

Исследование прямооточного центробежного сепаратора

Кандидаты техн. наук И. М. ПЛЕХОВ, А. И. ЕРШОВ

В Белорусском технологическом институте им. С. М. Кирова разработан прямооточный центробежный сепаратор¹. Основными элементами сепаратора (рис. 1) являются цилиндрические сепарирующие патрубки 1, закрепленные в тарелке 2, которая может быть установлена как внутри аппарата, так и в отводящих трубопроводах. Газо-жидкостная смесь поступает через тангенциальные прорезы в нижней части патрубков, приобретаемая при этом вращательное движение. В поле центробежных сил жидкость отбрасывается к стенке патрубка и отводится в верхней части через вертикальные или горизонтальные прорезы в пространстве между патрубками. Для устранения повторного подхватывания сепарируемых капель предусматриваются отбойные колпачки 4, которые при большом

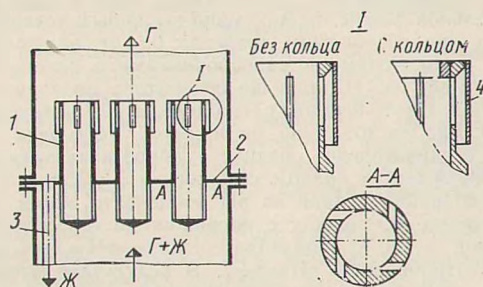


Рис. 1. Схема прямооточного центробежного сепаратора

числе патрубков могут быть заменены общей отбойной решеткой. Отделенная жидкость собирается на тарелке и стекает по сливной трубе 3 в аппарат.

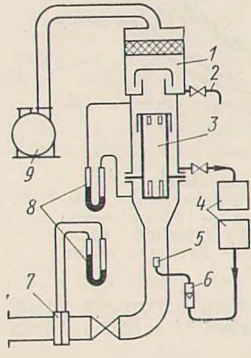
Поскольку величина центробежного фактора разделения обратно пропорциональна радиусу вращения, был принят конструктивный вариант элементного типа; размеры сепарирующих патрубков принимаются небольшими, а число их зависит от расхода.

Опыты на экспериментальной установке (рис. 2) проводились² при давлениях от 0,2 до 1 кг/см² и средних осевых скоростях газа в патрубке от 0 до 43 м/сек. Внутренний диаметр патрубков был равен 32, 40 и 50 мм, их высота — от 50 до 200 мм, отношение площади входных прорезей к площади поперечного сечения патрубка m от 0,2 до 1,0.

Коэффициент гидравлического сопротивления сепарационного патрубка определяли по формуле

$$\zeta = \frac{2 \Delta p}{\rho \omega_s^2},$$

где Δp — потеря давления в патрубке в кг/м²; ρ — плотность газа в кг·сек²/м⁴; ω_s — средняя осевая скорость в патрубке в м/сек.



¹ Ершов А. И., Плехов И. М. и др. Авторское свидетельство № 237102. «Открытия, изобретения, промышленные образцы, товарные знаки», 1969, № 8.

² В экспериментальной части работы принимал участие В. К. Цинкевич.

Рис. 2. Схема экспериментальной установки:

1 — ловушка; 2 — отбор пробы; 3 — сепарирующий патрубок; 4 — емкость; 5 — распылительная форсунка; 6 — ротаметр; 7 — диафрагма; 8 — дифманометры; 9 — вакуум-насос

Опытами установлено, что при постоянной площади сечения тангенциальных прорезей ζ зависит от отношения высоты прорезей h к диаметру патрубка d_n и достигает минимума при $\frac{h}{d_n} = 1 \div 1,3$.

В итоге статистической обработки опытных данных получена следующая зависимость:

$$\zeta = (5,2 m^{-1,4} + \zeta_k) \left(10 \frac{L}{G} + 1 \right)^{-0,08}, \quad (1)$$

где ζ_k — коэффициент гидравлического сопротивления внутреннего кольца на выходе из патрубка, которое может быть установлено для более надежного отвода жидкости; L — расход жидкости в кг/ч; G — расход газа в кг/ч.

Величину ζ_k можно найти по известным формулам¹ как сопротивление диафрагмы.

Уравнение (1) справедливо при $m = 0,4 \div 1,2$; $\frac{L}{G} = 0 \div 0,6$; $Re_2 > 2 \cdot 10^4$; $\zeta_k = 0 \div 3$.

В качестве сепарируемой жидкости в опытах был применен щелочной раствор, который через форсунку подавали в трубопровод перед сепаратором. Жидкость, не отделенная в сепараторе, поглощалась водой в специальной ловушке. Ее количество определяли путем титрования соляной кислотой.

Эффективность сепарации при обработке опытных данных характеризовалась коэффициентом уноса

$$k = \frac{l_1}{l_2} 100\%,$$

где l_1 — количество жидкой фазы, содержащейся в газе после сепаратора, в кг; l_2 — количество жидкой фазы в газе перед сепаратором в кг.

Были проведены опыты по изучению влияния диаметра патрубка, площади входных прорезей, способов отвода жидкости из патрубка, скорости воздуха и расхода жидкости на величину k .

¹ Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М., Госэнергоиздат, 1960.

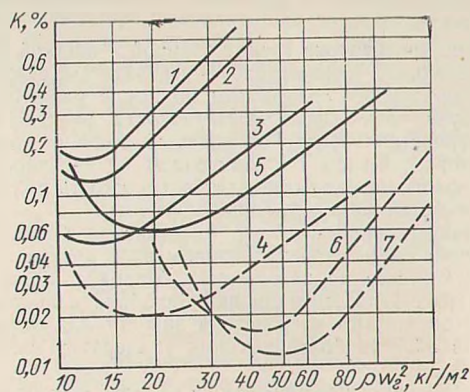


Рис. 3. Зависимость коэффициента уноса k от величины $\rho \omega_s^2$ при различных значениях d_n и m :

1—4) $d_n = 50$ мм, $m = 0,6$; 0,8; 1; 0,8;
5—6) $d_n = 40$ мм; $m = 1$; 0,8; 7) $d_n = 32$ мм;
 $m = 0,8$; — — — вертикальные прорезы без кольца; — — — вертикальные прорезы с кольцом

Как видно из рис. 3 и 4, унос жидкости заметно снижается при увеличении числа m до 1.

Диаметр патрубка существенно влияет на унос жидкости, так как с его уменьшением возрастает центробежный фактор разделения. Однако патрубки диаметром меньше 50 мм целесообразно применять только при небольшой производительности по газу, так как с увеличением последней возрастает число патрубков и их стоимость.

Наиболее существенное влияние на унос оказывают плотность и скорость газа в патрубке. При малом значении $\rho \omega_2^2$ унос возрастает, так как кинетическая энергия газа недостаточна для транспортирования жидкости по стенке патрубка.

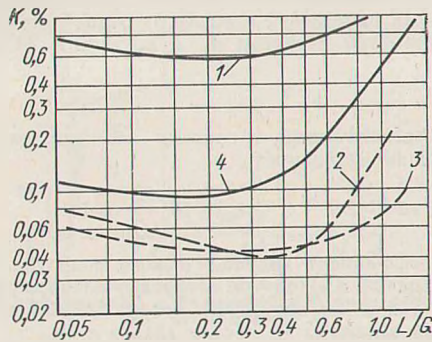


Рис. 4. Зависимость коэффициента уноса k от величины $\frac{L}{G}$ при $m = 0,8$

и различных значениях d_n и $\rho \omega_2^2$:

1—3) $d_n = 50$ мм; $\rho \omega_2^2 = 38$ кг/м²; 4) $d_n = 40$ мм; $\rho \omega_2^2 = 55$ кг/м²; — — — горизонтальные прорези. Остальные обозначения те же, что и на рис. 3

Нижний рабочий предел $\rho \omega_2^2 = 10,0 \pm 20,0$ кг/м² и зависит от диаметра патрубка и способа отвода жидкости (см. рис. 3). Далее значение уноса увеличивается пропорциональ-

но $\rho \omega_2^2$. Верхний рабочий предел $\rho \omega_2^2 = 70 \div 120$ кг/м², в зависимости от требуемой степени очистки газа.

Весовое соотношение фаз $\frac{L}{G}$ в пределах 0—0,6 оказывает незначительное влияние на унос (см. рис. 4). При больших значениях весового соотношения фаз унос заметно возрастает, но значения $\frac{L}{G} > 0,7$ на практике встречаются редко.

Значительное влияние на величину уноса оказывает конструкция верхней части патрубка. Наибольший унос (до 1%) наблюдался при вертикальных прорезях без внутреннего кольца. Кольцо с внутренним диаметром 0,7 d_n , установленное выше прорезей, в несколько раз снижает унос жидкости. Более эффективными оказались горизонтальные прорези, вносящие, видимо, меньше возмущения во вращающийся газовый поток.

Полученные результаты исследований по определению коэффициента уноса пока не удалось описать общим уравнением. Исследования позволили выявить приемлемые конструктивные размеры сепараторов и оптимальные режимы работы.

На основании лабораторных исследований разработаны промышленные образцы сепараторов, проведены их испытания, после чего они были внедрены на ряде предприятий. Например, на Светлогорском заводе искусственного волокна сепараторы установлены для улавливания пены и капель раствора осадительной ванны на вакуумно-выпарных установках, работающих при абсолютном давлении 0,1 ат. Они смонтированы между испарителями и паросборниками в паропроводах диаметром 1000 мм. На тарелке сепаратора по вершинам равнобедренных треугольников расположены 106 патрубков диаметром 50 мм. Расход пара на каждой установке составляет 3 т/ч; следовательно, средние скорости в патрубках равны ~ 42 м/сек, в полном сечении ~ 13 м/сек. Об эффективности сепарации судили по pH конденсата паров. На вакуумно-выпарных установках с инерционным сепаратором при заниженной на 30% производительности pH=3÷4, а с прямо-центробежным pH=6÷7. В результате внедрения описанных сепараторов была достигнута проектная производительность по улавливаемой влаге и отпала необходимость в процессе нейтрализации конденсата щелочью.

Успешно проходят промышленные испытания сепараторы при очистке природного газа от влаги и конденсата (рабочее давление 60—120 ат). В диапазоне оптимальных скоростей степень очистки обеспечивается равной 98—99,9%.

УДК 66.065.52:62-69.001.5

Исследование барабанного кристаллизатора с дополнительным нагревателем

Инженеры Г. Д. ЛОГВИНЕНКО, Д. Д. ЗЫКОВ

Создание противотока между твердой и жидкой фазами при кристаллизации в тонком слое нагревателем с принудительным температурным градиентом по длине разделяемого слоя способствует повышению эффективности разделения¹. Установка нагревателя против восходящей стороны барабана кристаллизатора² наряду с увеличением интенсивности нагрева по ходу вращения барабана дает возможность получать химические вещества высокой степени чистоты.

Барабанный кристаллизатор работает следующим образом. Разделяемая смесь в расплавленном виде поступает в корыто и кристаллизуется на поверхности барабана, погруженного в расплав (рис. 1). При вращении барабана с постоянной скоростью относительно нагревателя закристаллизованная смесь, попадая в область более высоких температур, начинает плавиться.

При дальнейшем перемещении в область еще более высоких температур жидкая фаза проникает все более в глубь твердого слоя и под действием силы тяжести стекает противотоком от слоя кристаллов примеси и эвтектику.

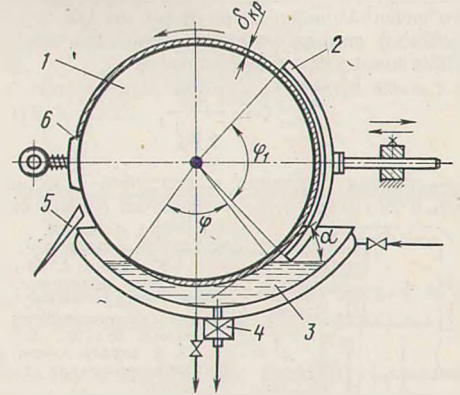


Рис. 1. Схема установки:

1 — полый барабан; 2 — нагреватель с температурным градиентом; 3 — обогреваемое корыто; 4 — обогреваемый спускной кран; 5 — наклонный желоб; 6 — нож для съема продукта

Обогащенные кристаллы, перемещаясь навстречу новой жидкой фазе, выполняют роль зародышей, на поверхности которых выкристаллизовываются новые, более чистые кристаллы.

¹ Логвиненко Г. Д., Чикин Ю. А. Авторское свидетельство № 1914. Изобретения, промышленные образцы, товарные знаки. М., 1964.

² Логвиненко Г. Д., Логвиненко Г. Д. Авторское свидетельство № 1914. Изобретения, промышленные образцы, товарные знаки. М., 1964.