

УДК 66.074:661

Себко В.В., Бабенко В.Н., Арсланалиев Т.М., Горбунова О.В.

**ИССЛЕДОВАНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССОВ
ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО И МАССООБМЕННОГО ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ
ПОТОКОВ В РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЕ**

На сегодняшний день, вследствие экономических причин увеличивается потребность в небольших по размерам, но достаточно эффективных массообменных аппаратах. При этом наблюдается неуклонный рост капитальных затрат в стоимости технологического оборудования и, в частности, тепло – и массообменной аппаратуры. В этих условиях определяющее значение приобретает повышение интенсивности массообменных процессов. Разработка достаточно эффективных массообменных аппаратов делает возможным значительное снижение как основных производственных затрат, так и затрат на монтаж. Для интенсификации процессов тепломассопередачи перспективным представляются аппараты, в которых взаимодействие между фазами осуществляется в условиях повышенной турбулентности потоков благодаря созданию очень высокой площади поверхности межфазного контакта в единице объема за счет создания тонких пленок и мелких капель жидкости и пузырьков газа (пара), а также большой скорости обновления межфазной поверхности. Все это, в конечном счете, ведет к значительному уменьшению габаритов оборудования. Основные недостатки аппаратов следующие: низкая скорость процесса массопереноса, недостаточно развитая поверхность контакта фаз, наличие застойных зон, низкий коэффициент использования энергоносителей. Таким образом, создание надежных, при промышленной эксплуатации, высокоэффективных колонных аппаратов и методик их расчета является актуальной задачей.

При этом возникает необходимость углубленного изучения движения газожидкостных потоков, а также конструкций контактных элементов, на которых происходит взаимодействие фаз. Такое исследование позволяет в дальнейшем выбрать максимально рациональную конструкцию для исследования при различных условиях протекания гидродинамических процессов. В настоящее время изменяются параметры качества сырья для ректификации, выдвигаются более высокие требования к качественным показателям продукции, а также жесткие требования к энергозатратам на выпуск продукции. Соответственно требования к потерям при ректификации ставят высокие требования к эффективности процессов очистки и аппаратурному оформлению этих процессов. Опыт эксплуатации типовых аппаратов на промышленных установках показал ряд существенных недостатков, которые не позволяют выполнить основную задачу ректификации, а именно максимальную очистку растворов от примесей.

Поэтому на сегодняшний день особое значение приобретает важная научная и практическая проблема – совершенствования и моделирования теоретических положений работы новых насадочных элементов, которые повышают параметры массообменного процесса в системе газ-жидкость.

Таким образом, целью настоящей статьи является теоретическое моделирование процессов работы новых насадочных элементов, которые повышают параметры массообменного процесса в системе газ-жидкость. Задачи исследований в соответствии с целью работы заключаются в следующем:

1. Привести основные соотношения, описывающие математическую модель процесса гидродинамического и массообменного взаимодействия потоков в ректификационной колонне.
2. Приведены результаты массообменных испытаний.

Математическая модель процессов гидродинамического и массообменного взаимодействия потоков в ректификационной колонне. Как известно число единиц переноса представляет собой результат совместного решения уравнений равновесия к рабочей линии процесса задаваемой начальными и конечными концентрациями. При этом, высота единиц переноса отражает кинетику процесса [1, 2].

Так как специалисты по-разному оценивают процесс массопередачи, для лучшего сопоставления и сравнения результатов исследования, ниже были рассчитана высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), число теоретических тарелок [1-5], а так же определен объемный коэффициент массопередачи на 1 м высоты насадки, и число единиц переноса.

Число единиц переноса определяется по уравнению [1-5]:

$$N_{0r} = \frac{1}{1-S_0} \cdot 2,3 \lg \frac{1-\psi}{1-\frac{\psi}{S_0}} \quad (1)$$

$$S_0 = \frac{m}{e} \quad (2)$$

$$e = \frac{L}{G}, \quad (3)$$

где N_{0r} – число единиц переноса в газовой фазе; S_0 – фактор отгонки по жидкости; m – константа фазового равновесия; e – отношение расходов жидкой и газовой фаз; y^* – равновесная концентрация аммиака в воздухе с жидкостью, поступающей на насадку; M_{NH_3} , $M_{возд}$ – молекулярные массы аммиака и воздуха; P^* – равновесное парциальное давление аммиака в воздухе, мм.рт.ст.; ϕ – коэффициент пропорциональности, мм.рт.ст., принимается равным барометрическому; P – общее давление газовой смеси, мм.рт.ст.; T_{cp} – средняя температура жидкости в колонне, К.

$$m = \frac{y^*}{x_1}; \quad (4)$$

$$y^* = \frac{M_{NH_3}}{M_{возд}} \cdot \frac{P^*}{P - P^*}; \quad (5)$$

$$P^* = \phi \cdot x; \quad (6)$$

$$\lg \phi = 9,343 - \frac{1922}{T_{cp}}; \quad (7)$$

$$T_{cp} = \frac{t_1 + t_2 + t_3 + t_4}{4} + 273; \quad (8)$$

$$\psi = \frac{x_1 - x_2}{x_1}, \quad (9)$$

где x_1, x_2 – начальная и конечная концентрации аммиака в растворе.

Высота единицы переноса, отнесенная к газовой фазе, определяется из уравнения

$$BEП = \frac{H}{N_{0r}}, \quad (10)$$

где H – высота насадки.

Высота, эквивалентная теоретической тарелке, определяется из уравнения [1, 2]:

$$BETT = \frac{H \cdot \ln \cdot \frac{1}{S_0}}{\ln \left(\frac{1-\psi}{1-\psi/S_0} \right)}. \quad (11)$$

Число теоретических тарелок определяется по уравнению:

$$n = \frac{N_{0r} (1 - S_0)}{2,3 \cdot \lg \left(\frac{1}{S_0} \right)}. \quad (12)$$

Объемный коэффициент массопередачи определяется по уравнению:

$$K_v = \frac{N_{0r} \cdot W \cdot 3600}{H}, \quad (13)$$

где W – линейная скорость воздуха, рассчитанная на полное сечение колонны, м/с (расчетные значения получены с помощью ПК) [4, 5].

Для стандартизации и упрощения расчетов высота насадочного слоя выбиралась равной 1 м [4, 5], тогда уравнение по определению высоты единицы переноса имеет следующий вид:

$$BEП = \frac{1}{N_{0r}}. \quad (14)$$

Для определения числа теоретических тарелок удобно пользоваться выражением, связывающим эту величину с числом единиц переноса:

$$n = \frac{N_{0r} (1 - S_0)}{\ln \left(\frac{1}{S_0} \right)}. \quad (15)$$

Высота, эквивалентная теоретической тарелке, в метрах, определяется по уравнению:

$$BETT = \frac{1}{n}. \quad (16)$$

Результаты исследований приведены в таблице №1. При проведении исследований применялись пакеты регулярной насадки с ячейкой 0,4 на 0,4 и высотой гофра 2,7 мм, а также высотой пакетов 50 мм (каждый).

Таблица №1 – Результаты массообменных испытаний

Средняя температура процесса	Начальная концентрация NH_3 в жидкости	Конечная концентрация NH_3 в жидкости	Число единиц переноса на 1 м высоты насадки	Высота единиц переноса	Число теоретических тарелок в 1 м высоты	Высота эквивалентной теоретической тарелки
t_{cp}	X_H	X_K	N	БЕП	n	BETT
°С	г/л	г/л	–	м	–	м
15,7	5,3	2,615	3,4	0,29	3,02	0,331
15,7	5,3	1,6	2,37	0,42	2,99	0,334
15,8	5,3	1,375	1,58	0,63	2,51	0,399
16,0	5,3	1,145	1,26	0,79	2,39	0,419
16,0	5,3	3,48	5,62	0,18	3,69	0,271
15,5	5,32	2,6	3,53	0,28	3,13	0,319
16,0	5,3	2,08	2,49	0,4	2,76	0,362
16,4	5,28	1,78	1,97	0,51	2,55	0,392
16,1	5,28	3,9	9,56	0,10	5,33	0,188
15,8	5,3	3,155	4,42	0,23	3,27	0,306
16,3	5,3	2,625	3,1	0,32	2,82	0,354
16,8	5,27	2,51	1,96	0,51	2,12	0,472
16,1	5,3	4,29	7,24	0,14	3,62	0,276
16,0	5,3	3,64	4,22	0,24	2,77	0,36
16,2	5,28	3,13	3,29	0,3	2,6	0,385
16,1	5,3	2,9	2,51	0,4	2,27	0,44
16,2	5,28	4,6	3,8	0,26	1,75	0,572
15,5	5,3	4,06	3,62	0,28	2,14	0,466
16,0	5,3	3,56	3,2	0,31	2,27	0,44
15,8	5,3	2,86	4,09	0,24	3,29	0,304
17,0	5,29	4,86	2,56	0,39	1,07	0,938
16,5	5,32	4,485	2,64	0,38	1,41	0,71
16,0	5,3	4,405	1,64	0,61	1,02	0,98
16,2	5,3	3,425	4,09	0,24	2,85	0,35

Выводы

Таким образом, в настоящей статье рассмотрены пути решения важной научной и практической проблемы, которая состоит в совершенствовании и моделировании теоретических положений работы новых насадочных элементов, повышающих параметры массообменного процесса в системе газ-жидкость. В статье приведены основные соотношения, описывающие математическую модель процесса гидродинамического и массообменного взаимодействия потоков в ректификационной колонне, которые подтверждены результатами массообменных испытаний. Приведены данные гидродинамических исследований насадочных элементов в широком диапазоне изменения скоростей газа и жидкости, как для определенных потерь напора, так и для научного прогнозирования эффективности при массообмене.

Для выделения этанола из органических растворителей, исследованные насадочные элементы, позволяют объединять повышенные показатели по эффективности с высокой пропускной возможностью и малыми удельными потерями напора.

Применения пакетов регулярной насадки с ячейкой 0,4 на 0,4 и высотой гофра 2,7 мм и высотой пакетов 50 мм каждый, представляет практический интерес как при проектировании новых, так и при модернизации действующих установок для замены плоскопараллельной и других насадок, поскольку имеют повышенную эффективность (приблизительно на 33%) при сравнимых потерях напора.

Литература

1. Романков П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов хим. технологии / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк, М.И. Курочкина. – СПб.: Химия, 1993.– 496 с.
2. Стабников В.Н. Расчеты и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.Н. Стабников. К.: Техника, 1970. – 207 с.
3. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов / Ю.М. Тананайко, Е.Г. Воронцов. К.: Техника, 1975, 311 с.
4. Бабенко В.Н., Лаврова І.О. Дослідження особливостей роботи газорідної системи колонного апарату зі стабілізатором пінного шару / В. Н. Бабенко, І. О. Лаврова // Інтегровані технології 2009, – №4 – с. 43–49
5. Бабенко В. Н. Исследование гидродинамических режимов работы пенного аппарата на трубчатых решетках со стабилизатором пены / В. Н. Бабенко, С. Д. Деменкова // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2009. – № 4/9 (40). – С. 4–7.

Bibliography (transliterated)

1. Romankov P.G., Frolov V.F., Flisyuk O.M., Kurochkina M.I. Metodyi rascheta protsessov i apparatov him. Tehnologii / P.G. Romankov, V.F. Frolov, O.M. Flisyuk, M.I. Kurochkina. – SPb.: Himiya, 1993. – 496 p.
2. Stabnikov V.N. Raschety i konstruirovaniye kontaktnyih ustroystv rektifikatsionnyih i absorbtionnyih apparatov / V.N. Stabnikov. K.: Tehnika, 1970. – 207 p.

3. Tananayko Yu.M., Vorontsov E.G. *Metodyi rascheta i issledovaniya plenochnyih protsessov*, K.: TehnIka, 1975, 311 p.

4. Babenko V.N., Lavrova I.O. *Doslidzhennya osoblivostey roboti gazoridinnoyi sistemi kolonnogo aparatu zi stabilizatorom pinnogo sharu* / V.N. Babenko, I.O. Lavrova // *Integrovani tehnologiyi* 2009, – №4 – p.43–49

5. Babenko V.N. *Issledovanie gidrodynamiceskikh rezhimov raboty pennogo apparata na trubchatyih reshetkah so stabilizatorom penyi* / V.N. Babenko, S.D. Demenkova // *Vostochno-evropeyskiy zhurnal peredovyih tehnologiy.* – 2009. – № 4/9 (40). – P. 4–7.

УДК 66.074:661

Себко В.В., Бабенко В.Н., Арсланалиев Т.М., Горбунова О.В.

ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСІВ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ І МАСООБМІННОЇ ВЗАЄМОДІЇ ПОТОКІВ В РЕКТИФІКАЦІЙНІЙ КОЛОНІ

У роботі розглянуто питання, які пов'язано з удосконаленням та моделюванням теоретичних положень роботи нових насадних елементів, які підвищують параметри процесу масообміну в системі газ-рідина, розглянуті технічні рішення дозволяють отримувати показники для широкого діапазону навантаження.

Sebko V.V., Babenko V.N., Arsanaliev T.M., Gorbunova O.V.

RESEARCH OF MATHEMATICAL MODEL OF HYDRODYNAMIC AND MASS TRANSFER PROCESSES OF INTERACTION FLOWS IN A DISTILLATION COLUMN

The paper discusses issues related to the improvement and simulation of theoretical positions of these new packing elements, which increase the mass transfer process parameters in the gas-liquid system, discussed technical solutions allow to obtain performance for a wide range of loads.