

ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПОТОКОВ

The process of division of the gas-liquid streams in centrifugal separator was investigated. Mathematical models of movement of gas flow and particles of separated liquid were made up. The comparison between theoretical calculations and experimental information confirmed the high efficiency of process and preference of investigated construction.

Введение

Среди большого разнообразия технологических процессов в различных отраслях промышленности широкое распространение имеют процессы разделения газожидкостных систем. Эти процессы имеют место в газовой, химической, пищевой, нефтехимической, микробиологической, энергетической и других отраслях для дисциляции и концентрирования жидкостей, тепло- и массообмена, абсорбции и десорбции, при добыче нефти и газа, при проведении массообменных процессов [1–3].

Неудовлетворительное разделение приводит к снижению производительности, нарушению технологического режима на последующих стадиях, потере целевого продукта, загрязнению сточных вод и окружающей среды.

Достаточно высокой эффективностью разделения газожидкостных потоков обладают центробежные сепараторы [4], одна из конструкций которых представлена на рис. 1.

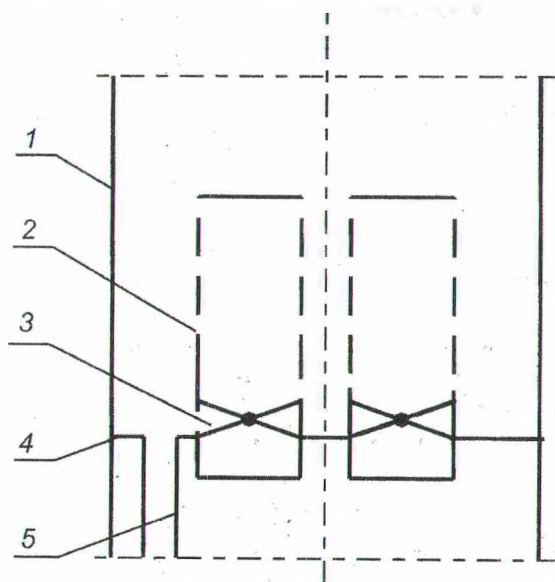


Рис. 1. Центробежный сепаратор с отводом жидкости через щели сетчатого патрубка: 1 – корпус; 2 – патрубок; 3 – многолопастный завихритель; 4 – тарелка; 5 – сливная труба

Эффективность разделения определяется степенью сепарации жидкой фазы.

Показателем эффективности сепараторов считают коэффициент уноса [5]:

$$E = \frac{Q_y}{Q_n} 100\%, \quad (1)$$

где E – коэффициент уноса; Q_n – массовый расход поступающей жидкости, кг/с; Q_y – массовый расход жидкости, уносимой из потока, кг/с.

Исследование процесса разделения газожидкостных потоков и оценка его эффективности связаны с математическим моделированием движения закрученного газового потока и движением жидких частиц в потоке газа.

Математическая модель и результаты расчетов

В теоретических работах излагаются вопросы движения частиц в закрученном газовом потоке без учета изменения скорости газа по радиусу элемента и других факторов, влияющих на эффективность сепарации [6]. В [7] дан более глубокий анализ сил, действующих на каплю при движении ее в закрученном газовом потоке, однако решение уравнений выполнено применительно к процессам массообмена только для крупных капель ($> 0,3$ мм). Процессы тонкой сепарации исследованы недостаточно. Возникает необходимость расширить диапазон размеров исследуемых частиц.

Одной из задач исследования процесса разделения газожидкостных потоков в центробежных элементах является определение траектории движения капель сепарируемой жидкой фазы.

Рассмотрим движение одиночной частицы диаметра a и массой m в цилиндрической системе координат r, φ, z . Ось Oz направлена вертикально вверх по оси сепарационного элемента.

$$\text{Масса частиц будет } m = \rho_{\text{ж}} \frac{\pi a^3}{6}.$$

Пусть V_r, V_φ, V_z – радиальная, касательная и осевая составляющие скорости движущейся частицы.

Уравнения движения одиночной частицы имеют вид

$$\begin{cases} m \left(\frac{dV_r}{dt} - \frac{V_\phi^2}{r} \right) = F_r, \\ m \left(\frac{dV_\phi}{dt} + 2 \frac{V_\phi V_r}{r} \right) = F_\phi, \\ m \frac{dV_z}{dt} = F_g + F_z. \end{cases} \quad (2)$$

В составленную систему уравнений входит сила тяжести

$$F_g = -mg \quad (3)$$

и составляющие F_r, F_ϕ, F_z силы гидродинамического воздействия

$$\vec{F} = \zeta \frac{1}{2} \rho_r |\vec{W} - \vec{V}| (\vec{W} - \vec{V}) \pi a^2. \quad (4)$$

Коэффициент сопротивления [8] может быть найден по формуле

$$\zeta = 24(1 + 0,17 \text{Re}_a^{2/3}) / \text{Re}_a. \quad (5)$$

Данный коэффициент зависит от числа Рейнольдса частицы:

$$\text{Re}_a = \frac{a |\vec{W} - \vec{V}|}{\nu_{ж}}$$

Остальные силы как минимум на порядок меньше и ими можно пренебречь [8, 9].

При движении закрученных потоков внутри цилиндра радиальная составляющая скорости (W_r) незначительна и, как правило, в расчетах не учитывается [7]. Поэтому можно принять $W_r = 0$.

Осевая W_z и касательная W_ϕ составляющие скорости закрученного газового потока практически не изменяются по длине пронизываемого цилиндра и описываются зависимостями [10]:

$$W_z = \bar{W}_z \left(\frac{1}{2} + \tilde{r}^2 \right), \quad (6)$$

$$W_\phi = \frac{3}{2} \bar{W}_\phi \tilde{r}. \quad (7)$$

Касательная составляющая \bar{W}_ϕ средней скорости \bar{W} газового потока зависит от ее среднерасходной составляющей \bar{W}_z в элементе и угла закрутки потока статическим закручивателем. Можно принять, что

$$\bar{W}_\phi = \bar{W}_z \text{tg}(k\beta), \quad (8)$$

где k – коэффициент, учитывающий отклонение угла закрутки потока от угла β наклона лопастей завихрителя.

Анализ экспериментальных данных для центробежных элементов с лопастным завихрителем, имеющим угол наклона лопастей к горизонту в пределах $30-45^\circ$, дает значения $k = 0,83$ [10].

Автором работы [7] доказано, что в поле центробежных сил практически сепарируются все капли диаметром более 30 мкм, поэтому в большей степени будет исследоваться сепарация капель размером $a < 30$ мкм.

При расчете траектории движения капель жидкой фазы средняя расходная скорость газа \bar{W}_z изменялась в пределах 5–30 м/с при изменении угла наклона лопастей завихрителя от 15° до 45° .

Так как радиальная составляющая скорости газа в элементе на два порядка ниже тангенциальной и осевой [7], то ее значение при решении уравнений принималось равным нулю, а скорость капель на входе в элемент – равной скорости газа, что для капель малого диаметра ($a < 20$ мкм) вполне оправдано. Составляющие силы гидродинамического воздействия определялись по зависимости (4).

При решении уравнений определяли минимальный диаметр капель, которые могут достигнуть стенки сепарационного элемента в зависимости от диаметра элемента D_n и длины элемента L_n . Результаты решения уравнений представлены на рис. 2.

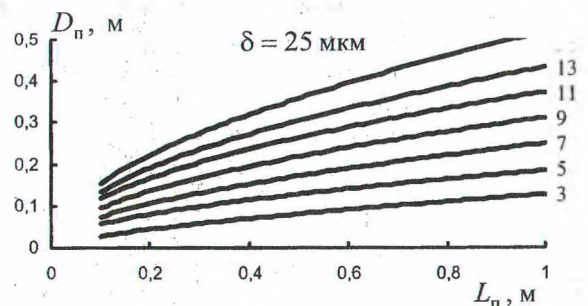


Рис. 2. Влияние длины и диаметра патрубка на минимальный диаметр капель, улавливаемых в центробежном сепараторе

Для других параметров были приняты следующие значения: $\bar{W}_z = 20$ м/с; $\rho_r = 0,6$ кг/м³; $\mu_r = 0,000\ 013$ Нс/м²; $\rho_{ж} = 1200$ кг/м³; $\alpha = 30^\circ$.

При обработке расчетных данных получена эмпирическая зависимость для определения минимального диаметра капель, которые достигнут стенки сепарационного элемента при изменении радиуса входа в элемент:

$$\delta = \delta_0 (1 - \tilde{r})^{0,2}, \quad (9)$$

где δ_0 – минимальный диаметр капель, достигающих стенки элемента при радиусе входа $0,01R$.

Зная функцию распределения объемов капель по их размерам, поступивших в сепарационный элемент, можно определить отношение объема уносимых капель из сепарационного элемента к объему всех капель, поступивших в элемент. Для этого подсчитаем вероятность уносимого объема с элементарного кольца и просуммируем по всему кругу и получим

$$E = 2 \int_0^1 F_3(\delta_0(1-\tilde{r})^{0,2}) \tilde{r} d\tilde{r}. \quad (10)$$

Предварительные исследования показали, что процесс дробления имеет вероятностный характер и дисперсный состав капель наиболее точно описывается степенно-показательным распределением. Оно описывает статистические распределения во всем диапазоне изменения размера частиц и инвариантно относительно величины порядка δ^k [11–13]. Функции распределения и плотности приведенного размера $t = \delta/\theta$ величины порядка $k = 0$ имеют вид

$$f(t, \theta, p, c) = \frac{|c|}{\theta \Gamma\left(\frac{p}{c}\right)} t^{p-1} \exp(-t^c), \quad (11)$$

$$F(t, \theta, p, c) = \frac{|c|}{\Gamma\left(\frac{p}{c}\right)} \int_0^t \tau^{p-1} \exp(-\tau^c) d\tau. \quad (12)$$

Параметр θ является параметром масштаба, а p и c есть параметры формы. Статистическую оценку параметров распределения (11)–(12) при известной выборке $X = (x_1, x_2, \dots, x_n)$ генеральной совокупности может быть выполнена методом наибольшего правдоподобия [12]. В данном случае получаем систему уравнений для определения параметров распределения:

$$\theta = \left(\frac{c}{p} \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i^c \right)^{\frac{1}{c}}, \quad (13)$$

$$\frac{1}{c} \psi\left(\frac{p}{c}\right) - \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \ln \frac{x_i}{\theta} = 0, \quad (14)$$

$$p = c \Psi^{-1}\left(\frac{c}{n} \sum_{i=1}^n \ln \frac{x_i}{\theta}\right). \quad (15)$$

Здесь $\psi(t)$ – логарифмическая производная гамма-функции $\Gamma(t)$.

При известных параметрах в силу инвариантности распределение величины порядка δ^k в зависимости от диаметра частиц получим

$$f_k(t, \theta, p, c) = \frac{|c|}{\theta \Gamma\left(\frac{p+k}{c}\right)} t^{p+k-1} \exp(-t^c), \quad (16)$$

$$F_k(t, \theta, p, c) = \frac{|c|}{\Gamma\left(\frac{p+k}{c}\right)} \int_0^t \tau^{p+k-1} \exp(-\tau^c) d\tau. \quad (17)$$

Функции (16)–(17) описывают распределение количества ($k = 0$), диаметров ($k = 1$), поверхности ($k = 2$) и объема ($k = 3$) в зависимости от размера частиц и позволяют найти все необходимые характеристики этих распределений.

Распределение объемов капель, распыливаемых пневмофорсункой, получены методом наибольшего правдоподобия при обработке экспериментальных данных [12]. Были найдены значения параметров: $\theta = 49,2$, $c = 2,233$, $p = 3,373$ и функция распределения объемов

$$F_3(\delta) = 2,52 \int_0^{\delta/49,2} t^{2,233} \exp(-t^{2,233}) dt. \quad (18)$$

Подставив выражение для функции $F_3(\delta)$ в (10), получим унос жидкости с центробежного элемента в зависимости от максимального диаметра капель, уносимых с оси патрубка.

Результаты теоретических расчетов и экспериментальных исследований по определению относительного уноса капель жидкости из центробежного сепаратора в зависимости от скорости газа в элементах приведены на рис. 3.

Опытные данные по уносу обрабатывали как отношение количества жидкости, унесенной из сепаратора, к количеству подаваемой. Кривая \blacklozenge отражает рассчитанную эффективность сепаратора. Зависимости \bullet получены из опытных данных по определению эффективности центробежного сепаратора при распыле жидкой фазы на входе в сепарационный элемент пневмофорсункой [13]. Различие данных при скоростях газа больших 25 м/с свидетельствует о вторичном уносе, срыве частиц жидкости с образующейся на стенке патрубка пленки.

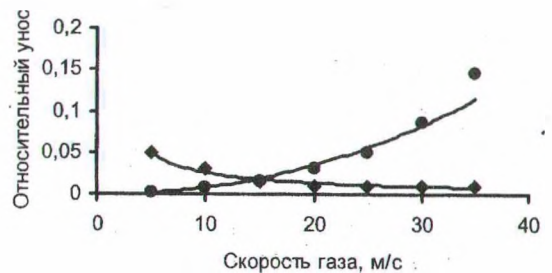


Рис. 3. Относительный унос жидкости E в зависимости от скорости газа \bar{W}_g в элементах: \blacklozenge – теоретическая эффективность сепаратора; \bullet – унос жидкой фазы из сепаратора

Выводы

Анализ полученных данных позволяет сделать заключение, что при скоростях газа в пределах 15–25 м/с процесс разделения фаз характеризуется устойчивостью и высокой производительностью. Но при увеличении скорости газа несколько возрастает вторичный унос и эффективность элементов снижается. Выполненные исследования позволяют сделать вывод, что конструкция сепаратора является достаточно эффективной, расчеты достоверные. При скоростях газа в элементах в пределах 10–25 м/с эффективность близка к теоретической.

Литература

1. Кутепов А. М., Латкин А. С. Вихревые процессы для модификации дисперсных систем. – М.: Наука, 1992. – 250 с.
2. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / Под ред. В. М. Олевского. – М.: Химия, 1988. – 240 с.
3. Собин В. М. Теплообмен в пленочных течениях при осложненных условиях (приближенные методы расчета). – Мн.: Наука і техника, 1994. – 303 с.
4. Левданский Э. И., Плехов И. М., Ершов А. И. Центробежные сепараторы / Обзорная информация. Серия общепромышленных вопросов. – М.: НИИГЭХИМ. – 1983. – Вып. 2. – 54 с.
5. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под ред. В. И. Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982. – 385 с.

6. Ушаков С. Г., Зверев Н. И. Инерционная сепарация пыли. – М.: Энергия, 1974. – 168 с.

7. Николаев Н. А. Исследование и расчет высокоэффективных аппаратов вихревого типа: Дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.08. – Казань, 1974. – 288 с.

8. Медников Е. М. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. – М.: Наука, 1981. – 176 с.

9. Горбис З. Р., Спокойный Ф. Е. Качественный анализ уравнений осредненного движения твердых частиц в турбулентном потоке // Теоретические основы химической технологии. – 1978. – Т. 12. – № 5. – С. 729–734.

10. Марков В. А., Волк А. М., Ершов А. И. Исследование оттока жидкости через отверстия прямоточно-центробежного элемента // Инженерно-физический журнал, 1991. – Т. 61. – № 1. – С. 82–87.

11. Коузов П. А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов. – 3-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1987. – 264 с.

12. Волк А. М. Обобщенное гамма-распределение // Актуальные проблемы информатики: Сб. трудов VI Междунар. науч. конф. (Минск, 26–30 окт. 1998 г.): В 3 ч. – Минск: БГУ, 1998. – Ч. 2. – С. 426–432.

13. Левданский Э. И., Плехов И. М., Волк А. М. Исследование разделения газожидкостных потоков в центробежных аппаратах // Теоретические основы химической технологии. – 1987. – № 2. – С. 273–277.