

что в зависимости от места (радиуса) их ввода распределение скоростей может быть разным: при вводе непосредственно у стенки характер распределения их аналогичен приведенному выше; при вводе пузырьков вблизи оси движение жидкости изменится на противоположное.

Таким образом, хотя в модели расчета, кроме принятых выше допущений, не учтены потери на трение при движении жидкости, она может быть использована для приближенной оценки величины циркуляции жидкости и, соответственно, при расчете коэффициентов теплоотдачи при естественной конвекции.

ЛИТЕРАТУРА

1. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. Учебник для вузов. Изд. 3-е, перераб. и доп. – М.: Энергетика, 1973. – 488 с.
2. Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена. – М.–Л.: Машгиз, 1962. – 456 с.
3. Лихеев М. А. Основы теплопередачи. – М.: Госэнергоиздат, 1956. – 392 с.
4. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. – М.: Наука, 1969. – 744 с.

УДК 66.015.23.05(088.8)

А. И. Ершов, профессор;
И. М. Плехов, профессор

ИССЛЕДОВАНИЯ И ТЕХНИЧЕСКИЕ РАЗРАБОТКИ НА КАФЕДРЕ ПиАХП ПО СОВЕРШЕНСТВОВАНИЮ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

(Обзор посвящен 35-летию кафедры ПиАХП)

The results of investigations and technical working which devoted to perfection heat- and mass-transfer processes and apparatus of chemical industry are given in the article.

Основным научным направлением кафедры процессов и аппаратов химических производств за истекший период являлось изучение закономерностей явлений переноса при взаимодействии фаз в газопарожидкостных системах и создание совершенных аппаратов для проведения процессов абсорбции, ректификации, выпаривания, сепарации

и др. С этой целью проводились теоретические и экспериментальные исследования по интенсификации массообмена в закрученных потоках при пленочном и дисперсно-пленочном режимах, а также в условиях стесненного барботажа. Результаты исследований достаточно полно освещены в публикациях, описаниях авторских свидетельств на изобретения и в диссертациях [1-42].

Наряду с фундаментальными на кафедре ПиАХП совместно с кафедрой МиАХП выполнялись прикладные НИР по хозяйственным с промышленными предприятиями и в рамках отраслевой лаборатории, результаты которых, как правило, внедрялись в производство с существенным технико-экономическим эффектом, но не были достаточно опубликованы в печати, хотя представляют несомненный интерес для специалистов исследователей и практиков. В данном обзоре приводится краткое изложение содержания некоторых из них.

НИР по извлечению непревращенных циклосилоксанов из каучуков СКТН.

В технологии производства каучуков СКТН из-за равновесного характера реакции полимеризации около 15% циклосилоксанов остается незаполимеризовавшимися. Такое количество «летучих» в продукте отрицательно сказывалось на эксплуатационных свойствах вулканизаторов и на удельном расходе исходных материалов. Нами совместно со специалистами ВНИИСК им. Лебедева было предложено на уровне изобретения [43,44] техническое решение, обеспечивающее извлечение «летучих» из СКТН при взаимодействии его с потоком нагретого газа в двухступенчатом дисперсионно-пленочном аппарате. После контактирования фаз на каждой ступени в нисходящем закрученном потоке обогащенный парами «летучих» газ отводится в холодильник, где пары конденсируются и снова возвращаются на переработку.

Экспериментально изучалась зависимость степени извлечения η от соотношения фаз, температуры газа и вязкости СКТН. При обработке результатов получена расчетная зависимость вида

$$\eta = AT_2 \left(\frac{G_2}{G_n} \right)^m, \quad (1)$$

где T_2 – начальная температура газа, К; G_2 и G_n – массовые расходы газа и полимера соответственно, кг; A и m – эмпирические коэффициенты.

В пределах соотношения фаз $G_2:G_n$ от 1 до 15 и температуры газа от 373 до 473 К зависимость (1) принимает вид

$$\eta = 0,039T_2 \left(\frac{G_2}{G_n} \right)^{0,57} \quad (2)$$

НИР по совершенствованию процессов дегазации и выпаривания осадительной ванны в производстве вискозного волокна.

При формировании вискозного волокна и корда в результате разложения серной кислотой ксантогената целлюлозы и других примесей в растворе прядильной (осадительной) ванны выделяется значительное количество сероводорода и сероуглерода (до 120 мг/л растворенного H_2S и до 85 мг CS_2). Наличие такого их содержания в осадительной ванне (ОВ), циркулирующей по замкнутому контуру в технологической схеме производства вискозных волокон, влекло за собой целый ряд нежелательных последствий: загазованность помещений прядильного и кислотного отделений выше санитарных норм, загрязнение раствора серой, отложение серы на узлах прядильных машин, в сливных коллекторах и другом оборудовании, ухудшение условий формования волокон, повышение энергозатрат на выпарных установках, загрязнение сточных вод и т. д. С целью устранения перечисленных недостатков в аппаратурной схеме вискозных производств разработчиками технологии предложена дегазация ОВ с получением высококонцентрированной парогазовой смеси, очистка которой от сероводорода и сероуглерода не представляла бы трудностей. В частности, на I и II-ой очередях Светлогорского ПО «Химволокно» проектами были предусмотрены в выпарных установках дегазаторы насадочного и тарельчатого типа. Однако при запуске и освоении производств они оказались неработоспособными из-за добавления в ОВ поверхностно-активных веществ, типа лаурилпиридинсульфата, которые вызывали бурное вспенивание раствора при дегазации и выброс пены непосредственно в помещение кислотного отделения. Решение данной проблемы Управление химической промышленности РБ предложило кафедре ПиАХП. На начальном этапе нами были созданы и исследованы аппараты пленочного типа с закрученным потоком [45,46], в которых

обеспечивалась интенсивная дегазация H_2S и CS_2 , а появление при крутке потока дополнительно центробежной силы сдерживало пенообразование. Вместе с тем опытно-промышленные испытания показали, что при определенных концентрациях ПАВ в растворе все-таки возникает пенообразование и не совсем стабильная работа выпарных установок. В результате чего сотрудниками кафедр ПиАХП, МиАХП совместно со специалистами Светлогорского ЗИВа было предложено новое техническое решение [47] дегазации раствора в существующих сливных коллекторах, по которым отработанная ОВ самотеком стекает от прядильных машин в приемные смесители и барки. Сливные коллекторы представляют собой гуммированные трубопроводы диаметром от 200 до 400 мм и длиной 120–180 м. Раствор ОВ поступает в них из корыт прядильных машин, заполняя по длине от 10 до 65% сечения, совместно с воздухом. При прямоточном перемещении раствора и газожидкостной смеси в виде пены по наклонным коллекторам и происходит дегазация H_2S и CS_2 . Для исключения накопления пены в приемных смесителях и барках перед ними на коллекторах были предусмотрены штуцера для отвода эжекторами газожидкостной смеси в циклоны, где осуществлялось разрушение пены и отделение жидкой фазы от газовоздушной смеси. С целью установления оптимальных режимов работы установок в лабораторных и промышленных условиях исследовались четыре возможных варианта их оформления. Результаты исследований представлены в таблице 1, согласно которым третий и четвертый варианты оказались самыми эффективными.

При обработке экспериментальных данных по массообмену в оптимальных режимах процесса дегазации получены критериальные зависимости для определения объемного коэффициента массопередачи [48]:

$$K_{H_2S} = 0,69 Re_2^{0,6} \cdot Re_{жс}^{0,28} (l/d)^{-0,16}; \quad (3)$$

$$K_{CS_2} = 21,3 Re_2^{0,3} \cdot Re_{жс}^{0,25} (l/d)^{-0,18}. \quad (4)$$

Вид зависимостей свидетельствует о том, что интенсивность массопереноса при дегазации в коллекторах определяется геометрическими размерами и гидродинамическими параметрами.

Таблица 1

Данные по влиянию оформления на степень дегазации ОВ

Технические варианты оформления	Средние значения концентраций, H_2S и CS_2 , г/м ³						Степень извлечения, %	
	до дегазации в ОВ		после дегазации в ОВ		после циклона в газовоздушной среде воздуховода			
	H_2S	CS_2	H_2S	CS_2	H_2S	CS_2	H_2S	CS_2
1. Отсос воздуха с помощью вытяжной вентиляции	105	58	73,0	29,0	75,5	22,8	30,5	50,0
2. Отсос воздуха с помощью вентилятора Ц 9-57 № 3	83	51	47,0	19,0	55,0	16,4	43,4	62,7
3. Отсос воздуха с помощью одновременно работающих эжектора и вентилятора	157	106	83,0	30,6	70,0	10,6	50,0	71,0
4. Отсос воздуха в эжекторе паром, $P=3$ атм	125	91	56,5	27,0	85,0	47,2	55,0	70,0

Кроме дегазации ОВ, в задачу НИР входило совершенствование процесса ее регенерации, осуществляемого в вакуум-выпарных установках с тепловым насосом. По проекту в трубчатых испарителях предусматривалась циркуляция 30 т/ч раствора с переводом во вторичные пары 3 т/ч влаги, из которых 40% эжектировалось и возвращалось в качестве греющего пара в испарители. При эксплуатации в пусковой период выяснилось, что из-за интенсивного вспенивания ОВ и массового брызгоуноса оказалось невозможным поднять производительность 15 выпарных установок и основного производства выше 70% от проектной. Кроме того, появилась опасность разрушения самих выпарных аппаратов, т. к. вторичные пары поступали в межтрубное про-

парных аппаратов, т. к. вторичные пары поступали в межтрубное пространство испарителей вместе с унесенной пеной и брызгами ОВ. Такое явление стало одним из решающих факторов, лимитирующих выход I-го кордного производства на проектную мощность по выпуску волокна, а безвозвратные потери ОВ приводили к значительному перерасходу H_2SO_4 , $ZnSO_4$ и $NaOH$ относительно регламентных норм.

В результате комплексных исследований специалистами кафедры и производства разработаны на уровне изобретения [49,50] пеногасители-сепараторы, использование которых на выпарных установках (рис. 1, а, б) позволило полностью устранить негативные явления при регенерации ОВ и довести выпуск готовой продукции до проектного уровня.

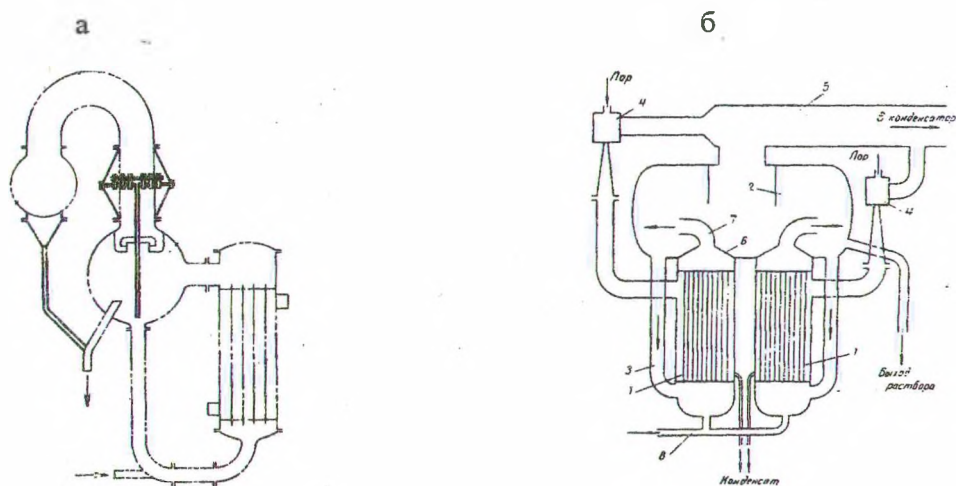


Рис. 1. Схемы вакуум-выпарных установок: а – с прямоточно-центробежным сепаратором; б – с сепарационно-центробежным пеногасителем

НИР по интенсификации процессов и их аппаратурному оформлению в производстве азотных удобрений и капролактама.

I. В указанных производствах преобладающую долю составляют теплообменные процессы в системах газ–жидкость и пар–жидкость. Ускоренное развитие химической промышленности потребовало, с одной стороны, изыскания энергоэкономичных методов интенсификации процессов, а с другой, разработки и внедрения совершенного аппаратурно-технологического оформления.

По заказу Гродненского ПО «Азот» нами исследованы закономерности взаимодействия и разделения фаз в скоростном закрученном потоке и в режиме стесненно-направленного барботажа, позволившие обосновать перспективность гидродинамических методов интенсификации процессов и создать на уровне изобретений новые конструкции контактных устройств и теплообменных аппаратов [51-63].

При всем разнообразии взаимодействующих систем, технологических режимов ведения процессов и внешних условий любая конструкция не может быть универсальной, поэтому и создано несколько вариантов различного назначения: без циркуляции жидкости (рис. 2, а, б) и с циркуляцией жидкости на ступени (рис. 2, в, г, д), с некоторыми отличиями по формированию закрученного потока (лопастными закручивателями и тангенциальным вводом) и подводу жидкости в контактных элементах. Общим для всех вариантов является то, что при противотоке фаз по аппарату в целом основное взаимодействие системы происходит внутри элементов в восходящем закрученном прямотоке с последующим разделением фаз за счет центробежных и гравитационных сил. Варианты ступеней с циркуляцией или без циркуляции жидкости выбираются в зависимости от соотношения расходов фаз и свойств, характеризующих разделяемую систему.

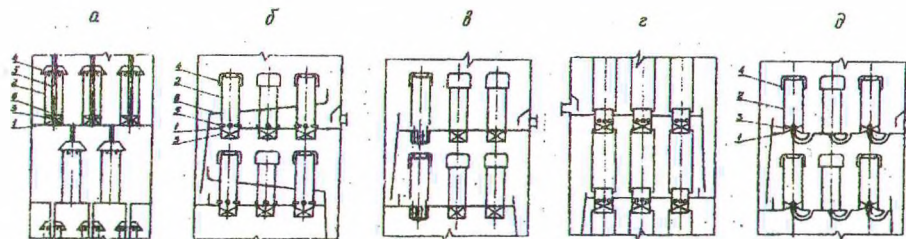


Рис. 2. Конструкции скоростных контактных тарелок для абсорбционных и ректификационных колонных аппаратов

Работа любых контактных ступеней определяется многими факторами — конструктивными, гидродинамическими, теплообменными, учесть которые в совокупности очень трудно. В нашем случае задача несколько упростилась благодаря тому, что эти ступени относятся к числу тарелок, позволяющих использовать принцип элементного моделирования. То есть результаты, полученные

на одном или нескольких элементах, распространяемы на всю контактную ступень.

Ниже приводятся сведения о результатах лабораторных исследований и промышленных испытаний опытных образцов, которые могут служить основой для расчета и проектирования контактных ступеней подобного типа. Техническая характеристика исследованных моделей приведена в табл. 2.

Таблица 2

Технологические и конструктивные параметры исследованных моделей

Наименование параметров	Обозначение	Размерность	№ серии опытов		
			I	II	III
Диаметр тарелки	D_T	мм	500	350	160
Диаметр элемента	$D_{эл}$	мм	102,5	50	32
Количество элементов на тарелке	n	шт	7	13	7
Шаг между элементами	$t_{эл}$	мм	200	65	46
Живое сечение тарелки	ε	%	29	28	28
Высота элемента	$h_{эл}$	мм	$3D_{эл}$	$3D_{эл}$	$4,4D_{эл}$
Межтарельчатое расстояние	H_T	мм	500	500	290, 440
Уровень жидкости на тарелке	H	мм	50	100	30–70
Диапазон изменения нагрузок:					
– скорость газа в элементе	$U_{эл}$	м/с	7–30	13–26	10–30
– скорость газа в колонне	U_K	м/с	2–8,7	3,6–7,3	2,8–8,4
– соотношение массовых расходов фаз в элементе	L / G	кг/кг	0,6–5	–	1,3–7,9

В задачу входило изучение коэффициента гидравлического сопротивления ξ элементных тарелок без орошения, с орошением и массообменных характеристик.

Обобщение экспериментальных данных для тарелок с лопастными закручивателями и подводом жидкости по U -образным трубкам дало следующие выражения для коэффициента сопротивления:

– без орошения и с орошением при $L/G < 0,6$

$$\xi = 4,9(\operatorname{tg}\alpha)^{-1,3}, \quad (3)$$

– с орошением при $L/G > 0,6$

$$\xi_o = 4,9(\operatorname{tg}\alpha)^{-1,3} + L/G. \quad (4)$$

Для расчета коэффициента сопротивления контактных устройств с тангенциальными закручивателями получены следующие эмпирические зависимости:

– без орошения

$$\xi = \exp(4,23 - 2,345m); \quad (5)$$

– с орошением при $q \leq 1$

$$\xi_o = \xi + 3,22\left(\frac{L}{G}\right)\left(\frac{\nu_{жк}}{\nu_2}\right)^{0,35}; \quad (6)$$

– с орошением при $q > 1$

$$\xi_o = (\xi + 1) + 1,31\left(\frac{L}{G} - 1\right)\left(\frac{\nu_{жк}}{\nu_2}\right)^{0,35}, \quad (7)$$

где G и L – массовые расходы газовой и жидкой фаз, кг; ν_2 и $\nu_{жк}$ – кинематическая вязкость газовой и жидкой фаз, $\text{м}^2/\text{с}$; q – плотность орошения на тарелке, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Массообменные характеристики исследовались вначале при ректификации смеси уксусная кислота–вода в колонне из трех многоэлементных тарелок. При этом определялась эффективность средней тарелки по паровой и жидкой фазам:

$$E_{oy} = \frac{y_{вых}^* - y_{вх}}{y_{np} - y_{вх}}; \quad (8)$$

$$E_{ox} = \frac{x_{вх} - x_{вых}^*}{x_{вх} - x_{np}}; \quad (9)$$

где y_{np}^* и x_{np}^* – предельно возможные концентрации НКК в паре и жидкости, покидающих тарелку.

Результаты опытов представлены на рис. 3, откуда видно, что в инверсионном режиме эффективность не постоянная, а при установившемся прямотоке она практически не зависит от скорости пара. В среднем эффективность исследованных тарелок оказалась близкой к типовым барботажным конструкциям, зато скорости пара по колонне возросли в 3–5 раз.

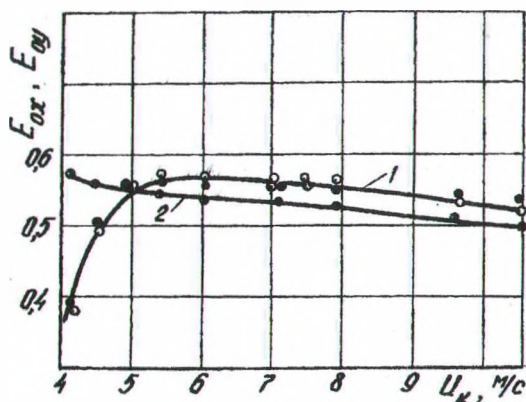


Рис. 3. Эффективность элементарной контактной тарелки (рис. 2, д) при ректификации системы вода-уксусная кислота. 1 – эффективность многоэлементарной тарелки: \circ – по газовой фазе; \bullet – по жидкой фазе; 2 – эффективность тарелки по жидкой и паровой фазам, полученная расчетным путем по формулам (8), (9)

Кроме процесса ректификации, эффективность массообмена исследовалась при десорбции CO_2 из водного раствора и при абсорбции NH_3 водой, т. е. при различных диффузионных сопротивлениях в средах. При этом изучалась эффективность ступени в целом, отдельного контактного элемента, локальная эффективность и распределение концентраций целевого компонента в элементе и на тарелке. Скорости газа внутри элементов изменялись от 9 до 30 м/с (в сечении аппарата 3–9 м/с), а удельное орошение на ступени – 1,33–5,5 м³/(м·ч) (отнесено к ширине слива), в элементах – 0,8–3,5 м³/(м·ч) (отнесено к периметру контактного элемента). Результаты исследований представлены на рис. 4.

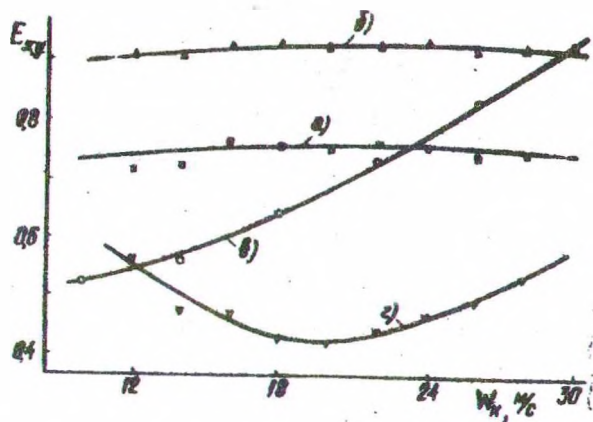


Рис. 4. Зависимость эффективности массообмена от скорости газа, диффузионного сопротивления и конструктивного оформления тарелок: в, г — ступени с рециркуляцией жидкости; а — ступень с секционированием жидкостного потока; б — ступени без рециркуляции жидкости; а, б, в — опыты при десорбции CO_2 воздухом; г — опыты при абсорбции NH_3 водой

Для случая диффузионного сопротивления, сосредоточенного в жидкой фазе, эффективность массообмена существенно зависит от способа распределения жидкой фазы на тарелке и в элементах. В конструктивных вариантах с полной рециркуляцией жидкости (рис. 2, в, г, д) эффективность ступени в целом практически не зависит от скорости газа (рис. 4, а, г), а отдельного контактного элемента возрастает и асимптотически приближается к единице (рис. 4, в). Частичное секционирование потока жидкости на тарелке, снижающее ее перемешивание, приводит к повышению к. п. д. ступени (рис. 4, б). В конструкциях без рециркуляции жидкости (рис. 2, б), где концентрация распределяемого вещества на входе и выходе во всех элементах одинаковая, эффективность ступени оказалась равной отдельному элементу и изображена на рис. 4, кривой в.

В случае диффузионного сопротивления массопереносу в газовой фазе установлено, что эффективность ступени мало зависит от характера распределения жидкости, но заметно ниже, чем при диффузионном сопротивлении в жидкости. Характер распределения концентраций распределяемого вещества по высоте слоя сохраняется одинаковым для всех вариантов и изменяется незначительно.

На основе математического моделирования и экспериментальных исследований были получены расчетные зависимости для определения эффективности контактной ступени:

в жидкой фазе

$$E_{mL} = \frac{1 - \left[1 - \frac{(1-K)E_x \lambda}{NE_x(1-K) + \lambda} \right]}{1 - \frac{1}{\lambda} \left\{ 1 - \left[1 - \frac{(1-K)E_x \lambda}{NE_x(1-K) + \lambda} \right]^N \right\}}; \quad (10)$$

в газовой фазе при полном перемешивании жидкости

$$E_{oy} = \frac{E_v}{1 + \frac{\lambda E_v}{r}}; \quad (11)$$

в газовой фазе без перемешивания жидкости

$$E_{oy} = \frac{1}{\lambda} \left[\left(1 + \frac{K \lambda' \cdot E_v}{1 + \lambda E_v} \right)^n - 1 \right]. \quad (12)$$

Условные обозначения величин приведены в работах [19,64].

Полученные научные результаты доведены до конкретных технических решений, внедрение которых на Гродненском ПО «Азот» (свыше 50 проектных разработок) способствовало выходу на показатели выше проектных 2-го и 3-го производств карбамида, 1-го и 2-го производств капролактама и ряда других производств.

1. В частности, были реализованы следующие технические решения.

2. В 6-ти колоннах выпарки лактама ситчатые тарелки заменены на прямоточно-центробежные (рис. 2, д). При этом производительность установок увеличилась в 1,5 раза, потери лактама с соковыми парами снизились с 4% до 0,1% и отпала необходимость в сооружении 3-ей нитки выпарки лактама.

3. В колонне регенерации бензола замена ситчатых тарелок на прямоточно-центробежные позволила поднять производительность с 8 до 16 т/ч и существенно улучшить качество регенерированного бензола.

4. Установка дополнительной колонны с прямоточно-центробежными тарелками для отгонки бензола из остаточных продуктов, отправляемых на сжигание, привела к снижению удельного расхода бензола на 1 тонну лактама с 23 до 20 кг.

5. При замене ряда ситчатых тарелок на прямоточно-центробежные в 3-х крупногабаритных колоннах ректификации смеси циклогексан-циклогексанон удалось стабилизировать их работу и заметно сократить возврат циклогексана на стадию окисления.

6. В производстве «Карбамид-2» замена кожухотрубных теплообменников для охлаждения CO_2 на скрубберы с прямоточно-барботажными тарелками позволила не только существенно сократить энергозатраты, но повысить производительность и надежность работы установок.

7. Барботажно-прямоточные контактные устройства успешно реализованы в колоннах производства реактивной азотной кислоты и дистилляции в производстве «Карбамид-2» [65,66].

Проектная документация большинства разработок передана ПО «Азот» в Северодонецке, Черкассах, Новомосковске, где они также нашли практическое применение. Модельные образцы разработок демонстрировались на ВДНХ СССР, других международных выставках и отмечены 1 золотой, 2 серебряными и 4 бронзовыми медалями.

За разработку контактно-сепарационных устройств и их внедрение в производства карбамида и капролактама специалистам БГТУ и Гродненского ПО «Азот» присуждена Государственная премия по науке и технике.

II. Исследования по совершенствованию технологии производства гидроксиламинсульфата (ГАС) с разделением выхлопных абгазов и их утилизацией.

Широко распространенный способ получения технического ГАС как исходного полупродукта в производстве капролактама прямым каталитическим синтезом из водорода, окиси азота и серной кислоты связан с потерями водорода до 500 м^3 на 1 т ГАС путем сжигания выхлопных абгазов на факеле. Кроме водорода, в сжигаемых абгазах содержится ~ 12 об.% NO , ~ 6 об.% N_2O и ~ 19 об.% $C_2H_4+N_2$, которые также являются ценными полупродуктами в технологии связанного азота.

С целью снижения расходных коэффициентов при получении ГАС проведены исследования и предложен способ выделения окиси азота из выхлопных абгазов путем абсорбции селективным поглотителем на основе водного раствора сульфата закиси железа с последующей холодной вытеснительной десорбцией. По результатам исследования закономерностей хемосорбционного процесса получены зависимости для расчета физико-химических констант системы и предло-

жена математическая модель массопередачи с обратимой химической реакцией в жидкой фазе. Существенное влияние на скорость процесса массопереноса оказывает гидродинамическая обстановка при взаимодействии фаз, в зависимости от которой процесс может протекать в различных кинетических режимах. Показано, что для достижения приемлемой степени извлечения NO соотношение нагрузок взаимодействующих фаз L/G необходимо принимать равным 50–70 кг/кг при абсорбции и 80–100 кг/кг при десорбции. На основании полученных данных разработаны специальные барботажно-прямоточные контактные устройства [67] с направленной внутренней циркуляцией потоков, имеющие предпочтительные характеристики по сравнению с типовыми барботажными аппаратами.

Проведены также исследования по низкотемпературному выделению закиси азота из абгазов. Такой способ выбран потому, что N_2O – химически инертный газ, а в смеси абгазов он взрывоопасен и не должен подвергаться переработке под давлением свыше 0,12 МПа. Установлены теплообменные параметры проведения криогенного процесса и предварительное аппаратное оформление. Согласно результатам анализов, закись азота, выделяемая из абгазов низкотемпературным способом, по своим свойствам может быть использована для медицинских целей.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ершов А. И., Гухман Л. М. К вопросу интенсификации процессов тепло- и массообмена при взаимодействии газожидкостных систем // ИФЖ. – 1966. – Т. X. – № 4. – С. 552–556.
2. Гухман Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. Исследование гидродинамики и массообмена при взаимодействии фаз в закрученном потоке // Тепло- и массоперенос. – Мн.: АН БССР, 1968. – № 4. – С. 235–248.
3. Гухман Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. Исследование массообмена на контактной тарелке с взаимодействием фаз в восходящем закрученном потоке // Изв. ВУЗов СССР «Энергетика». – 1969. – № 5. – С. 84–91.
4. Ершов А. И., Гухман Л. М., Бляхер Е. Г. Исследование гидродинамики восходящего двухфазного закрученного потока // Изв. ВУЗов СССР «Энергетика». – 1971– № 10. – С. 89–95.

5. Плехов И. М., Ершов А. И. Исследование прямоточного центробежного сепаратора // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1971. – № 9. – С. 74–79.
6. Собин В. М., Ершов А. И. Влияние жидкости на структуру турбулентного закрученного газового потока в коротких трубах // Изв. ВУЗов СССР «Энергетика». – 1972. – № 12. – С. 104–109.
7. Ершов А. И., Новосельская Л. В. Исследование процесса ректификации в прямоточных контактных устройствах // Общая и прикладная химия. – Мн.: Вышэйшая школа, 1972. – С. 121–127.
8. Новосельская Л. В., Ершов А. И., Гухман Л. М., Новосельский А. В. Об одной приближенной физической модели массообмена // ИФЖ. – 1972. – Т. XXIII. – № 4. – С. 713–719.
9. Собин В. М., Ершов А. И. Исследование восходящего течения пленки жидкости под действием закрученного потока газа // ИФЖ. – 1974. – Т. XXVI. – № 3. – С. 718–725.
10. Ершов А. И., Кацашвили В. Г., Зорина Г. И. Исследование структуры пленочного течения и эффективности контакта в восходящем двухфазном закрученном прямотоке // Изв. ВУЗов СССР «Химия и химическая технология». – 1975. – № 2. – С. 93–99.
11. Ершов А. И., Кацашвили В. Г., Зорина Г. И. Математическое описание эффективности прямоточной контактной ступени // Общая и прикладная химия. – Мн.: Вышэйшая школа, 1973. – № 5. – С. 180–189.
12. Собин В. М., Ершов А. И. О затухании тангенциальной скорости турбулентного закрученного потока в трубах // Химия и химическая технология. – Мн.: Вышэйшая школа, 1974. – № 7. – С. 171–177.
13. Кацашвили В. Г., Зорина Г. И., Ершов А. И. Исследование и математическое описание работы элементной ступени контакта с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке // Изв. АН БССР, сер. физико-энергетических наук. – 1975. – № 3. – С. 64–69.
14. Ершов А. И., Шнайдерман М. Ф. О влиянии закрутки потока на распределение скоростей и температур в круглой трубе // ИФЖ. – 1975. – Т. XXVIII. – № 4.
15. Жалковский В. И., Ершов А. И. Математическое моделирование массообменной тарелки с прямоточно-центробежными контактными элементами // Химия и химическая технология. – Мн.: Вышэйшая школа, 1976. – Вып. 10. – С. 160–165.

16. Хотин Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. Экспериментальное исследование поверхности трения в закрученном потоке / Химия и химическая технология. – Мн.: Вышэйшая школа. – 1977. – Вып. 12. – С. 140–144.
17. Хотин Л. М., Ершов А. И., Плехов И. М. Исследование трения в одно- и двухфазном закрученном потоках // Изв. АН БССР, сер. физико-энергетических наук. – 1978. – № 1. – С. 84–88.
18. Ершов А. И., Изох А. И., Шнайдерман М. Ф. Применение диффузионной модели для определения параметров жидкой пленки, закрученной потоком газа // Химия и химическая технология. – Мн.: Вышэйшая школа, 1979. – Вып. 14. – С. 128–131.
19. Ершов А. И. Разработка, исследование и применение элементарных ступеней контакта с взаимодействием фаз в закрученном потоке: Дис. ...докт. техн. наук: 05.17.08. – Л., 1975. – 301 с.
20. А.с. № 975024 СССР, М. Кл. 3 В 01 D 1/12. Выпарной аппарат для водных растворов кристаллизующихся веществ. – 1982.
21. Жалковский В. И., Ершов А. И. Математическое описание эффективности элементарной контактной тарелки с учетом перемешивания в жидкой фазе // Изв. АН БССР, сер. физико-энергетических наук. – 1982. – № 1. – С. 112–115.
22. А.с. 126495 СССР, А1 В 01 D 3/42. Способ регулирования процесса ректификации. – 1986.
23. Патент ЧССР № 237233. Выпарной аппарат для концентрирования растворов. – 1986.
24. Патент ГДР № 148442. Int. Cl³ В 01 D 3/26. Контактное устройство для тепломассообменных колонн. – 1981.
25. Патент Голландии № 185894 Cl⁵ В 01 D 1/06. Выпарной аппарат для кристаллизующихся растворов.
26. Марков В. А., Волк А. М., Ершов А. И. Исследование оттока жидкости через отверстия прямоточно-центробежного элемента // ИФЖ. – 1991. – Т. 61. – № 1. – С. 82–87.
27. Рабко А. Е., Ершов А. И. Исследование структуры газожидкостных потоков в массообменных контактных устройствах барботажного типа // Химия и химическая технология. – Мн.: Университетское, 1988. – Вып. 2. – С. 92–98.
28. Рабко А. Е., Ершов А. И. Смешанная модель структуры потоков в барботажно-прямоточных контактных устройствах с направленной внутренней циркуляцией // Химия и химическая технология. – Мн.: Университетское, 1990. – Вып. 4. – С. 44–51.

29. Марков В. А., Волков В. К., Ершов А. И. Исследование процесса диспергирования жидкости в роторном аппарате // Изв. ВУЗов, сер. «Энергетика». – 1991– № 6. – С. 97–98.
30. Марков В. А., Ершов А. И., Шишло Б. М. Расчет инерционного аппарата для разделения газо(паро)жидкостных систем // Теор. основы хим. технологии. – 1992. – Т. 36. – № 6. – С. 903–907.
31. Марков В. А. Разделение фаз в теплообменных аппаратах: Дис. ... докт. техн. наук.: 05.17.08. – Минск, 1996. – 350 с.
32. Рабко А. Е., Ершов А. И. Определение параметров газовой фазы в барботажном слое массообменных контактных устройств // Труды БГТУ. Вып. 1. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1993. – С. 60–64.
33. Боровик А. А., Ершов А. И. Исследование полей скоростей газового потока в роторном дисперсионно-пленочном массообменном аппарате // Труды БГТУ. Вып. 3. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1996. – С. 76–80.
34. Боровик А. А., Ершов А. И. Разработка математического метода расчета частоты вращения ротора бесприводного дисперсионно-пленочного массообменного аппарата // Труды БГТУ. Вып. 4. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1996. – С. 62–66.
35. Ершов А. И., Боровик А. А. Исследование массообмена на поверхности пленки в аппарате роторного типа // Труды БГТУ. Вып. 5. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1997. – С. 95–99.
36. Боровик А. А., Ершов А. И. Исследование влияния условий масштабного перехода на массообмен в роторном бесприводном дисперсионно-пленочном аппарате // Труды БГТУ. Вып. 7. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1999. – С. 45–47.
37. Ершов А. И., Лунчук Ю. П. Исследование теплообмена в секционированных теплообменных устройствах с плоскоовальными трубами // Труды БГТУ. Вып. 7. Химия и химическая технология. Серия III. – Минск, 1999. – С. 47–52.
38. Ершов А. И., Саевич Н. П., Калишук Д. Г. Влияние диспергирования пара в жидкость на интенсивность теплообмена при малых температурных перепадах между теплоносителями // Теплообмен ММФ-96. Труды III Минского международного форума (20-24

- мая 1996 г.). – Минск: АНК«ИТМО им.А.В.Лыкова» АНБ. – 1996. – Т.7. – С. 54-59.
39. Патент № 1879 РБ. С1 В 01 D 3/30. Роторный дисперсионно-пленочный массообменный аппарат. – 1997.
 40. Патент № 2605 РБ. С1 В 01 D 3/30. Роторный массообменный аппарат вентиляторного типа. – 1998.
 41. А.с. 1256772 СССР, А1 В 01 D 47/06. Газопромыватель. – 1986.
 42. Рабко А. Е., Ершов А. И., Драко И. В., Сырбу В. К. Сравнительные исследования эффективности контактных устройств при десорбции H_2S из воды воздухом // Изв. АН Р Молдовы «Физика и техника». – 1995. – № 3. – С. 63–68.
 43. А.с. 181041 СССР, Кл. 12а, 5. Массообменный аппарат для взаимодействия газа с жидкостью. – 1966.
 44. Ершов А. И., Трофимов В. М., Карлин А. В. Извлечение «летучих» из низкомолекулярных силоксановых каучуков // Промышленность СК. – 1966. – С. 88–91.
 45. А.с. 876144 СССР, М. Кл³. В 01 D 3/28. Кожухотрубный колонный аппарат. – 1981.
 46. А.с. 207870 СССР, Кл. 12а, 5. МПК В 01 D. Кожухотрубный колонный аппарат. – 1967.
 47. Семенов А. С., Плехов И. М., Ермакович Н. П. Удаление газов из сливных трубопроводов осадительной ванны // Химические окна. – 1974. – № 3. – С. 58.
 48. Семенов А. С. Исследование, разработка и промышленное внедрение процесса дегазации раствора ОВ в сливных трубопроводах: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Мн., 1974. – 120 с.
 49. А.с. 237102 СССР, Кл. 12е, 3/05. Центробежный сепаратор. – 1969.
 50. А.с. 285888 СССР, Кл. 12а, 2. Аппарат для выпаривания пенящихся растворов. – 1970.
 51. А.с. 182108 СССР, Кл. 12а, 5. Массообменный аппарат для взаимодействия газа с жидкостью. – 1966.
 52. А.с. 257439 СССР, Кл. 12а, 5. Контактная тарелка. – 1969.
 53. А.с. 454033 СССР, Кл. В 01 D 3/18. Барботажно-прямоточное контактное устройство. – 1974.
 54. А.с. 498009 СССР, Кл. В 01 D 3/26. Массообменный аппарат. – 1975.
 55. А.с. 481291 СССР, Кл. В 01 D 3/30. Массообменный аппарат. – 1975.

56. А.с. 788486 СССР, В 01 D 53/18. Распределительное устройство для трубчатых противоточных аппаратов. – 1980.
57. А.с. 1039057 СССР, В 01 D 53/18. Оросительное устройство для аппаратов массообменных. – 1983.
58. А.с. 1646580 СССР, МКИ³ В 01 D 11/04. Экстрактор. – 1991.
59. А.с. 1386217 СССР. Установка для ректификации многокомпонентных смесей. – 1987.
60. А.с. 1530193. Абсорбер. – 1989.
61. Калишук Д. Г. Разработка ресурсосберегающих аппаратурно-технологических решений в производстве капролактама и аммиака: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Мн., 1993. – 34 с.
62. А.с. 1646580 СССР, МКИ³ В 01 D 11/04. Экстрактор. – 1991.
63. А.с. 1266034 СССР, МКИ³ В 01 D 3/26. Контактнo-эмульгационный аппарат. – 1984.
64. Жалковский В.И. Исследование закономерностей работы контактной ступени с прямоточно-центробежными элементами: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Мн., 1979. – 201 с.
65. Голдар А. П. Гидродинамика и массообмен при абсорбции газов в барботажно-прямоточных контактных устройствах: Дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Мн., 1986. – 209 с.
66. А.с. 779793 СССР, Кл. В 01 D 35/18. Тепломассообменный газожидкостной аппарат. – 1980.
67. Рабко А. Е. Разработка барботажно-прямоточных контактных устройств для абсорбции труднорастворимых газов химически реагирующими поглотителями: Дис. ... канд. техн. наук. – Мн., 1993. – 225 с.

УДК 66.074.515

В. А. Марков, профессор;
И. М. Плехов, профессор;
А. И. Ершов, профессор

ИССЛЕДОВАНИЕ АППАРАТОВ РОТОРНОГО ТИПА ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ

In the article new rotor apparatus for clearing gas flows from dispersible phase is considered.

Анализ работы циклонных сепараторов показывает, что степень очистки, достигаемая при использовании этих конструкций, зависит от