

УДК 66.021

Шапорев В.П., Райко В.Ф., Жабер М.А.

**РАСЧЕТ НЕСТАЦИОНАРНОГО ТЕПЛОПЕРЕНОСА В РЕАКТОРЕ  
С МЕШАЛКОЙ***Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»***Введение**

При переработке высоковязких и пленкообразующих веществ в системах жидкое-твердое-газ наиболее эффективными являются горизонтальные реакторы [1,2]. Их отличает способность в максимальной степени реализовать модель потока: идеального вытеснения при развитой, многократно обновляемой поверхности межфазового контакта. Основу горизонтальных реакторов составляют роторные перемешивающие устройства в комбинации с неподвижными лопатками. Они осуществляют идеальное перемешивание при больших срезающих усилиях, секционирование, транспортирование реакционной смеси от входа к выходу из аппарата, создают пленки и условия для проведения реакций в тонком слое. Эти реакторы широко применяются в химической, микробиологической и других областях промышленности, при этом во многих процессах необходим нагрев реакционной среды (эндотермический процесс) или охлаждение для поддержания определенного температурного режима (если экзотермический процесс). Соответственно, свойства реакционной среды необратимо меняются под влиянием тепловой обработки и химических реакций. Примерами таких процессов являются процессы: стерилизации микробиологических питательных сред, производства пищевых продуктов, обработки осадков сточных вод и твердых бытовых отходов химическими реагентами и т.п. В этих случаях возникает необходимость поддерживать достаточно точный температурный режим, чтобы интенсифицировать процесс, одновременно не нанося значительного ущерба обрабатываемой среде. Решение этой задачи предъявляет высокие требования к расчету тепла в реакторе. На практике принято предварительно задавать ход изменения температуры реакционной среды во времени. При этом обычно одновременно, стараются для экономии энергии и времени обработки создать максимально высокие градиенты температуры между теплоносителем и реакционной средой. Как правило, это приводит к значительному отклонению от заданного температурного режима и соответственно изменению качества полученного продукта. В данной работе предлагается метод расчета процесса теплопереноса неньютоновских средах, результаты которого позволяют исключать вышеуказанное противоречие.

**Теплоперенос в реакторе с мешалкой.**

Расчет теплопереноса в реакторе с перемешиванием для случая ньютоновских жидкостей можно проводить согласно [3]. Задачей данной работы является рассчитать теплоперенос в средах с явно выраженными неньютоновскими свойствами течения. Применить к поставленной задаче уравнение [3] некорректно, так как в этом случае неизвестны касательные напряжения в окрестностях стенок, и в связи с этим затруднительно определить эффективную вязкость в пристеночном пограничном слое. Известные эмпирические уравнения [3-6] для этой ситуации имеют смысл лишь для конкретных экспериментально изученных реакторов.

В настоящей работе предпринята попытка решить задачу о расчете конвективного теплопереноса в неньютоновской среде, находящейся в реакторе, в котором реализуется модель идеального вытеснения при многократном обновлении межфазной поверхности в общей постановке.

В основу подхода было положено, что главным управляющим параметром является величина диссипации энергии. При этом исходим из того, что при неупорядоченном движении существует система локализованных конвективных течений произвольных размеров, которые усиливают перенос тепла потоками к стенкам и вдоль них. Масштаб течения выбирается так, чтобы течение можно было считать ламинарным и соответственно использовать уравнения для теплопереноса при ламинарном обтекании стенки, причем скорость течения согласно [7] выражается через диссипацию энергии в реакторе. Если считать распределение скоростей квазистационарным, то придём к уравнению теплового баланса:

$$\frac{\alpha_A}{\lambda_{fe}} \left( \frac{a^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,23 \left[ \frac{\varepsilon}{\rho g (gr_{eff})^{\frac{1}{2}}} \right]^{\frac{1}{4}} \cdot \left( \frac{a}{v_{eff}} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left( \frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0,14} . \quad (1)$$

В работе [8] при описании пульсаций в пограничном слое согласно теории Колмогорова-Обухова пришли к аналогичным соотношениям диссипации энергии и теплопереноса.

Из уравнения (1) следует, что выбор масштаба течения не играет роли, это позволяет применять уравнение (1) и к турбулентным течениям. Использованный в уравнении (1) способ записи левой части особенно удобен при описании исследуемой системы, так как в нее не входит вязкость.

Эффективная вязкость неньютоновской системы в случае, когда справедлив закон Оствальда запишется выражением:

$$\tau_{fi} = k_{\eta} \left( \frac{dU}{dY} \right)^m . \quad (2)$$

Эта величина через диссипацию энергии выражается как [8]:

$$\eta_{eff} = k_{\eta}^{2/(m+1)} \left( \frac{\varepsilon}{15} \right)^{(m-1)/(m+1)} . \quad (3)$$

Средняя диссипация энергии в реакторе с мешалкой определяется по формуле [8]:

$$\varepsilon = \frac{N}{V_A} = \frac{k_N \rho n^2 d_2^5}{V_A} . \quad (4)$$

При этом уравнение (3) принимает вид:

$$\eta_{eff} = \frac{1}{\rho} k_{\eta}^{2/(m+1)} \left( \frac{k_N \rho n^3 d_2^5}{15 V_A} \right)^{(m-1)/(m+1)} . \quad (5)$$

Используя уравнение (1) совместно с уравнением (5) можно проводить расчет процесса теплопередачи от стенки к среде (или от среды к стенке) в реакторе с мешалкой. Коэффициент мощности мешалки  $k_N$  находится по формулам [9]:

$$k_N = AR_{ey}^{*b_1} \cdot Fr_u^{b_2} \cdot K_3^{b_3} . \quad (6)$$

**Определение времени разогрева реакционной смеси**

Время разогрева вычисляется по известным уравнениям баланса тепла[3]:

$$\left(\rho C_{pte} V_A + m_A C_{pst}\right) \frac{dt_A}{d\tau} = k_H F_H (t_H - t_A) + k_N \rho n^3 d_2^3 - k_k F_k (t_A - t_L). \quad (7)$$

Откуда после преобразований и интегрирования время пребывания в реакторе, необходимое для достижения температуры  $t_A$  равно:

$$\tau = -\frac{1}{k_1} \ln \left( \frac{t_A - k_2}{k_3} \right), \quad (8)$$

где  $k_1 = \rho \frac{k_H F_H + k_k F_k}{C_{pte} V_A + m_A C_{pst}}; \quad k_2 = \frac{k_H F_H t_H + k_k F_k t_L + k_N \rho n^3 d_2^3}{k_H F_H + k_k F_k}; \quad k_3 = t_{A_0} - k_2;$

$$\frac{1}{k_H} = \frac{1}{\alpha_H} + \frac{\delta_W}{\lambda_{st}} + \frac{1}{\alpha_A}.$$

Откуда зависимость изменения температуры продукта от времени имеет вид:

$$t_A(\tau) = k_2 + k_3 e^{-k_1 \tau}. \quad (9)$$

На рисунке 1 представлены рассчитанные и определенные опытным путем кривые разогрева для двух различных реакторов со степенью заполнения 0,7. Объем реакторов соответственно составлял 25 и 50 м<sup>3</sup>. Температурная зависимость реологических свойств суспензий [пульпа твердых бытовых отходов (ТБОО)], использованных при изменении температуры  $t_A$  от 30 до 140 °С соответственно составила  $k_\eta - 0.03 \dots 18.8$  Пас,  $m - 0.08 \dots 0.126$

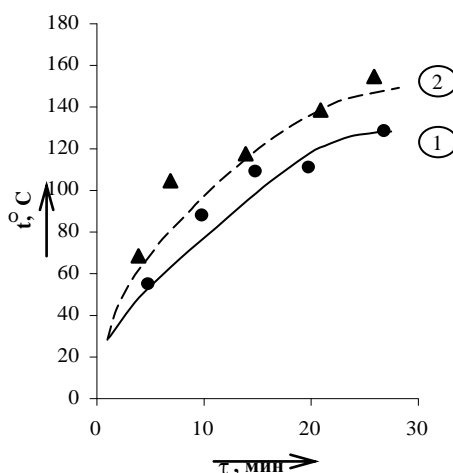


Рисунок 1 – Изменение температуры при разогреве реакционной смеси в реакторе при протекании экзотермической реакции (ТБОО + H<sub>2</sub>O + H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)  
 (• –  $\varepsilon = 5 \text{ кВт/м}^3$ ; • –  $F_H/v_A = 2,33 \text{ м}^{-1}$ ; ▲ –  $F_H/v_A = 3,75 \text{ м}^{-1}$ )

Как видно из рис. 1 достаточно хорошее согласие между расчетными и определенными в эксперименте кривыми разогрева (даже в случае, когда вязкость зависит от температуры) подтверждает адекватность нашей модели.

### Перегрев среды на теплопередающей поверхности

Как уже было показано в начале, главная проблема при выработке соответствующих условий состоит в том, чтобы поддерживать необходимую температуру на теплопередающей поверхности, чтобы при быстром разогреве был исключен перегрев среды. Поскольку в реакторе среда интенсивно перемешивается, температуры внутри реактора выравниваются. Перегрев может происходить лишь в непосредственной близости от нагревающей поверхности.

Для описания возникающих при этом в окрестности стенок перегретого слоя исходят из того, что спад температуры среды до температуры стенок в реакторе происходит в температурном пограничном слое толщиной:

$$\delta_T = \frac{\lambda_{ik}}{\alpha_A}. \quad (10)$$

С учетом, что

$$t(y_i \tau) - t_A(\tau) = [t_w - t_A(\tau)] \left(1 - \frac{y_i}{\delta_i}\right),$$

получаем толщину перегретого слоя:

$$\delta \ddot{u}(\tau) = y_1 (t \ddot{u}, \tau) = \delta_T \left(1 - \frac{t \ddot{u} - t_{A(\tau)}}{t_H - t_{A(\tau)}}\right). \quad (11)$$

Если подставим (11) в (9), то получим толщину перегретого слоя в зависимости от  $\tau$ :

$$\delta \ddot{u}(\tau) = \delta_T \left(1 - \frac{t \ddot{u} - (k_2 + k_3 e^{-k_1 \tau})}{t_H - (k_2 + k_3 e^{-k_1 \tau})}\right). \quad (12)$$

После интегрирования по времени определяем толщину перегретого слоя для заданного соотношения температур:

$$\bar{\delta} \ddot{u} = \delta_T \left(1 - \frac{t \ddot{u} - k_2}{t_H - k_3}\right) \left[1 - \frac{\ln\left(\frac{t_H - t_{Ae}}{t_H - t_{Ao}}\right)}{\ln\left(\frac{k_2 - t_{Ae}}{k_2 - t_{Ao}}\right)}\right]. \quad (13)$$

На практике обычно задают максимально допустимое время, за которое среда может перегреться. Это позволяет определить граничные условия для времени пребывания среды в перегретом слое. В предположении равновероятного попадания любого элемента объема жидкости в пограничный слой получаем зависимость максимального времени перегрева от величины перегретого слоя и времени разогрева:

$$\tau_n = \frac{F_H \delta \ddot{u} \left(1 - \frac{\delta \ddot{u}}{D}\right)}{V_A} \cdot \tau_l. \quad (14)$$

На рисунке 2 представлены результирующие зависимость времени перегрева  $\tau_{ii}$  от физических свойств обрабатываемого материала и удельной энергии, вкладываемой в реактор с мешалкой, для ньютоновской и неньютоновской сред.

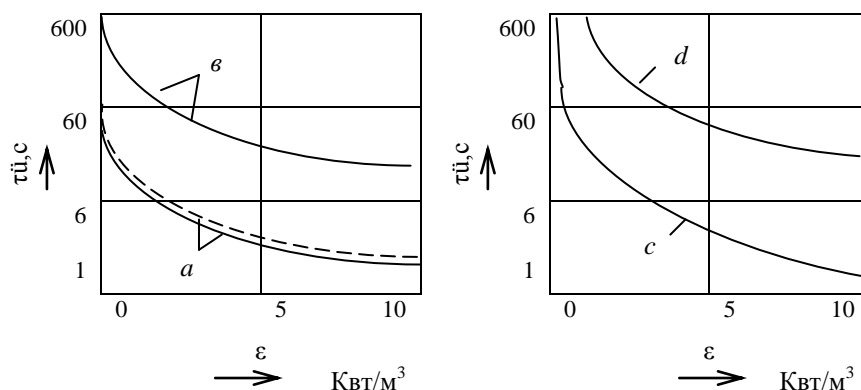


Рисунок 2 – Влияние удельного энерговклада на время перегрева ( $\tau_{ii}$ ) – сплошные линии  $V_A=25 \text{ м}^3$ ; пунктирные линии  $V_A=10 \text{ м}^3$ ,  $t_{Ao}=20 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{Al}=100 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_H=140 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{ii}=120 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $a, b$  – ньютоновские жидкости ( $a-\eta=2 \text{ Пас}$ ;  $b-20 \text{ Пас}$ ),  $c, d$  – неньютоновские жидкости ( $c-k_\eta=20 \text{ Пас}$ ;  $d-k_\eta=200 \text{ Пас}$ ;  $m=0,1$ )

Из данных, приведенных на рисунке 2 следует, что при обычно реализуемых на практике энерговкладах порядка  $1,5-4,5 \text{ кВт/м}^3$ , при эффективной вязкости среды более 20 Пас время перегрева для данного температурного режима становится порядка нескольких минут. Поэтому в таком случае необходимо учитывать время пребывания продукта в перегретой зоне, и либо за счет понижения температуры хладагента, либо увеличения его скорости, либо посредством конструктивных изменений реактора избежать нежелательного перегрева содержимого реактора. В случае неньютоновских жидкостей (рис. 2, c,d) зависимость относительно времени перегрева от удельного энерговклада становится значительно сильнее, чем в случае ньютоновских жидкостей. Это является следствием того, что эффективная вязкость ньютоновской жидкости уменьшается при увеличении удельного энерговклада.

Тем самым в случае неньютоновских жидкостей становится возможным существенное увеличение температуры стенок при росте энерговклада, благодаря чему можно достичь значительного уменьшения времени разогрева.

**Выводы.** Приведен метод расчета переноса тепла в неньютоновских жидкостях в реакторе с интенсивным перемешиванием. Показано, что предложенная модель адекватна экспериментальным условиям.

**Условные обозначения:**  $a$  – коэффициент температуропроводности,  $\text{м}^2/\text{см}$ ;  $C_{pfe}$ ,  $C_{st}$  – удельные теплоемкости среды и стенки реактора,  $\text{КДж/кг К}$ ;  $D, d_2$  – диаметры (размеры) реактора, мешалки;  $F_H, F_k$  – площади поверхностей реактора теплопередающей и неизолированной,  $\text{м}^2$ ;  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$ ;  $k_H, k_k$  – коэффициенты теплопередачи для теплопередающей поверхности и неизолированной поверхности реактора,  $\text{КДж/м}^2\text{с К}$ ;  $k_N$  – коэффициент мощности мешалки;  $k_1, k_2, k_3$  – коэффициенты в формуле для вычисления времени разогрева,  $\text{C}^{-1}, \text{К}, \text{К}$ ;  $k_\eta$  – постоянная Оствальда,

Пас;  $m$  – переменный индекс;  $m_A$  – масса стенок реактора и мешалки, кг;  $n$  – частота вращения мешалки,  $\text{с}^{-1}$ ;  $N$  – мощность на мешалке, кВт;  $t_A, t_{Ao}, t_{Al}$  – температура реактора в начале, в конце процесса разогрева,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t_H, t_L, t_W$  – температура теплоносителя, окружающего воздуха, греющей поверхности,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{ii}$  – температура, выше которой нельзя нагревать среду (температура перегрева)  $^{\circ}\text{C}$ ;  $dU/dY$  – градиент сдвига  $\text{C}^{-1}$ ;  $V_A$  – объем реактора,  $\text{м}^3$ ;  $y_I$  – ось координат, перпендикулярная к стенке сосуда, м;  $\alpha_A, \alpha_n$  – коэффициенты теплоотдачи в реакторе от теплоносителя к поверхности реактора (или наоборот)  $\text{кДж/м}^2\text{с К}$ ;  $\delta_w, \delta_T, \delta_{ii}(\tau), \delta_{ii}$  – толщина стенки реактора, температурного пограничного слоя, перегретого слоя как функция времени, слоя в среднем, м;  $\varepsilon$  – удельный энерговыход,  $\text{кВт/м}^3$ ;  $\eta, \eta_w$  – динамическая вязкость среды в реакторе, при температуре стенки реактора, Пас;  $\lambda_{fb}, \lambda_{st}$  – коэффициенты теплопроводности среды, стенок реактора,  $\text{кДж/м}^2\text{сК}$ ;  $\nu_{eff}$  – эффективная кинематическая вязкость среды,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $\rho$  – плотность среды;  $\tau_L$  – тангенциальное напряжение, Па;  $\tau, \tau_i, \tau_{ii}$  – время, время до окончания разогрева, до начала перегрева, с.

### Литература

1. Титов С.В., Шапорев В.П.. Минимальные скорости перемешивания для полного диспергирования системы жидкость-твердое // Вестник ХГПУ. 1998. Вып 14. с. 60-68.
2. Яновский Е.А., Конзетов В.В. Тепло-массообмен. Т.5. Минск, 1998.
3. Liepe F., Weibpurber H., Verfahrenstehnshe Iteriehnunsmethoden T.3/2 VEB Denscher für Grunstoffindustrie. Leipzig. 1979.
4. Hinze J.O. Turbullence-An introduction to its mechanism and theory. Mc.Graw Hill Book Company. Inc. New York. 1950
5. Брагинский Л.Н., Бегачёв В.М., Барабаш Б.М. Перемешивание в вязких средах. Физические основы и инженерные методы расчета. Ленинград. 1984.
6. Бегачев В.М., Гурвич А.П., Брагинский Л.Н. Теоретические основы химической технологии. Т.14. 1980. С. 106-112.
7. Барабаш Б.М., Бегачев В.М., Брагинский Л.Н. Теоретические основы химической технологии. Т.14. 1980. С. 784-789.
8. Kavase I. Moo-Yong Mathematical models for design of bioreactors: applications of Kolmogorov theory of isotropic turbulence // Chem.Eng.S. №5. Vol.43. 1990. pp.B19-B41.
9. Журба А.М. Курилов С.В. Мощность, затрачиваемая на перемешивание жидкости в горизонтальных аппаратах различных конструкций // Теоретические основы химической технологии. 1995. Т.29. №4. С. 351-356.

УДК 66.021

Шапорев В.П., Райко В.Ф., Жабер М.А.

### РОЗРАХУНОК НЕСТАЦІОНАРНОГО ТЕПЛО ПЕРЕНОСУ У РЕАКТОРІ З МІШАЛКОЮ

Наведено універсальний метод розрахунку переносу тепла в неньютонівській рідині, що знаходиться в реакторі з ідеальним перемішуванням при великих зусиллях, що зрізують. Цей метод використовується при розрахунку дисипації енергії в реакторі. Результати обчислень порівнювалися з експериментальними даними, отриманими на двох промислових реакторах з мішалками. Гарні збіги розрахункових і експериментальних даних дозволяють використовувати запропоновану модель для оцінки величини перегрітої зони в реакторі.