

12º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS



TÍTULO DO TRABALHO:

Modelo de Mistura para Simulação de Escoamento em Polidutos

AUTORES:

Tiago de Araújo Elias¹
Emilio Paladino²
Rodolfo Cesar Costa Flesch³
Vinicius Trombin Barros²

INSTITUIÇÃO:

Tecnologia de Processos de Dutos, Petrobras Transporte S.A. – Transpetro¹
Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina²
Departamento de Automação e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina³

MODELO DE MISTURA PARA SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTO EM POLIDUTOS

Resumo

Este trabalho apresenta um modelo matemático para descrever o processo de escoamento polidutos. A abordagem proposta é baseada em um modelo de mistura *drift-flux* com uma simplificação na determinação da fração volumétrica de cada fluido. O modelo matemático é discretizado utilizando o Método dos Volumes Finitos (MVF). Para a equação de difusão, este trabalho emprega o esquema *Van Leer Total Variation Diminishing* (TVD) para integração no espaço e o esquema Crank-Nicolson de segunda ordem para integração no tempo. Os resultados numéricos são comparados com uma solução analítica e são validados com dados de campo, apresentando conclusões promissoras.

Palavras-chave: polidutos, simulação, modelo de mistura *drift-flux*.

Abstract

This paper presents a model to describe the transfer of fluids in multiproduct pipelines. The proposed approach is based on a drift-flux model with a simplification for determining the volume fraction of each fluid. The mathematical model is discretized employing the Finite Volume Method (FVM). For the diffusion equation, this work uses the Van Leer Total Variation Diminishing (TVD) scheme for spatial integration and the second order Crank-Nicolson scheme to integrate in time. The numerical results are compared to an analytical solution and are validated with field data presenting promising results.

Keywords: multiproduct pipelines, simulation, drift-flux model.

Introdução

Polidutos são utilizados para transportar produtos derivados de petróleo de maneira sequencial, em bateladas, de maneira a otimizar o processo logístico, considerando baixas velocidades de escoamento e longas distâncias entre as unidades de refino, armazenamento e distribuição. Na prática, não são utilizados separadores mecânicos entre os diferentes produtos, devido à complexidade da operação, principalmente na presença de estações intermediárias de bombeio. Sendo assim, é formada uma região de mistura entre os fluidos, chamada de interface, que aumenta de acordo com o processo de transporte (BAPTISTA; RACHID; DE ARAUJO, 2002). Essa é uma prática comum na indústria e diferentes abordagens para estimar a região de mistura podem ser encontradas na literatura.

As abordagens disponíveis para estimar a região de mistura são não conservativas e são validadas e desenvolvidas para a condição de regime permanente e para longos tempos de transferência, considerando que a interface entre os fluidos tenha percorrido toda a extensão do oleoduto (MARTINOIA; NIECKELE; PIRES, 2016; BAPTISTA; RACHID; DE ARAUJO, 2001; HE et al., 2019).

No cenário de curtos períodos de transferência, a estimação transiente da região de mistura entre os fluidos ao longo do oleoduto pode apresentar diferenças significativas em densidade, viscosidade e comprimento. Da mesma maneira, durante as operações de carga e descarga de navios são gerados transientes de pressão, e, portanto, uma estimação transiente da interface é desejada.

Este trabalho propõe uma abordagem transiente conservativa simplificada para determinar as frações volumétricas de cada fluido e, assim, estimar o volume da interface e descrever o processo de transporte em polidutos. A formulação é baseada no modelo de mistura, no qual a velocidade de escoamento é determinada a partir de uma única equação de conservação da quantidade de movimento linear. Como proposta inicial, é utilizada uma simplificação: as frações volumétricas são determinadas a partir de uma equação de transporte com um coeficiente de dispersão bem conhecido na literatura, calculado com base no número de Reynolds e no número de Schmidt.

Metodologia

O modelo de dois fluidos descreve o processo de transporte de cada fase a partir das suas próprias equações de balanço com termos de interação entre as fases. Se as duas fases estão fortemente acopladas e o interesse é descrever o comportamento global da mistura, ao invés de estimar detalhadamente as mudanças e as interações entre as fases, o modelo de mistura é considerado mais simples e eficaz (ISHII; HIBIKI, 2010). No modelo de mistura, a velocidade é determinada a partir de uma única equação de conservação da quantidade de movimento linear e, para determinar as frações volumétricas, a equação da continuidade é resolvida para cada fase (MANNINEN; TAIVASSALO; KALLIO, 1996).

As equações de conservação da massa e da quantidade de movimento linear para o modelo de mistura são apresentadas abaixo, considerando o caso de dois fluidos (MANNINEN; TAIVASSALO; KALLIO, 1996):

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m) = 0, \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho_m \mathbf{u}_m + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m \mathbf{u}_m) = -\nabla p_m - \nabla \cdot [\rho_m c_i (1 - c_i) \mathbf{u}_{Ci0} \mathbf{u}_{Ci0}] + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_{Gm} + \rho_m \mathbf{g}, \quad (2)$$

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \mathbf{u}_m - D_{Mi} \nabla \alpha_i) = -\nabla \cdot [\alpha_i (1 - c_i) \mathbf{u}_{Ci0}], \quad (3)$$

onde D_{Mi} é o coeficiente de difusão, ρ_m é a densidade da mistura, definida como $\rho_m = \alpha_1 \rho_1 + \alpha_2 \rho_2$, a qual varia apesar da densidade de cada fase ser constante. A variável c_i é a fração mássica do fluido i , α_i é a fração volumétrica, e, para uma mistura de dois fluidos, $\alpha_1 + \alpha_2 = 1$.

A velocidade da mistura é definida como $\mathbf{u}_m = \frac{1}{\rho_m} (\alpha_1 \rho_1 \mathbf{u}_1 + \alpha_2 \rho_2 \mathbf{u}_2)$ e representa a velocidade do centro de massa. As tensões viscosa e turbulenta são englobadas em uma tensão generalizada, equivalente à tensão para escoamento de um único fluido, $\boldsymbol{\tau}_{Gm} = (\mu_m + \mu_{Tm}) [\nabla \mathbf{u}_m +$

$(\nabla u_m)^T] - \frac{2}{3} \rho_m k_m I$, onde μ_m é a viscosidade dinâmica da mistura, μ_{Tm} é a viscosidade dinâmica turbulenta e k_m é a energia cinética turbulenta da mistura.

As pressões dos fluidos são consideradas iguais, ignorando a tensão superficial; portanto, a pressão da mistura p_m é igual à pressão do fluido p_i . A velocidade relativa u_{ci} é determinada a partir do balanço de forças, combinando as equações de conservação da quantidade de movimento linear para a mistura e para o fluido i (MANNINEN; TAIIVASSALO; KALLIO, 1996). Para calcular as velocidades relativas, devem ser utilizadas correlações empíricas para determinar o coeficiente de arraste e a viscosidade da mistura.

Como principal contribuição, este trabalho propõe uma abordagem simplificada para determinar a fração volumétrica de cada fluido sem calcular a velocidade relativa u_{ci} , e, portanto, sem utilizar correlações empíricas. Como uma primeira abordagem, o termo relacionado à velocidade relativa $\nabla \cdot [\rho_m c_p (1 - c_p) \mathbf{u}_{cp0} \mathbf{u}_{cp0}]$ é considerado ter uma pequena contribuição na equação de conservação da quantidade de movimento linear, resultado em:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho_m \mathbf{u}_m + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m \mathbf{u}_m) = -\nabla p_m + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_{Gm} + \rho_m \mathbf{g}. \quad (4)$$

O escoamento em tubulações é modelado considerando uma linha de fluxo de fluido com uma seção transversal A , normal à direção de escoamento (KOSSATZ, 2000). Nesse modelo unidimensional, é empregado o fator de atrito de Darcy-Weisbach f_m e a seção transversal varia com a pressão. As equações de conservação da massa e da quantidade de movimento linear resultantes são dadas por:

$$\frac{\partial(\rho_m A)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_m A u_m)}{\partial x} = 0, \quad (5)$$

$$\frac{\partial \rho_m u_m}{\partial t} + \frac{\partial \rho_m u_m u_m}{\partial x} = -\frac{\partial p_m}{\partial x} - \rho_m g \frac{\partial z}{\partial x} - \rho_m \frac{f_m u_m |u_m|}{2d}, \quad (6)$$

onde d é o diâmetro da tubulação e z é a cota de elevação. O fator de atrito é calculado utilizando a viscosidade da mistura, definida como $\mu_m = \alpha_1 \mu_1 + \alpha_2 \mu_2$, e a rugosidade relativa da tubulação.

A equação de difusão em um tubo circular, assumindo que a concentração é simétrica na linha de centro, é dada por:

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} + u_x \frac{\partial C_i}{\partial x} + u_r \frac{\partial C_i}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial C_i}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r D \frac{\partial C_i}{\partial r} \right), \quad (7)$$

onde C_i é a concentração do fluido i , D é o coeficiente de difusão molecular e u_x e u_r são as velocidades nas direções axial e radial, respectivamente (TAYLOR, 1953; MARTINOIA; NIECKELE; PIRES, 2016).

De maneira a simplificar o problema, neste trabalho as seguintes hipóteses são assumidas: o escoamento na tubulação é unidimensional; a contribuição do termo $\frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial C_i}{\partial x} \right)$ é muito menor do que a contribuição do termo $\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r D \frac{\partial C_i}{\partial r} \right)$ (TAYLOR, 1953); e os efeitos de convecção e difusão na direção

radial são introduzidos através do coeficiente de dispersão axial K . Considerando as hipóteses e substituindo a concentração $C_i = \rho_i \alpha_i$, resulta na seguinte equação para difusão:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_i u_m}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left[K \frac{\partial \alpha_i}{\partial x} \right]. \quad (8)$$

A correlação para o coeficiente de dispersão depende do perfil de velocidade, do número de Reynolds e do número de Schmidt. Conforme mencionado por Baptista (2001), existem diferentes correlações disponíveis na literatura e a mais precisa é a proposta por Krantz (1974). Esse trabalho emprega a seguinte equação baseada no número de Reynolds, como apresentado em (BAPTISTA; RACHID; DE ARAUJO, 2001; MARTINOIA; NIECKELE; PIRES, 2016):

$$K = \gamma (Re)^\beta du, \quad (9)$$

onde os parâmetros γ e β dependem do número de Reynolds e do número de Schmidt, sendo o número de Reynolds definido como $Re = \frac{u_m d}{\nu_m}$, e a viscosidade cinética dada por $\frac{1}{\nu_m} = \alpha_1 \nu_1^{-1} + \alpha_2 \nu_2^{-1}$.

Uma solução analítica para o problema é proposta por Taylor (1953), assumindo velocidade de escoamento e coeficiente de dispersão axial constantes. A fração volumétrica do fluido i é calculada como:

$$\alpha_i = \frac{1}{2} + \frac{1}{2} \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2} \frac{y}{\sqrt{K_d} \sqrt{\frac{x_m}{d}}} \right), \quad (10)$$

onde $y = \frac{x - x_m}{d}$ é a posição adimensional, x_m é a posição da mistura, $K_d = \frac{K}{u_m d}$ é o coeficiente de dispersão axial adimensional e erf é a função erro.

A partir da velocidade u_m e da fração volumétrica α_i , é possível determinar a região de mistura durante a transferência das bateladas. Na prática, é definida uma região com a concentração admissível de cada fluido. O instante inicial de cálculo $t_{inicial}$ é definido como o instante no qual a fração volumétrica do fluido α_i na região de mistura é igual à concentração máxima α_i^{max} , na posição do densímetro $x_{densímetro}$, e, o instante final t_{final} corresponde ao instante de tempo no qual a fração volumétrica α_i é igual ao valor mínimo α_i^{min} . O volume da interface é então calculado como:

$$V_{interface} = \int_{t_{inicial}}^{t_{final}} Q(x_{densímetro}, t) dt, \quad (11)$$

onde Q é vazão volumétrica e o comprimento da interface é definido como $L_{interface} = \frac{V_{interface}}{A}$.

O Método dos Volumes Finitos é utilizado para resolver o problema descrito pelas equações (5), (6) e (8). O campo de velocidades é calculado usando malhas deslocadas para as variáveis, com o método *Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations-Consistent* (SIMPLEC). Para discretizar

as equações, esse trabalho utiliza o esquema *upwind* para integração espacial e o esquema totalmente implícito para integração no tempo.

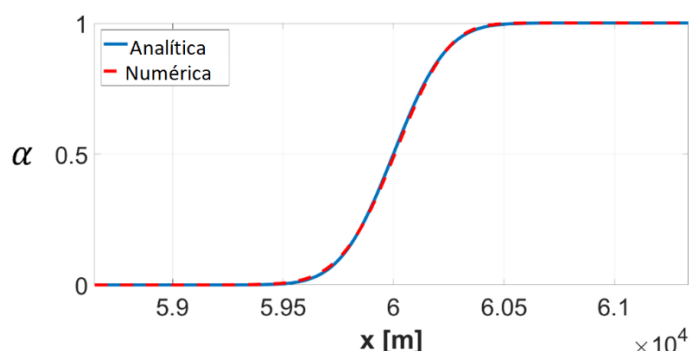
Para a discretização da equação de difusão, são utilizados o esquema *Van Leer Total Variation Diminishing* e o esquema Crank-Nicolson de segunda ordem.

Resultados e Discussão

O cenário para validar os resultados consiste no transporte de diesel e gasolina em um poliduto de 67 km de comprimento e 8" de diâmetro nominal. As propriedades de gasolina são densidade de $730 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ e viscosidade dinâmica de 0,41 cP a 20 °C, e as propriedades do diesel, $830 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ e 2,2 cP a 20 °C.

Para verificar o modelo de mistura proposto e o método numérico, foi realizada uma comparação do volume da interface considerando a solução analítica e o modelo proposto para o caso de velocidade e coeficiente de dispersão constantes. A Figura 1 apresenta a curva de distribuição da fração volumétrica para $K = 0,3 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ e $u = 1 \frac{\text{m}}{\text{s}}$. O tempo total de simulação é de 16 h e 40 min com um passo de cálculo de 0,1 s.

Figura 1: Comparação da curva de fração volumétrica para coeficiente de dispersão e velocidade constantes



A partir das curvas apresentadas na Figura 1, é possível verificar que as soluções numérica e analítica apresentam boa concordância. A Tabela 1 apresenta o erro percentual para o volume da interface calculado considerando diferentes frações volumétricas admissíveis. Para o caso Erro – Volume da Interface 1%, $\alpha_i^{máx} = 0,99$ e $\alpha_i^{mín} = 0,01$, e o mesmo procedimento é usado para definir os limites para os casos de 3%, 5% e 10%.

Tabela 1: Comparação do volume da interface para diferentes números de pontos na malha

Número de Pontos	Erro – Volume da Interface 1% [%]	Erro – Volume da Interface 3% [%]	Erro – Volume da Interface 5% [%]	Erro – Volume da Interface 10% [%]
3000	13,8	4,4	0,9	9,0
6000	10,2	5,1	2,6	1,0
10000	4,3	2,5	1,6	0,1

Na sequência, é apresentada uma comparação dos resultados de simulação com os dados de campo para validar o modelo proposto. O volume da interface é determinado a partir dos dados de vazão volumétrica e de densidade na expedição e no recebimento. A Tabela 2 apresenta os volumes da interface para quatro operações. Em todos os casos o poliduto está inicialmente parado com gasolina e então é iniciada a transferência da batelada de diesel, formando uma região de mistura.

Tabela 2: Volume da interface calculado a partir dos dados de campo

Operação	Volume da Interface – Expedição [m ³]	Volume da Interface – Recebimento [m ³]
1	13	28
2	12	24
3	12	20
4	14	22

Para as simulações foi utilizada uma malha com 6000 pontos e passo de cálculo de 1 s. As condições de contorno de pressão utilizadas foram $45 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}$ na expedição e $15 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}$ no recebimento. O volume da interface resultante no recebimento foi de 26 m^3 , um valor similar aos dados de campo apresentados na Tabela 2, para um coeficiente de dispersão de $0,05 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$.

Conforme apresentado na Tabela 1, para alcançar um resultado mais preciso é necessário refinar a malha, mas o tempo de simulação aumentaria e, em determinado ponto, não seria possível realizar a simulação em tempo real. Uma alternativa é utilizar uma malha adaptativa, refinando a malha em torno do centro de massa da região de mistura.

Conclusões

O trabalho apresentou um modelo transiente conservativo para descrever o processo de transporte em polidutos com a formação da interface. A abordagem simplificada é baseada em um coeficiente de dispersão para representar os efeitos convectivos e difusivos na direção radial. Os resultados numéricos apresentam boa concordância com a solução analítica, para velocidade de escoamento constante. As comparações com os dados de campo são promissoras e simulações estão sendo executadas para melhor ajustar a equação do coeficiente de dispersão, baseada no número de Reynolds, e verificar o desempenho da malha adaptativa. Os próximos passos do trabalho incluem a determinação da velocidade relativa a ser introduzida na equação de conservação da quantidade de movimento linear.

Referências Bibliográficas

BAPTISTA, Renan Martins; RACHID, Felipe Bastos de Freitas; DE ARAUJO, Jose Henrique Carneiro. Mixing volume evaluation under pumping shut-down conditions. **PSIG Annual Meeting**. PSIG, 2001. p. PSIG-0111.

BAPTISTA, Renan Martins; RACHID, Felipe Bastos de Freitas; DE ARAUJO, Jose Henrique Carneiro. Predicting Mixing Volumes in Serial Transport in Pipelines. **Journal of Fluids Engineering**, v. 124, n. 2, p. 528-534, 2002.

HE, Guoxi et al. A novel numerical model for simulating the quantity of tailing oil in the mixed segment between two batches in product pipelines. **Mathematical Problems in Engineering**, v. 2019, n. 1, p. 6892915, 2019.

HENRIE, Morgan; CARPENTER, Philip; NICHOLAS, R. Edward. **Pipeline leak detection handbook**. Gulf Professional Publishing, 2016.

ISHII, Mamoru; HIBIKI, Takashi. **Thermo-fluid dynamics of two-phase flow**. Springer Science & Business Media, 2010.

KOSSATZ, Helmut. Simulation of Transient Liquid Pipeline Flow Using the Deformable Characteristic Grid. **International Pipeline Conference**. American Society of Mechanical Engineers, 2000. p. V001T05A016.

KRANTZ, William B.; WASAN, Darsh T. Axial dispersion in the turbulent flow of power-law fluids in straight tubes. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 13, n. 1, p. 56-62, 1974.

MANNINEN, Mikko; TAIIVASSALO, Veikko; KALLIO, Sirpa. On the mixture model for multiphase flow. 1996.

MARTINOIA, Thomás Machado; NIECKELE, Angela Ouvirio; PIRES, Luis Fernando Gonçalves. Pipeline operation impact on interfacial mixing volumes. **Rio Oil & Gas Expo and Conference**, 18., Article n.: 1586, 2016.

TAYLOR, Geoffrey Ingram. Dispersion of soluble matter in solvent flowing slowly through a tube. **Proceedings of the Royal Society of London. Series A. Mathematical and Physical Sciences**, v. 219, n. 1137, p. 186-203, 1953.