

66
M26

АКАДЕМИЯ НАУК СССР
ОРДЕНА ЛЕНИНА ИНСТИТУТ ОБЩЕЙ И НЕОРГАНИЧЕСКОЙ
ХИМИИ им. Н. С. Курнакова

На правах рукописи

МАРКОВ ВЛАДИМИР АЛЕКСЕЕВИЧ

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ ВЫСОКОСКОРОСТНОГО
АППАРАТА ДЛЯ ОСУШКИ ГАЗА

(05.17.08 - Процессы и аппараты химической технологии)

А в т о р е ф е р а т
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Москва 1977

Работа выполнена в Белорусском технологическом
институте им. С.М.Кирова

Научный руководитель:

доцент, кандидат технических наук ПЛЕХОВ И.М.

Официальные оппоненты:

профессор, доктор технических наук НИКОЛАЕВ Н.А.,
старший научный сотрудник, кандидат
химических наук КУЛОВ Н.Н.

Ведущее предприятие:

Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН)

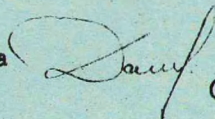
Защита состоится " " 1977 г.
на заседании специализированного совета К.002.37.02. по
химии и технологии неорганических веществ ордена Ленина
Института общей и неорганической химии им. Н.С.Курнакова
АН СССР (Москва, Ленинский проспект, 31).

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке хими-
ческой литературы АН СССР (Москва, Ленинский проспект, 31).

Автореферат разослан " " 1977 г.

1977 г.

Ученый секретарь
специализированного совета
кандидат химических наук



(ДАНИЛОВ В.П.)

Актуальность проблемы. К основной задаче, поставленной партией и правительством на XXV съезде КПСС перед организациями химического и нефтяного машиностроения, относится интенсификация производства путем технического перевооружения предприятий. Последнее связано с внедрением агрегатов большой единичной мощности и новых технологических процессов, отвечающих последним открытиям и изобретениям.

Среди химического и нефтяного оборудования предприятий значительную долю составляют массообменные аппараты. Увеличение их производительности за счет интенсификации массообменных процессов является важной задачей, решение которой позволит существенно повысить выпуск продукции с единицы объема аппарата.

Из отраслей народного хозяйства, где широко используются массообменные аппараты и где стоит проблема повышения их производительности, следует отметить газовую промышленность. Это обусловлено ее быстрыми темпами развития, вызванными открытиями и разработкой гигантских месторождений в Тюменской области, в Средней Азии, в Оренбургской области и Коми АССР.

В настоящее время для осушки природного газа разработано множество массообменных аппаратов, среди которых выгодно отличаются аппараты с барботажно-прямоточными контактными устройствами. Сочетание барботажной тарелки с сепарирующими устройствами позволяет не только расширить диапазон работы аппарата, но и интенсифицировать процесс массопередачи за счет диспергирования жидкой фазы, благодаря чему создается развитая поверхность контакта фаз и достигается ее непрерывное обновление. Однако для процесса осушки известные конструкции не получили широкого применения на газовых промыслах из-за недостаточной сепарации жидкости после ее контакта с газом вследствие несовершенных конструкций сепарационных узлов.

Цель работы.

1. Разработка аппарата с барботажно-прямоточными контактными устройствами для взаимодействия газа и жидкости с высокой эффективностью разделения фаз после их контакта.
2. Теоретическое и экспериментальное исследование гидродинамических и массообменных характеристик для разработки инженерного метода расчета промышленного аппарата.
3. Внедрение и апробация аппаратов для взаимодействия

жидкости и газа, а также для сепарации жидкости на газовых промыслах.

Научная новизна работы. Разработаны высокопроизводительные контактные устройства, взаимодействие фаз на которых может происходить как в барботажном режиме, так и в прямоточном. При этом, наряду с высокой эффективностью массообмена, достигается степень разделения фаз, отвечающая требованиям осушки природного газа.

Исследованы гидродинамические и массообменные характеристики, необходимые для расчета промышленного аппарата.

Получены положительные решения ВНИИГПЗ на авторские заявки № 2106393/26 от 17.12.1976 г. и № 2305080/23-26 от 04.03.1977 г.

Практическая ценность. Результаты исследований использованы при расчете промышленного массообменного аппарата. Разработан технический проект и изготовлен аппарат для осушки природного газа диэтиленгликолем. Проведены промышленные испытания аппарата диаметром 1200 мм и производительностью 5 млн. м³ сутки на УКПГ-7 месторождения "Медвежье", в результате которых подтверждены проектные показатели работы аппарата.

Разработанные сепарирующие устройства нашли широкое применение на газовых промыслах в качестве газосепараторов. Экономия от внедрения - 831,1 тыс. руб. в год.

Предложены усовершенствованные конструкции аппаратов, работа которых лишена тех недостатков, которые выявлены в результате исследований, что позволит увеличить экономический эффект от их внедрения.

Апробация работы. Основные положения работы докладывались на Всесоюзном совещании по теории и практике ректификации нефтяных смесей (г. Уфа, 1975г.), на УП молодежной научно-технической конференции (г. Харьков, 1976 г.), а также на научно-технических конференциях Белорусского технологического института им. С.М.Кирова (1972-1976 г.г.).

Публикация. По теме диссертации получены положительные решения ВНИИГПЗ на авторские заявки № 2106393/26 от 17.12.1976г. и №2305080/23-26 от 04.03.1977г., опубликовано 8 печатных работ.

Структура и объем диссертационной работы. Весь экспериментально-теоретический материал изложен на 133 страницах ма-

шиннописного текста. Состоит из введения, пяти глав, выводов, списка использованной литературы (133 наименований советских и зарубежных авторов), иллюстраций, 9 таблиц и приложений.

I. Разработка высокоскоростных ступеней контакта, их сравнительные исследования.

Всесторонний анализ существующих устройств для контактирования газа с жидкостью показывает, что перспективными конструкциями, с точки зрения существенного повышения нагрузок по газовой фазе, являются контактные устройства, взаимодействие фаз на которых осуществляется в режиме прямотока.

На рис. I представлено несколько типов ступеней контакта, разработанных в Белорусском технологическом институте им. С.М. Кирова.

Принцип действия контактных устройств (рис. Ia и Ib) следующий: жидкость поступает на ситчатую тарелку I или в трубки Вентури 7, подхватывается газом и уносится в контактно-сепарационный элемент 2. В нижней части элемента, благодаря тангенциальным прорезам 5, происходит формирование закрученного газожидкостного потока, в результате чего жидкость, как более тяжелая фаза, отбрасывается на стенку и турбулизованной пленкой поднимается вверх. Затем отбойным колпачком 3 отделяется и через сливную трубку 4 возвращается снова на повторное контактирование, или подается на нижележащую ступень.

В конструкциях (рис. Ic, Id) жидкость поступает в центробежный элемент через трубку 6 или боковые щели выше захрители.

Сравнительные исследования вышеописанных конструкций, проведенные на системе диэтиленгликоль-воздух при атмосферном давлении, показали, что лучшими показателями работы обладает устройство, включающее барботажную (ситчатую) тарелку и сепарационную (рис. Ia). Широкий диапазон устойчивой работы, сравнительно невысокое гидравлическое сопротивление, высокая степень диспергирования жидкости в зоне между тарелками, развитая поверхность контакта предопределили выбор этой конструкции для дальнейших исследований.

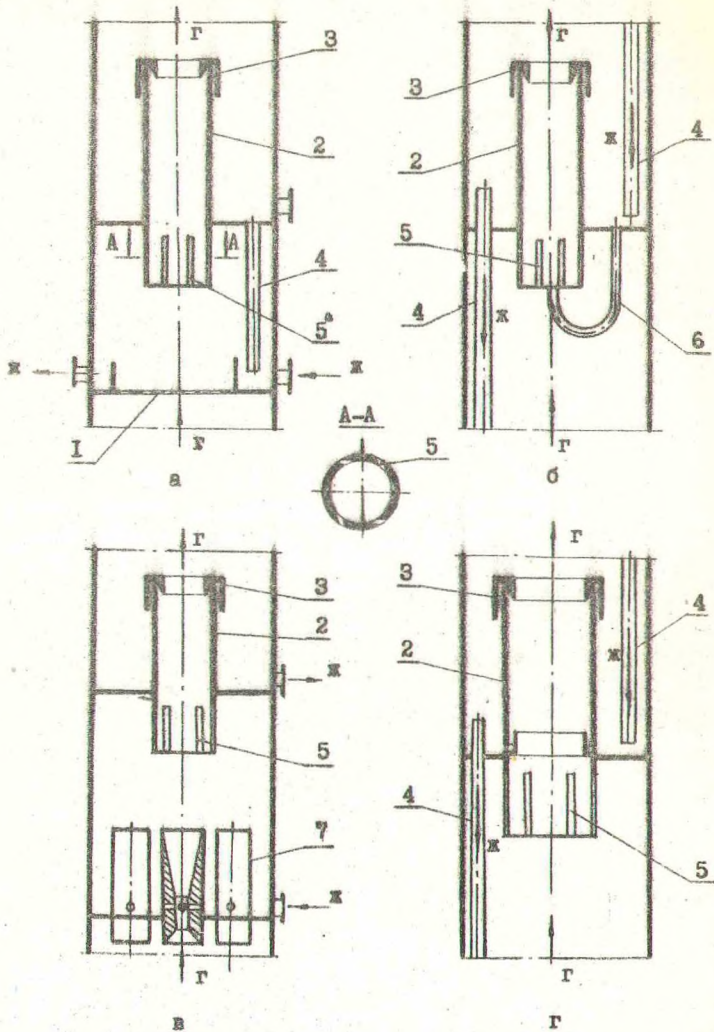


Рис. 1. Ступень контакта

а - сетчатая тарелка - сепарационный элемент

б - элемент с центральным вводом жидкости

в - трубки Вентури - сепарационный элемент

г - элемент с вводом жидкости через боковые щели

2. Вопросы гидродинамики.

2.1. О структуре газо-жидкостного потока на барботажно-прямоточной ступени контакта. Применение барботажной тарелки в сочетании с сепарационной позволило значительно расширить диапазон устойчивой работы аппарата, так как при низких скоростях газового потока массообмен происходит в барботажном режиме, при высоких - в прямоточном. Очевидно, что первый режим наблюдается при тех скоростях газа по сечению аппарата, когда поступающей на перфорированную тарелку жидкости газом сообщается недостаточное количество движения для ее транспортировки в сепарационный элемент. Жидкость накапливается, происходит барботаж. Прямоточный же режим характеризуется тем, что жидкость диспергируется на мелкие капли и уносится на вышележащую сепарационную тарелку. При этом высота подброса частиц равна или превышает расстояние между тарелками. Чтобы определить структуру газо-жидкостного потока на ступени контакта на основании движения капель, рассмотрены силы, действующие на частицу жидкости, и составлены дифференциальные уравнения, описывающие движение капель под воздействием основных сил, имеющих место в данном случае.

Для определения начальной скорости вылета капель с перфорированной тарелки принята упрощенная схема асимметричной затопленной струи,^{*} включающая начальный и основной участки (переходной равен нулю). Скорости, приобретаемые частицами на этих участках, найдены при решении соответствующих дифференциальных уравнений. Так для начального участка, исходя из некоторых допущений, уравнение для расчета имеет вид:

$$S_0 = \frac{m}{2a} \left[\ln \left| \frac{v_{H1} - v_0}{v_0^2 - \beta} \right| - \ln \left| \frac{v_0^2 - \beta}{\beta} \right| \right] + \\ + \frac{v_0 m}{2a\sqrt{\beta}} \left(\ln \left| \frac{v_{H1} - v_0 - \sqrt{\beta}}{v_{H1} - v_0 + \sqrt{\beta}} \right| - \ln \left| \frac{v_0 - \sqrt{\beta}}{-v_0 + \sqrt{\beta}} \right| \right)$$

Или после несложных преобразований:

$$S_0 = \frac{m}{2a} \ln \left| \frac{\left(\frac{v_{H1}}{v_0 + \sqrt{\beta}} - 1 \right) \frac{v_0}{\sqrt{\beta}} + 1}{\left(\frac{v_{H1}}{v_0 - \sqrt{\beta}} - 1 \right) \frac{v_0}{\sqrt{\beta}} - 1} \right|$$

$$\text{где: } a = \frac{0.44 \pi d_k^2 \rho_2}{8}; \quad b = \frac{m g}{2}$$

На основном участке скорость газа является функцией расстояния от среза отверстия перфорированной тарелки, и дифференциальное уравнение

$$\frac{dv}{ds} = \frac{1.23 \rho_2 d_k^2 (v_f - v)^2 \left[0.128 + \frac{12.8^{1/2}}{(v_f - v) d_k \rho_2} \right] - m g}{m v}$$

$$\text{где: } v_f = \frac{0.48 d_0 v_0}{0.08 + 0.145 d_0 / s \cdot s}$$

решалось численным методом Рунге-Куты. Расчет произведен на ЭВМ Мир-2 для системы диэтиленгликоль-воздух при атмосферном давлении и температуре контакта фаз +20°C. Диаметр отверстий перфорированной тарелки принят 3,2 мм, $\varphi = 0,15$, скорость газа в отверстиях изменялась в пределах 10+40 м/с.

Полученные результаты показывают, что разгон капель происходит, в основном, на начальном участке. На основном участке изменение скорости незначительное.

По известной скорости вылета капель рассчитывалась высота их подброса и, следовательно, гидродинамический режим взаимодействия фаз на ступени контакта. В том случае, если расчетная высота подброса превышает расстояние между перфорированной и сепарационной тарелками, режим прямоточный, в противном случае - барботажный.

Результаты, полученные на основании описанной методики, сопоставимы с экспериментальными данными.

2.2. Исследование и расчет гидравлического сопротивления барботажно-прямоточной ступени контакта. Расчет гидравлического сопротивления ступени контакта производится в зависимости от того, в каком режиме происходит взаимодействие фаз.

В барботажном режиме сепарационная тарелка не орошается и потери давления можно определять по формуле:

$$\Delta P_n = \Delta P_{\text{ар.б.т.}} + \Delta P_{\text{вх.ст.т.}}$$

Первый член в правой части определяется согласно общепринятой методике, второй - для элементов с диаметром $d_n = 50$ мм - отношением суммарной площади щелей и площади сечения элемента $f_{щ}/f_n = 1,0$, длиной $h_n = 2,5d_n$ и скоростях газа в элементах $W_n = 5 \div 25$ м/с, как показали исследования, пропорционален W_n в степени 1,9.

Для прямоточного режима, когда в работу вступает сепарационная тарелка, выражение, определяющее потери давления, запишется в виде:

$$\Delta P'_n = \Delta P'_{op. d. m.} + \Delta P'_{op. cn. m.} + \Delta P_{k. n.}$$

За основу расчета приняты экспериментальные исследования, проведенные на системе диэтиленгликоль-воздух. При этом параметры изменялись в пределах: $W_k = 1,5 \div 5,5$ м/с, $q = 1,465 \div 7,84$ м³/м²ч, $\varphi = 0,10 \div 0,175$, $d_o = 2,5 \div 3,5$ мм.

Установлено, что при $L/G \leq 0,6$ кгж/кгг

$$\Delta P'_{op. d. m.} = \Delta P_{сух. d. m.}; \quad \Delta P'_{op. cn. m.} = \Delta P_{сух. cn. m.},$$

а $\Delta P_{k. n.}$ практически не оказывает влияния на гидравлическое сопротивление. В этом случае расчет потерь давления сводится к определению гидравлического сопротивления сухой барботажной тарелки и сухой сепарационной, что значительно упрощает методику расчета.

Корреляция опытных и расчетных значений показывает, что ошибка не превышает 10%, следовательно, описанная методика может быть использована для инженерного расчета.

2.3. Исследование межтарельчатого уноса. Одной из причин, ограничивающих производительность существующих массообменных аппаратов является то, что уже при невысоких скоростях газового потока возникает унос жидкой фазы на вышележащую тарелку. Это приводит к перемешиванию жидкости по высоте аппарата, снижению движущей силы процесса и, следовательно, эффективности аппарата. Допустимой нормой уноса для процессов абсорбции и ректификации, проходящих при весовых соотношениях фаз, близких к единице, принято считать 10%. Однако для процесса осушки природного газа, где весовые соотношения составляют $0,01 \div 0,02$, такая норма является завышенной. Это установлено в результате решения системы уравнений, описывающих распределение концентраций

расходов фаз для нижней, промежуточной и верхней тарелок.

$$\text{Нижняя тарелка: } y_1 - y_2 = (m + e)(x_1 - x_2);$$

$$\text{Промежуточная тарелка: } y_{n-1} - y_n = (m + 2e)x_{n-1} - (m + e)x_n - ex_{n-2};$$

$$\text{Верхняя тарелка: } y_n - y_0 = (m + e)x_n - mx_0 - ex_{n-1}.$$

Выражая левые части уравнений через коэффициент полезного действия (по Мерфри),

$$\xi = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y_n^*},$$

где: y_n^* — концентрация поглощаемого компонента, равновесная с раствором жидкости, уходящей с тарелки, кг/кг (в случае прямой линии равновесия $y_n^* = ax_{n-1} + b$),

получим:

$$x_2 = x_1 - \frac{\xi}{m + e} (y_1 - ax_1 - b);$$

$$x_n = \left(\frac{m + 2e}{m + e} \right) x_{n-1} - \frac{e}{m + e} x_{n-2} - \frac{\xi}{m + e} (y_{n-1} - ax_{n-1} - b);$$

$$x_0 = \frac{m + e}{m} x_n - \frac{e}{m} x_{n-1} - \frac{\xi}{m} (y_n - ax_n - b).$$

Расчет произведен на ЭВМ "Минск-32" для наиболее часто встречающихся условий осушки: давления 70 атм., температуре контакта газа с жидкостью + 20°C. Газ осушается диэтиленгликолем до точки росы - 15°C. Параметры, входящие в систему уравнений, изменялись в пределах: $m - 0,01 + 1,0$ кг/кг; $\xi - 0,4 + 0,7$; $e - 0 + 0,1$ кг/кг.

Полученные результаты расчета дали возможность установить допустимую норму межтарельчатого уноса при соотношениях фаз, меньших единицы. Так для процесса осушки при $L/G = 0,0168$ кг/кг такой нормой оказался унос, равный 0,005 кг/кг. Следовательно, эффективность сепарации контактно-сепарационных элементов должна быть не ниже 99,5%.

Экспериментальные исследования, проведенные по улавливанию уносимой жидкости с многоэлементной сепарационной тарелки, показали, что разработанные центробежные элементы соответствуют

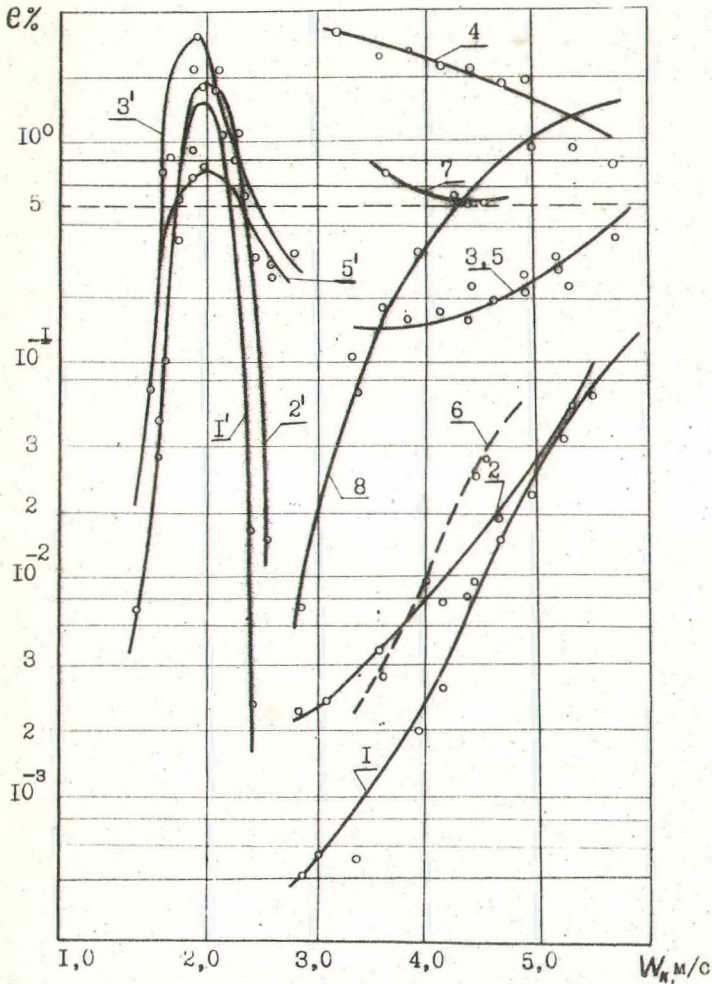


РИС. 2 Зависимость величины межгарельчатого уноса жидкости от скорости газа при различных l/c кг ж/кг г

1, 1' - $l/c = 0,05$;	2, 2' - $l/c = 0,10$;	} $H = 0,29$ м, $D = 0,45$ м, $n = 5$, режим прямого и барботажа	
3, 3' - $l/c = 0,30$;	4 - $l/c = 0,50$;		
5, 5' - $l/c = 0,30$;	$H = 0,44$ м.		
6 - $l/c = 0,05$,	$H = 0,44$ м,	$D = 0,40$ м,	$n = 12$;
7 - $l/c = 0,30$,	$H = 0,44$ м,	$D = 0,40$ м,	$n = 12$.

соответственно.

этим требованиям в широком диапазоне изменения газо-жидкостных нагрузок.

На рис. 2 показана зависимость межтарельчатого уноса от скорости газа на полное сечение аппарата. Из графика видно, что при малой скорости газа (до 1,3 м/с) унос с ситчатой тарелки незначительный, так как она работает или в режиме провала или спокойного барботажа, т.е. как типовая тарелка. Повышение скорости газа до 1,6 м/с приводит к заметному увеличению уноса (до 1,0 + 3,0%), причем его величина зависит от расхода жидкости. Сепарационная тарелка работает неэффективно из-за небольшой скорости в элементах (5 + 8 м/с). Крутка при этом недостаточная, жидкость накапливается в патрубках и периодически выбрасывается в виде крупных капель.

Увеличение скорости газа до 2 м/с приводит к существенному снижению уноса за счет улучшения сепарации в элементах. При скорости газа более 3 м/с и $U/G = 0,4$ кгж/кгг унос снова возрастает. Лишь при $U/G \geq 0,5$ кгж/кгг унос превышает 1% во всем диапазоне скоростей газа.

Увеличение межтарельчатого расстояния (кривая 5') заметно снижает унос при малых скоростях (режим барботажа), при больших - унос не изменяется (кривые 3 и 5). С увеличением диаметра аппарата межтарельчатый унос возрастает (кривые 6 и 7). Последнее объясняется неравномерностью распределения жидкости по сечению аппарата в зоне между перфорированной тарелкой и сепарационной. Кривая 8 характеризует зависимость межтарельчатого уноса в общем случае, т.е. при работе ступени с учетом рециркуляции жидкости.

Результаты исследований по межтарельчатому уносу позволили установить рабочий диапазон изменения газо-жидкостных нагрузок применительно к барботажно-прямоточной ступени контакта и выявить недостатки в конструктивном исполнении ступени.

2.4. Исследование рециркуляции жидкости на ступени контакта. Высокая эффективность сепарации контактно-сепарационных элементов позволила повысить нагрузки по жидкости за счет ее рециркуляции на ступени. Хотя рециркуляция снижает движущую силу процесса, однако, как показали исследования по массообмену, при малых весовых соотношениях жидкости и газа и взаимодействии фаз в режиме прямотока она повышает эффективность

массопередачи благодаря увеличению времени контакта и межфазной поверхности.

С другой стороны, увеличение кратности рециркуляции влечет за собой рост межтарельчатого уноса. Поэтому, чтобы установить оптимальную ее величину, при которой межтарельчатый унос не превышал бы допустимой нормы, проведен факторный эксперимент.

Результаты обработки опытных данных обобщены эмпирической зависимостью, учитывающей влияние геометрических параметров ступени, а также газо-жидкостных нагрузок на кратность рециркуляции:

$$\mu_u = (0.155 - 0.412P) \cdot H^{-1.55} \cdot q^{-0.8} \cdot W_k^{2.49} \cdot \exp(0.226 h_{1/2} / h_0 - 3.98 C/L_0)$$

Отклонение расчетных значений от опытных не превышает 20%.

Для определения величины межтарельчатого уноса с учетом рециркуляции дана методика расчета, позволяющая наиболее рационально использовать ступень контакта в работе.

2.5. О поверхности контакта фаз. При использовании основного уравнения массопередачи, как известно, трудноопределимым параметром является коэффициент массопередачи, отнесенный к поверхности контакта фаз (поверхностный). Это связано с трудоемкостью определения межфазной поверхности, образованной при взаимодействии газа с жидкостью.

Чтобы найти межфазную поверхность на барботажно-прямоточной ступени контакта, проведен анализ существующих методик и разработана методика, пригодная для исследования поверхности контакта фаз, образованной при взаимодействии жидкости и газа в прямоточном режиме.

Исследования проводились в следующем порядке:

1. С помощью стробоскопического фотографирования фиксировался спектр капель в различных сечениях по высоте аппарата между перфорированной и сепарационной тарелками. По фотоснимкам, методом статистического анализа рассчитывался средний объемно-поверхностный диаметр капель для каждого исследуемого параметра.

2. Методом отсечки и методом контактной иглы определялось количество капельной жидкости, находящейся в зоне между тарелками. Межфазная поверхность, образованная пленкой жидкости, стекающей по стенке аппарата и восходящей в сепарационном эле-

менте, принята как фиксированная. В результате обработки опытных данных получена зависимость для расчета объема капельно-жидкостного потока:

$$10^6 Q_3 = 322 W_k^{-2.5} \varphi^{1.5} H^{1.25}, \text{ м}^3$$

3. Исходя из полученных результатов, по п.п.1,2 рассчитывалась межфазная поверхность.

Численные значения полной удельной поверхности, отнесенной к объему аппарата, занятому взаимодействующими фазами, могут быть рассчитаны по формуле:

$$a = 50.4 \varphi^{0.2} W_k^{-0.14} H^{-0.31}, \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Сравнение значений удельной межфазной поверхности, образованной в прямоточном режиме, со значениями для барботажного режима показывает, что для последнего при малых нагрузках по жидкости численные значения несколько выше. Это подтверждается и результатами по массообмену.

3. Исследование массообмена на ступени контакта.

Задача при исследовании массообмена на барботажно-прямоточной ступени контакта состояла в том, чтобы установить влияние различных параметров на ее эффективность и связать влияющие факторы общей эмпирической зависимостью. Использовать критерии Nu , Re , Pe , характеризующие массообмен, практически невозможно из-за полидисперсного состава капель жидкости, наличия неоднородности полей их концентраций, различия скоростей движения, волнообразования на пленках жидкости в сепарационном элементе и на стенке аппарата и т.д.

Изучение процесса массопередачи проводилось при абсорбции дивтилексилом водяных паров, присутствующих в воздухе. Параметры изменялись в пределах: $W_k = 1,8 + 5,0$ м/с, $\varphi = 1,08 + 7,80$ м²/м³ч, $H = 0,145 + 0,460$ м, $\varphi = 0,15$, $\Sigma = 0,115$ м, температура контакта фаз $+20^\circ\text{C}$.

Как показали исследования (рис.3), для барботажно-прямоточной ступени, работавшей в режиме прямотока, поверхностный коэффициент массопередачи является функцией не только газовых нагрузок, но и жидкостных. Такой характер изменения можно объяснить тем, что при возрастании жидкостных нагрузок увеличива-

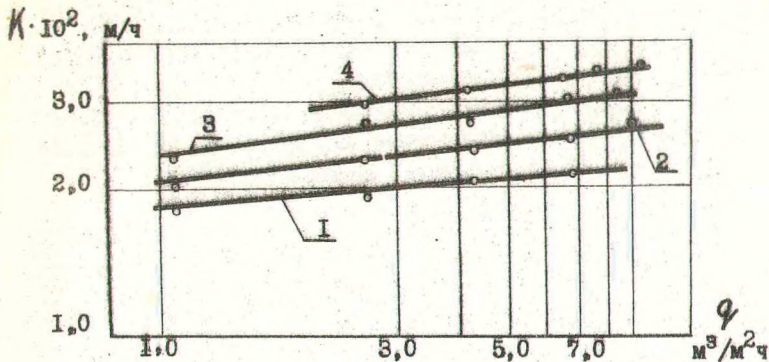


Рис. 3 Зависимость коэффициента массопередачи от нагрузок по жидкости.

1 - $W_k = 4,25$ м/с, $H = 0,46$ м; 2 - $W_k = 3,72$ м/с, $H = 0,29$ м;
3 - $W_k = 4,25$ м/с, $H = 0,29$ м; 4 - $W_k = 4,25$ м/с, $H = 0,20$ м.

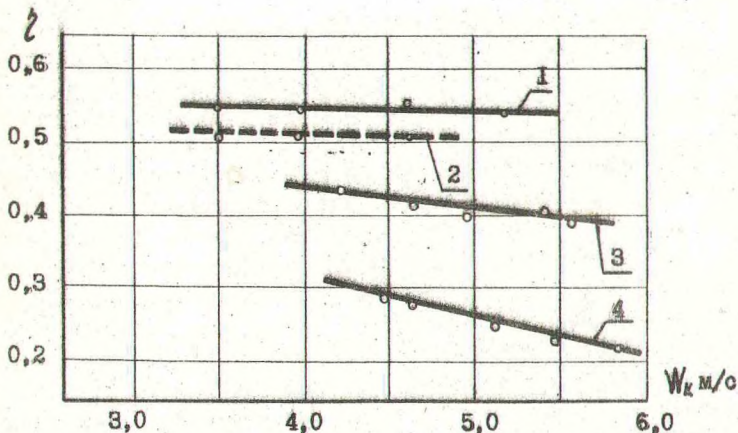


Рис. 4 Зависимость к.п.д. от скорости газа.

1, 2 - ситчатая тарелка-сепарационный элемент $\psi = 0,10$ (сплошная линия - $H = 0,29$ м, штриховая - $H = 0,20$ м);
3 - элемент с центральным вводом жидкости;
4 - элемент с вводом жидкости через боковые щели.

ется диаметр диспергированных капель, что приводит к росту носительных скоростей в зоне между тарелками, благодаря чему улучшается процесс массопередачи.

В результате обработки опытных данных получено выражение, связывающее истинный коэффициент массопередачи, газо-жидкостные нагрузки и геометрические параметры ступени:

$$K = 35.08 \cdot Q^{0.14} \cdot W_k^{0.82} \cdot H^{-2.52} \cdot M^{1/4}$$

Установлено, что к.п.д. барботажно-прямоточной ступени выше, чем для конструкций без дополнительной зоны контакта и мало зависит от газовых нагрузок (рис.4). Влияние рециркуляции жидкой фазы на коэффициент массопередачи не учтено из-за сложных зависимостей, аппроксимирующих характер изменения кривых, полученных при исследовании и расчете. Поэтому в работе приводится отдельно график зависимости к.п.д. ступени от величины рециркуляции жидкой фазы. Показано, что при малых нагрузках по жидкости в режиме прямотока рециркуляция оказывает положительное влияние на массообмен.

Проведенный комплекс экспериментальных и теоретических исследований дал возможность разработать методику инженерного расчета массообменного аппарата с барботажно-прямоточными ступенями контакта и вскрыть некоторые недостатки в конструктивном исполнении контактных устройств. Это относится, например, к переливному устройству, которое не обеспечивает равномерного распределения газо-жидкостного потока по сечению аппарата, в результате чего повышается межтарельчатый унос. Поэтому предлагается более совершенная конструкция переливного устройства, выполненного в виде многогранной обечайки (Положит. решение ВНИИПЭ по заявке № 2106393/26 от 17.12.1976 г.). Также в некоторой степени удалось устранить такие недостатки контактно-сепарационных элементов, как их повышенное гидравлическое сопротивление и особенно трудоемкость изготовления (элементы изготавливались резанием). С этой целью разработаны, изготовлены и апробированы прессформы для их прессования из стеклопластиков. Исследования показали, что, благодаря небольшому конструктивному усовершенствованию, практически не влияющему на эффективность сепарации, коэффициент сопротивления снижается с 5,3 + 5,4 (обычный элемент с $f_{\text{ж.г.}} = 0,9$) до 4,1 + 4,2 (прессованный).

Кроме того, сокращаются затраты и время на изготовление элементов, а также значительно уменьшается вес аппарата.

4. Практическая реализация результатов исследований.

На основании полученных экспериментальных данных и анализа существующих конструкций Центральным конструкторским бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН) разработан технический проект и изготовлен массообменный аппарат для промышленного испытания.

Испытания аппарата проведены на УКПГ-7 месторождения "Медвежье" в период с 14 июля по 7 августа 1977 года. В результате испытаний комиссией, согласно протоколу и акту приема продукции от 14 июля 1977 года, предлагается:

1. рекомендовать абсорбер к серийному производству с учетом предложений, изложенных в протоколе;

2. установить абсорберу высшую категорию качества.

Эффект от внедрения аппарата, по предварительным расчетам, составит не менее 57000 руб. в год.

Кроме того, ЦКБН отмечено ("Анализ состояния сепарационного и абсорбционного оборудования, предложения и мероприятия по созданию нового оборудования повышенной эффективности и единичной мощности и модернизация действующего (в частности, абсорбционного) оборудования". г.Подольск, ЦКБН, 1977 г.), что в качестве основного варианта абсорбера осушки газа производительностью 5 млн.м³/сутки на ближайшее пятилетие наиболее целесообразно принять данный аппарат.

Принято решение в 1978 году изготовить и внедрить на газовых промыслах 20 аппаратов разработанной конструкции.

Высокая эффективность сепарации жидкости центробежными элементами позволила применить элементные тарелки, наряду с массообменными аппаратами, в качестве сепарационных устройств в газосепараторах для инерционного отделения капельной жидкости. Опытный образец сепаратора апробирован на Пролетарском газовом промысле (Украинская ССР) и показал хорошие результаты при различных газо-жидкостных нагрузках. Аналогичные газосепараторы успешно эксплуатируются на Крестищенском и Вуктыльском газовых промыслах.

Эффект от внедрения составил 831,1 тыс. руб. в год.

ВЫВОДЫ

1. В данной работе проведены экспериментальные и теоретические исследования барботажно-прямоточной ступени контакта, как наиболее полно отвечающей требованиям осушки природного газа по сравнению с другими типами существующих и разработанных в настоящее время конструкций,

2. В результате исследований получены зависимости, позволяющие определить гидродинамический режим взаимодействия фаз на барботажно-прямоточной ступени контакта и произвести гидравлический расчет аппарата: для барботажного режима по общепринятой методике, для прямоточного - по методике, разработанной на основании эксперимента.

3. Решение системы уравнений, вытекающей из предлагаемой схемы распределения концентраций и расходов, позволило установить допустимую норму межтарельчатого уноса при малых нагрузках по жидкости. В частности, при осушке природного газа эффективность сепарации жидкости должна быть не ниже 99,5%. Экспериментально установлено, что этим требованиям центробежные элементы отвечают в широком диапазоне изменения газовых нагрузок.

4. Показано, что благодаря высокой эффективности сепарации, нагрузки по жидкой фазе могут быть увеличены за счет ее рециркуляции, положительное влияние которой на массообмен наблюдается при малых нагрузках по жидкости.

5. Экспериментально определены дисперсность капельно-жидкостного потока и его объем, что позволило найти удельную межфазную поверхность на ступени контакта, работающей в режиме прямотока. Получены эмпирические зависимости для расчета.

6. Разработаны и апробированы прессформы для изготовления центробежных элементов методом прессования, что обеспечивает экономичное применение их в аппаратах.

7. Даны рекомендации по использованию результатов исследований при проектировании промышленных аппаратов.

8. Проведенный комплекс исследований, на основании которых предложена методика инженерного расчета аппарата, обеспечил практическую реализацию результатов работы. Разработан технический проект и изготовлен промышленный массообменный аппарат с барботажно-прямоточными ступенями контакта, внедрение

которого на газовых промыслах, по предварительным расчетам, даст экономический эффект не менее 57000 руб. в год.

Экономический эффект от применения разработанных элементов в качестве сепарирующих устройств в газосепараторах составил 831,1 тыс.руб. в год.

Основные обозначения

- v_0 - скорость газа в отверстиях перфорированной тарелки, м/с;
 w_k - скорость газа на полное сечение аппарата, м/с;
 $v_{н1}$ - скорость капли на выходе из начального участка, м/с;
 $\rho_{ж}, \rho_г$ - плотность жидкости и газа, кг/м³;
 $\mu_г$ - вязкость газовой фазы, нс/м²;
 $\Delta P_{гр.в.т.}, \Delta P_{гр.с.т.}$ - гидравлическое сопротивление орошаемой барботажной и сепарационной тарелок, н/м²;
 $\Delta P_{ж.д.т.}, \Delta P_{ж.с.т.}$ - гидравлическое сопротивление сухой барботажной и сепарационной тарелок, н/м²;
 X, Y - концентрация поглощаемого компонента в жидкости и газе, кг/кг;
 L, G - нагрузки по жидкой и газовой фазам, кг/ч;
 φ - доля живого сечения перфорированной тарелки, м²/м²;
 H - расстояние между барботажной и сепарационной тарелками, м;
 A_1, l - высота и длина переливного порога, м;
 q - плотность орошения, м³/м²ч;
 S_0 - длина начального участка струи, м;
 d_k, d_0 - диаметр капель жидкости и отверстий тарелки, м;
 $f_{ж}, f_г$ - суммарная площадь щелей и элемента, м²;
 m - весовое соотношение фаз, кгж/кгг;
 e - относительный унос, кгж/кгг.

Основное содержание диссертации опубликовано в следующих работах:

1. Марков В.А., Плехов И.М., Новосельская Л.В. Влияние уноса жидкости на число тарелок в массообменном аппарате. Изв. Академии наук БССР, серия физико-энергетических наук, 1976, №1, с.96-100.

2. Марков В.А., Пляхов И.М., Новосельская Л.В. Прямоточные ступени контакта для взаимодействия газа и жидкости. Тепло- и массообмен в двухфазных системах при фазовых и химических превращениях. (Сб. научн. трудов), г. Минск, 1976, с. 112-117.

3. Марков В.А., Пляхов И.М. Исследование осушки газа диэтилэтиленгликолем. Химия и химическая технология. Изд. "Вышшая школа", 1976, вид. 10, с. 153-156.

4. Марков В.А. и др. Массообменный аппарат. Положительное решение ВНИИГПЗ по заявке № 2106393/26 от 17.12.1976 г.

5. Марков и др. Контактный элемент массообменного аппарата. Положительное решение ВНИИГПЗ по заявке № 2305080/23-26 от 04.03.1977 г.

6. Пляхов И.М., Марков В.А. Прямоточные контактные элементы в аппаратах осушки газа. Химическое и нефтяное машиностроение. (Научн.-техн. реф. сб.), 1976, № 1, с. 1-2.

7. Пляхов И.М., Марков В.А. Массообменная тарелка для взаимодействия газа и жидкости. Химическое и нефтяное машиностроение. (Научн.-техн. реф. сб.), 1977, № 2, с. 2-3.

8. Марков В.А., Пляхов И.М. Исследование эффективности барботажно-прямоточной ступени контакта. Тезисы докладов Всесоюзного совещ. по теории и практике ректификации нефтяных смесей", г. Уфа, 1975, с. 309-312.

Содержание основных разделов диссертации докладывалось и обсуждалось на:

1. Всесоюзном совещании по теории и практике ректификации нефтяных смесей, г. Уфа, 1975.

2. VIII молодежной научно-технической конференции, г. Харьков, 1976.

3. Отчетных научно-технических конференциях Белорусского технологического института им. С.М.Кирова, 1972-1976.

Марков Владимир Алексеевич

РАЗРАБОТКА И ИССЛЕДОВАНИЕ ВЫСОКОСКОРОСТНОГО
АППАРАТА ДЛЯ ОСУШКИ ГАЗА

Редактор Л. В. Астамонок. Корректор Н. В. Старовойтова.

АТ 24508. Подписано в печать 31.8.1977г. Формат 60x84/16.

Усл.-печ. л. 1, 1. Уч.-изд. л. 1, 2. Тираж 100 экз. Заказ 556. Бесплатно.

Отпечатано на ротационных БТИ им. С. М. Кирова

Минск, Свердлова, 13.