

УДК 66.011

СРАВНЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ РАСЧЕТА МАССООБМЕНА В РАСПЫЛИТЕЛЬНЫХ АППАРАТАХ ДЛЯ РЕЖИМОВ ПРЯМО- И ПРОТИВОТОКА ФАЗ

© 2022 г. Н. Н. Симаков*

Ярославское высшее военное училище противовоздушной обороны, Ярославль, Россия

*e-mail: nik_simakov@mail.ru

Поступила в редакцию 05.05.2022 г.

После доработки 03.06.2022 г.

Принята к публикации 03.07.2022 г.

В статье проведено сравнение результатов расчета гидродинамики двухфазного потока, образующегося при форсуночном распыливании жидкости в газе, с использованием в численной модели двух способов учета раннего кризиса сопротивления каплей: 1) зависимости их коэффициента сопротивления $C_d(r, z)$ от координат точек в свободном факеле распыла, 2) его зависимости $C_d = 2000/Re^2$ от числа Рейнольдса, более предпочтительной при расчете распылительных аппаратов. Представлены также результаты расчета межфазного массообмена в распылительных аппаратах в режимах прямо- и противотока фаз с использованием ранее предложенной модели гидродинамики и массообмена фаз в факеле распыла. Получены распределения скоростей фаз и концентрации газовой примеси в потоке, а также интегральные характеристики массообменных аппаратов, которые приводят к выводу об отсутствии существенных преимуществ противоточных аппаратов перед прямоточными.

Ключевые слова: форсунка, распыливание жидкости, двухфазный поток, ранний кризис сопротивления каплей, коэффициент сопротивления, межфазный массообмен, расчет

DOI: 10.31857/S0040357122060161

ВВЕДЕНИЕ. ОСОБЕННОСТИ ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ ФАЗ В ФАКЕЛЕ РАСПЫЛА ФОРСУНКИ

В таких отраслях экономики, как: химические технологии, энергетика, транспорт, — используют распыливание жидкости в газе, например, с помощью форсунок. Это делается для увеличения межфазной поверхности и интенсификации тепло-массообмена фаз в процессах: сжигания и пиролиза жидких углеводородов, сушки и гранулирования полимеров, мокрой очистки воздуха от пыли и вредных газовых примесей и т.п.

Актуальность данной работы также, как работ [1–3], обусловлена тем, что удовлетворительные методы расчета таких процессов до недавнего времени не были разработаны. Возможной причиной представляется то, что при расчете межфазного взаимодействия в сильнотурбулентном потоке факела распыла не учитывалось обнаруженное в эксперименте возникновение раннего кризиса сопротивления каплей [1].

В работах [2] и [3, Sect. 7.2] в качестве основы описания указанных сложных процессов изложена модель гидродинамики факела распыла, сочетающая в себе два известных подхода: метод взаи-

мопроникающих континуумов [4] и теорию турбулентных струй [5].

При моделировании газокапельного потока гидродинамическую силу сопротивления капли обтекающему ее газу обычно вычисляют по формуле

$$F = C_d S \rho V_r^2 / 2, \quad (1)$$

где $V_r = |\mathbf{u} - \mathbf{w}|$ — модуль относительной скорости капли и газа, C_d — коэффициент ее гидродинамического сопротивления, $S = \pi d^2 / 4$ — площадь миделева сечения сферической капли, d — ее диаметр, ρ и μ — плотность и динамический коэффициент вязкости газа, соответственно.

Для ламинарного обтекания шара (капли) газом при малых числах Рейнольдса $Re = V_r d \rho / \mu \ll 1$ справедлива формула Стокса

$$C_d = 24 / Re, \quad (2)$$

а для обтекания в переходном диапазоне $2 < Re < 700$ часто используют формулу Клячко

$$C_d = 24 / Re + 4 / Re^{1/3}, \quad (3)$$

достаточно хорошо аппроксимирующую данные эксперимента, обобщенные кривой Рэлея [6–8].

Согласно экспериментальным данным [1] в сильнотурбулентном потоке при Re порядка 100 величина C_d для капель может уменьшаться в 4–7 раз по сравнению с известными и соответствующими формуле (3) значениями.

Это открытое новое явление было названо ранним кризисом сопротивления по аналогии с известным кризисом сопротивления шара, обтекаемого потоком при $Re = Re_{кр} \approx (2-3) \times 10^5$ [9, 10]. Установлено, что с увеличением степени турбулентности потока значение критического числа Рейнольдса $Re_{кр}$ уменьшается [9]. Наименьшими ранее известными были значения $Re_{кр} = 400-2200$ [11, 12].

В экспериментальной работе [1] самый ранний кризис сопротивления капель в факеле распыла форсунки обнаружен при еще меньших значениях $Re_{кр} = 40-120$, за что и назван ранним. Ранний кризис сопротивления наблюдался также на одиночном твердом шарике, обтекаемом газовой струей в конфузоре [3, Sect. 5.1].

Несмотря на давнюю известность вышеупомянутых работ [11, 12] о кризисе сопротивления шара в турбулентном газовом потоке и более поздние работы [1–3] о самом раннем кризисе сопротивления, сопровождаемом кризисом теплообмена, эти критические явления никак не учитываются в относительно свежих работах [13, 14] по близкой к данной статье тематике. Используемые в них аппроксимации коэффициентов сопротивления и теплообмена относятся к случаю ламинарного обтекания шара газовым потоком.

Описанная в работах [2] и [3, Sect. 7] модель гидродинамики факела распыла с учетом раннего кризиса сопротивления капель, будучи дополненной уравнениями, учитывающими их массообмен с газовым потоком, позволила рассчитать в согласии с опытными данными двухфазный поток, а также межфазный массообмен в нем.

При расчете факела распыла экспериментальные данные о величине C_d капель аппроксимировались двумя способами в виде функций: 1) $C_d(r, z)$ – от координат точек в факеле распыла и 2) $C_d(Re)$ – от числа Рейнольдса.

Для капель, движущихся по оси факела, в качестве хорошего приближения при $40 < Re < 110$ в работе [1] предложена формула

$$C_d = 2000/Re^2. \quad (4)$$

В работах [2] и [3, Sect. 7] приведены результаты расчетов факела распыла с использованием полученных из данных эксперимента [1] формул

$$C_d(r, z) = C_d(0, z)(0.45 \exp(-6r/r_m(z)) + 0.55), \quad (5)$$

$$C_d(0, z) = 0.45 (z/0.1)^{-3/4}. \quad (6)$$

Причем на оси факела распыла уменьшение C_d с увеличением расстояния z от форсунки вполне удовлетворительно аппроксимировалось формулой (6).

Граница факела $r_m(z) = z \operatorname{tg} \alpha_m$ в виде поверхности конуса определяется наиболее удаленными от оси траекториями капель, образующими с ней угол $\alpha_m = 32.5^\circ$, равный половине корневого угла факела. На границе при $z > 0.1$ м скорость газа согласно эксперименту [1] пренебрежимо мала по сравнению со скоростью капель: $w \ll u = u_z/\cos \alpha_m \approx V_r$. С учетом этого для нескольких поперечных сечений факела ($z = 0.1, 0.3, 0.5, 0.7$ м) были получены значения $C_d(r_m(z))$, которые оказались, примерно, вдвое (в 1.8 раза) меньше, чем $C_d(0, z)$ в том же сечении на оси факела. В расчетах это уменьшение C_d по радиусу r факела учитывалось вторым множителем в правой части формулы (5).

Поле скоростей газа в аппарате из-за влияния стенок его корпуса может сильно отличаться от поля скоростей в свободном факеле. Это не учитывается в способе определения $C_d(r, z)$ как функции координат, что является его недостатком при расчете факела распыла в аппарате. Заметим, что обычно в расчетах изменение коэффициента сопротивления учитывается в виде функции $C_d(Re)$ от числа Рейнольдса, аналогично уравнениям (2)–(4).

Целями данной работы было, во-первых, устранение указанного недостатка, во-вторых, выполнение нового расчета гидродинамики и межфазного массообмена в распылительном аппарате для сравнения прямо- и противоточного режимов его работы.

АППРОКСИМАЦИЯ КОЭФФИЦИЕНТА СОПРОТИВЛЕНИЯ КАПЕЛЬ ФУНКЦИЕЙ $C_d(Re)$ В РАСЧЕТЕ СВОБОДНОГО ФАКЕЛА РАСПЫЛА

Формула, рекомендуемая для расчета коэффициента сопротивления капель с учетом его раннего кризиса. Для определения зависимости $C_d(Re)$, справедливой не только на оси свободного факела, но и в других частях занимаемого им пространства, необходимо учесть следующие обстоятельства и соображения.

В работе [1] представлены некоторые результаты экспериментального исследования факела распыла воды в воздухе, создаваемого центробежно-струйной форсункой типа ВТИ с диаметром выходного отверстия $d_h = 2$ мм при избыточных давлениях воды $P_L = 0.3, 0.5, 0.9$ МПа.

В этом эксперименте наиболее подробные данные для скоростей фаз были получены в точках на оси факела и в нескольких его поперечных

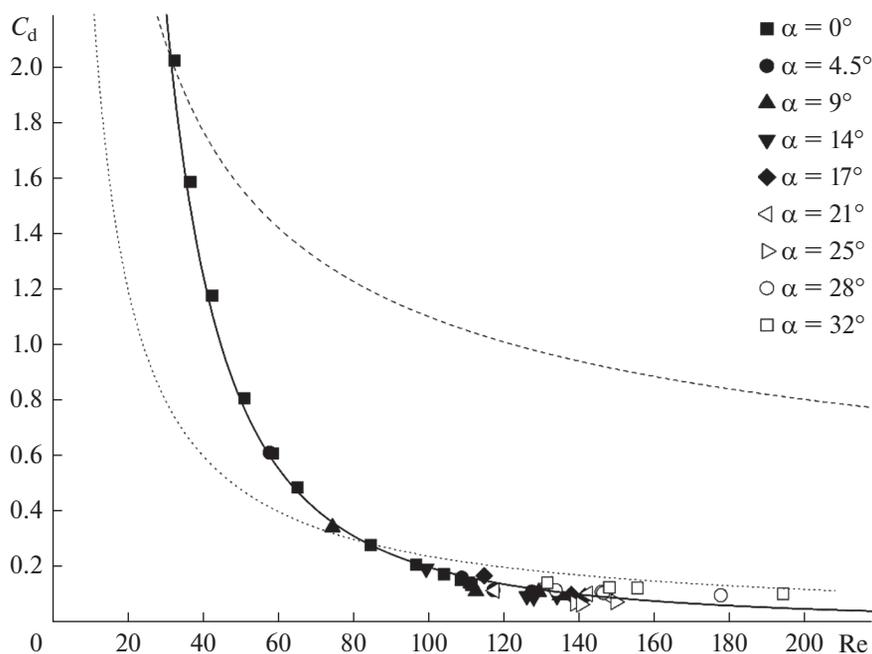


Рис. 1. Зависимости $C_d(Re)$: символы — обобщение экспериментальных данных [1] для капель воды в факеле распыла форсунки, сплошная кривая — аппроксимация этих данных по формуле (4), штриховая линия — расчет по формуле (3) Клячко, пунктирная — по формуле (2) Стокса.

(радиальных) сечениях: $z = 0.1, 0.3, 0.5, 0.7$ м. У капль измерялась только осевая компонента скорости u_z , у газа — модуль вектора \mathbf{w} полной скорости и его угол $\alpha(r, z)$ с осью факела. Причем оказалось, что направление вектора \mathbf{w} в точке измерения (r, z) примерно совпадало с направлением луча, идущего через нее из центра выходного отверстия форсунки, т.е. с направлением движения капль, увлекающих газ.

С учетом этого обстоятельства в работе [15] для факела в целом (при $z > 0.1$ м) была подтверждена зависимость $C_d(Re)$ вида (4), представленная на рис. 1, воспроизведенном и аналогичном рисунку 2 из [15].

Очевидно, экспериментальные точки, полученные в разных частях факела при $P_L = 0.5$ МПа, расположены вблизи одной общей кривой, соответствующей формуле (4). Это значит, что ранний кризис сопротивления капль в факеле распыла форсунки действительно возникает и обнаружен для всей совокупности капль в объеме факела при $z > 0.1$ м. При $Re > 100$ величина C_d уменьшается не менее чем в 5–10 раз по сравнению с зависимостью (3) Клячко.

Заметим, что справедливость формулы (4), полученной в [1] сначала для капль на оси факела распыла при $P_L = 0.5$ МПа, подтвердилась и при других давлениях (0.3 и 0.9 МПа) в форсунке, соответствующих им разным расходам жидкости и разным средним размерам капль.

Таким образом, в расчетах факела распыла в целом можно использовать формулу (4) при разных P_L и, возможно, разных d_h .

Кроме того, стоит заметить, что в автомодельной зоне факела распыла при $z > 300$ мм

$$C_d(r, z) \approx 0.1, \quad (7)$$

с приблизительным отклонением ± 0.05 .

Результаты расчета гидродинамики свободного факела распыла с использованием $C_d(Re)$. Формула (4), полученная ранее только для точек на оси факела распыла и подтвержденная в работе [15] для всего занимаемого факелом пространства, совместно с ранее предложенной в работах [2] и [3, Sect. 7.2] моделью гидродинамики факела распыла была использована в новом его расчете, в котором для сравнения с экспериментом были получены пространственные распределения скоростей фаз.

Результаты расчета представлены на рис. 2–3.

На рис. 2 приведены в сравнении с экспериментом [1] для $P_L = 0.5$ МПа результаты расчета безразмерных скоростей фаз на оси факела при значениях C_d , рассчитанных по формулам (4) и (3). В первом случае очевидно согласие расчета с экспериментом. Во втором капль тормозятся, а газ разгоняется сильнее, чем по эксперименту. Значения безразмерных скоростей фаз получены делением действительных их значений на начальную скорость истечения струи жидкости из фор-

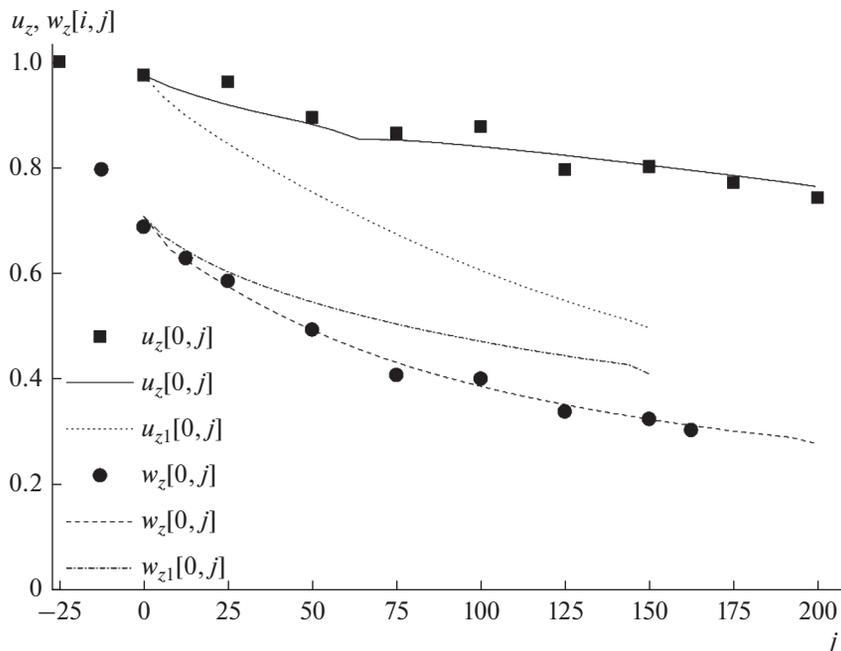


Рис. 2. Изменение безразмерных скоростей каплей u_z и газа w_z на оси факела: символы – эксперимент, кривые – расчет с учетом кризиса сопротивления по формуле (4); u_{z1} и w_{z1} – расчет без учета кризиса сопротивления с использованием формулы (3); $j = -25$ – положение выходного отверстия форсунки.

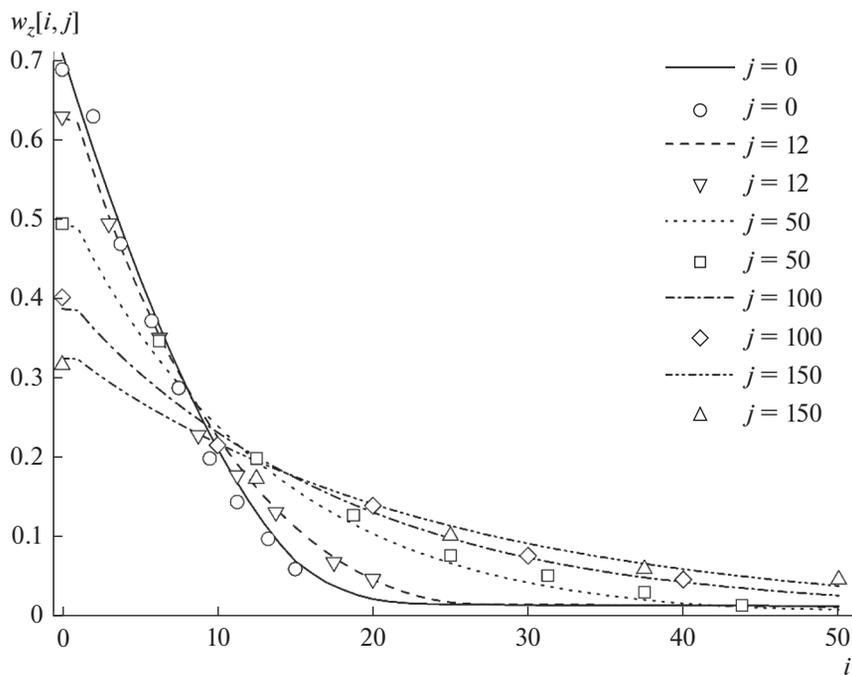


Рис. 3. Радиальные профили аксиальной скорости газа в свободном факеле распыла на различных расстояниях $z = (100 + 4j)$ мм от форсунки, линии – расчет, точки-символы – эксперимент; радиус точки измерения $r = 4i$, мм.

сунки $u_0 = k_V(2P_V/\rho)^{1/2} = 23.7$ м/с, где $k_V = 0.75$ – коэффициент расхода.

На рис. 3 представлены радиальные профили аксиальной скорости газа в факеле распыла на

расстояниях $z = 100, 150, 300, 500$ и 700 мм от форсунки. Точками показаны результаты эксперимента [1], кривыми – результаты расчета.

Очевидно, что приведенные на рис. 2–3 результаты расчета свободного факела распыла

форсунки с учетом кризиса сопротивления капель по формуле (4) в целом находятся в хорошем согласии с данными эксперимента для значительной по протяженности области факела: $z = 100\text{--}700$ мм от форсунки.

Заметим, что при расчете двухфазного потока в свободном факеле распыла результаты, полученные при использовании зависимостей: 1) $C_d(r, z)$ по формулам (5)–(6), или 2) $C_d(Re)$ по формуле (4), – практически одинаковы и в одинаковой степени согласуются с экспериментом, по данным которого эти разные зависимости были получены. Другое дело, расчет двухфазного потока, стесненного стенкой распылительного аппарата. В этом случае было бы предпочтительнее проводить расчет, используя зависимость вида $C_d(Re)$, учитывающую возможное изменение полей скоростей фаз из-за влияния стенки аппарата, в частности, путем трения газа о них.

СРАВНЕНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК ПРЯМОТОЧНОГО И ПРОТИВОТОЧНОГО РЕЖИМОВ РАБОТЫ МАССООБМЕННОГО РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО АППАРАТА

Расчет массообмена фаз в распылительном аппарате. Межфазный массообмен чаще всего сопровождается параллельно и одновременно протекающим теплообменом, что осложняет моделирование и расчет совмещенного процесса.

В процессе мокрой газоочистки воздуха от вредных газовых примесей, например, от оксида серы SO_2 межфазный массообмен можно рассчитывать без учета теплообмена, как это сделано в работах [2] и [3, Sect. 7.3]. Этот подход использован также и в данной работе, включая ту же процедуру расчета массообмена, геометрию модели и соответствующие уравнения.

Ниже представлено исследование влияния каждого из двух вышеуказанных способов аппроксимации коэффициента сопротивления капель: 1) $C_d(r, z)$ или 2) $C_d(Re)$, – на результаты расчета профилей скорости газа, концентрации примесей в нем и ряда технологических характеристик прямооточного распылительного аппарата при изменении его конструктивных размеров: радиуса R_a и высоты H .

Все расчеты проведены для цилиндрического распылительного аппарата с вертикальной осью и одной центробежно-струйной форсункой, расположенной соосно в верхней части аппарата, в предположении, что из выходного отверстия форсунки, имеющего диаметр $d_h = 2$ мм, струя жидкости (воды) под избыточным давлением $P_L = 0.5$ МПа вытекала в воздух вертикально вниз.

На рис. 4–7 представлены некоторые результаты расчетов, полученные для прямооточного

режима распылительного аппарата радиусом $R_a = 140$ мм, высотой $H = 1100$ мм, при малом перепаде давлений газа $\Delta P = 0.7$ Па с использованием для аппроксимации коэффициента C_d сопротивления капель двух вышеуказанных способов: 1) $C_d(r, z)$ по формулам (5)–(6) и 2) $C_d(Re)$ по формуле (4).

Заметим, что вертикальная прямая при $i = 35$ на рис. 4 и 5 обозначает границу расчетной области на внутренней поверхности стенки аппарата.

На рис. 4 очевидно, скорости газа в верхней (для $j = 0, z = 100$ мм) части аппарата при аппроксимации $C_d(r, z)$ меньше, чем при $C_d(Re)$, но сближаются в его нижней части (при $j = 250, z = 1100$ мм).

На рис. 5 показаны профили безразмерной относительной концентрации $c(i, j)$ примеси газа, которая равна отношению ее абсолютных концентраций на выходе и входе газа в аппарат. Очевидно, концентрация газовой примеси, одинаковая $c(i, j) = 1$ во всех точках входного для газа сечения аппарата, к выходу из него уменьшается при $C_d(r, z)$ немного меньше, чем при $C_d(Re)$.

На рис. 6 представлены полученные при тех же двух способах аппроксимации величины C_d результаты расчета для технологических характеристик распылительного аппарата в прямооточном режиме, а, именно: зависимости максимального (при малом противодавлении ΔP) расхода газа V , средней концентрации $\langle c \rangle$ газовой примеси и убыли ее расхода $V(1 - \langle c \rangle)$ в выходном сечении аппарата от его радиуса R_a .

Объемный расход газа определялся в расчетах как интеграл

$$V = \int_0^{R_a} w_z(r, H) 2\pi r dr \quad (8)$$

по площади нижнего ($z = H$) сечения аппарата.

На рис. 7 показаны изменения тех же, что и на рис. 6, технологических характеристик распылительного аппарата от его высоты H при перепаде давления $\Delta P = 7$ Па, на порядок большем, чем в расчете для рис. 6, но среднем для прямооточного режима.

Различие результатов расчета на рис. 4–7 для двух вышеуказанных способов аппроксимации коэффициента C_d обусловлено тем, что значения $C_d(r, z)$ получены по экспериментальным данным для полей скоростей газа и капель в свободном факеле распыла, а значения $C_d(Re)$ вычисляются при расчете двухфазного потока с учетом поля скоростей газа, измененного влиянием корпуса аппарата, в частности, ограничением пространства движения газа и его трением о внутреннюю поверхность стенки корпуса.

Важным преимуществом формулы (4) явилось то, что для капель на оси свободного факела распы-

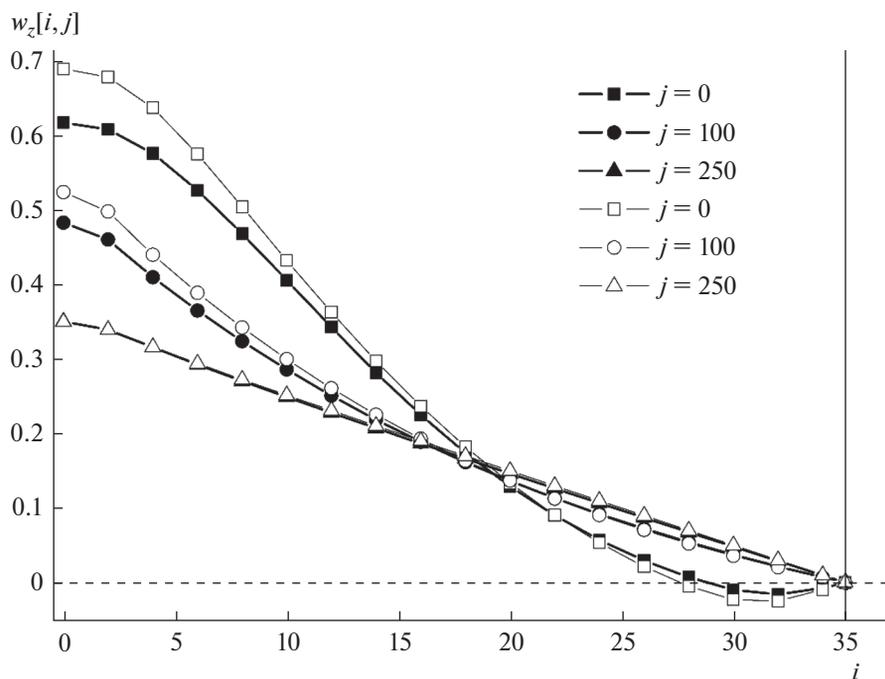


Рис. 4. Сравнение радиальных профилей аксиальной скорости газа $w_z(i, j)$ в различных сечениях ($z = 100 + 4j$, мм) прямоточного распылительного аппарата, темные символы – по формулам (5) и (6), светлые – по формуле (4).

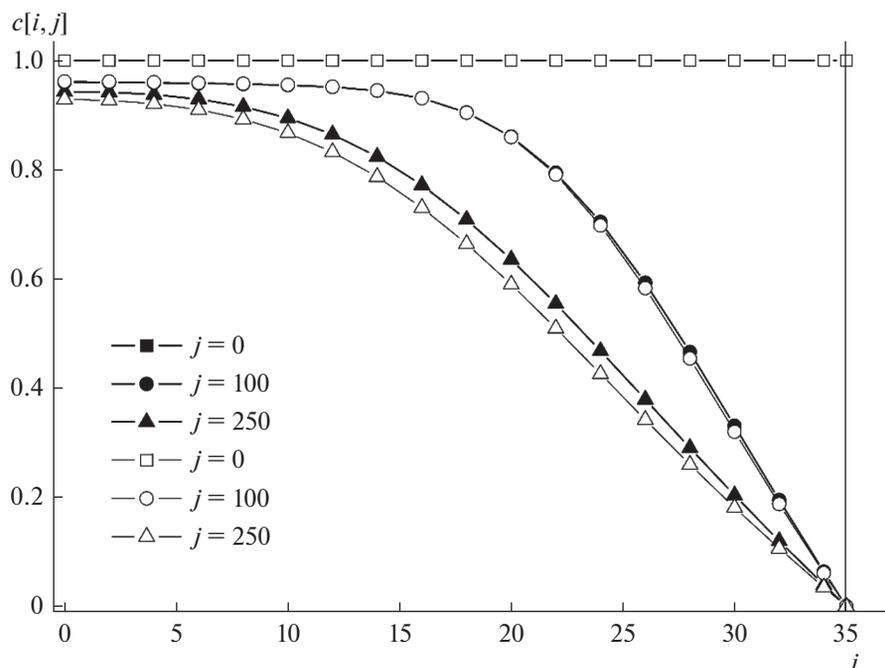


Рис. 5. Сравнение радиальных профилей концентрации газовой примеси $c(i, j)$ в тех же сечениях распылительного аппарата и при тех же условиях, как на рис. 4.

ла она оказалась справедливой при разных давлениях жидкости в форсунке $P_L = 0.3, 0.5, 0.9$ МПа, при соответствующих им разных расходах V_L жидкости, разных средних размерах d капель. С учетом

обобщения и подтверждения в работе [15] справедливости формулы (4) для всего занимаемого факелом пространства она может быть использована для расчета факела распыла при указанных

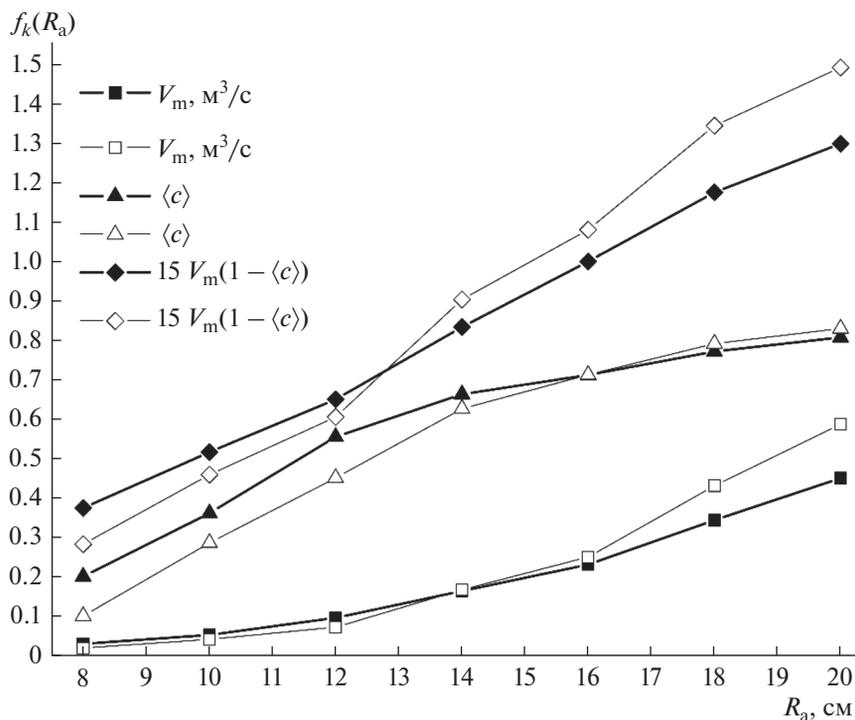


Рис. 6. Зависимости технологических характеристик V , $\langle c \rangle$, $V(1 - \langle c \rangle)$ распылительного аппарата от его радиуса R_a при $H = 110$ см, $\Delta P = 0.7$ Па, темные символы – для $C_d(r, z)$ по формулам (5), (6), светлые – для $C_d(Re)$ по формуле (4).

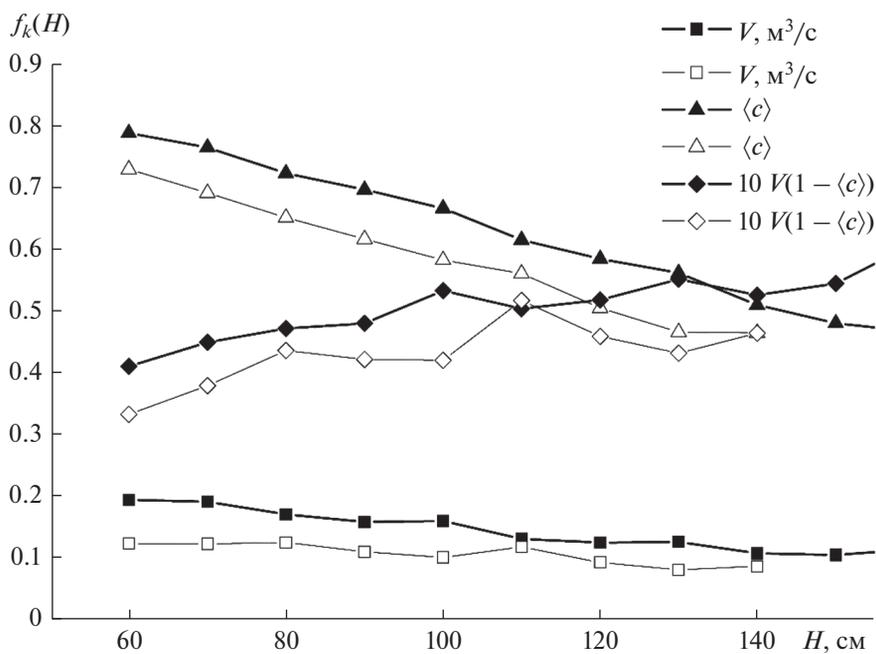


Рис. 7. Зависимости тех же, что на рис. 6, характеристик V , $\langle c \rangle$ и $V(1 - \langle c \rangle)$ от высоты H аппарата при $\Delta P = 7$ Па, $R_a = 14$ см, обозначения, как на рис. 6.

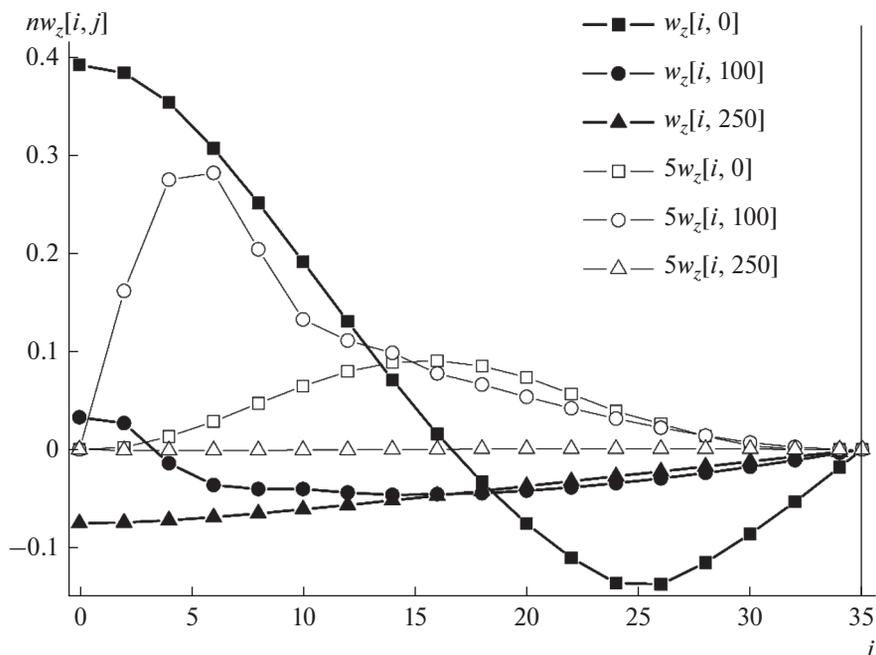


Рис. 8. Профили аксиальной $w_z(i, j)$ и радиальной $w_r(i, j)$ проекций скорости газа в режиме противотока фаз при $\Delta P = 24.5$ Па, $R_a = 14$ см, $H = 110$ см.

разных условиях и, возможно, при разных диаметрах d_h выходного отверстия форсунки, т.е. в более широких пределах, чем это сделано к настоящему времени.

В одном и том же распылительном аппарате в зависимости от величины созданного и поддерживаемого противодействия ΔP (т.е. встречного к движению капель перепада давления газа) могут осуществляться режимы как прямотока фаз, т.е. усредненного по сечению аппарата движения газа в том же направлении, что и жидкость, так и противотока – при усредненном движении газа противоположно жидкости.

Еще одним важным преимуществом зависимости $C_d(\text{Re})$ по формуле (4) перед зависимостью $C_d(r, z)$ по формулам (5), (6) является то, что она может быть с одинаковым основанием использована как для прямоточного, так и для противоточного режимов работы распылительного аппарата

На рис. 8 приведены профили аксиальной и радиальной скорости газа в режиме противотока фаз, когда $V < 0$.

Очевидно, осевая проекция $w_z[i, j]$ скорости газа отрицательна по знаку во всем нижнем ($j = 250$) сечении аппарата. Отрицательные значения $w_z[i, j]$ в части сечений $j = 0$ и $j = 100$ обусловлены вихревым движением газа в аппарате.

На рис. 9 показаны профили аксиальной скорости каплей $u_z(i, j)$ и концентрации $c(i, j)$ примеси газа в режиме противотока фаз.

Очевидно, первоначально (при $j = 0$) неравномерный профиль аксиальной скорости каплей выравнивается к выходу из аппарата при достаточной его высоте H . Концентрация газовой примеси в приосевой части аппарата в режиме противотока достигает минимальных значений на выходе газа из аппарата в его верхнем сечении $j = 0$. Интересно отметить, что эти значения $c[i, 0] \approx 0.23$ оказались одинаковыми при разных (использованных в расчетах) перепадах давления $\Delta P = 21\text{--}28$ Па газа на аппарате.

Заметим, что концентрация $c[i, j] = 0$ примеси газа принималась равной нулю на боковой границе ($i = n = 35$) расчетной области, которой служила внутренняя поверхность корпуса аппарата, смачиваемая жидкостью, поглощающей эту примесь.

Отличия характеристик прямо- и противоточного режимов работы массообменного распылительного аппарата. В работе [16] представлены результаты сравнительного расчета прямо- и противоточного режимов массообменных распылительных аппаратов.

В частности, на рис. 10, воспроизведенном здесь из работы [16] показан график расчетной зависимости $V(\Delta P)$ – расхода V газа от перепада его давления ΔP в аппарате радиусом $R_a = 140$ мм и высотой $H = 1100$ мм в режимах прямотока ($V > 0$) и противотока ($V < 0$).

На графике очевидно, что с ростом противодействия ΔP газа его расход V через аппарат

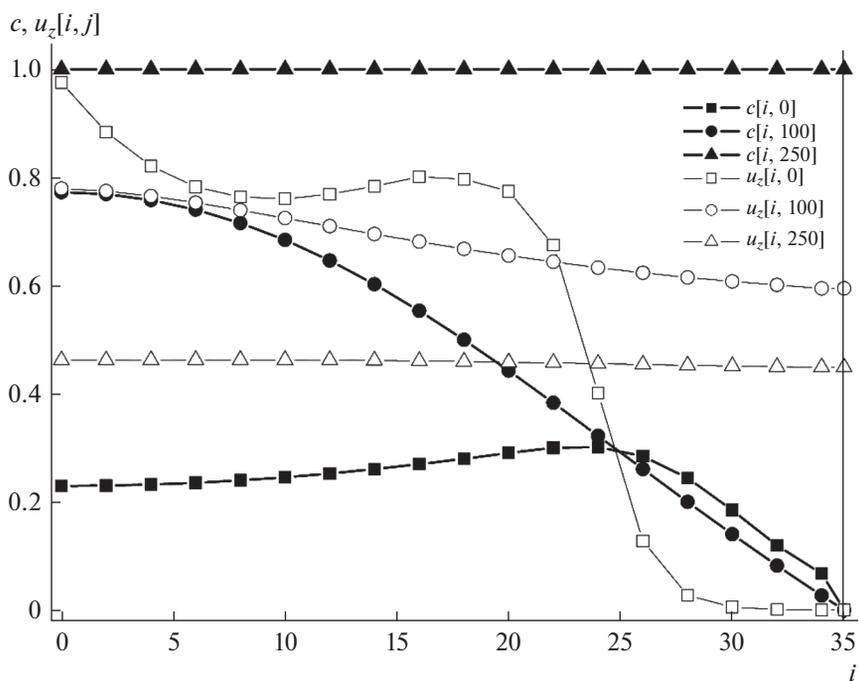


Рис. 9. Профили аксиальной скорости $u_z(i, j)$ капель и концентрации $c(i, j)$ газовой примеси в режиме противотока фаз при $\Delta P = 28$ Па, $R_a = 14$ см, $H = 110$ см.

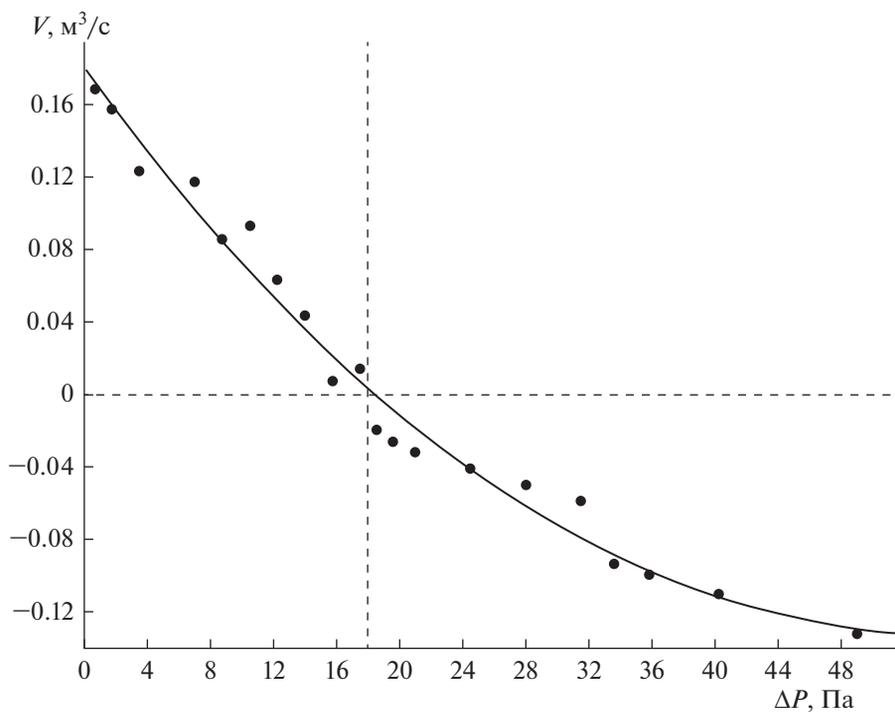


Рис. 10. Расчетные зависимости расхода V газа от перепада его давления ΔP на аппарате.

уменьшается, при $\Delta P \approx 18$ Па расход газа V изменяет знак, вместе с направлением интегрального течения, и затем растет по модулю вместе с ΔP .

Другие результаты работы [16] представлены в данной работе на рис. 11. Это – графики расчетных зависимостей от расхода V газа для средней (по

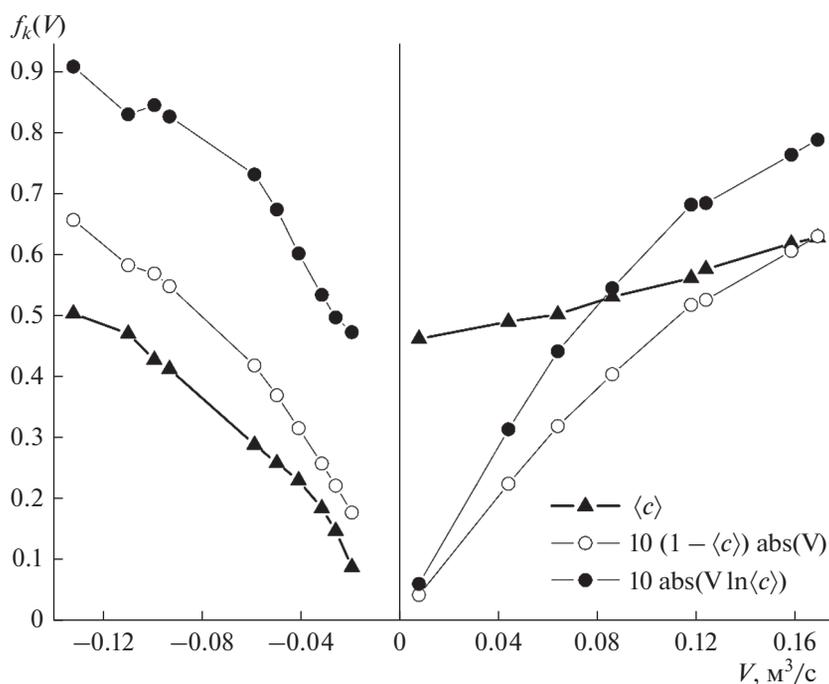


Рис. 11. Расчетные зависимости от расхода V газа через аппарат для величин $\langle c \rangle$, $(1 - \langle c \rangle)|I|$ и $|\ln \langle c \rangle|$, последняя из которых обратно пропорциональна затратам на проведение массообменного процесса.

выходному для газа сечению) концентрации $\langle c \rangle$ газовой примеси, ее количества $|I|(1 - \langle c \rangle)$, извлеченного жидкостью из газа, и величины $|V \ln \langle c \rangle|$.

На графике для $\langle c \rangle$ можно видеть, что в прямом режиме ($V > 0$) минимальная концентрация $\langle c \rangle \approx 0.46$ примеси газа на выходе обеих фаз из аппарата достигается при расходе $V \approx 0.008$ м³/с. А в противотоке ($V < 0$) в верхнем (выходном для газа) сечении минимальная концентрация $\langle c \rangle \approx 0.088$ — в 5 раз меньше при большем расходе $|I| \approx 0.019$ м³/с газа. Таким образом, при малом расходе газа степень его очистки в противоточном режиме значительно выше, чем в прямоточном, как и принято считать.

При одинаковом расходе $|I| \approx 0.14$ м³/с газа концентрация $\langle c \rangle$ примеси на выходе газа из аппарата в прямо- и противоточном режимах отличается незначительно — на 15%, т.е. при относительно больших расходах очищаемого воздуха преимущество противотока по степени очистки теряется. Из расчетных зависимостей количества $|I|(1 - \langle c \rangle)$ извлеченной газовой примеси (убыли ее расхода) от расхода $|I|$ газа следует тот же вывод.

Используя полученные расчетные данные, оказалось возможным рассмотреть вопрос об оптимизации и эффективности массообменного процесса в системе (установке) из нескольких распылительных аппаратов.

Для имеющих дело с тепломассообменом в распылительных аппаратах технологов привычно мнение, что противоточные аппараты эффективнее прямоточных. Умозрительно оно обосновано тем, что в противоточном аппарате относительная скорость фаз больше, чем в прямоточном, и вместе с ней больше коэффициенты межфазного тепломассообмена. Истинность этих представлений можно проверить на основании вышеприведенных расчетных результатов, полученных с учетом кризисов сопротивления капель и тепломассообмена фаз из-за сильной турбулентности факела распыла.

Для определенности попробуем рассмотреть массообменный (без теплообмена) процесс мокрой очистки воздуха от вредных газовых примесей, например, от SO₂ с использованием распылительных аппаратов [17].

Чтобы обеспечить требования по общему расходу V_N очищаемого воздуха и остаточной концентрации c_n примеси в нем может оказаться недостаточным использование одного конкретного аппарата с характеристиками V и $\langle c \rangle$, и тогда может потребоваться их несколько аналогичных.

Необходимое общее количество аппаратов равно произведению их количества $N = V_N/V$ на каждой ступени очистки, обеспечивающего общий расход V_N , и числа n этих ступеней. Из равенства $c_n = \langle c \rangle^n$ следует, что $n = \ln(c_n)/\ln \langle c \rangle$. Обозна-

чим величину эксплуатационных расходов (в основном – энергозатрат) на один аппарат как ϵ , а общие затраты на все аппараты очистной установки как E . Тогда

$$E = \epsilon N n = \epsilon V_N \ln(c_n) / (V \ln \langle c \rangle). \quad (9)$$

Из уравнения (9) очевидно, что общие затраты обратно пропорциональны величине $f(V) = V \ln \langle c \rangle$, характеризующей отдельно взятый аппарат и режим его работы.

На рис. 11 показана расчетная зависимость модуля $|f(V)|$ этой функции от расхода V газа через аппарат. Очевидно, в режиме прямого тока при малых значениях $|V| < 0.01$ достигается минимум функции $|f(V)|$ и, соответственно, максимум затрат E . На порядок меньшие затраты достигаются при значении функции $|f(V)| \approx 0.08$ и значениях ее аргумента $V \approx 0.17$.

В режиме противотока минимум функции $|f(V)|$ (и максимум затрат) достигается при малых значениях $|V| \approx 0.02$, а те же затраты что и в режиме прямого тока при $|f(V)| \approx 0.08$ будут при расходе $V \approx -0.08$, вдвое меньшем, чем в режиме прямого тока. Число аппаратов N на каждой ступени очистки при том же общем расходе V_N газа в установке будет, соответственно, вдвое большим.

Из формулы (9) следует, что при одинаковых общих расходах V_N газа и степени его очистки c_n в установках с прямоточным (индекс 1) и противоточным (индекс 2) режимами работы, отношение их общих энергозатрат будет равно

$$E_1/E_2 = \epsilon_1/\epsilon_2 |V_2|/V_1 \ln \langle c_2 \rangle / \ln \langle c_1 \rangle. \quad (10)$$

Для рассчитанных вариантов оценка ежесекундных энергозатрат e_1 на распыливание жидкости по энергии ее струи выражается произведением давления $P_L = 5 \times 10^5$ Па в форсунке и расхода жидкости

$$V_L = k_V \pi d_h^2 / 4 (2P_L/\rho)^{1/2} \approx 74.5 \times 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с},$$

где $k_V \approx 0.75$ – коэффициент расхода, $d_h = 2$ мм – диаметр выходного отверстия форсунки, $\rho = 1000$ кг/м³ – плотность воды. Откуда получаем $\epsilon_1 = P_L V_L \approx 37.3$ Вт.

Аналогично, оценка дополнительных энергозатрат на создание противотока газа с помощью дополнительных устройств (вентиляторов) дает $\Delta\epsilon = |V| \Delta P$ и $\epsilon_2 = \epsilon_1 + \Delta\epsilon$. При максимальном расходе $|V_2| = 0.13$ м³/с и $\Delta P = 49$ Па (см. рис. 10) получим $\Delta\epsilon \approx 0.13 \times 49 = 6.4$ Вт, что составляет 17% от энергозатрат ϵ_1 на распыление жидкости. При $|V_2| = 0.08$ м³/с и $\Delta P = 32$ Па получим $\Delta\epsilon \approx 0.08 \times 32 = 2.6$ Вт или 7% от ϵ_1 .

Пользуясь изложенными представлениями, формулами (9)–(10) и данными расчетов (на рис. 10 и 11) можно провести сравнительные

оценки затрат на эксплуатацию распылительной установки в прямо- и противоточном режимах.

Подставляя в формулу (10) данные рис. 11, при одинаковом для обоих режимов значении критерия затрат $|f(V)| \approx 0.08$, разных $|V_2| = 0.08$, $V_1 = 0.17$, $\langle c_1 \rangle = 0.62$, $\langle c_2 \rangle = 0.4$ получим $E_1/E_2 = 0.84$, т.е. эксплуатационные затраты в прямоточном режиме на 16% меньше, чем в противоточном.

При разных максимально возможных расходах $|V_2| = 0.13$ м³/с и $V_1 = 0.17$ м³/с газа и соответствующих им концентрациях $\langle c_2 \rangle = 0.5$, $\langle c_1 \rangle = 0.62$, получим $E_1/E_2 = 0.94$. Заметим, что при этом $N_1/N_2 = |V_2|/V_1 = 0.76 \approx 3/4$, а $n_1/n_2 = \ln \langle c_2 \rangle / \ln \langle c_1 \rangle = 1.45 \approx 3/2$, отношение общего числа аппаратов в установке $N_1 n_1 / (N_2 n_2) \approx 9/8$.

Таким образом, вопреки общепринятому мнению энергетические затраты в прямоточном режиме могут быть на 6–16% меньше, а требуемое число аппаратов, примерно на 10% больше, чем в противоточном.

Кроме того, необходимо учитывать дополнительные капитальные затраты на оборудование каждого противоточного аппарата вентилятором.

Таким образом, приходим к выводу о том, что противоточный режим не имеет конструктивных, эксплуатационных и, как следствие, экономических преимуществ перед прямоточным.

Стоит отметить, что в противоточном режиме отношение энергозатрат при максимальном $|V_2| = 0.13$ м³/с и минимальном $|V_2| = 0.019$ м³/с расходах газа равно 0.6, т.е. при больших расходах энергозатраты на 40% меньше, чем при малых. Отношение требуемого числа аппаратов в установке $N_1 n_1 / (N_2 n_2) \approx 7/13$.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе исследовано влияние способа аппроксимации коэффициента сопротивления капель в виде функции $C_d(r, z)$ по формулам (5) и (6) или функции $C_d(\text{Re})$ по формуле (4) на результаты расчета профилей скорости газа и концентрации газовой примеси, а также технологических характеристик прямоточного распылительного аппарата с учетом кризисов сопротивления капель и межфазного массообмена.

Отличие результатов расчета факела распыла в аппарате при двух разных способах аппроксимации коэффициента C_d объясняется разным влиянием трения газа о внутреннюю поверхность корпуса аппарата. Для расчета двухфазного потока в аппарате лучше использовать более точную зависимость $C_d(\text{Re})$ вида (4).

Эта рекомендация учтена при выполнении расчетов двухфазного потока в распылительном аппарате в режимах прямо- и противотока фаз.

Получены распределения скоростей фаз и концентраций газовой примеси, рассчитаны характеристики аппарата: расход $V = f(\Delta P)$ газа через него, а также $\langle c \rangle$, $(1 - \langle c \rangle) |I|$ и $|I \ln \langle c \rangle|$ как функции расхода V газа.

Сравнение этих характеристик для двух режимов работы распылительного аппарата позволило обоснованно сделать вывод о том, что противоточный режим не имеет конструктивных, эксплуатационных и экономических преимуществ перед прямоточным.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

| | |
|---|--|
| c | концентрация газовой примеси в воздухе |
| C_d | коэффициент гидродинамического сопротивления капли |
| $d = d_{32}$ | средний объемно-поверхностный диаметр каплей, м |
| d_h | диаметр выходного отверстия форсунки, мм |
| E | общие энергозатраты на все аппараты очистной установки |
| F | гидродинамическая сила сопротивления капли обтекающему ее газу |
| $f(x)$ | общее обозначение функции аргумента x |
| H | высота аппарата, см |
| i, j | номера точек расчетной сетки по радиусу и по оси потока |
| $k_V = 0.75$ | коэффициент расхода форсунки |
| N | число аппаратов на каждой ступени очистки |
| n | число ступеней очистки в газоочистной установке |
| P | давление, Па |
| R_a | радиус аппарата, см |
| r | радиальная координата точек в факеле распыла, мм |
| $S = \pi d^2/4$ | площадь миделева сечения сферической капли |
| u | скорость струи или капли жидкости, м/с |
| V | объемный расход газа через аппарат, м ³ /с |
| $V_r = \mathbf{u} - \mathbf{w}$, V_r | вектор и его модуль относительной скорости капли в газе, м/с |
| \mathbf{w} | вектор полной скорости газа, w — его модуль, м/с |
| Δx | изменение величины x |
| $\langle x \rangle$ | среднее значение величины x |
| z | аксиальная координата точек в факеле распыла, мм |

| | |
|----------------------------------|--|
| α | угол между осью факела распыла и вектором скорости капли (газа), ° |
| ε | величина энергозатрат на один аппарат |
| μ | динамический коэффициент вязкости газа, Па с |
| ρ | плотность жидкости, кг/м ³ |
| $Re = Vd\rho/\mu$ и Re_{cr} | число Рейнольдса и критическое число Рейнольдса |

ИНДЕКСЫ

| | |
|-----|--|
| 0 | начальное значение |
| 1 | для прямоточного режима |
| 2 | для противоточного режима |
| k | переменное значение индекса у функций $f_k(x)$ |
| L | для жидкости |
| m | максимальное значение |
| n | для общего числа ступеней очистки в газоочистной установке |
| N | для общего числа аппаратов на каждой ступени очистки |
| r | радиальная проекция вектора |
| z | аксиальная проекция вектора |

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Simakov N.N.* Crisis of Hydrodynamic Drag of Drops in the Two-Phase Turbulent Flow of a Spray Produced by a Mechanical Nozzle at Transition Reynolds Numbers // *Tech. Phys.* 2004. V. 49. № 2. P. 188. [*Симаков Н.Н.* Кризис сопротивления каплей при переходных числах Рейнольдса в турбулентном двухфазном потоке факела распыла механической форсунки // *Журн. техн. физики.* 2004. Т. 74. № 2. С. 46.]
2. *Simakov N.N.* Calculation of Interphase Mass Transfer in a Spray Flow Produced by a Nozzle with Account of Crisis // *Tech. Phys.* 2020. V. 65 № 4. P. 534. [*Симаков Н.Н.* Расчет межфазного массообмена в факеле распыла форсунки с учетом кризиса // *Журн. техн. физики.* 2020. Т. 90. № 4. С. 560.]
3. *Simakov N.N.* *Liquid Spray from Nozzles.* Cham: Springer Nature Switzerland AG, 2020.
4. *Нигматулин Р.И.* Динамика многофазных систем. Ч. 1. М.: Наука, 1987.
5. *Абрамович Г.Н.* Теория турбулентных струй. М.: Наука, 1984.
6. *Torobin L.B., Gauvin W.H.* // *Can. J. Chem. Eng.* 1959. V. 37. № 4. P. 129–141.
7. *Шлихтинг Г.* Теория пограничного слоя / Пер. с немецкого. М.: Наука, 1974.
8. *Броунштейн Б.И., Фишбейн Г.А.* Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах. Л.: Химия, 1977.
9. *Лойцянский Л.Г.* Механика жидкости и газа. М.: Наука, 1978.

10. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. Т. IV. Гидродинамика. М.: Наука, 1988.
11. Torobin L.B., Gauvin W.H. // Can. J. Chem. Eng. 1960. V. 38. № 6. P. 189–200.
12. Clamen A., Gauvin W.H. Effects of turbulence on the drag coefficients of spheres in a supercritical flow regime // AIChE J., 1969. V. 15. № 2. P. 184–189.
13. <http://www.nature.com/articles/srepl2304> (Duan Z., He B., Duan Y. “Sphere Drag and Heat Transfer”, Scientific Reports 5, Article number: 12304 (2015)). <https://doi.org/10.1038/srepl2304>
14. Шиляев М.И. Аэродинамика и теплообмен газодисперсных потоков. М.: ФОРУМ: ИНФРА-М, 2019.
15. Симаков Н.Н. Учет раннего кризиса сопротивления капель в численных моделях двухфазного потока распыленной в газе жидкости // Сб. науч. тр. Междунар. науч.-техн. симпозиума “Повышение энергоресурсоэффективности и экологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности”. Т. 1. М.: ФГБОУ ВО “РГУ им. А.Н. Косыгина”, 2021, С. 194–198. <https://doi.org/10.37816/eeste-2021-1-194-198>
16. Симаков Н.Н. Сравнительный расчет прямо- и противоточного режимов работы массообменного распылительного аппарата // Сб. науч. тр. Междунар. науч.-техн. симпозиума “Повышение энергоресурсоэффективности и экологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности”. Т. 1. М.: ФГБОУ ВО “РГУ им. А.Н. Косыгина”, 2021, С. 153–157. <https://doi.org/10.37816/eeste-2021-1-153-157>
17. Страус В. Промышленная очистка газов. М.: Химия, 1981. 616 с.