

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,  $\rho$  и  $\mu$  — 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 тепломассообмена, эти кризисные явления никак не учитываются в относительно свежих работах [13, 14] по близкой к данной статье тематике. Используемые в них аппроксимации коэффициентов сопротивления и тепломассообмена 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).

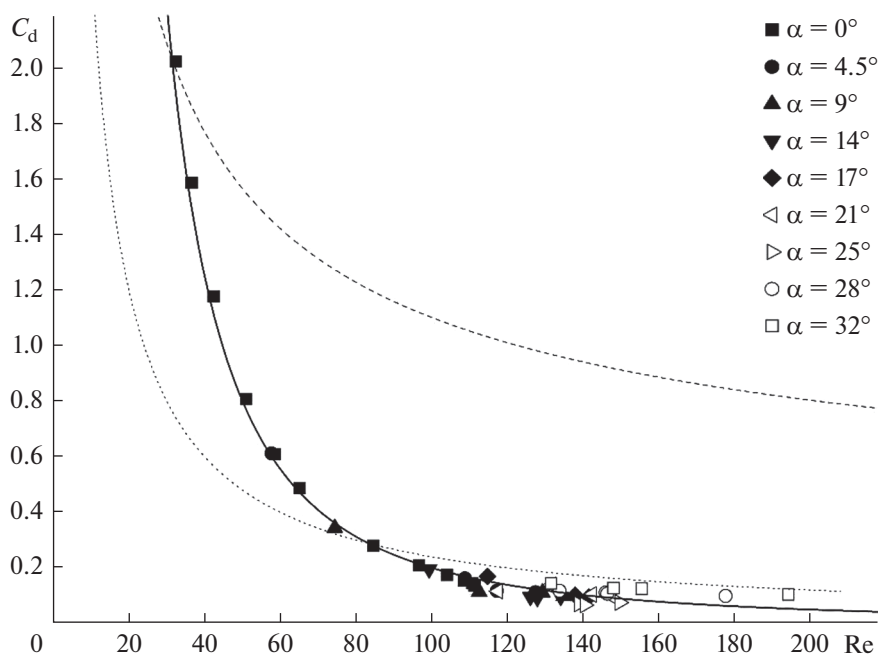
Целями данной работы было, во-первых, устранение указанного недостатка, во-вторых, выполнение нового расчета гидродинамики и межфазного массообмена в распылительном аппарате для сравнения прямо- и противоточного режимов его работы.

#### 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 автомобильной зоне факела распыла при  $z > 300$  мм

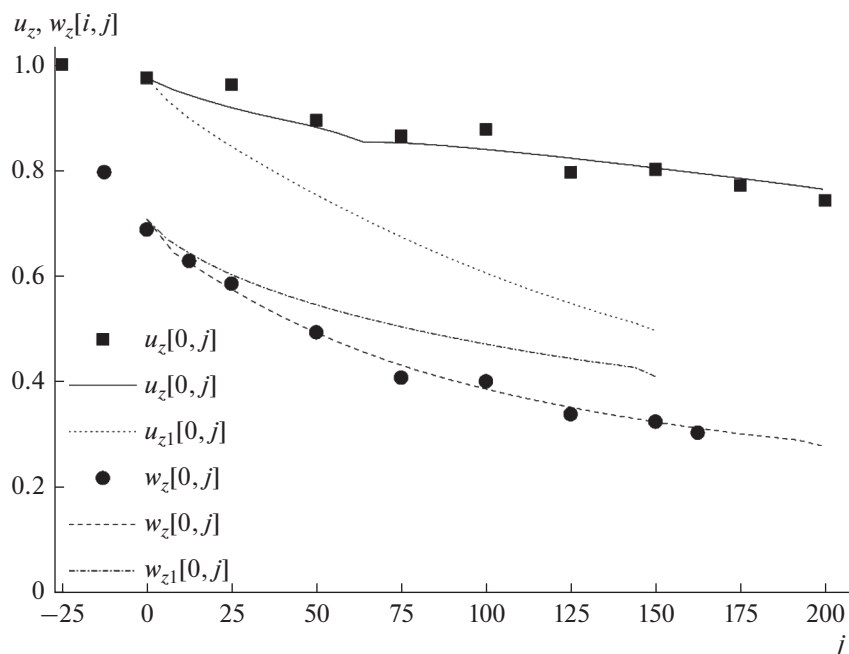
$$C_d(r, z) \approx 0.1, \tag{7}$$

с приблизительным отклонением  $\pm 0.05$ .

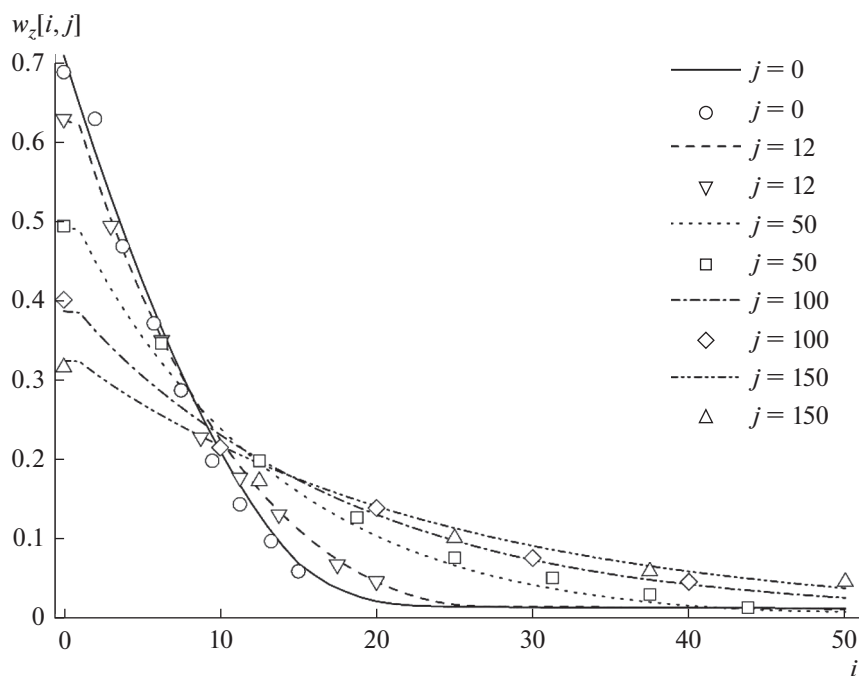
**Результаты расчета гидродинамики свободного факела распыла с использованием  $C_d(Re)$ .** Формула (4), полученная ранее только для точек на оси факела распыла и подтвержденная в работе [15] для всего занимаемого факелом пространства, совместно с ранее предложенной в работах [2] и [3, Sect. 7.2] моделью 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  $\Delta P$ ) 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

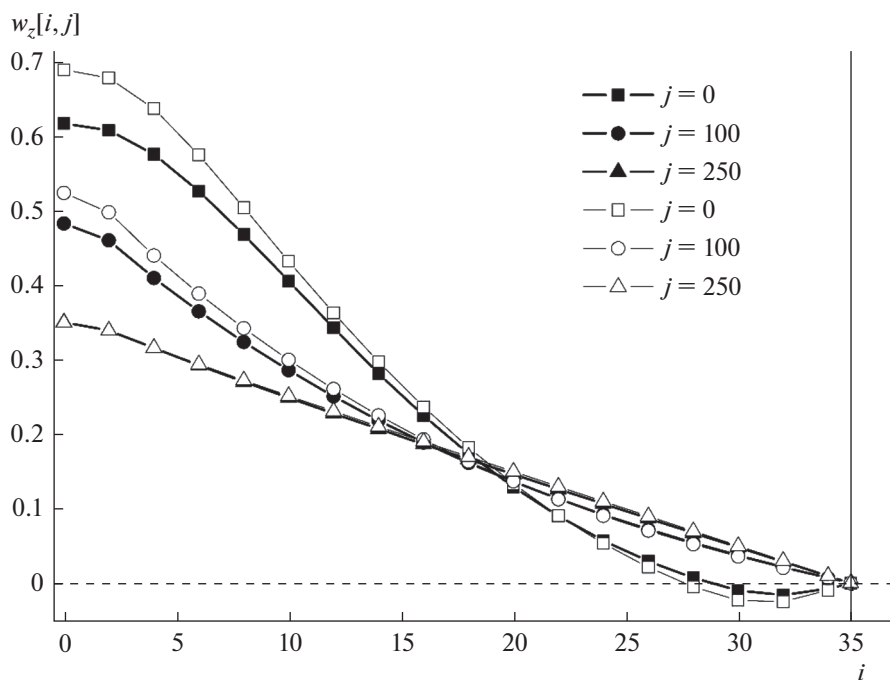
$$V = \int_0^{R_a} w_z(r, H) 2\pi r dr \quad (8)$$

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

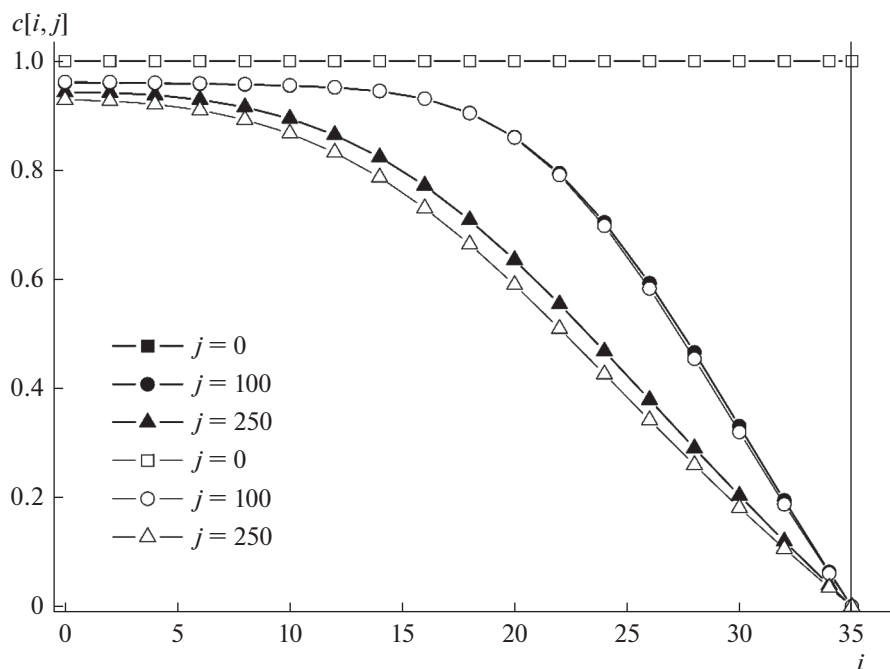
На рис. 7 показаны изменения тех же, что и на рис. 6, технологических характеристик распылительного аппарата от его высоты  $H$  при перепаде давления  $\Delta P = 7$  Па, на порядок большем, чем в расчете для рис. 6, но среднем для прямооточного режима.

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

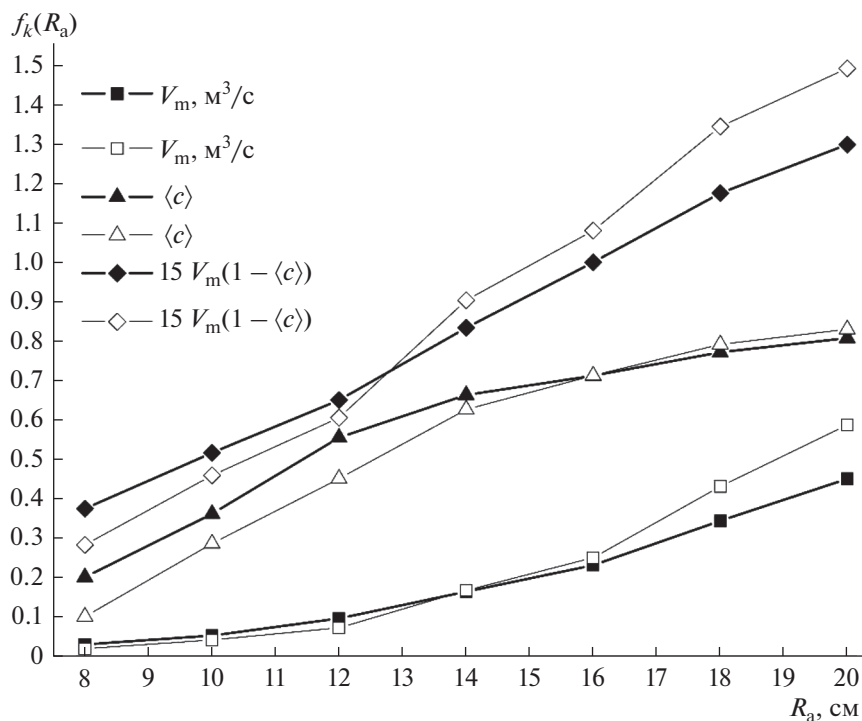


Рис. 6. Зависимости технологических характеристик  $V$ ,  $\langle c \rangle$ ,  $V(1 - \langle c \rangle)$  распылительного аппарата от его радиуса  $R_a$  при  $H = 110$  см,  $\Delta P = 0.7$  Па, темные символы – для  $C_d(r, z)$  по формулам (5), (6), светлые – для  $C_d(Re)$  по формуле (4).

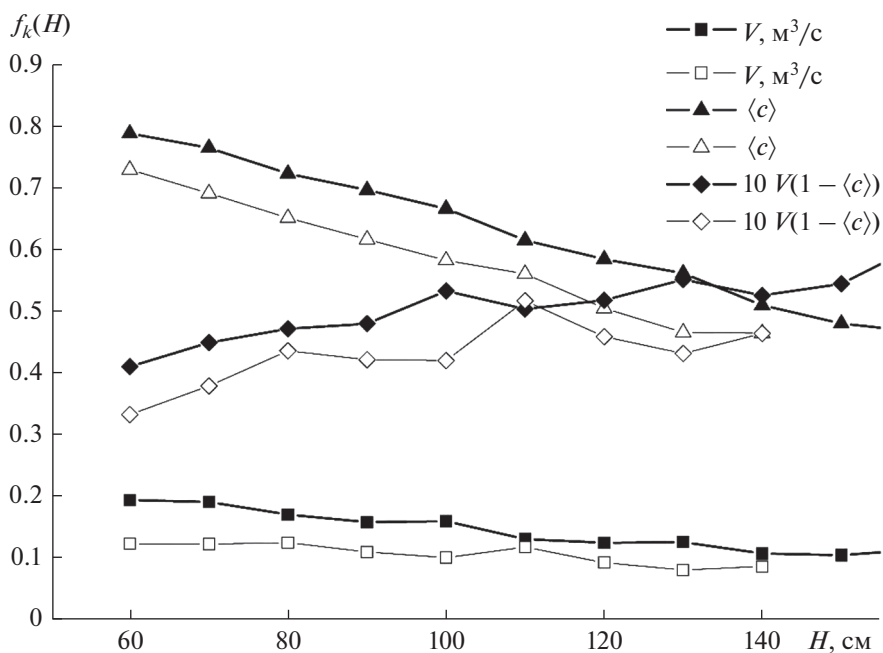
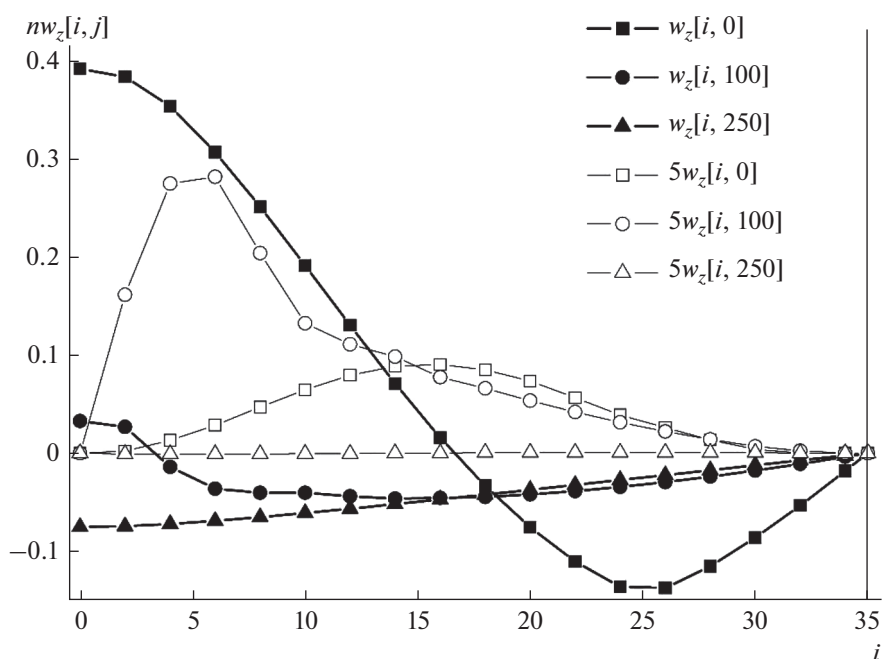


Рис. 7. Зависимости тех же, что на рис. 6, характеристик  $V$ ,  $\langle c \rangle$  и  $V(1 - \langle c \rangle)$  от высоты  $H$  аппарата при  $\Delta P = 7$  Па,  $R_a = 14$  см, обозначения, как на рис. 6.



**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  $\Delta P$  (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 капель  $u_z(i, j)$  и концентрации  $c(i, j)$  примеси газа в режиме противотока фаз.

Очевидно, первоначально (при  $j = 0$ ) неравномерный профиль аксиальной скорости капле 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  $\Delta P$  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  $\Delta P$  газа его расход  $V$  через аппарат



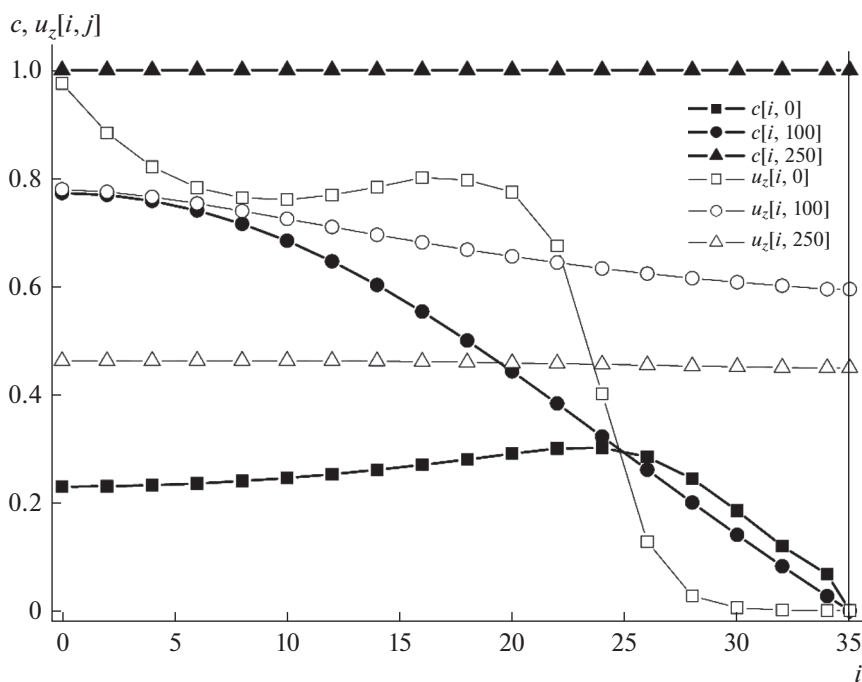


Рис. 9. Профили аксиальной скорости  $u_z(i, j)$  капель и концентрации  $c(i, j)$  газовой примеси в режиме противотока фаз при  $\Delta P = 28$  Па,  $R_a = 14$  см,  $H = 110$  см.

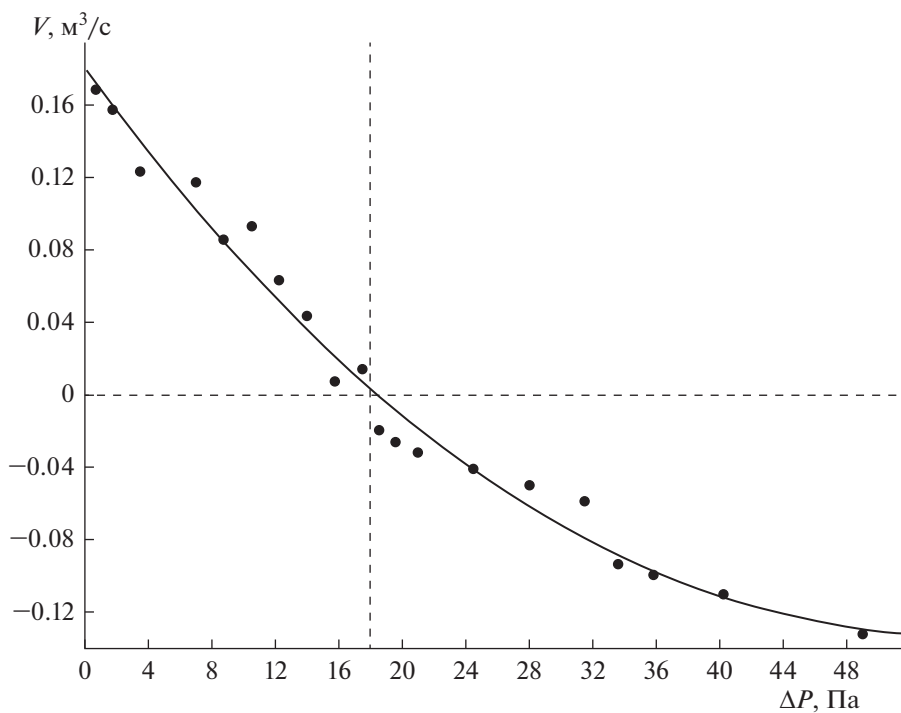


Рис. 10. Расчетные зависимости расхода  $V$  газа от перепада его давления  $\Delta P$  на аппарате.

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

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

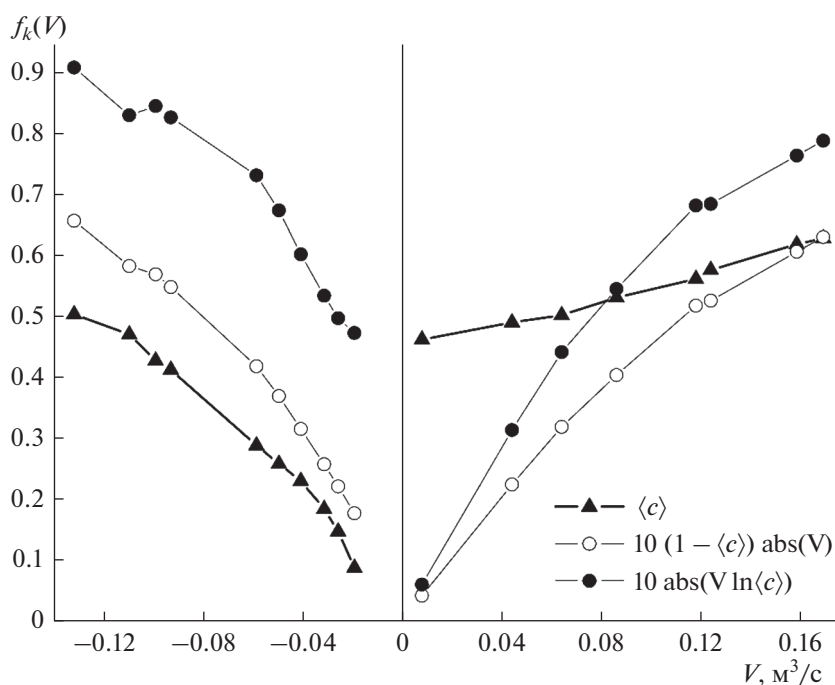


Рис. 11. Расчетные зависимости от расхода  $V$  газа через аппарат для величин  $\langle c \rangle$ ,  $(1 - \langle c \rangle)|I|$  и  $|\ln \langle c \rangle|$ , последняя из которых обратно пропорциональна затратам на проведение массообменного процесса.

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 прямоточном режиме ( $V > 0$ ) минимальная концентрация  $\langle c \rangle \approx 0.46$  примеси газа на выходе обеих фаз из аппарата достигается при расходе  $V \approx 0.008$  м<sup>3</sup>/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  $|I| \approx 0.019$  м<sup>3</sup>/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  $|I| \approx 0.14$  м<sup>3</sup>/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 SO<sub>2</sub> 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  $\epsilon$ , 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/м<sup>3</sup> – 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  $|V_2| = 0.13$  м<sup>3</sup>/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  $\epsilon_1$  на распыление жидкости. При  $|V_2| = 0.08$  м<sup>3</sup>/с и  $\Delta P = 32$  Па получим  $\Delta\epsilon \approx 0.08 \times 32 = 2.6$  Вт или 7% от  $\epsilon_1$ .

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  $|V_2| = 0.13$  м<sup>3</sup>/с и  $V_1 = 0.17$  м<sup>3</sup>/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  $|V_2| = 0.13$  м<sup>3</sup>/с и минимальном  $|V_2| = 0.019$  м<sup>3</sup>/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 <sup>3</sup> /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
$\Delta x$	изменение величины $x$
$\langle x \rangle$	среднее значение величины $x$
$z$	аксиальная координата точек в факеле распыла, мм

$\alpha$	угол между осью факела распыла и вектором скорости капли (газа), °
$\varepsilon$	величина энергозатрат на один аппарат
$\mu$	динамический коэффициент вязкости газа, Па с
$\rho$	плотность жидкости, кг/м <sup>3</sup>
$Re = Vd\rho/\mu$ 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., Фишбеин 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 тепломассообмен 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.