

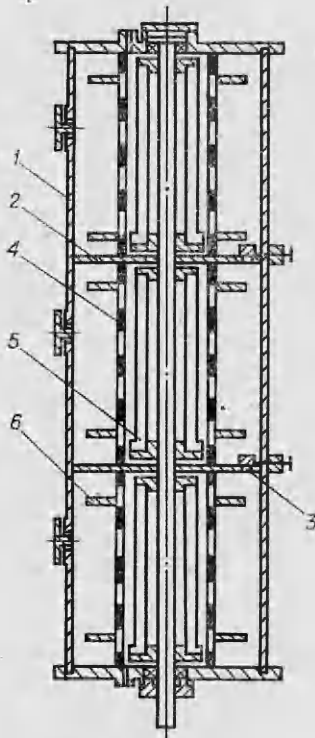
ОДНОМЕРНАЯ МОДЕЛЬ ДВИЖЕНИЯ КОНЦЕНТРИРОВАННОЙ ДИСПЕРСНОЙ СМЕСИ В КОЛЬЦЕВОМ КАНАЛЕ

Д. В. Баконин, В. А. Драч, Е. М. Дынькин
(Ленинград)

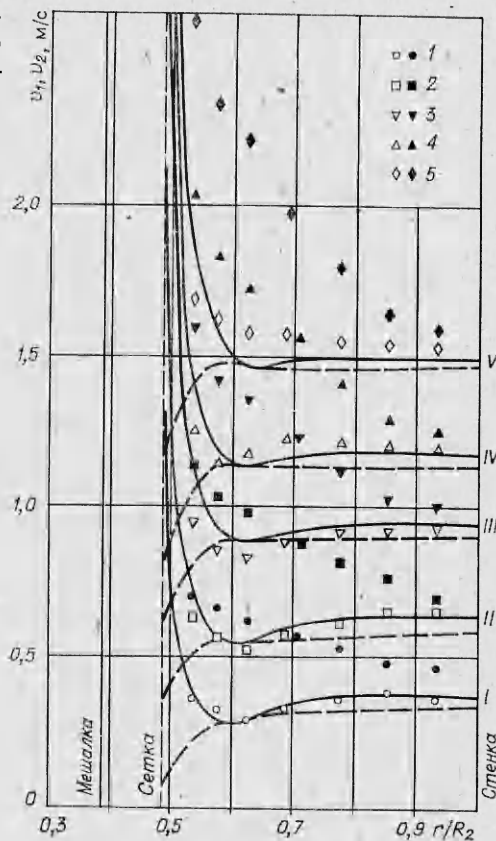
В работе рассматривается одномерное движение концентрированной дисперсной смеси, состоящей из крупных гранул полиэтилена (дисперсная фаза) и воды (несущая фаза), в кольцевом канале. Канал с внешней стороны ограничен непроницаемой стенкой цилиндра радиуса R_2 , а с внутренней — цилиндрической сеткой радиуса R_1 , установленных вертикально. Внутри сетки помещается мешалка, ось которой совпадает с осью цилиндров. Задача о таком движении смеси возникает при исследовании процесса пницирования полимеризации в производстве синтетических каучуков. В этом процессе активные центры полимеризации образуются при смешивании мономеров, растворителя и крупных гранул щелочного металла [1]. Особенности течения реальной смеси изучались на модельной среде — воде с гранулами полиэтилена.

Эксперимент. Экспериментальная установка состоит из трех одинаковых секций (фиг. 1). Цилиндрический корпус 1 выполнен из органического стекла. Деление установки на секции осуществляется разделительными дисками 2, в которых имеются окна 3. Внутри каждой секции коаксиально установлены металлические сетчатые цилиндры 4. Мешалка 5 трапецевидная, четырехлопастная, с выступами по краям. На уровне выступов мешалки на сетке установлены отражательные диски 6.

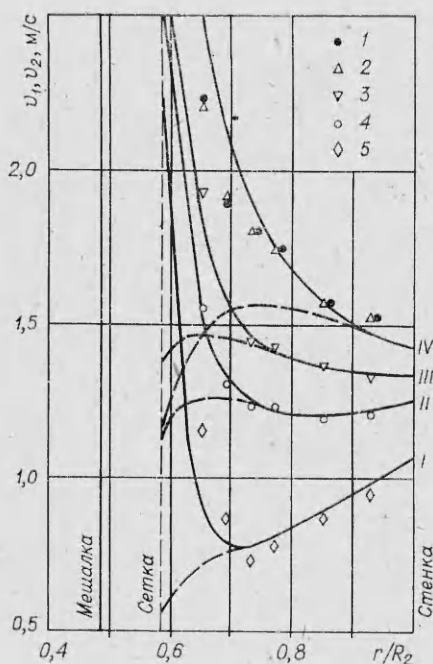
Эксперименты по измерению окружной скорости несущей фазы v_1 проведены на установке с $R_2 = 0,125$ м. Высота каждой секции 0,265 м. Радиус сетки R_1 менялся от 0,06 до 0,089 м, а радиус мешалки — от 0,049 до 0,073 м соответственно. В эксперименте использовались сетки с квадратными ячейками площадью 0,025 м², 1 и 4 мм². Угловая ско-



Фиг. 1



Фиг. 2



Ф и г. 3

На фиг. 3 приведены измеренные значения v_1 для $R_1 = 0,075$ м, ячеек сетки 1×1 мм, $\omega = 93$ с $^{-1}$ и $\alpha_2 = 0; 0,045; 0,125; 0,16; 0,22$ (точки 1—5).

В течении смеси с достаточно высоким содержанием гранул можно выделить следующие характерные особенности: 1) у сетки происходит резкое торможение несущей фазы — тем большее, чем выше α_2 ; 2) при достаточно большом расстоянии между сеткой и стенкой наблюдается выраженный минимум профиля v_1 на расстоянии порядка трех диаметров гранулы от сетки; 3) после минимума профиль v_1 имеет максимум, затем скорость несколько падает или стабилизируется. При малом содержании гранул ($\alpha_2 \leq 0,05$) профиль v_1 аналогичен профилю куэттовского течения (между вращающимися цилиндрами).

Измерения v_1 проводились до тех пор, пока сохранялась равномерность перемещения гранул по объему. При $\alpha_2 > 0,22$ видимая подвижность гранул начинает падать, в отдельных местах образуются скопления гранул с малой подвижностью относительно друг друга. Эти скопления вначале продолжают медленное движение по кругу, но при $\alpha_2 \sim 0,26$ и это движение прекращается.

Определение мощности, затрачиваемой на перемешивание смеси, производилось путем измерения разности мощности, потребляемой электродвигателем мешалки при заполненном аппарате и на холостом ходу, т. е. при отсутствии смеси.

Мы построим одномерную модель стационарного течения смеси на основе представлений, развитых в [2—4]. Эта модель достаточно хорошо описывает экспериментальные данные и дает возможность объяснить особенности течения смеси.

Одномерная модель движения смеси. Будем считать дисперсную фазу псевдогазом гранул (сфер радиуса a) [2, 3]. Псевдогаз создает среднее давление p_2 и имеет среднюю эффективную псевдовязкость μ_2 . Каждая гранула участвует в среднем движении со скоростью v_2 и хаотическом (пульсационном) со скоростью $w_2(v)$, где v — номер гранулы. Средние значения хаотических скоростей полагаем равными нулю. В дальнейшем используется

среднеквадратичная скорость $w_{2*}^2 = \frac{1}{N} \sum_{v=1}^N |w_{2*}|^2(v)$, где N — число гранул. Плотности материалов фаз близки.

рость мешалки ω менялась от 30 до 145 с $^{-1}$, относительное объемное содержание гранул α_2 — от 0,05 до 0,22. Цилиндрические полиэтиленовые гранулы (плотность 950 кг/м 3) имели диаметр 5 мм, высоту 6 мм.

Проведенные эксперименты показали, что движение смеси происходит в основном по дугам окружности. Измерения v_1 производились трубкой Пито в средней секции. Трубка имела 2 канала диаметром 1 мм, расположенных под углом 90° и предназначенных для измерения статического и динамического давления потока. Трубка устанавливалась в горизонтальной плоскости.

На фиг. 2 представлены измеренные значения v_1 для $R_1 = 0,06$ м, ячеек сетки 1×1 мм, $\alpha_2 = 0,125$ и $\omega = 40; 64; 93; 115; 145$ с $^{-1}$ (светлые точки 1—5 соответственно). Здесь же приведены значения v_1 при отсутствии гранул ($\alpha_2 = 0$) для $\omega = 40; 64; 93; 115; 145$ с $^{-1}$ (черные точки 1—5 соответственно).

На гранулу действуют средние силы вязкого трения f_μ , присоединенных масс f_m , силы Магнуса f_M , Архимеда f_A .

Скорости фаз. Пусть $v_{ir}, v_{i\theta}, v_{iz}$ — составляющие векторов v_i ($i = 1, 2$) по осям цилиндрической системы координат r, θ, z . Положим, что движение смеси происходит по окружностям с центрами на оси z , так что

$$v_{ir} = v_{iz} = 0, v_{i\theta} = v_{i\theta}(r) = v_i \text{ и } v_1 > v_2.$$

Тогда средняя сила f_μ имеет ненулевую проекцию только на ось $\theta(f_\mu)$, f_m, f_M — на ось $r(f_m)$, а f_A — на оси $r(f_A), z$.

Рассмотрим вначале модель начального приближения. Положим, что средняя сила вязкого трения при взаимодействии фаз f_μ^{12} определяется в основном эффективной вязкостью несущей фазы μ_1 и скоростью проскальзывания $v_{12} = v_1^0 - v_2^0$, где v_1^0, v_2^0 — скорости начального приближения. Тогда в начальном приближении

$$(1) \quad f_\mu^{12} = -f_\mu^{21} = K \mu_1 v_{12},$$

где K — параметр, зависящий от a, w_{2*}, ρ_1^0 (ρ_1^0 — плотность материала несущей фазы).

Уравнения движения дисперсной смеси имеют вид

$$(2) \quad Lv_1^0 \equiv \frac{d^2 v_1^0}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv_1^0}{dr} - \frac{v_1^0}{r^2} = k_1 (v_1^0 - v_2^0);$$

$$(3) \quad Lv_2^0 \equiv \frac{d^2 v_2^0}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv_2^0}{dr} - \frac{v_2^0}{r^2} = k_2 (v_2^0 - v_1^0),$$

где $k_1 = nK; k_2 = \frac{\mu_1}{\mu_2} k_1; n = \frac{3\alpha_2}{4\pi a^3}$ — концентрация гранул.

Для новых переменных $f_1(r \sqrt{k_1 + k_2}) = v_1^0 - v_2^0, f_2(r) = v_1^0 + \frac{k_1}{k_2} v_2^0$ уравнения (2), (3) сводятся к модифицированным уравнениям Бесселя

$$(4) \quad Lf_1 = f_1;$$

$$(5) \quad Lf_2 = 0.$$

Используем в соответствии с экспериментальными данными убывающие решения (4), (5) — модифицированные функции Бесселя $K_1(r)$. Полагая $r \sqrt{k_1 + k_2} \geq 2$ и ограничиваясь первым членом асимптотического разложения $K_1(r)$, получим

$$(6) \quad v_1^0 = Ar + Br^{-1} + r^{-\frac{1}{2}} C_1 \exp(-r \sqrt{k_1 + k_2});$$

$$(7) \quad v_2^0 = Ar + Br^{-1} - \frac{\mu_1}{\mu_2} C_1 r^{-\frac{1}{2}} \exp(-r \sqrt{k_1 + k_2}),$$

где A, B, C_1 — постоянные.

Скорость v_1^0 есть сумма двух функций: а) функции, аналогичной куэттовскому профилю скоростей ($Ar + Br^{-1}$), которая устанавливает общий уровень скорости; б) быстро убывающей у сетки экспоненциальной функции ($C_1 r^{-1/2} \exp(-r \sqrt{k_1 + k_2})$).

По направлению к стенке v_1^0 убывает, v_2^0 увеличивается. Экспериментально отмеченное резкое торможение v_1 у сетки описывается этой моделью. Оно объясняется некоторым увеличением концентрации гранул у сетки и изменением условий их обтекания по сравнению с основным объемом. Функция «б» слабо влияет на характер профиля v_1^0 у стенки, где он определяется в основном функцией «а», которая монотонно убывает от сетки к стенке. Постоянные A, B, C_1 подбираются по экспериментальным данным. После этого скорость v_2^0 полностью определяется заданием отношения $k_2/k_1 = \mu_1/\mu_2$, причем $v_2^0 < v_1^0$.

Модель (6), (7) описывает только монотонные изменения скоростей v_1, v_2 . Такие профили v_1 характерны для не слишком концентрированных смесей ($\alpha_2 < 0,4$) или когда отношение ширины канала к диаметру гранулы $(R_2 - R_1)/2a < 6$. Однако предложенный механизм не объясняет наблюдаемое ускорение несущей фазы после зоны резкого торможения. Для описания этого эффекта введем дополнительные предположения.

В модели (6), (7) принята линейная зависимость силы сопротивления f_u от скоростей v_1, v_2 . Действительное выражение для f_u , разумеется, нелинейно, поэтому действительные профили скоростей v_1, v_2 отличаются от скоростей v_1^0, v_2^0 , даваемых моделью (6), (7). Сравнение расчетных и экспериментальных значений v_1 показывает, однако, что эти отклонения невелики. Поэтому можно предположить, что $v_1 = v_1^0 + \Delta v_1, v_2 = v_2^0 + \Delta v_2$, где $\Delta v_1, \Delta v_2$ — малые поправки. С другой стороны, относительные изменения экспериментальных значений v_1 вдоль радиуса также невелики, и замораживание коэффициентов в линейных членах разложения по степеням $\Delta v_1, \Delta v_2$ является разумным приближением.

Возникающая система первого приближения имеет вид

$$\begin{aligned} (8) \quad & L\Delta v_1 = k_3\Delta v_1 - k_4\Delta v_2; \\ (9) \quad & L\Delta v_2 = -k_5\Delta v_1 + k_6\Delta v_2. \end{aligned}$$

Естественно предположить, что в этом приближении различие между уравнениями (8), (9) вызвано, как и в случае (6), (7), только различием эффективных вязкостей μ_1, μ_2 , т. е.

$$(10) \quad k_3/k_6 = k_4/k_5 = k_1/k_2 = \mu_2/\mu_1 > 1.$$

При любых значениях коэффициентов k_3, k_4, k_5, k_6 решения системы (8), (9) представляются как линейные комбинации модифицированных функций Бесселя первого порядка вида $F(r\sqrt{\lambda})$, где λ — одно из двух собственных значений матрицы коэффициентов. При $\lambda < 0$ такая функция осциллирует, что не подтверждается экспериментом, и такие решения должны быть отброшены. Равным образом из физических соображений должны быть отброшены и растущие по радиусу решения (функции второго рода).

При малых λ соответствующие компоненты решения мало отличаются от компоненты куэттовского профиля B/r и не могут быть отделены от начального приближения v_1^0, v_2^0 . Наконец, так как v_1^0, v_2^0 на некотором удалении от сетки практически совпадают, причем естественно ожидать, что скорость гранул v_2 не может превышать скорости v_1 , то получим необходимое условие $\Delta v_2 < \Delta v_1$.

Анализ возникающих ограничений на коэффициенты k_3, k_4 приводит к выводу, что система (8), (9) в первом приближении имеет вид

$$(11) \quad L\Delta v_1 = k_3\Delta v_1;$$

$$(12) \quad L\Delta v_2 = \frac{\mu_1}{\mu_2} k_3\Delta v_2.$$

Как и ранее, используем в качестве решений (11), (12) функции $K_1(r)$. Полагая $r\sqrt{\frac{\mu_1}{\mu_2}k_3} \geq 2$ и ограничиваясь первым членом асимптотического разложения $K_1(r)$, получим

$$(13) \quad v_1 = Ar + Br^{-1} + r^{-1/2}(C_1 \exp(-r\sqrt{k_1+k_2}) + C_2 \exp(-r\sqrt{k_3}));$$

$$(14) \quad v_2 = Ar + Br^{-1} + r^{-1/2} \left(-\frac{\mu_1}{\mu_2} C_1 \exp(-r\sqrt{k_1+k_2}) + C_3 \exp\left(-r\sqrt{\frac{\mu_1}{\mu_2}k_3}\right) \right)$$

где C_2, C_3 — постоянные, $C_2 < 0$.

В этом случае скорость v_1 есть сумма трех функций, две из которых описаны выше, а третья ($C_2 r^{-1/2} \exp(-r/\sqrt{k_3})$) является возрастающей экспоненциальной функцией, обеспечивающей выраженный минимум профиля v_1 при достаточной протяженности канала по радиусу. Сумма этих функций описывает указанные выше особенности профиля v_1 . Постоянные $A, B, C_1, C_2, C_3, k_1 + k_2, k_3$ подбираются по экспериментальным данным.

Вязкость несущей фазы и распределение затрат мощности на перемешивание смеси. Для определения μ_1 использованы экспериментальные данные по определению затрат мощности N_0 на перемешивание смеси. Полагалось, что эта мощность расходуется в основном на диссипацию энергии в несущей фазе E_1 , в дисперсной фазе E_2 и на преодоление сопротивления гранул при их обтекании E_{12} , так что

$$(15) \quad N_0 = -E_1 - E_2 - E_{12}.$$

Из общего выражения для диссипации энергии в вязкой жидкости [5] получим (на единицу высоты канала)

$$(16) \quad E_1 = -\pi \alpha_1 \mu_1 \int_{R_1}^{R_2} \left(\frac{dv_1}{dr} - \frac{v_1}{r} \right)^2 r dr;$$

$$(17) \quad E_2 = -\pi \alpha_2 \mu_1 \frac{k_1}{k_2} \int_{R_1}^{R_2} \left(\frac{dv_2}{dr} - \frac{v_2}{r} \right)^2 r dr;$$

$$(18) \quad E_{12} = -2\pi k_1 \mu_1 \int_{R_1}^{R_2} (v_1 - v_2)^2 r dr.$$

Тогда значение μ_1 однозначно определяется из (15). Распределение мощностных затрат дается формулами (16)–(18).

Распределение дисперсной фазы. Выше полагалось, что $\alpha_2 = \text{const}$. Для оценки распределения дисперсной фазы по каналу (второе приближение) положим $\alpha_2 = \alpha_2(r)$. Профили скоростей v_1, v_2 при этом фиксируем.

Общее уравнение движения дисперсной фазы в проекции на ось r имеет вид

$$(19) \quad dp_2/dr = n(f_M + f_m + f_A).$$

Для f_m, f_A использованы выражения, приведенные в [4]:

$$(20) \quad f_A = \frac{4}{3} \pi a^3 \rho_1^0 \left(\frac{d_1 v_1}{dt} - g \right);$$

$$(21) \quad f_m = \frac{2}{3} \pi a^3 \rho_1^0 \left(\frac{d_1 v_1}{dt} - \frac{d_2 v_2}{dt} \right),$$

где $\frac{d_i}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + v_i^k \frac{\partial}{\partial x_k}$.

Рассмотрим выражение для силы Магнуса f_M . Причиной вращения гранулы являются в основном градиенты средних скоростей фаз (если не учитывать пульсации и соударения гранул). Аналогично [4] положим

$$(22) \quad f_M = \frac{4}{3} \pi a^3 \rho_1^0 [(\mathbf{v}_1 - \mathbf{v}_2) \times \nabla (\alpha_1 \mathbf{v}_1 + \alpha_2 \mathbf{v}_2)].$$

Используя связь между p_2 и α_2 , установленную в [2, 3], и учитывая (20)–(22), из (19) найдем

$$(23) \quad \frac{d\alpha_2}{dr} = \frac{\alpha_2 (1 - 1,16\alpha_2^{1/3})^2}{w_{2*} (1 - 0,773\alpha_2^{1/3})} \left[-(v_1 - v_2) \frac{d}{dr} (\alpha_1 v_1 + \alpha_2 v_2) - \frac{3}{2} \frac{v_1^2 - v_2^2}{r} \right].$$

Положим $w_{2*} = \text{const}$.

Естественное дополнительное условие — задание среднего содержания дисперсной фазы

$$(24) \quad \langle \alpha_2 \rangle = \frac{\int_{R_1}^{R_2} r \alpha_2(r) dr}{\int_{R_1}^{R_2} r dr}$$

Обсуждение результатов. В расчетах полагалось, что гранулы — сферы диаметра $2a$, имеющие тот же объем, что и цилиндрические гранулы, использовавшиеся в эксперименте.

На фиг. 2 изображены рассчитанные значения v_1 (сплошная линия) и v_2 (штриховая линия) для $\alpha_2 = 0,125$ и $\omega = 40; 64; 93; 115; 145 \text{ с}^{-1}$ (линии I—V соответственно). На фиг. 3 изображены те же величины, что и на фиг. 2 для $\omega = 93 \text{ с}^{-1}$ и $\alpha_2 = 0,22; 0,16; 0,125; 0,045$ (линии I—IV соответственно).

Для определения постоянных в формулах (13), (14) использовались экспериментальные данные. При этом полагалось, что профиль v_1 у стенки определяется в основном постоянными A и B . Зависимость этих постоянных от ω полагалась линейной, а от α_2 — квадратичной. Далее строилась функция $\psi(r) = \sqrt{r(v_1 - Ar - Br^{-1})}$, резкие изменения которой происходят у сетки. Исходя из этого находились постоянные C_1, C_2 , причем полагалось, что они линейно зависят от ω . Значения постоянных $k_1 + k_2$ и k_3 в расчетах фиксировались для каждого отношения R_1/R_2 . На фиг. 2 для определения перечисленных постоянных использовались опыты с $\omega = 40; 115 \text{ с}^{-1}$, а на фиг. 3 — с $\alpha_2 = 0,045; 0,22$. Для получения постоянной C_3 мы полагали, что на стенке (см. фиг. 3) или в точке минимума (см. фиг. 2) скорости v_1 и v_2 равны.

Характер течения несущей фазы достаточно хорошо описывается суммой трех функций, указанных выше. У сетки расчетные значения v_1 конечны. При увеличении ω ($\alpha_2 = \text{const}$, см. фиг. 2) значения v_1 растут, характер профиля v_1 сохраняется. Для каждого значения ω скорость v_1 максимальна у сетки, затем профиль скоростей v_1 имеет выраженный минимум, после чего v_1 меняется слабо.

При увеличении содержания гранул ($\omega = \text{const}$, см. фиг. 3) наблюдается существенная деформация профиля v_1 . Для $\alpha_2 \leq 0,045$ содержание гранул практически не влияет на v_1 . С ростом α_2 наблюдается все более сильное торможение несущей фазы у сетки.

В табл. 1 приведены значения $\mu_1, N_0, E_1/N_0, E_2/N_0, E_{12}/N_0$ для различных значений ω (ячейка сетки $1, \times 1$ мм, $R_1 = 0,06$ м, $\alpha_2 = 0,125$). При увеличении числа оборотов мешалки увеличиваются значения μ_1 . Уменьшение размеров канала по радиусу приводит к увеличению μ_1 (так, для $R_1 = 0,089$ м при $\omega = 25 \text{ с}^{-1}$ $\mu_1 = 30 \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$, а при $\omega = 145 \text{ с}^{-1}$ $\mu_1 = 175 \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$). Все это согласуется с известной оценкой для турбулентной вязкости [5].

Основные затраты мощности (см. табл. 1) приходятся на долю E_{12} . Меньше всего диссипируется энергия в дисперсной фазе. При уменьшении

Таблица 1

№ п/п	$\omega, \text{ с}^{-1}$	$\mu_1, \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$	$N_0, \text{ Вт}$	$\frac{E_1}{N_0} \cdot 100\%$	$\frac{E_2}{N_0} \cdot 100\%$	$\frac{E_{12}}{N_0} \cdot 100\%$
1	30	0,25	6	32,8	0,8	66,4
2	40	0,45	15	33,0	0,7	66,3
3	64	0,94	58	33,4	0,6	66,0
4	93	1,27	137	33,6	0,6	65,8
5	115	1,76	265	33,6	0,7	65,7
6	145	2,45	544	33,7	0,7	65,6
7	159	3,53	909	33,5	0,7	65,8

Т а б л и ц а 2

№ п/п	α_2	μ_1 , Н·с/м ²	N_0 , Вт	$\frac{E_1}{N_0} \cdot 100\%$	$\frac{E_2}{N_0} \cdot 100\%$	$\frac{E_{12}}{N_1} \cdot 100\%$
1	0,045	4,25	280	48,6	0,3	51,1
2	0,062	4,11	280	47,8	0,5	51,7
3	0,087	3,87	274	45,8	1,1	53,1
4	0,125	3,71	272	42,4	1,9	55,7
5	0,16	3,63	269	39,1	1,8	59,1
6	0,22	3,42	253	33,4	0,3	66,3

размера канала по радиусу затраты мощности растут и перераспределяются — увеличивается диссипация энергии в несущей и дисперсной фазах, а доля E_{12} уменьшается. Связано это, по-видимому, с усилением влияния турбулентных пульсаций, что приводит к увеличению w_{2*} и, как следствие, к сглаживанию профиля v_1 .

В табл. 2 приведены те же значения, что и в табл. 1, для различных α_2 (ячейка сетки 1×1 мм, $R_1 = 0,075$ м, $\omega = 93$ с⁻¹). Уменьшение мощностных затрат при увеличении α_2 связано с уменьшением доли E_1 и увеличением доли E_{12} . Первое объясняется уменьшением масштаба турбулентности вследствие сокращения средней длины свободного пробега гранул, а также гашением мелкомасштабных пульсаций при повышении концентрации гранул. Увеличение E_{12} связано с ростом α_2 .

Рассмотрим теперь распределение дисперсной фазы по каналу. Решение (23), (24) для различных значений $\langle \alpha_2 \rangle$ показало, что для расстояний от сетки, превышающих 2—3 диаметра гранулы, α_2 сохраняется практически постоянным. На меньших расстояниях от сетки для канала достаточной протяженности по радиусу ($(R_2 - R_1)/2a > 6$) решение предсказывает уменьшение α_2 . Однако в рассмотренной модели не учитываются процессы, происходящие вблизи сетки — изменение пульсационных скоростей, подсос и отталкивание гранул и т.д. Поэтому вопрос о поведении гранул у сетки требует дополнительного исследования.

ЛИТЕРАТУРА

1. Драч В. А., Красильников С. М., Толстопятов Г. М., Гольдин М. Л. Математическое описание процесса синтеза каучука общего назначения. — В кн.: Тез. докл. 6-й Всесоюз. конф. «Химреактор-6». Дзержинск, 1977, т. 1.
2. Гольдштейн М. А. Теория концентрированных дисперсных систем. — В кн.: Материалы междунар. инт. по процессам переноса в неподвижных и псевдооживленных зернистых слоях. Минск, 1977.
3. Гольдштейн М. А., Козлов Б. Н. Элементарная теория концентрированных систем. — ПМТФ, 1973, № 4.
4. Нигматуллин Р. И. Основы механики гетерогенных смесей. М.: Наука, 1978.
5. Ландау Л. Д., Лифшиц Е. М. Механика сплошных сред. М.: ГИТТЛ, 1953.

Поступила 15/V 1984 г.

УДК 533.6.011.532.522.2

ФОРМИРОВАНИЕ ТЕЧЕНИЯ В ГАЗОДИНАМИЧЕСКОМ МОЛЕКУЛЯРНОМ ИСТОЧНИКЕ ПРИ МАЛЫХ ЧИСЛАХ РЕЙНОЛЬДСА

В. Н. Гусев, А. И. Омелик

(Жуковский)

1. Обычный способ создания пучка молекул в газодинамическом источнике [1] показан на фиг. 1. Из форкамеры 1 газ с давлением p_0 и температурой T_0 через сопло 2 расширяется до некоторого сверхзвукового числа Маха в предсжиммерной камере 3 ($0 \leq x \leq x_s$). Значительная часть