

DOI: 10.7242/1999-6691/2014.7.4.41

УДК 532.5-678

ЧИСЛЕННЫЙ АНАЛИЗ ВЛИЯНИЯ ПОТОКОВ УТЕЧЕК НА ПРОЦЕССЫ ТЕЧЕНИЯ И ТЕПЛООБМЕНА В УСЛОВИЯХ ПЛАСТИЦИРУЮЩЕЙ ЭКСТРУЗИИ

А.Г. Щербинин, Н.М. Труфанова, С.В. Ершов

Пермский национальный исследовательский политехнический университет, Пермь, Российская Федерация

В работе представлено численное исследование процесса тепломассопереноса в канале пластицирующего экструдера в условиях утечек расплава полимера через радиальный зазор между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью корпуса. Предложенный в работе подход к определению потока утечек через зазор учитывает вынужденную и напорную составляющие течения расплава полимера, аномально-вязкие свойства среды, неоднородность температурного поля в поперечном сечении канала и может быть применен в математических моделях (одно-, двух или трехмерных) течений жидкости в винтовых каналах простых шнековых насосов и пластицирующих экструдеров как для зоны дозирования, так и для зоны плавления. Уравнения движения и уравнение несжимаемости решены методом конечных элементов в естественных переменных с использованием метода Галеркина, а уравнение энергии – методом конечных разностей с записью конвективных членов против потока. Для решения задачи разработан многоуровневый итерационный алгоритм процесса тепломассопереноса в винтовом канале экструдера с учетом потока утечек полимера через радиальный зазор. В результате численных экспериментов получены поля скоростей, температур и давлений как в винтовом канале экструдера, так и в зазоре над гребнем винта. Дана оценка влияния потока утечек через радиальный зазор и величины зазора на температурные поля винтового канала, энергетические и напорно-расходные характеристики пластицирующего экструдера.

Ключевые слова: метод конечных элементов, метод конечных разностей, тепломассоперенос, течение расплава полимера, пластицирующая экструзия, утечки

NUMERICAL ANALYSIS OF THE INFLUENCE OF LEAKAGE FLOWS ON FLOW AND HEAT TRANSFER PROCESSES UNDER PLASTIFYING EXTRUSION

A.G. Shcherbinin, N.M. Trufanova and S.V. Ershov

Perm National Research Polytechnic University, Perm, Russian Federation

Heat and mass transfer processes in the channel of a plastifying extruder have been studied numerically with account for polymer melt leakage flows through the radial gap between the screw thread tip and the inner surface of the housing. This paper proposes an approach for identifying leakage flows through the gap just described by considering pressure and forced components of the polymer melt flow, abnormally viscous properties of the medium and uniform temperature fields in the channel cross-section. The approach can be used to develop mathematical (one-, two- or three-dimensional) models of fluid flows in the channels of simple screw pumps and plastifying extruders for dosing and melting zones. The equations of motion and the incompressibility equation are solved in natural variables by the Galerkin method using finite elements. A solution to the energy equation is found by the finite difference method with convective terms written in a counter-flow direction. A multilevel iterative algorithm is developed for the problem of heat and mass transfer processes in the screw channel of the extruder with considerations of polymer melt leakage flows through the radial gap. Velocity, temperature and pressure fields in the extruder screw channel and in the gap above the screw are obtained from the numerical experiments. The influence of the leakage flow through the radial gap on the temperature fields of the screw channel and the output performance and the pressure drop-flow rate characteristics of a plastifying extruder is determined.

Key words: finite element method, finite difference method, heat and mass transfer, polymer melt flow, plastifying extrusion, leakage flows

В процессе пластицирующей экструзии в винтовых каналах шнековых машин движение нелинейных полимерных сред и теплообмен сопровождаются фазовым переходом, внутренней диссипацией, вынужденной конвекцией, изменяющейся геометрией канала, потоком утечек через зазор между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью корпуса (Рис. 1а) [1, 2]. Изменение размера зазора существенно влияет на процессы тепломассопереноса в канале и, как следствие, на эксплуатационные характеристики экструзионного оборудования. В конце 50-х годов прошлого столетия первые экспериментальные исследования процессов течения и теплообмена в винтовых каналах экструдеров явились основанием для начала интенсивного теоретического анализа процесса экструзии. За минувшие десятилетия предложены различные подходы и математические модели, описывающие процессы тепломассопереноса, в том числе с учетом потоков утечек расплава полимера через гребни винта.

Мор и Маллок [3], рассматривая изотермическое течение ньютоновской жидкости через плоскость, нормальную к оси червяка (Рис. 1б), впервые предложили подход для определения потока утечек через зазор над гребнем шнека. Ими выведено аналитическое выражение, позволяющее находить величину утечек и оценить их влияние на работу экструдера в режиме заданного градиента давления и на градиент давления в режиме заданного расхода. Однако модель [3] имеет существенные недостатки: она не соотносит перепады давления в канале шнека и зазоре с величиной потока утечек, не отражает аномальность жидкости, неизотермичность процесса и расход расплава полимера над гребнем в направлении координаты z (Рис. 1б).

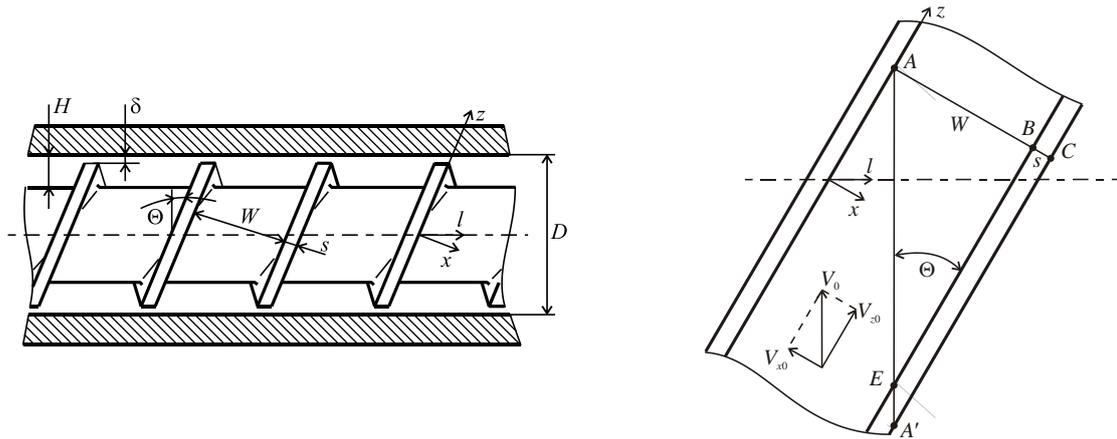


Рис. 1. Схема винтового канала экструдера (а) и его развертка на плоскость (б): D – внутренний диаметр цилиндра; H и W – высота и ширина канала; s – ширина гребня нарезки червяка; δ – величина зазора; V_0 – окружная скорость шнека; Θ – угол нарезки винтовой линии; l – ось червяка

Существенное развитие модель [3] получила в работах [4–6], где авторами учтено влияние перепада давления в зазоре в направлении оси x . Но, по-прежнему, остался открытым вопрос об учете аномалии вязкости, потока жидкости над гребнем червяка вдоль оси z и тепловыделения в зазоре. В работах [7–9] предложена математическая модель, описывающая аномалию вязкости материала и изменение расхода утечек по длине канала в одномерном случае.

Для дозирующей зоны пластицирующего экструдера в [10, 11] рассмотрена квазитрехмерная математическая модель неизотермического течения аномально-вязкой жидкости. На входе в канал задавалась температура полимера, заведомо большая температуры плавления. Шнек считался адиабатической поверхностью. В [10] проведено сравнение данных численных и экспериментальных исследований давления, температуры и энергетических затрат, в том числе для канала с радиальным зазором. Отмечено существенное различие между результатами расчетов и экспериментов при больших значениях расходов. В [11] использован аналогичный [10] подход, с помощью которого анализировалось влияние величин зазора и диаметра шнека на процессы тепломассообмена. В работе сделан вывод о том, что при зазоре, не превышающем 0,003 диаметра шнека, влияние утечек на параметры течения в винтовом канале практически не сказывается. В противном случае характеристики течения могут отличаться существенно.

Нужно отметить, что все упомянутые выше модели отвечали процессам течения в шнековых насосах [4–9] или в зоне дозирования пластицирующего экструдера [10, 11]. Имеющиеся на сегодняшний день математические модели зоны плавления, как правило, одномерные, что не позволяет учитывать утечки через зазор в условиях фазового перехода полимерного материала и неоднородности температурного поля в винтовом канале.

В данной статье решение общей задачи течения и плавления полимера в канале экструдера осуществляется с учетом радиальных зазоров и теплообмена в шнеке. При построении математической модели процессов движения и теплообмена полимера в условиях фазового перехода в винтовом канале пластицирующего экструдера вводятся следующие упрощения: процесс

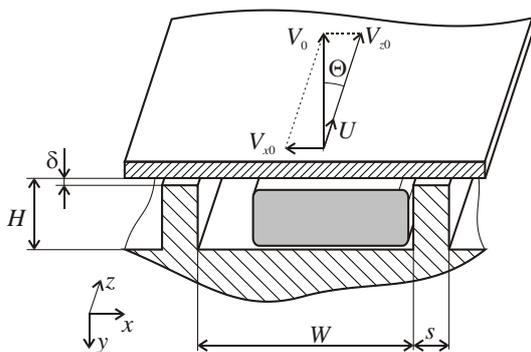


Рис. 2. Схема развернутого винтового канала

считается стационарным и с постоянным массовым расходом; винтовой канал разворачивается на плоскость (Рис. 2), используется обращенное движение; перенос тепла вдоль канала происходит в основном за счет конвективной составляющей, поэтому диффузия тепла по координате z в расчет не принимается; упругие процессы в расплаве полимера не рассматриваются; градиенты составляющих скорости в направлении оси z отбрасываются, поскольку геометрия канала постоянна (или изменяется очень плавно) по длине, которая на два-три порядка больше высоты и ширины, к тому же массовые силы малы по сравнению с силами вязкого трения.

В результате допущений система дифференциальных уравнений, описывающая движение и теплообмен полимера в канале червяка и полученная на основании законов сохранения массы, количества движения и энергии [1, 2], будет иметь вид:

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} = 0, \quad (1)$$

$$2 \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_{\text{э}} \frac{\partial v_x}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_{\text{э}} \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) \right) = \frac{\partial P}{\partial x}, \quad (2)$$

$$2 \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_{\text{э}} \frac{\partial v_y}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_{\text{э}} \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) \right) = \frac{\partial P}{\partial y}, \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_{\text{э}} \frac{\partial v_z}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu_{\text{э}} \frac{\partial v_z}{\partial y} \right) = \frac{\partial P}{\partial z}, \quad (4)$$

$$\rho C \left(\bar{v}_z \frac{\partial T}{\partial z} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \mu_{\text{э}} \frac{I_2}{2}, \quad (5)$$

где v_x, v_y, v_z — компоненты вектора скорости течения расплава полимера в канале; P — давление в канале; I_2 — второй инвариант тензора скоростей деформации; $\mu_{\text{э}}$ — эффективная вязкость расплава полимера; \bar{v}_z — среднеинтегральное значение скорости v_z в текущем по длине поперечном сечении канала; T — температура; ρ, C, λ — плотность, удельная теплоемкость, коэффициент теплопроводности полимера, являющиеся функциями температуры. Здесь эффективная вязкость определяется как

$$\mu_{\text{э}} = \mu_0 \exp(-\beta(T - T_0)) (I_2/2)^{(n-1)/2}, \quad (6)$$

где β — температурный коэффициент вязкости; n — показатель аномалии вязкости расплава полимера; μ_0 — коэффициент консистенции расплава полимера при температуре T_0 . Второй инвариант в уравнениях (5), (6) вычисляется по формуле:

$$\frac{I_2}{2} = 2 \left(\left(\frac{\partial v_x}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_y}{\partial y} \right)^2 \right) + \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial y} \right)^2.$$

Для твердой фазы уравнение энергии (5) преобразуется к виду (U — скорость твердой фазы):

$$C \rho U \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right).$$

В математической модели зависимости теплоемкости и теплопроводности полимера от температуры аппроксимируются кусочно-линейными функциями. Плотности расплавленного и твердого полимера постоянны в пределах соответствующей фазы и в общем случае не равны друг другу.

На корпусе экструдера известно распределение температуры, обусловленное технологическими режимами работы оборудования; температурное поле шнека вычисляется. Температура материала на входе в экструдер равна температуре окружающей среды. Граничные значения составляющих скорости получаются из условия прилипания жидкости к твердым непроницаемым поверхностям (стенкам канала и поверхности раздела фаз).

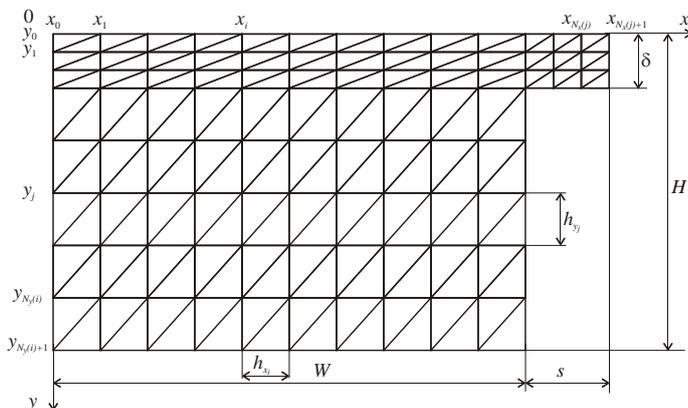


Рис. 3. Дискретное представление поперечного сечения канала

Уравнения движения и уравнение несжимаемости решаются методом конечных элементов в естественных переменных с использованием метода Галеркина [12–14]. Компоненты скорости аппроксимируются квадратичными, а давление — линейными полиномами на треугольном элементе (Рис. 3).

При выборе метода решения уравнения энергии учитывается следующее: длина канала пластицирующего экструдера много больше ширины и высоты; температурная задача существенно нелинейная; полимерный материал при его продвижении вдоль канала претерпевает фазовое превращение (полимер переходит из твердого состояния в расплавленное). Согласно [15, 16] наиболее приемлемым методом решения уравнения энергии является маршевая схема метода конечных разностей с записью конвективных членов против потока. Для представления поперечного сечения канала в дискретном виде используется сетка с переменным шагом. Узлы конечно-разностной сетки совпадают с узлами сетки из конечных элементов (Рис. 3).

Для решения задачи учета потока утечек в математической модели пластицирующего экструдера в зонах плавления и дозирования [17–20] применяется подход, предложенный Мором и Маллоком [3] и представленный на рисунке 1б. Тогда массовый расход через сечение плоскостью, нормальной к оси червяка (на рисунке 1б линия AA' , на рисунке 4а — замкнутая область 1), будет равен заданному массовому расходу G_0 , [кг/с]. Это справедливо для любого сечения по длине канала шнека при его работе в стационарном режиме.

Производительность шнекового экструдера в некотором произвольном сечении с учетом расхода расплава полимера через радиальный зазор можно определить по формуле:

$$G_0 = G_z - G_u, \quad (7)$$

где G_z — массовый расход в направлении оси z (на рисунке 4а — расход через замкнутую область 2); G_u — массовый расход утечек (на рисунке 4а — расход через замкнутую область 3). Массовый расход через замкнутую область 2 складывается из расходов в канале и зазоре и составляет

$$G_z = \int_0^W \int_0^H \rho(x, y) v_z(x, y) dx dy + \int_W^{W+s} \int_0^\delta \rho(x, y) v_z(x, y) dx dy,$$

где $\rho(x, y)$ — плотность полимерного материала; W и s — ширина канала и гребня нарезки, соответственно; $v_z(x, y)$ — составляющая скорости течения жидкости в канале.

Расход в канале в пределах зоны плавления зависит от расходов твердой фазы и расплава полимера. Здесь поле скоростей $v_x(x, y)$ с учетом потока утечек находится по заданному перепаду давления ΔP_{AC} (перепад давления между точками A и C , см. Рис. 4). Массовый расход утечек вычисляется по формуле:

$$G_u = \rho_m \frac{W+s}{\operatorname{tg} \Theta} \int_0^\delta v_x(x|_{x=W+s}, y) dy.$$

Следует отметить, что расход утечек G_u может быть получен и при любых других значениях координаты x в диапазоне от 0 до $W+s$.

Поскольку на рисунках 1б и 4 точка A' — это та же самая физическая точка A , то перепады давления между ними и точкой C одинаковы: $\Delta P_{AC} = \Delta P_{A'C}$. Тогда

$$\Delta P_{AC} = \Delta P_{A'C} = \frac{W+s}{\operatorname{tg} \Theta} \cdot \frac{\partial P}{\partial z}, \quad (8)$$

где $\partial P / \partial z$ — компонента градиента давления в канале в направлении координаты z . Будем считать, что при численном определении расхода утечек на текущей длине по координате z компонента градиента давления $\partial P / \partial z$ в интервале от A' до C есть величина постоянная и изменяется скачком при переходе к следующему значению z .

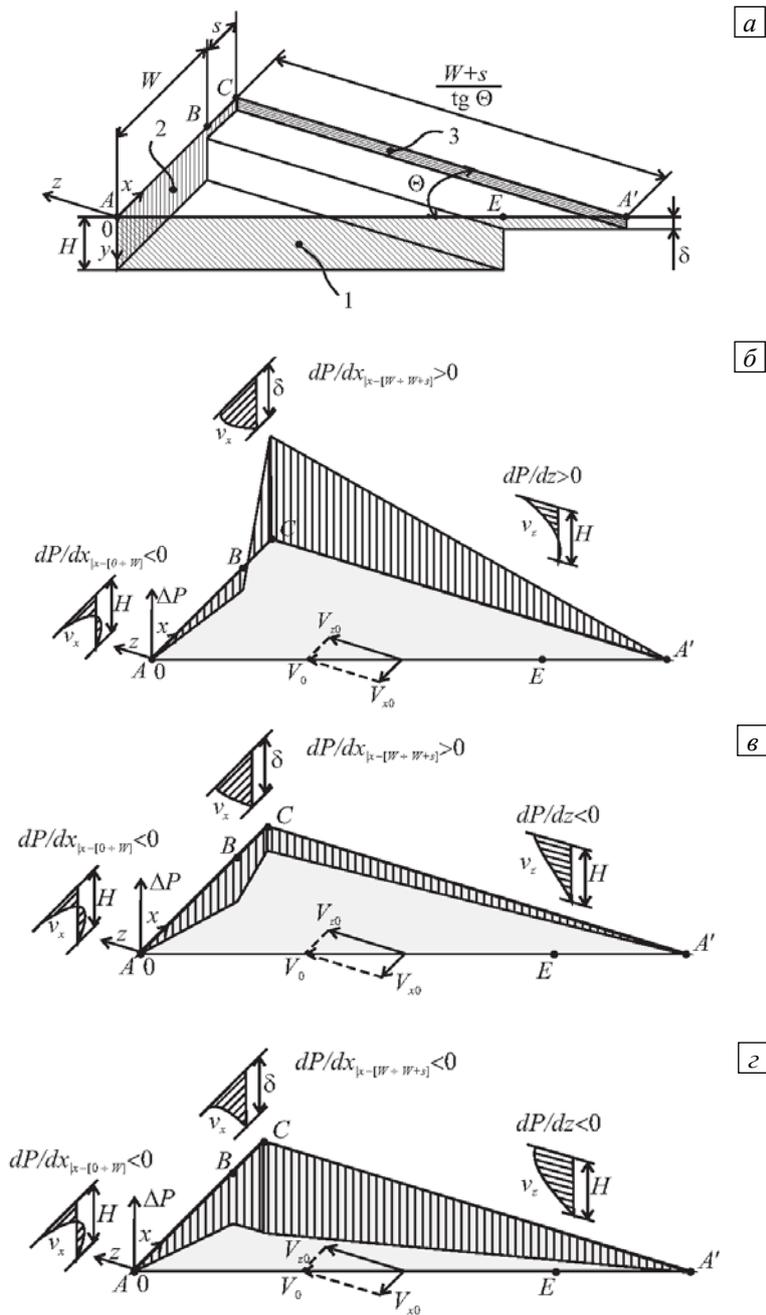


Рис. 4. Замкнутый объем канала для расчета утечек (а), распределение давления по треугольнику ACA' и эпюры скоростей в канале и зазоре (б–г)

Рассмотрим характерные режимы работы экструдера в зоне дозирования и проследим динамику изменения расхода утечек от величины градиента давления $\partial P/\partial z$ (Рис. 4б-г). При работе экструдера в режиме заданного перепада давления геометрические размеры его элементов — глубина канала H и величина зазора δ , обуславливают соответствующие течения с положительным или отрицательным градиентом давления $\partial P/\partial z$, например $\partial P/\partial z > 0$ на рисунке 4б. Перепад давления ΔP_{AC} , рассчитанный по формуле (8), также положителен. Для этого режима работы компонента градиента давления в зазоре положительна: $\partial P/\partial x_{|x=[W+(W+s)]} > 0$ при отрицательном значении $\partial P/\partial x_{|x=[0+W]}$ в канале (Рис. 4б). Поскольку глубина канала H много больше величины зазора δ , то компонента градиента давления в канале $\partial P/\partial x$ всегда имеет отрицательное значение (Рис. 4б-г). При отрицательном значении $\partial P/\partial z$ компонента градиента давления в зазоре $\partial P/\partial x_{|x=[W+(W+s)]}$ может быть положительной (Рис. 4в), нулевой (на рисунке 4 не представлена) или отрицательной (Рис. 4г). Наибольший расход утечек имеет место в случае, показанном на рисунке 4б.

Для реализации задачи тепломассопереноса в канале пластицирующего экструдера с учетом потока утечек через зазор при заданном массовом расходе G_0 на каждом шаге по длине канала организуется итерационная процедура. На последующем шаге в качестве массового расхода утечек используется его величина с предыдущего шага (G_u) или задается некоторое первоначальное приближение. Итерационная процедура состоит из последовательно выполняемых действий:

- из решения методом конечных элементов уравнения движения (4) при известном массовом расходе в направлении оси z , равном (см. (7)) $G_z = G_0 + G_u$, определяется поле скорости v_z и компонента градиента давления $\partial P / \partial z$. По формуле (8) вычисляется перепад давления ΔP_{AC} , далее по выражениям (1)–(3) находятся компоненты скорости v_x , v_y и давление P в поперечном сечении канала;

- по распределению компоненты скорости v_x рассчитывается новое значение расхода утечек G'_u . Если относительная невязка между предыдущим расходом утечек G_u и вновь вычисленным G'_u по абсолютной величине превышает некоторую наперед заданную малую величину, то данная итерационная процедура продолжается до тех пор, пока не выполнится условие по точности;

- на основании установленных поля скорости из решения уравнения энергии (5) определяется поле температур в узлах сетки на текущем шаге по длине канала;

- исходя из нового распределения температуры перевычисляются поля скоростей и расход потока утечек.

Как показали результаты численных экспериментов, сходимость итерационного процесса достаточно оценивать по компоненте скорости v_x , поскольку сходимость по другим компонентам скорости и температуре удовлетворяется также. Если в каждом узле относительная разность скорости не превышает по модулю некоторой наперед заданной малой величины ε

$$\left| \frac{v_x^{m+1} - v_x^m}{V_{x0}} \right| \leq \varepsilon,$$

то считается, что итерационная процедура сходится. Далее осуществляется переход к следующему шагу по длине канала, и процедура повторяется.

Представленный подход к определению потока утечек через зазор учитывает вынужденную и напорную составляющие течения расплава полимера, аномально-вязкие свойства среды, неоднородность температурного поля в поперечном сечении канала и зазоре. Созданная на его основе методика определения потока утечек через зазор между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью корпуса может использоваться в математических моделях (одно-, двух или трехмерных) течений жидкости в винтовых каналах простых шнековых насосов и пластицирующих экструдеров как для зоны дозирования, так и для зоны плавления.

Вычислительные эксперименты по изучению влияния утечек на характеристики пластицирующего экструдера с классическим шнеком, размеры которого приведены в таблице 1, выполнены с помощью математической модели, представленной в работах [18–20]. Исследуемым материалом служил полиэтилен (ПЭ), реологические и теплофизические свойства которого показаны в таблице 2 и на рисунке 5. Индекс sl в таблице 2 соответствует твердому состоянию полимера, а m — расплавленному. Температура плавления полиэтилена обозначается как T_m ; эффективная вязкость расплава ПЭ определяется по формуле (6).

Таблица 1. Базовая геометрия классического шнека

Внутренний диаметр цилиндра (корпуса), мм	160,0
Наружный диаметр шнека, мм	159,4
Шаг винтовой нарезки, мм	160,0
Ширина канала W , мм	137,3
Ширина гребня винтовой нарезки s , мм	15,3
Длины геометрических зон загрузки, сжатия и дозирования $\Delta Z_1 / \Delta Z_2 / \Delta Z_3$, число витков	10/10/7
Суммарная длина шнека Z_k , число витков	27
Глубина канала в зоне загрузки, H_1 , мм	16
Глубина канала в зоне дозирования H_2 , мм	4
Угол подъема винтовой линии Θ	17°39'
Радиальный зазор между гребнем шнека и корпусом δ , мм	0,3
Диаметр отверстия в шнеке, мм	48

Таблица 2. Реологические и теплофизические свойства полиэтилена

Исследуемый материал	n	μ_0	T_0	β	T_m	ρ_{sl}	ρ_m	λ_{sl}	λ_m
	–	Па·с ^{n}	°С	1/°С	°С	кг/м ³		Вт/(м·°С)	
ПЭ	0,44	10825	160	0,018	110	919,0	779,0	0,335	0,182

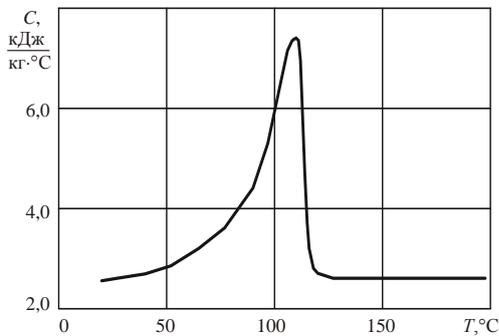


Рис. 5. Зависимость удельной теплоемкости ПЭ от температуры

Температура цилиндра экструдера T_b задавалась равной 200°С, температура в шнеке рассчитывалась по модели из [19]. При этом на внутренней поверхности отверстия, которое предусматривает конструкция шнека, задавались адиабатические условия. Начальная температура гранулята T_{z0} составляла 20°С, число оборотов шнека — $N=60$ об/мин. Массовая производительность экструдера G_0 изменялась от 0,02 до 0,12 кг/с.

Поскольку в процессе эксплуатации оборудования величина радиального зазора между гребнем шнека и внутренней поверхностью цилиндра изменяется, то интерес представляла оценка влияния величины зазора на рабочие характеристики экструдера.

Вычислительный эксперимент проведен для двух значений зазоров δ : 0,3 и 0,6 мм. Число разбиений задавалось равным 20 — по высоте канала (три приходилось на зазор), 40 — по ширине канала. Численные исследования показали, что измельчение сетки в зазоре изменяет результаты расчета не более чем на 3%.

На рисунке 6а приведены зависимости составляющих мощности пластицирующего экструдера от его производительности G_0 при различных радиальных зазорах между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью цилиндра. Здесь: $Q_0 P_K$ — мощность, затрачиваемая на перенос массы среды по каналу экструдера; Q_0 — объемный расход полимера; P_K — перепад давления между выходом и входом

экструдера; $Q_i = G_0 \int_{T_{z0}}^{T_{cp,max}} C(T) dT$ — изменение внутренней энергии полимерного материала при его

продвижении от входа к выходу канала в единицу времени; Q_Φ — суммарная мощность диссипативного источника тепла; Q_λ — суммарная мощность подводимой (отводимой) через стенки канала тепловой энергии. Из рисунка видно, что увеличение зазора наиболее сильно влияет на мощность диссипации механической энергии Q_Φ в канале экструдера и мощность подводимой (отводимой) тепловой энергии Q_λ . Поскольку мощность на валу электродвигателя $N_{дв}$ определяется суммой Q_Φ и $Q_0 P_K$, то и $N_{дв}$ снижается с увеличением величины зазора.

На рисунке 6б показаны зависимости средней (T_{cp}) и максимальной (T_{max}) температур расплава на выходе из экструдера от производительности и величины зазора. При увеличении зазора происходит снижение как средней, так и максимальной температуры расплава полимера на выходе из канала, что обусловлено снижением интенсивности диссипативного источника тепла Q_Φ . Снижение максимальной температуры при увеличении зазора δ от 0,3 до 0,6 мм во всем диапазоне изменения расхода не превышает 4°С, средней — 3°С.

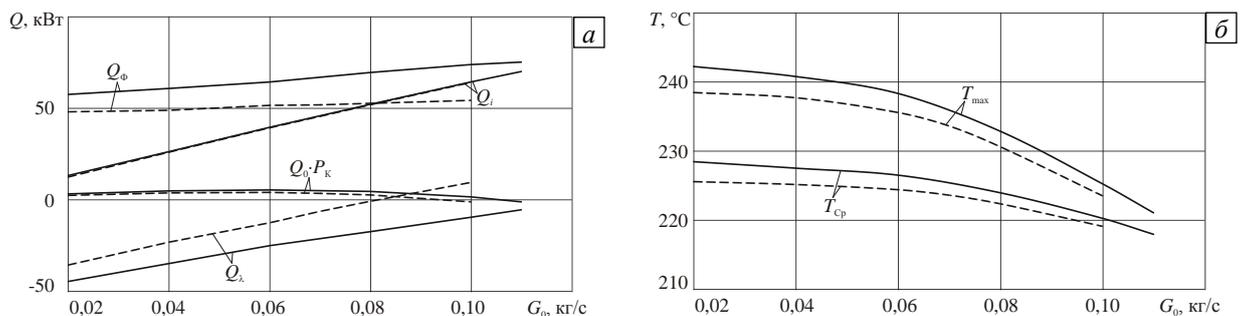


Рис. 6. Зависимость составляющих мощности экструдера от его производительности G_0 (а) и зависимости средней температуры T_{cp} на выходе из экструдера и максимальной температуры T_{max} от массового расхода G_0 при различных значениях радиального зазора δ , мм: 0,3 (сплошная линия); 0,6 (штриховая)

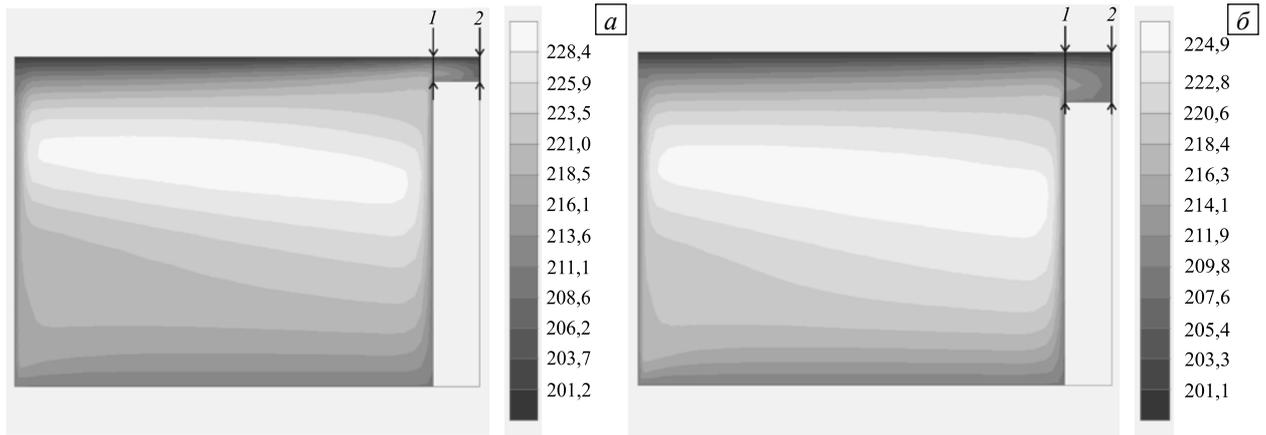


Рис. 7. Температурное поле в поперечном сечении канала на выходе из экструдера при различных значениях δ , мм: 0,3 (а); 0,6 (б)

На рисунке 7 изображены температурные поля в поперечном сечении зоны дозирования канала для рассматриваемых величин радиальных зазоров при массовом расходе $G_0 = 0,09$ кг/с. Изменение температуры расплава в сечениях зазора 1 и 2, изображено на рисунке 8. Можно видеть, что максимальная температура полимера в канале с меньшим зазором выше и превосходит температуру корпуса на 28°C (Рис. 7а), в то же время максимальная температура непосредственно в зазоре над гребнем шнека (Рис. 8а) превышает температуру корпуса лишь на 15°C . Это связано с тем, что, несмотря на значительные по величине скорости сдвига, наблюдающиеся в этой части канала, энергия, выделившаяся за счет вязкого трения, эффективно отводится через изотермическую поверхность цилиндрического корпуса и шнека экструдера в силу малой величины зазора.

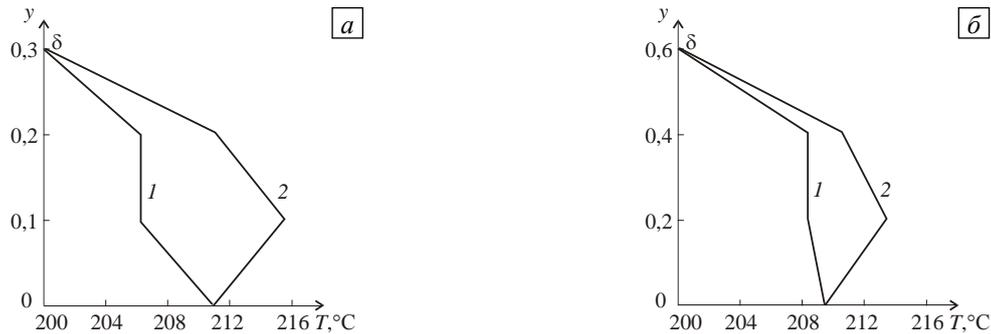


Рис. 8. Зависимость температуры по высоте зазора (сечения 1 и 2) при $\delta = 0,3$ мм (а) и $\delta = 0,6$ мм (б)

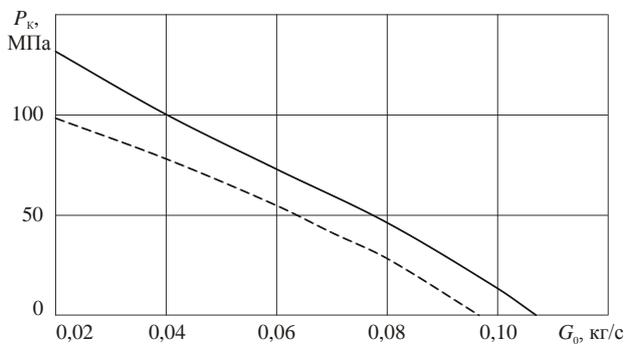


Рис. 9. Напорно-расходные характеристики экструдера при различных радиальных зазорах δ , мм: 0,3 (сплошная линия); 0,6 (штриховая)

Зависимости перепада давления P_k от производительности экструдера G_0 и радиальных зазоров δ приведены на рисунке 9. Полученные результаты расчетов свидетельствуют, что увеличение зазора оказывает значительное влияние на изменение напорно-расходных характеристик пластицирующего экструдера. Увеличение зазора между шнеком и внутренней поверхностью цилиндра приводит к снижению производительности, что в первую очередь обусловлено увеличением потока утечек через зазор. При открытом выходе ($P_k = 0$) увеличение зазора δ с 0,3 мм до 0,6 мм приводит к снижению массового расхода G_0 на 10%.

Выводы

Разработана квазитрехмерная математическая модель пластицирующей экструзии нелинейных полимерных сред в винтовых каналах шнекового оборудования с учетом утечек через зазор между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью корпуса в зонах плавления и дозирования. Предложенная методика определения потока утечек, базирующаяся на законе сохранения масс, позволяет описывать изменяющуюся геометрию канала, диссипацию тепла в зазоре, нелинейный характер поведения расплава полимера, перепад давления в канале шнека как в продольном, так и в поперечном направлениях, неоднородность температурного поля в канале шнека и зазоре, в том числе и в условиях фазового перехода. В результате численных исследований процесса пластицирующей экструзии установлено, что увеличение зазора между гребнем нарезки червяка и внутренней поверхностью корпуса приводит не только к снижению производительности экструдера, но также к уменьшению средней и максимальной температуры расплава полимера на выходе из экструдера за счет снижения диссипации тепла.

Работа выполнена при финансовой поддержке РФФИ (проект № 13-08-96034-р_урал_a).

Литература

1. Раувендааль К. Экструзия полимеров. – СПб.: Профессия, 2010. – 768 с.
2. Тадмор З., Гогос К. Теоретические основы переработки полимеров. – М.: Химия, 1984. – 632 с.
3. Mohr W.D., Mallouk R.S. Flow, power requirement, and pressure distribution of fluid in a screw extruder // *Ind. Eng. Chem.* – 1959. – Vol. 51, no. 6. – P. 765-770. DOI
4. Янков В.И., Первадчук В.П., Боярченко В.И. Процессы переработки волокнообразующих полимеров (методы расчета). – М.: Химия, 1989. – 320 с.
5. Янков В.И. Исследование и разработка методов расчета шнековых насосов и аппаратов непрерывного растворения полимеров в производстве синтетических волокон / Дисс... докт. техн. наук: 05.04.09. – Калинин, ВНИИСВ, 1980. – 450 с.
6. Янков В.И., Славнов Е.В., Уржунцева С.И. Шнековые машины с продольной циркуляцией жидкости. Сообщение 1. Напорно-расходные характеристики // *Химические волокна.* – 2003. – № 2. – С. 54-59. (English version DOI).
7. Славнов Е.В., Судаков А.И., Бузмакова С.В. Модель радиальных утечек с циркуляцией в однозаходных шнековых машинах // *Вычисл. мех. сплош. сред.* – 2008. – Т. 1, № 4. – С. 88-96. DOI
8. Петров И.А., Славнов Е.В. Моделирование течения в шнеке с радиальным зазором как системы с распределенной обратной связью, описываемой дифференциальным уравнением с запаздывающим аргументом // *Вычисл. мех. сплош. сред.* – 2012. – Т. 5, № 1. – С. 107-113. DOI
9. Петров И.А., Славнов Е.В. Модель утечек через радиальные зазоры в одношнековом экструдере со слабо линейно изменяющейся по длине геометрией шнека // *Вычисл. мех. сплош. сред.* – 2012. – Т. 5, № 4. – С. 461-468. DOI
10. Syrjälä S. Numerical simulation of nonisothermal flow of polymer melt in a single-screw extruder: a validation study // *Numer. Heat Tr. A-Appl.* – 2000. – Vol. 37, no. 8. – P. 897-915. DOI
11. Rauwendaal C. Finite element studies of flow and temperature evolution in single screw extruders // *Plastics, Rubbers and Composites.* – 2004. – Vol. 33, no. 9-10. – P. 390-396. DOI
12. Флетчер К. Численные методы на основе метода Галёркина. – М.: Мир, 1988. – 352 с.
13. Флетчер К. Вычислительные методы в динамике жидкостей. – М.: Мир, 1991. – Т. 1. – 504 с.
14. Флетчер К. Вычислительные методы в динамике жидкостей. – М.: Мир, 1991. – Т. 2. – 552 с.
15. Пасконов В.М., Полежаев В.И., Чудов Л.А. Численное моделирование процессов тепло- и массообмена. – М.: Наука, 1984. – 285 с.
16. Самарский А.А. Теория разностных схем. – М.: Наука, 1989. – 616 с.
17. Щербинин А.Г., Труфанова Н.М., Янков В.И. Влияние зазора между гребнем нарезки червяка и корпусом на работу экструдера // *Химические волокна.* – 1998. – № 1. – С. 44-48. (English version DOI).
18. Щербинин А.Г., Труфанова Н.М., Янков В.И. Пространственная математическая модель одночервячного пластицирующего экструдера. Сообщение 1. Математическая модель процесса тепломассопереноса полимера в канале экструдера // *Пластические массы.* – 2004. – № 6. – С. 38-41.
19. Щербинин А.Г., Труфанова Н.М., Янков В.И. Пространственная математическая модель одночервячного пластицирующего экструдера. Сообщение 2. Математическая модель по определению температуры шнека // *Пластические массы.* – 2004. – № 8. – С. 38-40.
20. Труфанова Н.М., Щербинин А.Г., Янков В.И. Плавление полимеров в экструдерах М.-Ижевск: НИЦ «Регулярная и хаотическая динамика», 2009. 336 с.

References

1. Rauwendaal Ch. *Polymer Extrusion*. Hanser Gardner Publisher, 2001. 804 p.
2. Tadmor Z., Gogos C.G. *Principles of Polymer Processing*. Wiley-International, New York, 1979. 961 p.
3. Mohr W.D., Mallouk R.S. Flow, power requirement, and pressure distribution of fluid in a screw extruder. *Ind. Eng. Chem.*, 1959, vol. 51, no. 6, pp. 765-770. DOI
4. Yankov V.I., Pervadchuk V.P., Boyarchenko V.I. *Protsessy pererabotki voloknoobrazuyushchikh polimerov (metody rascheta)* [Processes of recycling of the fiber-forming polymers (calculation methods)]. Moscow: Khimiya, 1989. 320 p.
5. Yankov V.I. *Issledovanie i razrabotka metodov rascheta shnekovykh nasosov i apparatov nepreryvnogo rastvoreniya polimerov v proizvodstve sinteticheskikh volokon* [Investigation and development of methods for calculating screw pumps

- and devices for continuous polymer dissolution in the manufacture of synthetic fibers]. PhD Thesis, 05.04.09. Kalinin, Research Institute of Synthetic Fiber with the Pilot Plant, 1980. 450 p.
6. Yankov V.I., Slavnov E.V., Urzhuntseva S.I. Screw machines with longitudinal circulating liquid. Communication 1. Pressure-flow rate characteristics. *Fibre Chemistry*, 2003, vol. 35, no 2, pp. 152-159. DOI
 7. Slavnov E.V., Sudakov A.I., Buzmakova S.V. Model of radial leakages with circulation in single-threaded screw extruders. *Vycisl. meh. splos. sred – Computational Continuum Mechanics*, 2008, vol. 1, no. 4, pp. 88-96. DOI
 8. Petrov I.A., Slavnov E.V. Modeling of flow in an extruder with radial clearance as a distributed feedback system described by a delay differential equation. *Vycisl. meh. splos. sred – Computational Continuum Mechanics*, 2012, vol.5, no. 1, pp. 107-113. DOI
 9. Petrov I.A., Slavnov E.V. Model of leakages through radial clearances in a single screw extruder with linearly changing geometry of screw. *Vycisl. meh. splos. sred – Computational Continuum Mechanics*, 2012, vol. 5, no. 4, pp. 461-468. DOI
 10. Syrjälä S. Numerical simulation of nonisothermal flow of polymer melt in a single-screw extruder: a validation study. *Numer. Heat Tr. A-Appl.*, 2000, vol. 37, no. 8, pp. 897-915. DOI
 11. Rauwendaal C. Finite element studies of flow and temperature evolution in single screw extruders. *Plastics, Rubbers and Composites*, 2004, vol. 33, no. 9-10, pp. 390-396. DOI
 12. Fletcher C. *Computational Galerkin Methods*. Springer, Berlin, Heidelberg, 1984. 352 p.
 13. Fletcher C. *Computational techniques for fluid dynamics*. Springer, Berlin, Heidelberg, 1988. Vol. 1. 401 p.
 14. Fletcher C. *Computational techniques for fluid dynamics*. Springer, Berlin, Heidelberg, 1988. Vol. 2. 479 p.
 15. Paskonov V.M., Polezhaev V.I., Chudov L.A. *Chislennoe modelirovanie protsessov teplo- i massoobmena* [Numerical modeling of heat and mass transfer processes]. Moscow: Nauka, 1984. 285 p.
 16. Samarsky A.A. *Teoriya raznostnykh skhem* [The theory of difference schemes]. Moscow: Nauka, 1989. 616 p.
 17. Shcherbinin A.G., Trufanova N.M., Yankov V.I. Effect of the gap between the crown of the screw thread and body in operation of extruders. *Fibre Chemistry*, 1998, vol. 30, no. 1, pp. 53-58. DOI
 18. Shcherbinin A.G., Trufanova N.M., Yankov V.I. Three-dimensional mathematical model of a single-screw plasticising extruder. 1: Mathematical model of heat and mass transfer of the polymer in an extruder channel. *Plasticheskie massy – International Polymer Science and Technology*, 2004, no. 6, pp. 38-41.
 19. Shcherbinin A.G., Trufanova N.M., Terlych A.E., Yankov V.I. Three-dimensional mathematical model of a single-screw plasticising extruder. 2: Mathematical model for determining the screw temperature. *International Polymer Science and Technology*, 2005, vol. 32, no. 3, pp. 39-42.
 20. Trufanova N.M., Shcherbinin A.G., Yankov V.I. *Plavlenie polimerov v ekstruderakh* [Polymers melting in extruders]. Moscow-Izhevsk: SIC “Regular and Chaotic Dynamics”, 2009. 336 p.

Поступила в редакцию 11.07.2014; опубликована в электронном виде 30.12.2014

Сведения об авторах

Щербинин Алексей Григорьевич, д-р, доц., проф., Пермский национальный исследовательский политехнический университет (ПНИПУ), 614990, Пермь, Комсомольский пр-т, д. 29. e-mail: agshch@mail.ru

Труфанова Наталья Михайловна, д-р, проф., зав. каф., ПНИПУ; e-mail: trufanova@pstu.ru

Ершов Сергей Викторович, асп., ПНИПУ; E-mail: ershov_sv@bk.ru