
Л.Т. ТАШИМОВ, Б.Ч. БАЛАБЕКОВ

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕЧЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ И ОСАДКОВ В АППАРАТАХ ХИМИЧЕСКИХ ТЕХНОЛОГИЙ

Международный Казахско-Турецкий университет им. Яссауи

(Представлена академиком НАН РК М.Ж. Журиновым)

Предложены новые подходы к математическому описанию течения суспензий и осадков, учитывающие экспериментально обнаруженные характеристики течения таких систем в химико-технологических аппаратах. Приведен пример методики расчета бункерных емкостей на основании изложенной реологической модели.

1. Введение

Экспериментальные исследования и опыт эксплуатации промышленного оборудования показывают, что закономерности течения вязких суспензий и осадков, образующихся в химических аппаратах, существенно отличаются от закономерностей течения многих сред с известными реологическими характеристиками. Причем особенности течения суспензий и осадков выражаются как в специальном виде уравнений движения, так и в специфической постановке граничных условий [1, 2]. В настоящей работе предложены новые подходы к математическому описанию течения суспензий и осадков, учитывающие экспериментально обнаруженные характеристики течения таких систем [3, 4, 5, 6].

На основании анализа ряда химических производств, в которых реагирующие среды представляют собой суспензии, можно предложить следующую обобщенную технологическую схему (рисунок 1).

Для проведения реакционно-диффузационного технологического процесса в химическом реакторе 1 проводится предварительная ситовая классификация (разделение суспензии) в классификаторе 2.

Суспензия подается в классификатор из смесителя для приготовления суспензии 3.

В смеситель поступает твердая дисперсия, которая готовится в диспергаторе 4 и жидкие реагенты из емкости 5.

После диспергатора также возможна ситовая классификация, но порошкообразной смеси до ее поступления в реакционный аппарат.

Осадки и шламы в виде густой суспензии образуются как после классификатора, так и в самом реакторе, если химическая реакция сопровождается образованием твердой фазы.

Эти осадки и шламы поступают в бункеры и затем выводятся из системы шnekами 8.

Таким образом, можно выделить следующие этапы обработки суспензий в подобных химико-технологических схемах.

1. Предварительная подготовка суспензии для достижения необходимого фракционного состава с помощью классификаторов.

2. Осуществление основного производственного процесса в реакторе.

3. Выгрузка и транспортировка осадка или шлама.

Образовавшиеся в реакторе продукты также могут представлять собой суспензии, которые нуждаются в последующей обработке для достижения заданного качества. Эта обработка может заключаться в доведении дисперсного состава до заданной степени с помощью управляемой коагуляции и стабилизации суспензии.

Этот процесс происходит в специальных технологических системах. При этом возможно добавление специальных реагентов в суспензионную смесь и последующая обработка в реакционно-диффузионных аппаратах и осадителях.

В той или в иной мере описанная схема применима ко многим химико-технологическим производствам в фармации, водоподготовке, производстве кислот (в частности, экстракционной фосфорной кислоты), производстве полимеров, нефтехимии и т.д.

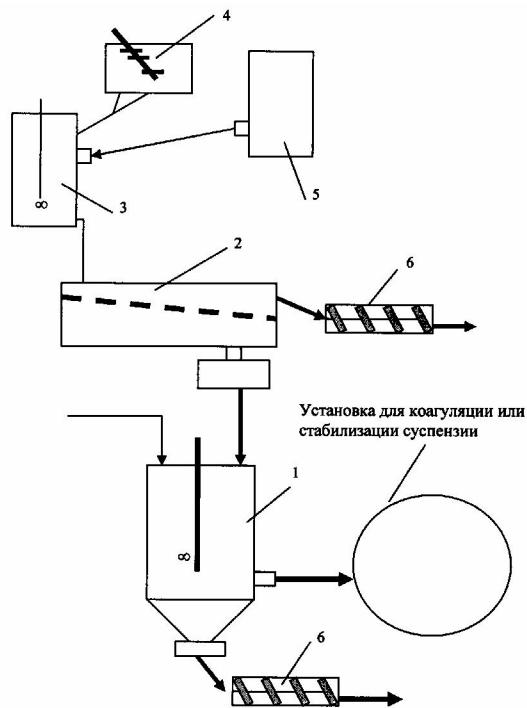


Рис. 1. Обобщенная схема супензионных реакционно-диффузионных процессов

2. Новые подходы к моделированию течения супензий и осадков

Уравнения движения тонкого слоя вязкой жидкости в приближении Нуссельта [2, 7] можно записать в следующем виде:

$$\frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_s \frac{\partial U}{\partial y} \right) + \rho_s g \cos \gamma = 0 \quad (1)$$

U – продольная компонента скорости пленки жидкости; g – ускорение свободного падения; γ – угол наклона опорной поверхности.

Эффективная вязкость супензии с учетом влияния частиц твердой фазы, взвешенных в жидкости, определяется из соотношения [7]:

$$\mu_s = \mu_l \mu_r, \quad (2)$$

где μ_l – вязкость чистой жидкости; μ_r – относительная вязкость супензии, зависящая от содержания твердой фазы в супензии.

Эффективная плотность супензии с учетом запыленности:

$$\rho_s = \rho_l (1 - \phi) + \rho_d \phi, \quad (3)$$

где ϕ – объемное содержание твердой фазы в текущей пленке; ρ_l – плотность конденсата; ρ_d – плотность твердой фазы.

Относительную вязкость супензии μ_r в работах [1, 2, 7] предлагается рассчитывать по формуле:

$$\mu_r = \left(1 - \frac{\phi}{\phi_m} \right)^{-\alpha}, \quad (4)$$

где ϕ_m – максимально возможное объемное содержание твердой фазы в конденсате, при которой его можно еще рассматривать как жидкость; α – эмпирический показатель.

Известно [7], что для широкого класса жидкостей с гидрофильными включениями мелкодисперсной твердой фазы в широком диапазоне изменения режимных параметров справедливы оценки:

$$\phi_m \approx 0,68; \alpha \approx 1,82. \quad (5)$$

В то же время, как видно из формулы (4), при $\phi \rightarrow \phi_m$, эффективная вязкость, рассчитанная по формуле (4), стремится к бесконечности. Это обстоятельство противоречит данным экспериментальных исследований [3, 4]. Действительно сусpenзию с максимальным содержанием твердой фазы можно отнести к плотным осадкам, которые обладают текучестью.

Поэтому мы предлагаем несколько иную модель, устраниющую отмеченное противоречие.

Во-первых, для малых значений параметра ϕ модель должна быть согласованной с формулой (4). Во-вторых, для $\phi \rightarrow \phi_m$ должно реализовываться асимптотическое поведение $\mu_r \rightarrow \mu_m$, где μ_m – некоторое предельное значение относительной вязкости.

Введем параметр

$$\beta = \frac{\phi}{\phi_m - \phi}. \quad (6)$$

В соответствии с нашими предположениями функция $\mu_r(\beta)$ должна удовлетворять условиям:

$$\frac{d\mu_r}{d\beta}(0) = \alpha, \quad (7)$$

$$\lim_{\beta \rightarrow \infty} \mu_r = \mu_m, \quad (8)$$

$$\mu_r(0) = 1. \quad (9)$$

Наиболее простое выражение для искомой функции имеет вид:

$$\mu_r = \frac{\frac{\alpha \mu_m}{\mu_m - 1} \beta + 1}{\frac{\alpha}{\mu_m - 1} \beta + 1}. \quad (10)$$

На рисунках 2 и 3 показаны некоторые результаты расчетов по формулам (4) и (10) для различных значений предельной относительной вязкости.

Расчет по формуле (2.10): 1 – $\mu_m = 2$, 2 – $\mu_m = 20$, 3 – $\mu_m = 100$, 4 – $\mu_m = 1000$; 5 – расчет по формуле (2.4)

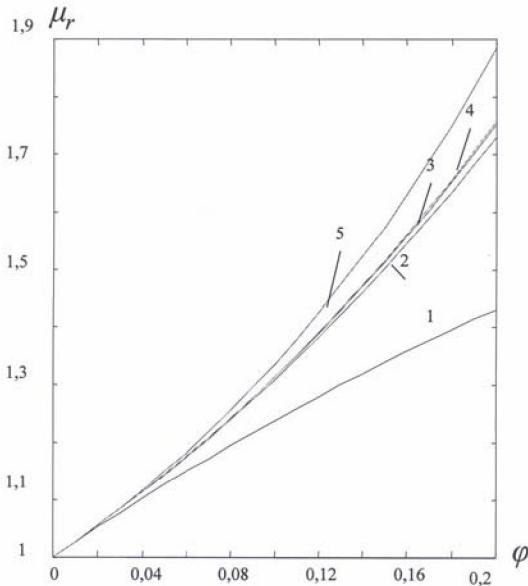


Рис. 2. Зависимость относительной вязкости слабоконцентрированной суспензии от концентрации твердой фазы

Расчет по формуле (2.10): 1 – $\mu_m = 2$, 2 – $\mu_m = 20$, 3 – $\mu_m = 100$, 4 – $\mu_m = 1000$; 5 – расчет по формуле (2.4)

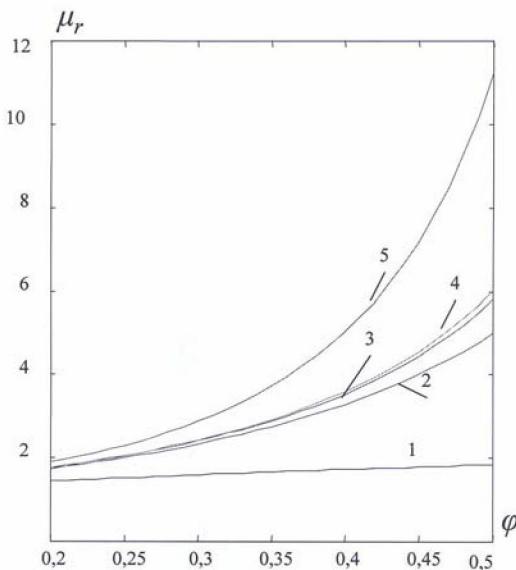


Рис. 3. Зависимость относительной вязкости концентрированной суспензии от концентрации твердой фазы

Из графиков видно, что в диапазоне концентраций твердой фазы в суспензии менее 0,2 разница расчетных значений относительной вязкости по формулам (4) и (10) не превышает 18% при $\mu_m \geq 20$.

Однако, в диапазоне концентраций от 0,2 до 0,5 расчетные значения уже отличаются более, чем на 50 % даже для $\mu_m = 1000$.

Отсюда можно сделать вывод, что для неконцентрированных суспензий расчет по упрощенной формуле (4) вполне приемлем. Однако, при описании течения густых осадков рекомендуется использовать соотношение (10).

Поведение частиц твердой фазы вблизи твердой поверхности существенно отличается от особенностей течения жидкости. Поэтому граничное условие на твердой стенке требует учета возможного проскальзывания частиц в виде [3]:

$$\zeta d_p \tau_W = \left(\vec{U}_p - \vec{U}_l, \vec{e} \right), \quad (11)$$

где τ_w – касательное напряжение на стенке; \vec{e} – единичный вектор в направлении скольжения; \vec{U}_p, \vec{U}_l – скорость твердой частицы и жидкости соответственно; d_p – диаметр частицы; ζ – коэффициент проскальзывания, связанный с относительной вязкостью зависимостью [4, 5]:

$$\zeta = K_\zeta \mu_r. \quad (12)$$

Граничное условие для скорости жидкости у стенки с учетом проскальзывания частиц твердой фазы можно записать в виде [2, 7]:

При $y = 0$

$$U = U_W = \phi d_p \zeta \tau_W, \quad (13)$$

где τ_W – касательное напряжение на стенке.

При малой скорости газа можно пренебречь касательным напряжением на границе раздела жидкой и газовой фаз:

$$\mu_{con} \frac{\partial U}{\partial y} \Big|_{y=h} = \tau_s = 0, \quad (14)$$

где τ_s – касательное напряжение на границе раздела жидкой и паровой фаз; h – толщина слоя суспензии.

Исходя из граничных условий, получаем:

$$\mu_s \frac{\partial U}{\partial y} + (y - h) \rho_s g \cos \gamma = 0. \quad (15)$$

Решение уравнения (15) с учетом условия проскальзывания приобретает вид:

$$U = \frac{\rho g \cos \gamma}{2\mu_l \mu_r} y(2h - y) + \phi \mu_r K_\zeta (hd_p \rho_{con} g \cos \gamma). \quad (16)$$

Для поверхностной скорости суспензии из формулы (16) получаем:

$$U_f = \frac{\rho g \cos \gamma}{2\mu_l \mu_r} h^2 + \phi \mu_r K_\zeta (hd_p \rho_s g \cos \gamma), \quad (17)$$

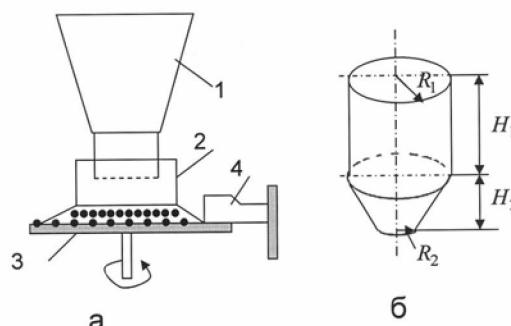
В следующем разделе работы приведен пример методики расчета бункерных емкостей на основании изложенной реологической модели.

3. Расчет бункерных емкостей для выгрузки осадков из химических реакторов

Проектирование емкостей бункерного типа состоит в определении их геометрических размеров, отвечающих ряду условий.

Этими условиями являются: соответствие геометрической вместимости бункера требуемому объему размещаемого груза; отсутствие торможения груза на наклонных стенках бункера; беспрепятственный выпуск груза через разгрузочное отверстие (отсутствие сводообразования над разгрузочным отверстием); обеспечение требуемой производительности по выдаче груза из бункера.

Основные геометрические параметры бункеров приведены на рисунке 4.



1- корпус бункера; 2- приемный стакан; 3- питатель; 4- срезающий нож

Рис. 4. Схемы бункеров для выгрузки осадков из реакторов

Объем бункера цилиндрической формы, состоящего из цилиндра в верхней части и усеченного конуса в нижней, находим по следующей формуле:

$$\Omega = \left(\frac{1}{3} \pi H_1 (R_1^2 + R_1 R_2 + R_2^2) \right) + \pi R_1^2 H_1. \quad (18)$$

Геометрические размеры бункера принимаются обычно конструктивно, исходя из места его расположения и выполняемых функций.

Выгрузка осадка (или шлама) осуществляется обычно в периодическом режиме. При этом размеры выпускного отверстия бункера A и B должны быть достаточными для обеспечения требуемой пропускной способности (производительности). Вместе с тем они должны исключать сводообразование (зависание) груза в бункере. Во избежание опасности резкого обрушения больших масс груза через отверстия, а также утяжеления затворов выпускные отверстия не должны быть излишне большими.

Одним из наиболее важных параметров бункеров является пропускная способность, которую можно рассчитать по формуле:

$$Q = V_f \rho S, \quad (19)$$

где V_f – скорость истечения осадка.

Скорость истечения осадка можно рассчитать из следующих соображений. Т.к. истечение вязкого осадка происходит в ползущем режиме, то полную потерю давления по высоте слоя осадка определим, исходя из средней диссипации энергии [8] по формуле:

$$\Delta P = \frac{\lambda}{\text{Re}} \frac{H}{d_e} \frac{V_f^2 \rho}{2}. \quad (20)$$

После преобразований получаем:

$$\Delta P = \frac{\lambda}{2} \mu \frac{HV_f}{d_e^2}. \quad (21)$$

Запишем уравнение Бернулли применительно к поверхности осадка в коническом бункере и выпускному отверстию:

$$\rho g H + \rho \frac{1}{2} \left(\frac{R_2^2}{R_1^2} \right)^2 V_f^2 = \rho \frac{1}{2} V_f^2 + \Delta P. \quad (22)$$

Отсюда получаем выражение для мгновенной скорости истечения:

$$V_f = -\frac{G\mu H}{2(1-\beta)} + \frac{\sqrt{G^2 \mu^2 H^2 + 8GH(1-\beta)}}{2(1-\beta)}, \quad (23)$$

где

$$\beta = \frac{R_2^4}{R_1^4}. \quad (24)$$

Расчет времени опорожнения бункера получаем, решая дифференциальное уравнение:

$$\frac{1}{\beta} \frac{dH}{dt} = -\frac{G\mu H}{2(1-\beta)} + \frac{\sqrt{G^2 \mu^2 H^2 + 8GH(1-\beta)}}{2(1-\beta)}, \quad (25)$$

где

$$G = \frac{\lambda}{\rho d_e^2}. \quad (26)$$

Аналитическое решение этого уравнения в полном виде затруднительно.

Поэтому рассмотрим несколько предельных ситуаций.

1. Случай суспензии малой вязкости, т.е. $\mu G \ll 1$.

Получаем:

$$\frac{1}{\beta} \frac{dH}{dt} \approx \frac{\sqrt{2GH(1-\beta)}}{(1-\beta)} \quad (27)$$

Уравнение для расчета времени опорожнения T бункера в случае 1:

$$\int_0^{H_0} \frac{dH}{\sqrt{2GH}} = \frac{\beta}{\sqrt{1-\beta}} \int_0^T dt. \quad (28)$$

Отсюда получаем

$$T = \frac{1}{\beta} \sqrt{\frac{2(1-\beta)H_0}{G}}. \quad (29)$$

2. Случай суспензии очень высокой вязкости, т.е. $\mu G \gg 1$

Перепишем уравнение, введя малую поправку γ

$$\frac{1}{\beta} \frac{dH}{dt} = -\frac{G\mu H}{2(1-\beta)} + \frac{\sqrt{(1+\gamma)G^2 \mu^2 H^2}}{2(1-\beta)}, \quad (30)$$

где

$$\gamma = \frac{8(1-\beta)}{GH_0 \mu^2} = \frac{\chi}{\mu^2}. \quad (31)$$

Полученное уравнение имеет смысл только при конечных значениях высоты. Т.е. решать это уравнение до полного опорожнения бункера $H = 0$ не корректно.

При высокой вязкости некоторое количество суспензии остается в бункере. Обозначим высоту остающейся в бункере суспензии H_{ocm} .

Тогда для времени опорожнения бункера получаем

$$T = \frac{2(1-\beta)}{\beta G \mu} \left(\sqrt{1 + \frac{\chi}{\mu^2}} - 1 \right) \ln \frac{H_0}{H_{ocm}}. \quad (32)$$

Из последнего соотношения видно, что при $\mu \rightarrow \infty$ получаем $T \rightarrow \infty$.

На рисунке 5 показаны характерные кривые времен истечения вязкой суспензии из конического бункера.

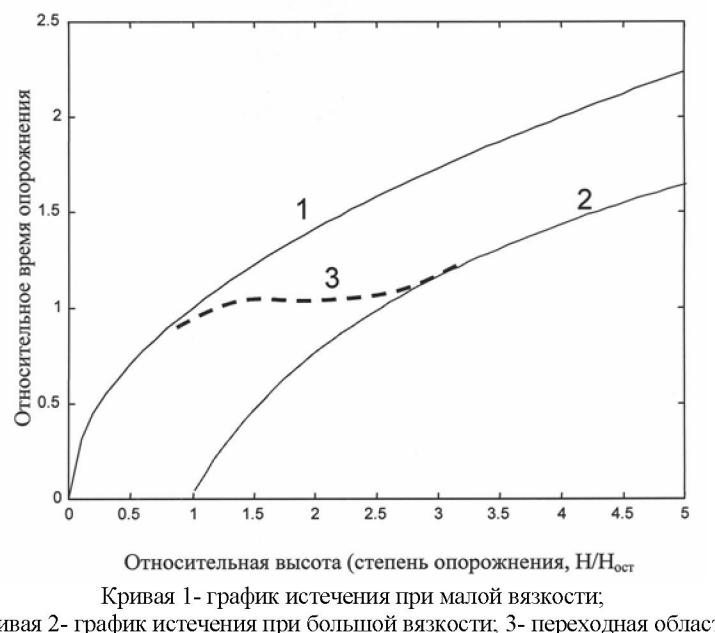


Рис. 5. Зависимость времени истечения суспензии из конического бункера от высоты слоя

При расчете скорости истечения нужно учитывать, что при большой вязкости и слипаемости твердой фазы скорость истечения падает от некоторого начального значения до нулевого. В этот момент образуется статически устойчивый свод. В этом случае скорость истечения зависит от скорости перемещения водообрушающего органа.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ташимов Л.Т., Каугаева А.М., Якубова Р.Р. Особенности моделирования реакторов с образованием осадка в рабочей зоне, Труды МНПК «Процессы, машины и аппараты промышленных технологий». Шымкент, 2006, стр.16-18
2. Л. Ташимов, А. Каугаева. Новые подходы к моделированию течения суспензий и осадков, Поиск сер. естественных и технических наук, № 4 (2006) стр. 173-177
3. Бекаулова А.А., Ташимов Л.Т., Балабеков Б.Ч. Особенности моделирования химических реакторов с образованием дисперсной фазы в рабочей зоне //Научно-теоретический и практический жур. Оралдың ғылым жаршысы. – 2009. – С. 83-88.
4. Пен Р.З., Чендылова Л.В., Шапиро И.Л. Реологические свойства меловых суспензий. //Химия растительного сырья.- 2004.- № 1.- С. 11- 14.
5. Полулях А.Д., Сансиев В.Г. Гидродинамика потока водоугольной суспензии на ситовой поверхности //Геотехнічна механіка: Міжвід. зб.наук.праць/Ін-т геотехнічної механіки ім.М.С. Полякова НАН України. – Дніпропетровськ.- 2006. – Вип. 64. – С.106-118.
6. Сансиев В.Г. Течение вязкой жидкости по ситовой поверхности //Обогащение полезных ископаемых. Научно-техн. сборник. України. – Дніпропетровськ.- 2005. – Вип. 22 (63). –С. 136-145.

7. Ташимов Л., Каугаева А., Балабеков Б. Особенности гидродинамики сред, имеющих фрактальную структуру //Поиск. Серия естественных и технических наук. – 2006. – № 4. – С. 169-173.
8. Горюшинский И.В., Кононов И.И., Денисов В.В., Горюшинская Е.В., Петрушкин Н.В. Емкости для сыпучих грузов в транспортно-грузовых системах. //Самара, 2003. – 150 с.

REFERENCES

1. Tashimov L.T., Kaugaeva A.M., Iakubova R.R. *Protsessy, mashiny i apparaty promyshlennyykh tekhnologii*. 2006, 16-18 (in Russ.).
2. Tashimov L., Kaugaeva A. *Poisk .Seriya estestvennykh i tekhnicheskikh nauk*. 2006, 4 , 173-177 (in Russ.).
3. Bekaulova A.A., Tashimov L.T., Balabekov B.Ch. *Oraldyn gylym zharshysy*. 2009, 83-88 (in Russ.).
4. Pen R.Z., Chendylova L.V., Shapiro I.L. *Khimiia rastitel'nogo syr'ia*. 2004, 1, 11- 14 (in Russ.).
5. Poluliakh A.D., Sansiev V.G. *Geotekhnichna mekhanika: Mizhvid*. 2006, 64,106-118 (in Russ.).
6. Sansiev V.G. *Obogashchenie poleznykh iskopаемых*. 2005, 22 (63), 136-145(in Russ.).
7. Tashimov L., Kaugaeva A., Balabekov B. *Poisk .Seriya estestvennykh i tekhnicheskikh nauk*. 2006, 4, 169-173 (in Russ.).
8. Goriushinskii I.V., Kononov I.I., Denisov V.V., Goriushinskaia E.V., Pet-rushkin N.V. *Emkosti dlia sypuchikh gruzov v transportno-gruzovykh sistemakh*. Samara, 2003, 150 p. (in Russ.).

Тәшиғов Л.Т., Балабеков В.С.

ХИМИЯ-ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ АППАРАТТАРДАҒЫ СУСПЕНЗИЙ АҒЫМЫ МЕН ҚАЛДЫҚТАРЫН ҮЛГІЛЕУ

Химия-технологиялық аппараттардың эксперимент ретінде көрсетілген супензийдің ағымы мен қалдықтарының жаңа математикалық көрінісі келтірілді. Бункер ыдысындағы реологиялық үлгісін есептеу әдісі мысалға алынды.

Tashimov L.T., Balabekov B.C.

MODELING OF SUSPENSIONS AND DEPOSITS CURRENT IN CHEMICAL TECHNOLOGIES DEVICES

New approaches to the mathematical modeling of the flows of suspensions and sediments, allowing for experimentally found out characteristics of such systems in chemical-technological devices have been submitted. The example of a calculation procedure of bunker capacities on the basis of the carried out rheological model has been resulted.