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук / Ферреферов Михаил Юрьевич ; Ангарский государственный технологический институт. – Ангарск, 1997. – 18 с.