

کاربرد کامپیوتر در طرح و محاسبه خطوط انتقال نفت خام و فرآورده‌های نفتی

نوشته :

حسن دبیری - سورنا فخریمی - عبدالله شادآرام - ابراهیم شریف‌زاده

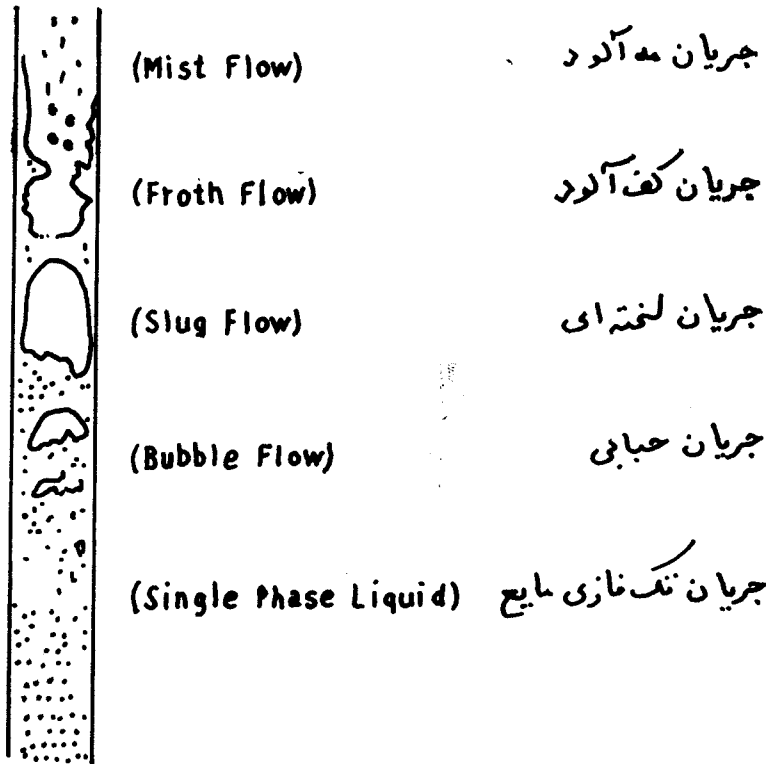
مقدمه

شناخت و بررسی دقیق جریانهای دوفازی «گاز-مایع» که غالباً در صنایع نفت و گاز پیش‌سی‌آیداز دیرباز نظر محققین را بخود جلب نموده است. این بررسی بدلیل وجود پدیده‌هایی از قبیل لغزش (slip) دوفازی روی یکدیگر و تغییر الگوی جریان و انتقال جرم بین فازها پیچیده می‌باشد. در این نوع جریان ممکن است فصل مشترک دوفاز گاز و مایع صاف یا موجی بوده و بین آندو نیز انتقال انرژی صورت گیرد که نتیجتاً این عوامل در افت فشار موثر است. و قتیکه پارامتر شیب لوله نیز به عواملی از قبیل مشخصات سیال، شدت جریان‌ها و قطر لوله اضافه شود مشکلات را دوچندان خواهد نمود. تا چندی پیش عده‌ای از محققین مانند Baxendell, et al (۱) و Tek (۲) روابطی را با در نظر گرفتن لغزش و کاهش اصطکاک بین دوفاز در لوله‌های قائم عرضه می‌کردند. نظر باینکه در این روابط تعدادی از متغیرهای موثر و نقش الگوهای مختلف جریان دخالت داده نمیشد، لذا نتایج بدست آمده چندان دقیق نبود عده‌ای دیگر پارامترهایی از قبیل لغزش و پس‌ماند (Holdup) را در نظر گرفته و یک رابطه افت فشاری که از سه جزء مختلف افت فشار در اثر اصطکاک، افت فشار در اثر تغییرات سرعت و افت فشار اثر تغییر ارتفاع تشکیل شده پیشنهاد نمودند. یکی از دلایل اصلی عدم دقت روابط موجود برای اغلب جریان‌های دوفازی قائم، عدم توجه به وجود توأم الگوهای مختلف جریان در طول یک مسیر است. مثلاً اگر خروج نفت را از انتهای چاه تا موقعیکه به سطح زمین میرسد در نظر بگیریم در فواصل مختلف طبق شکل شماره (۱) به ترتیب الگوهای جریان تک‌فازی مایع (Single phase liquid) جریان حبابی (Bubble Flow) جریان لخته‌ای (Slug Flow) جریان آلود (Froth Flow) و بالاخره جریان مه‌آلود (Mist Flow) مشاهده خواهد شد. بدین ترتیب در سال ۱۹۶۷ Orkiszewski (۳) نتیجه گرفت رابطه‌ای را که با در نظر گرفتن یک الگو بدست آمده نمیتوان برای محاسبه افت فشار در تمام طول مسیر یکار برد.

قبلاً اثر شیب لوله در محاسبات دوفازی در نظر گرفته نمی‌شد و بر حسب زاویه شیب از فرمولهای موجود برای جریانهای قائم و یا افقی استفاده میگردد. در سال ۱۹۵۸ Flanigan (۴) روشی را برای محاسبه افت فشار در لوله‌های انتقال در بخش‌های کوهستانی پیشنهاد کرد. این روش با استفاده از داده‌های تجربی یک خط لوله انتقال ۱۶ اینچی بدست آمده بود. در سال ۱۹۶۲ Sevigny (۵) با استفاده از مخلوط دوفاز آب و هوا در لوله‌ای به قطر ۵/۸۲ اینچ و با زوایای شیب مثبت یا منفی صفر، ۱۰، ۱۵، ۳۰، ۴۰، ۶۰ درجه تجربیاتی انجام داد و بر اساس آنها رابطه‌ای برای محاسبه افت فشار پیشنهاد نمود که فقط شامل افت فشار ناشی از اختلاف ارتفاع و افت فشار ناشی از اصطکاک بوده

است. در سال ۱۹۶۲ Sevigny (۵) رابطه‌ای برای تعیین ضریب اصطکاک جریانهای دو فازي بدست آورد که در آن ضریب اصطکاک تابعی از حجم مایع ورودی، عدد رینولدز گاز و عدد رینولدز مایع میباشد.

در سال ۱۹۶۷ Guzhev (۶) با اجرای تجربیاتی نشان داد که پس ماند مایع تابعی از عدد فرود (Froud) و حجم گاز ورودی میباشد. در سال ۱۹۷۰ Singh & Griffith (۷) روابطی برای جریان لخته‌ای در لوله‌های شیب‌دار عرضه کردند این دو محقق افت فشار و پس ماند را در لوله‌های بقطرهای ۰/۶۲۶، ۰/۸۲۲، ۱/۶۳، ۱/۳۶۸، ۱/۶ اینچ و با زوایای بمیزان (صفر، ۵ و ۱۰) \pm درجه با افق محاسبه کردند و عبارتی برای سرعت بالا رفتن حباب بیان کردند که از روی آن میتوان پس ماند مایع را بدست آورد. افت فشار ناشی از اصطکاک نیز با استفاده از ضریب اصطکاک فانینگ (Fanning)، جرم مخصوص مایع و سرعت مخلوط محاسبه میگردد و از افت فشار ناشی از شتاب نیز میتوان صرف نظر نمود. از سال ۱۹۷۰ تا ۱۹۷۴ مطالعات بسیاری روی جریانهای دو فازي «گاز-مایع» انجام شده است.



شکل شماره (۱) پیدایش الگوهای مختلف در جریان قائم «مایع-گاز»

در سال ۱۹۷۴ Gregory (۸) و در سال ۱۹۷۵ Beggs and Brill (۹) با در نظر گرفتن شش الگوی جریان مطالعات کاملی انجام دادند. این محققین برای هر الگو رابطه‌ای جداگانه جهت محاسبه پس ماند و ضریب اصطکاک جریان دو فازي بکار برده‌اند. نظریاتی که روابط متعدد و متنوعی در این روش بکار رفته با در نظر گرفتن حجم و دقت محاسبات استفاده از کامپیوتر ضروری و اجتناب ناپذیر است.

در این مقاله سعی شده است که با بکار بردن آخرین روابط و نتایجی که توسط محققین بدست آمده یک مدل ریاضی طرح و سپس با استفاده از کامپیوتر مدلی ساخته شود که بکمک این مدل بتوان جریانهای دو فازي را در لوله‌های افقی، قائم، شیب‌دار و یا ترکیبی از آنها بررسی نمود. از این مدل که کاملاً آزمایش شده میتوان برای طرح و محاسبه خطوط انتقال در مناطق کوهستانی و همچنین برای استخراج نفت و گاز و همچنین تزریق مایع و یا گاز به منابع نفت و گاز استفاده نمود.

شرح مدل ریاضی

در این قسمت سعی شده است که کلیه فرمول‌ها و ضوابطی که جهت طرح و محاسبه خطوط انتقال جریانهای دو فاز گاز «گاز-مایع» در مدل کامپیوتری بکار رفته شرح داده شود. برای این منظور شناخت عواسلی مانند نسبت حجمی دو فاز - خواص فیزیکی سیستم دو فاز و همچنین خواص فیزیکی هر فاز بطور جداگانه - الگوی جریان و بالاخره افت فشار در طول‌های مختلف مسیر ضروری است.

۱- الگوهای جریان

همانطوریکه در شکل شماره (۲) نشان داده شده، الگوهای جریان دو فاز افقی که تا بحال شناخته شده و در محاسبات افت فشار در این مدل ریاضی در نظر گرفته شده عبارت است از:

— جریانهای سجزا (Segregated Flow) که خود شامل انواع لایه‌ای (Stratified) موجی (wavy) و حلقه‌ای (Annular) میباشد.

— جریانهای متناوب یا نوبتی (Iistributed Flow) که خود شامل انواع توبی (Plug) و لخته‌ای (Slug) میباشد.

— جریانهای توزیعی (Distributed Flow) که خود شامل انواع حبابی (Bubble) و مه‌آلود (Mist) میباشد.

در سال ۱۹۷۵ جریان جدیدی نیز بنام جریان واسطه‌ای (Transition Flow) توسط Beggs & Brill (۹) مشخص گردید.

۲- روابط لازم جهت محاسبه خواص فیزیکی فازها

چون شرایط انتقال در طول مسیر متغییر است لذا محاسبات مربوط به افت فشار باید در هر جزء از مسیر انجام پذیرد لذا محاسبه خواص فیزیکی فازها در هر جزء از طول مسیر ضروری است برای این منظور لازم است که از روابط تجربی با دقت خوب استفاده نمود. پارامترهاییکه باید تعیین شوند عبارتند از:

الف - جرم مخصوص فازها

ب - ویسکوزیته فازها

ج - سرعت سطحی فازها (Superficial Velocity)

الف - روابط تعیین کننده جرم مخصوص فازها - در این مدل ریاضی از نتایج تحقیقات Beggs & Brill (۹)

برای محاسبه جرم مخصوص فاز مایع (نفت خام و یا فراورده نفتی) از فرمول (۱) استفاده شده است:

$$\rho_o = \frac{350.15\gamma_{osc} + 0.0764\gamma_{gsc}R_s}{5.615B_o} \quad (1)$$

که در آن γ_{osc} چگالی نفت خام و γ_{gsc} چگالی گاز در شرایط استاندارد میباشد. مقدار B_o ضریب حجمی تشکیل نفت خام (Oil Formatin Volume Factor) میباشد و از رابطه (۲) بدست می‌آید.

$$B_o = 0.972 + 0.000147 F^{1.175} + C \quad (2)$$

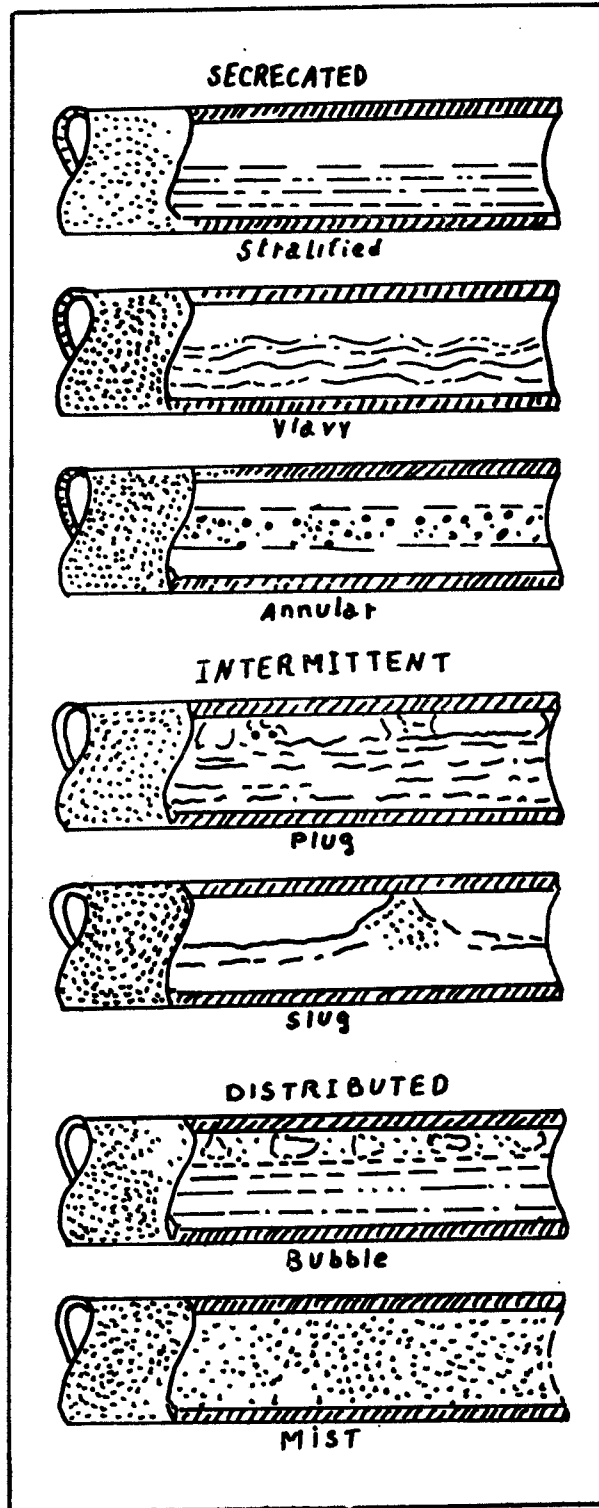
که در آن C تقریباً برابر صفر میباشد و همچنین

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{1/x} + 1.25T \quad (3)$$

برای محاسبه چگالی نفت خام از رابطه (۴) استفاده میشود:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + API}$$

(۴)

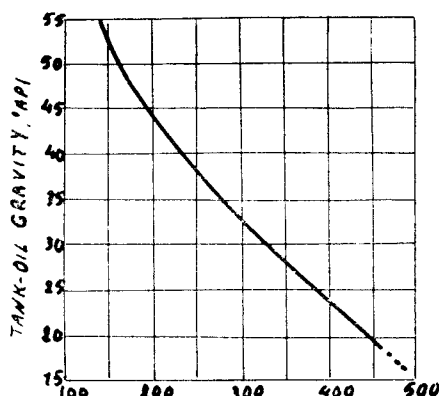


شکل شماره (۲)

برای محاسبه (R_s) نسبت انحلال گاز در مایع (Solution oil ratio) در محدوده $API > 15$ از نتایج کار Lasater (۱۰) از رابطه (۵) استفاده میشود:

$$R_s = \frac{379.3(350)^{Y_{osc}}}{M_o} \left(\frac{Y_g}{1 - Y_g} \right) \quad (5)$$

مقدار وزن مولکولی نفت خام (M_o) از شکل شماره (۳) بدست می‌آید. برای سهولت کار از مدل کامپیوتری با کمک از متد curve fitting از رابطه شماره (۶) و (۷) استفاده شده است.

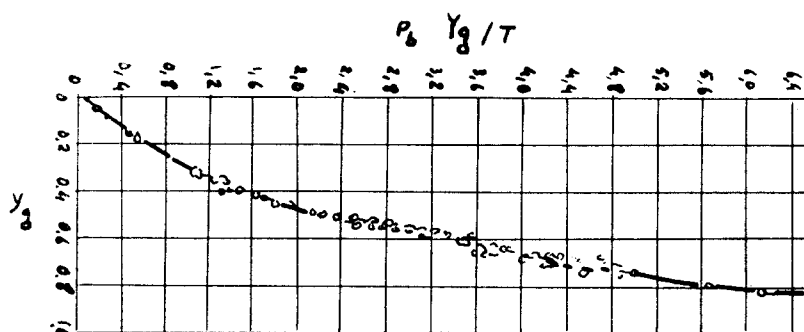


شکل شماره (۳) = وزن مولکولی نفت خام برحسب درجه API (Lasater)

$$M_o = -10.3API + 639 \quad 15 \leq API \leq 40 \quad (6)$$

$$M_o = 608.33 - 83.33\sqrt{37.21 - (0.12 API - 8.7)^2} \quad API > 40 \quad (7)$$

در رابطه شماره (۵) مقدار برخه مولکولی گاز (Y_g) از شکل شماره (۴) بدست می‌آید که در مدل کامپیوتری با کمک از curve fitting از روابط شماره (۸) و (۹) استفاده شده است:



شکل شماره (۴) منحنی تعیین کننده برخه مولکولی گاز

$$Y_g = \left(\frac{Y - 0.08}{7.67} \right)^{0.581} \quad (8)$$

که در آن مقدار Y از رابطه (۹) بدست می‌آید:

$$Y = P_b \gamma_g / T \quad (9)$$

در روابط فوق T بر حسب درجه فارنهایت و P_b (Bubble Point Pressure) برابر با فشار حالت اشباع میباشد. واضح است که حد بالای R_s برابر با R_p (نسبت گاز مایع در محلول) میباشد. برای محاسبه R_s در محدوده $API < 15$ از رابطه (۱۱) بصورت رابطه (۱۰) استفاده شده است:

$$R_s = Y_{gsc} \left[\frac{P_b}{18} \cdot \frac{100 \cdot 0.0125(API)}{100 \cdot 0.0091T} \right]^{\frac{1}{0.83}} \quad API < 15 \quad (10)$$

برای تعیین جرم مخصوص گاز از رابطه (۱۱) استفاده میشود:

$$\rho_g = \frac{0.0764 \gamma_{gsc}}{62.4 B_g} \quad (11)$$

که در آن خواهیم داشت:

$$B_g = \frac{0.02829 Z T_{abc}}{P} \quad (12)$$

جهت محاسبه ضریب تراکم گاز (Z) از روابط تجربی که در مرجع شماره (۹) داده شده استفاده شده است:

ب - ویسکوزیته فازها - در سال ۱۹۷۵ Beggs & Robinson (۱۲) از رسم $\text{Log} T$ بر حسب $\text{Log}(\mu_{od} + 1)$ در مختصات قائم رابطه‌ای را برای تعیین ویسکوزیته بدست آوردند. در این روش ویسکوزیته نفت خام بدون گاز حل شده در آن (Dead Oil) بصورت زیر مشاسبه میشود:

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (13)$$

که در آن:

$$X = y T^{-1.163} \quad (14)$$

و

$$y = 10^z \quad (15)$$

و

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \text{ API} \quad (16)$$

در روابط فوق T بر حسب درجه فارنهایت است.

نظر باینکه انحلال گاز در نفت خام باعث تغییر در ویسکوزیته میشود لذا Beggs & Robinson (۱۲) رابطه‌ای خطی بین $\text{Log} \mu_o$ و $\text{Log} \mu_{do}$ (برای مقادیر معینی از R_s) بصورت زیر بدست آوردند:

$$\mu_o = A \mu_{od} \quad (17)$$

که در آن

$$A = 10.715 (R_s + 100)^{-0.515} \quad (18)$$

$$B = 5.44 (R_s + 150)^{-0.338} \quad (19)$$

در رابطه شماره (۱۷) پارامتر μ_o ویسکوزیته نفت خام با در نظر گرفتن گاز حل شده در آن است.

برای محاسبه ویسکوزیته از روش Lee et al (۱۳) استفاده گردیده است.

$$\mu_g = K \cdot 10^{-4} \exp(X \rho_g^y) \quad (20)$$

که در آن :

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M) T_{abs}^{1.5}}{209 + 19M + T_{abs}} \quad (21)$$

و

$$X = 3.5 + \frac{0.986}{T_{abs}} + 0.01M \quad (22)$$

و

$$V = 2.4 - 0.2X \quad (23)$$

میباشند.

پ - محاسبه سرعت سطحی فازها - برای محاسبه سرعت سطحی هر فاز ابتدا باید شدت جریان حجمی نقطه‌ای هر فاز را از روابط زیر تعیین نمود:

$$Q_l = 6.49 \times 10^{-5} Q'_o (B_o + WOR) \quad (24)$$

$$O_g = 3.27 \times 10^{-7} Z Q'_o (R_p - R_s) \frac{T_{abs}}{p} \quad (25)$$

که در آن Q'_o شدت جریان حجمی نفت خام در محصول WOR نسبت آب نفت خام (water oil ratio) و Z ضریب قابلیت تراکم گاز میباشد. سرعت سطحی نقطه‌ای هر فاز از روابط زیر بدست می‌آید.

$$V_{sg} = \frac{Q_g}{A} \quad (26)$$

$$V_{sl} = \frac{Q_l}{A} \quad (27)$$

$$V_m = V_{sg} + V_{sl} \quad (28)$$

که در آن V_m سرعت مخلوط دوفازی است. در روابط فوق Q'_o دبی نفت خام در دستگاه جداکننده و برحسب $\frac{STB}{day}$ میباشد. R_p و R_s بر حسب Scf/STB است. همچنین Q_g و Q_l برحسب Ft³/sec میباشد.

۳- محاسبه افت فشار

بطوریکه در مقدمه ذکر شد افت فشار کلی از سه جزء افت فشار در اثر وجود اصطکاک، تغییرات سرعت در مسیر و تغییرات ارتفاع تشکیل شده است. بنابراین میتوان نوشت که :

$$-\frac{dP}{dL} = \left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_f + \left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_{acc} + \left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_{el} \quad (29)$$

— افت فشار در اثر اصطکاک با ضریب اصطکاک مخلوط روی جدار لوله (F_{tp}) ، شدت جریان (M_t) و سرعت مخلوط (V_m) در لوله نسبت مستقیم و با قطر لوله (d) نسبت معکوس دارد لذا:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_f = \frac{F_{tp} M_t V_m}{2g_c d} \quad (30)$$

— افت فشار در اثر تغییر سرعت با دانسیته محلی (ρ_m)، سرعت مخلوط (V_m) دو فاز، سرعت گاز (V_{sg}) و افت فشار کلی نسبت مستقیم و با فشار اولیه نسبت معکوس دارد بنابراین:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_{acc} = -\frac{\rho_m V_m V_{sg}}{g_c P} \frac{dP}{dL} \quad (31)$$

— افت فشار در اثر ارتفاع با دانسیته محلی مخلوط (ρ_m) نسبت مستقیم دارد لذا:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial L}\right)_{el} = \frac{g}{g_c} \rho_m \sin \theta \quad (32)$$

جهت تعیین دانسیته محلی مخلوط (ρ_m) عامل پس ماند مایع (Liquid hold up) را به ترتیب زیر تعریف

می کنیم:

$$H_1 = \frac{\text{حجم مایع موجود در یک جزء طول از مسیر}}{\text{حجم جزء طول از مسیر}} \quad (33)$$

بنا براین:

$$\rho_m = \rho_l H_1 + \rho_g (1 + H_1) \quad (34)$$

حال با در نظر گرفتن فرمولهای (۳۰) الی (۳۴) در فرمول (۲۹) میتوان نتیجه گرفت که:

$$-\frac{dp}{dL} = \frac{\frac{g}{g_c} \sin \theta (\rho_l H_1 + \rho_g (1 - H_1)) + \frac{F_{tp} V_m M_t}{2g_c d}}{1 - ((\rho_l H_1 + \rho_g (1 - H_1)) V_m V_{sg}) / g_c P} \quad (35)$$

وقتی که H_1 به سمت یک یا صفر میل میکند عبارت فوق را به ترتیب برای جریان یکفازی مایع یا گاز میتوان بکار برد. همچنین وقتی θ برابر صفر یا $\pm 90^\circ$ درجه میباشد، رابطه مذکور برای جریان افقی یا قائم قابل استفاده است. با توجه به فرمول شماره (۳۵) جهت محاسبه افت فشار در هر جزء طول در مسیر محاسبه پس ماند مایع (H_1) و ضریب اصطکاک جریان دو فازی (F_{tp}) در جزء طول مربوطه ضروری است.

الف - محاسبه پس ماند مایع (Liquid Hold up)

جهت محاسبه پس ماند مایع در جریانهای دو فازی شناخت الگوهای جریان در مسیر انتقال لازم است. بدین منظور با استفاده از روش Beggs & Brill (۹) عدد فراود (Fr) و نسبت سرعت سطحی مایع (V_{sl}) به مخلوط (V_m) محاسبه و بکمک آنها بطریق زیر الگوی جریان در مسیر انتقال تعیین میشود:

$$Fr = \frac{V_m^2}{gd} \quad (36)$$

$$\lambda_1 = \frac{V_{sl}}{V_m} \quad (37)$$

برای تعیین چهار نوع اصلی جریان لازم است که ابتدا چهار پارامتر زیر تعیین گردند.

$$L_1 = 316 \lambda_1^{0.302} \quad (38)$$

$$L_2 = 0.0009252 / \lambda_1^{2.4684} \quad (39)$$

$$L_3 = 0.1 / \lambda_1^{1.4516} \quad (40)$$

$$L_4 = 0.5 / \gamma_1^{6.738} \quad (41)$$

حال با در نظر گرفتن روابط فوق و شرایط زیر نوع جریان را میتوان تعیین نمود.

اگر

$$\lambda_1 < 0.01, Fr < L_1 \quad (42)$$

یا

$$\lambda_1 \geq 0.01, Fr < L_2 \quad (43)$$

باشد نوع جریان مجزا (Segregated) است.

اگر

$$\lambda_1 \geq 0.4, L_3 < Fr \leq L_4 \quad (44)$$

یا

$$0.01 \leq \lambda_1 < 0.4, L_3 < Fr < L_1 \quad (45)$$

باشد نوع جریان متناوب (Intermittent) میگردد.

اگر

$$\lambda_1 < 0.4, Fr \geq L_1 \quad (46)$$

یا

$$\lambda_1 \geq 0.4, Fr > L_4 \quad (47)$$

باشد نوع جریان توزیعی (Intermittent) میگردد.

اگر

$$\lambda_1 \geq 0.01, L_2 \leq Fr \leq L_3 \quad (48)$$

پس از تعیین الگوی جریان بکمک فرمول (49) میتوان پس ماند مایع را برای انواع جریان مجزا، نوبتی و

توزیعی محاسبه نمود.

$$H_1(\theta) = H_1(0) \left\{ 1 + C \left[\sin(1.8\theta) - \frac{1}{3} \sin^3(1.8\theta) \right] \right\} \quad (49)$$

با توجه به الگوی جریان دوبارامتر $H_1(0)$ و C را از جدول شماره (1) محاسبه میگردد. پس ماند مایع در صورتیکه الگوی جریان حد واسطه باشد از رابطه (50) محاسبه میگردد:

$$H_1(\text{Transition}) = A'H_1(\text{Segregated}) + B'H_1(\text{Intermittent}) \quad (50)$$

که در آن

$$A' = (L_3 - Fr) / (L_3 - L_2) \quad (51)$$

$$B' = 1 - A' \quad (52)$$

جدول شماره (۱) روابط معادله پهن ماندن مایع در اولیه شیبدار

C	جریان سرپائین	C ₊	جریان سوزلا	(H(O))	پهن ماند افقی	الگوی جریان افقی
	$C_- = (1 - \lambda_1) \text{Ln} \left[\frac{4.7N_1 v^{0.1234}}{\lambda_1 0.3692 \text{Fr}^{0.5056}} \right]$		$C_+ = (1 - \lambda_1) \text{Ln} \left[\frac{0.011N v^{3.539}}{\lambda_1^{3.768} \text{Fr}^{1.644}} \right]$	$H_1(0) = \frac{0.98\lambda_1 0.4868}{\text{Fr}^{0.0868}}$	مجزا Segregated	
	مانند رابطه معادله C ₋ در جریان مجزا		$C_+ = (1 - \lambda_1) \text{Ln} \left[\frac{2.96\lambda_1^{0.305} \text{Fr}^{0.0978}}{N_1 v^{0.4473}} \right]$	$H_1(0) = \frac{0.845\lambda_1^{0.5351}}{\text{Fr}^{0.0173}}$	نوبتی Intermittent	
	مانند رابطه معادله C ₋ در جریان مجزا	$C_+ = 0$		$H_1(0) = \frac{1.065\lambda_1^{0.5824}}{\text{Fr}^{0.0609}}$	توزیعی Distributed	

ب - محاسبه ضریب اصطکاک مخلوط دوفازی:

ضریب اصطکاک ناشی از حرکت سیستم «گاز- مایع» روی جدار لوله با زبری سطح داخلی لوله، رژیم جریان (آرام یا آشفته) و الگوهای جریان بسیگی داشته و از طریق فرمول زیر محاسبه میگردد(۹):

$$\frac{F_{tp}}{F_{ns}} = e^s \quad (52)$$

که در آن

$$S = \frac{[\ln(Y)]}{\{-0.0523 + 3.182\ln(Y) - 0.8725[\ln(Y)]^2 + 0.01853[\ln(Y)]^4\}} \quad (53)$$

و همچنین:

$$Y = \frac{\lambda_1}{[H_1(\theta)]^2} \quad (54)$$

رابطه شماره (۵۲) در فاصله $1 < Y < 1.2$ نامشخص است و در این ناحیه مقدار S از رابطه (۵۵)

حساب میشود:

$$S = \ln(2.2Y - 1.2) \quad (55)$$

پارامتر F_{ns} ضریب اصطکاک جریان دوفازی است وقتی که بین دوفاز لغزش وجود ندارد (no slip). این

این پارامتر از رابطه (۵۶) بدست می‌آید.

$$F_{ns} = \left[2 \log \left(\frac{Re_{ns}}{4.5223 \log Re_{ns} - 3.8215} \right) \right]^{-2} \quad (56)$$

که در آن رینولدز بدون لغزش (Re_{ns}) بصورت زیر است:

$$Re_{ns} = \frac{[\rho_l \lambda_1 + \rho_g (1 - \lambda_1)] V_m d}{\mu_l \lambda_1 + \mu_g (1 - \lambda_1)} \quad (57)$$

وقتی که فاز گاز به تنهایی جاری شود خواهیم داشت:

$$\lambda_1 \rightarrow 0, S \rightarrow 0, F_{tp} = F_{ns} \rightarrow F_{sp}$$

و تئیکه تدریجاً فقط فاز مایع جاری میشود، خواهیم داشت:

$$\frac{\lambda_1}{[H_1(\theta)]^2} \rightarrow 1, S \rightarrow 0, F_{tp} \rightarrow F_{ns} \rightarrow F_{sp}$$

که در آن F_{sp} ، ضریب اصطکاک جریان تکفازی است.

شرح مدل کامپیوتری

جهت طرح مدل کامپیوتری برای انجام محاسبات مربوط به جریان سیستم‌های «گاز- مایع» در خطوط انتقال

نفت خام و یا فرآورده‌های نفتی (مسیرهای سورب، قائم و یا افقی) از روش Beggs & Brill (۹) استفاده شده است.

در این مدل کامپیوتری بمنظور تعیین خواص فیزیکی فازها در فشارها و درجات مختلف از بهترین روابط موجود

استفاده شده است. چگونگی دقت این روابط منحصراً در این قسمت توضیح داده میشود. ضمناً در این مدل سعی شده

است بمنظور سرعت بیشتر در محاسبات و احتیاج کمتر به حافظه کامپیوتر و همچنین کم شدن حجم داده‌ها بکمک تکنیک

ریاضی از کاربرد جدول‌ها و نمودارها صرفنظر شود. برای این منظور بعضی از نمودارها بصورت رابطه ریاضی درآورده شده است. همچنین از روابط جدیدی برای محاسبه ویسکوزیته که به داده‌های ورودی کمتری احتیاج دارند در طرح مدل کامپیوتری استفاده شده است.

در این مدل کامپیوتری برای محاسبه افت فشار از رابطه شماره (۳۵) استفاده شده است. همانطوریکه از این رابطه بیداست به پس ماند مایع و ضریب اصطکاک جریان دوفازی احتیاج است و برای محاسبه پس ماند ابتدا بکمک روابط شماره (۳۶) تا (۴۸) الگوی جریان مشخص میشود. حال با در نظر گرفتن الگو، بکمک روابط شماره ۴۹ تا ۵۲ و جدول شماره (۱) پس ماند مایع تعیین میشود. برای محاسبه ضریب اصطکاک (F_{TP}) از روابط شماره ۵۳ تا ۵۸ استفاده میگردد.

۱- شرح الگوریتم مدل کامپیوتری

الگوریتم مدل مذکور را میتوان بصورت قدم‌های زیر خلاصه نمود:

قدم اول: شروع خط لوله را با فاصله $L_1=0$ و فشار P_1 مشخص میگردد.

قدم دوم: برحسب دقت لازم طول مسیر در هر شیب به N جزء طول تقسیم میگردد. هرچه عدد N بزرگتر باشد مدت و دقت محاسبات بیشتر است.

قدم سوم: برای این جزء طول (ΔL) افت فشاری (ΔP_c) حدس زده میشود.

قدم چهارم: تغییرات دما در طول مسیر خطی فرض شده و خواص فیزیکی جریان در فشار $\left(P_1 + \frac{\Delta P_c}{2}\right)$

و دمای متوسط جزء طول، حساب میشود.

$$T = T_F + (T_E - T_F)L_X/L_T \quad (58)$$

قدم پنجم: گرادیان فشار از رابطه شماره (۳۵) تعیین میگردد.

قدم ششم: مقدار افت فشار طبق رابطه زیر تعیین میگردد:

$$\Delta P_c = \Delta L \cdot dp/dL \quad (59)$$

قدم هفتم: مقدار افت فشار محاسبه شده (ΔP_c) را با مقدار افت فشار حدس زده شده (ΔP_c) مقایسه میکنیم.

اگر این دو مقدار با دقت کافی بهم نزدیک نباشند باید برای افت فشار در جزء طول (ΔL)

حدس جدیدی زد. سپس قدم‌های چهارم تا هفتم را انجام داد تا دو مقدار افت فشار بهم

نزدیک گردند.

قدم هشتم: حال مقدار L را برابر با $L_1 + \Sigma \Delta L$ و مقدار P را برابر با $P_1 + \Sigma \Delta P$ قرار میدهیم.

قدم نهم: اگر $\Sigma \Delta L$ از طول مسیر با شیب معین کمتر باشد از قدم سوم به بعد را تکرار میکنیم، در غیر این صورت

مقدار فشار انتهایی لوله برابر با آخرین مقدار P خواهد بود.

۲- برنامه مدل کامپیوتری

برنامه این مدل بزبان FORTRAN IV نوشته شده و با کمک کامپیوتر دانشگاه تهران (IBM370/145)

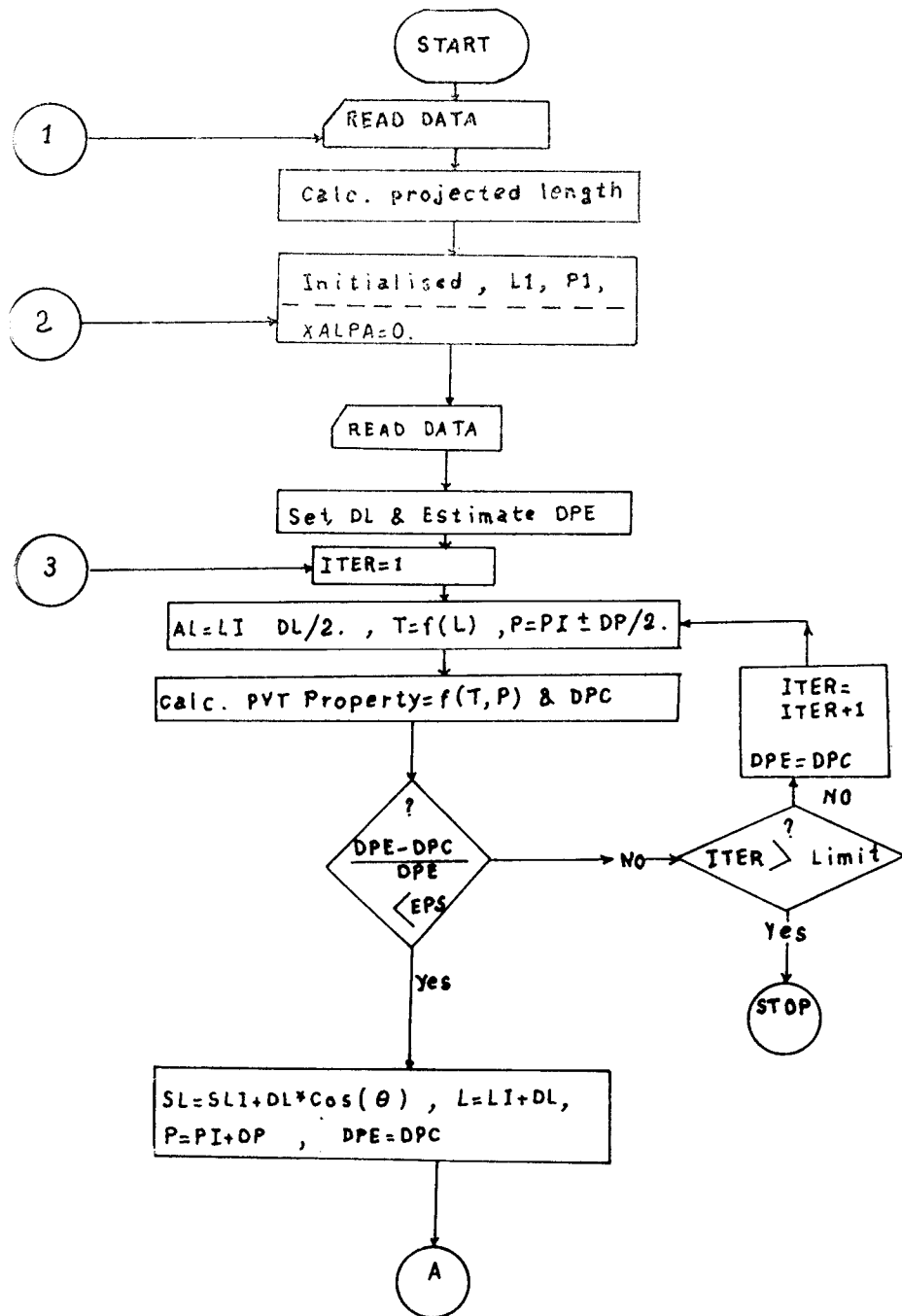
انجام شده است. این برنامه دارای یک قسمت اصلی و تعدادی سابروتین (sub routine) میباشد. چون تعداد کارتهای این برنامه زیاد است لذا از چاپ برنامه خودداری و بذکر فلوجارت برنامه اکتفا شده است.

جهت تشریح بیشتر مدل کامپیوتری طرح شده به ذکر دو فلوجارت میپردازیم. در فلوجارت اول روش محاسبه

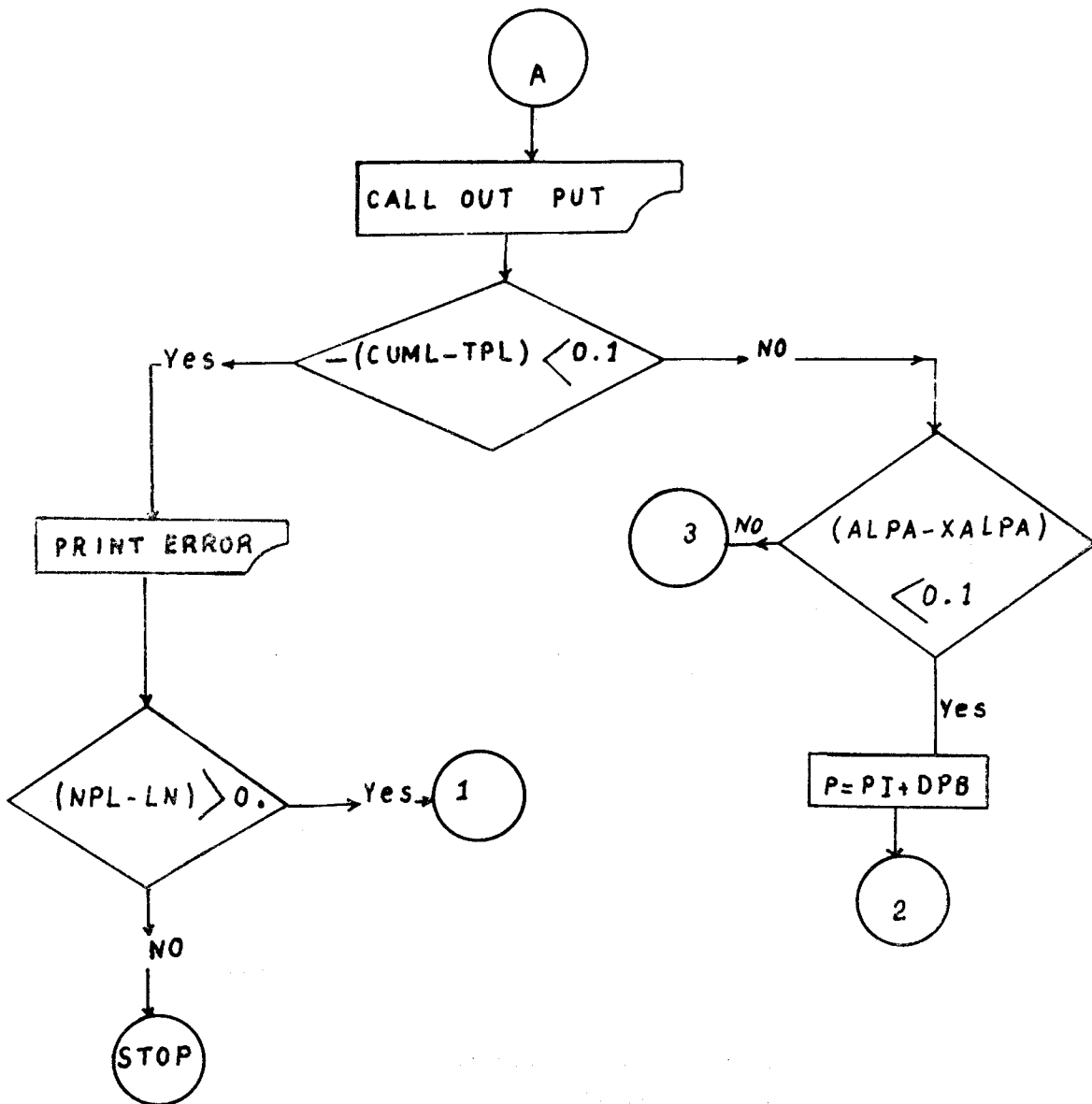
بصورت کلی بیان شده (System flow chart) و در فلوجارت دو سعی شده که جزئیات کامل مدل کامپیوتری برای

علاقتمندان نشان داده شود.

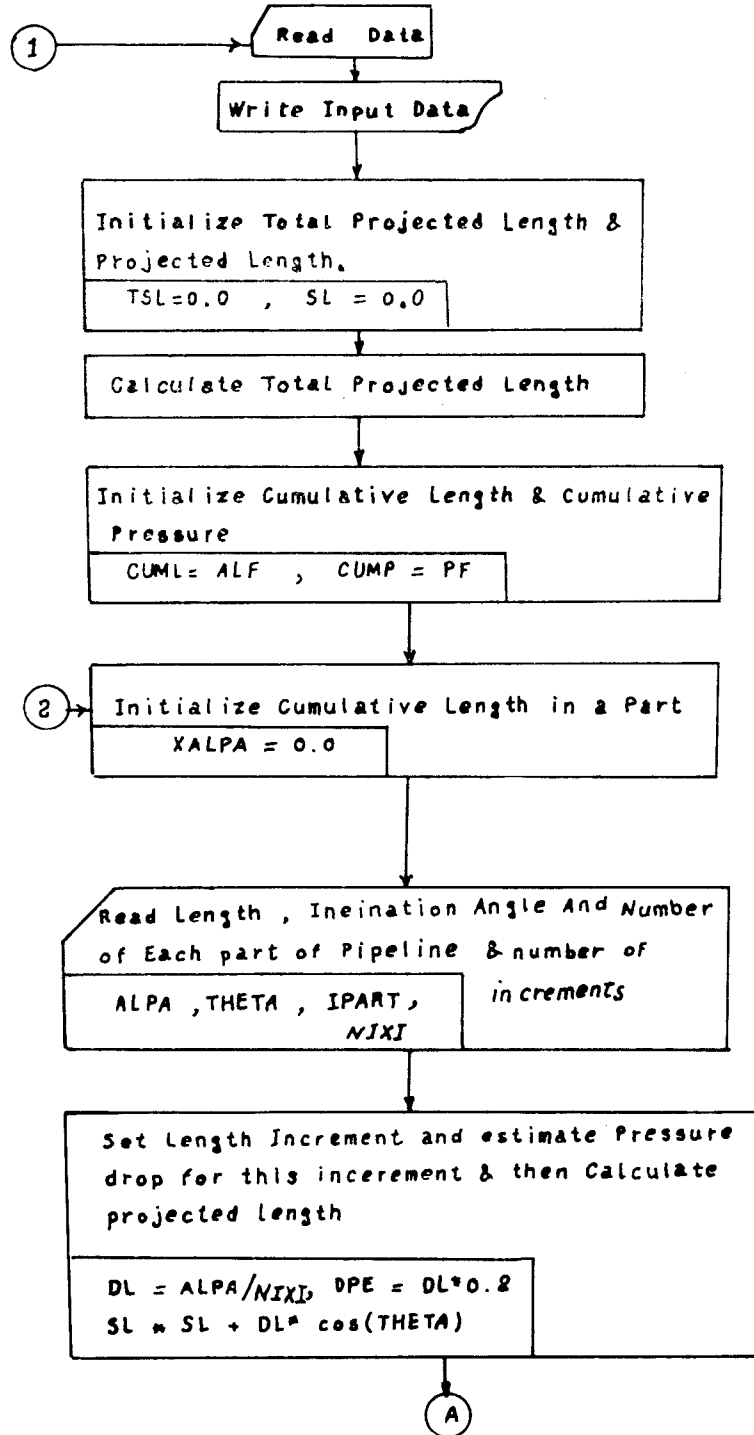
(Detail flow chart)

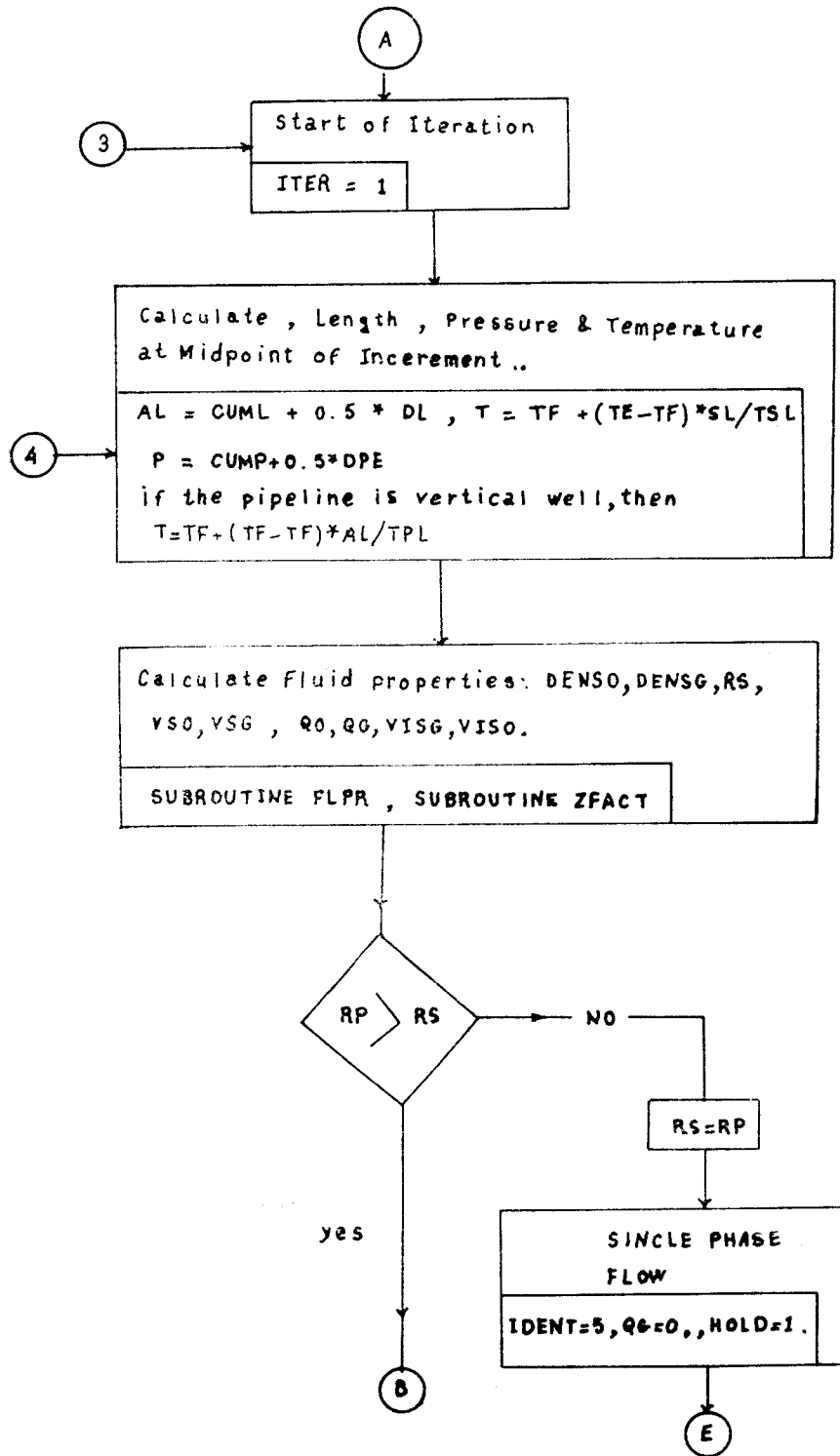


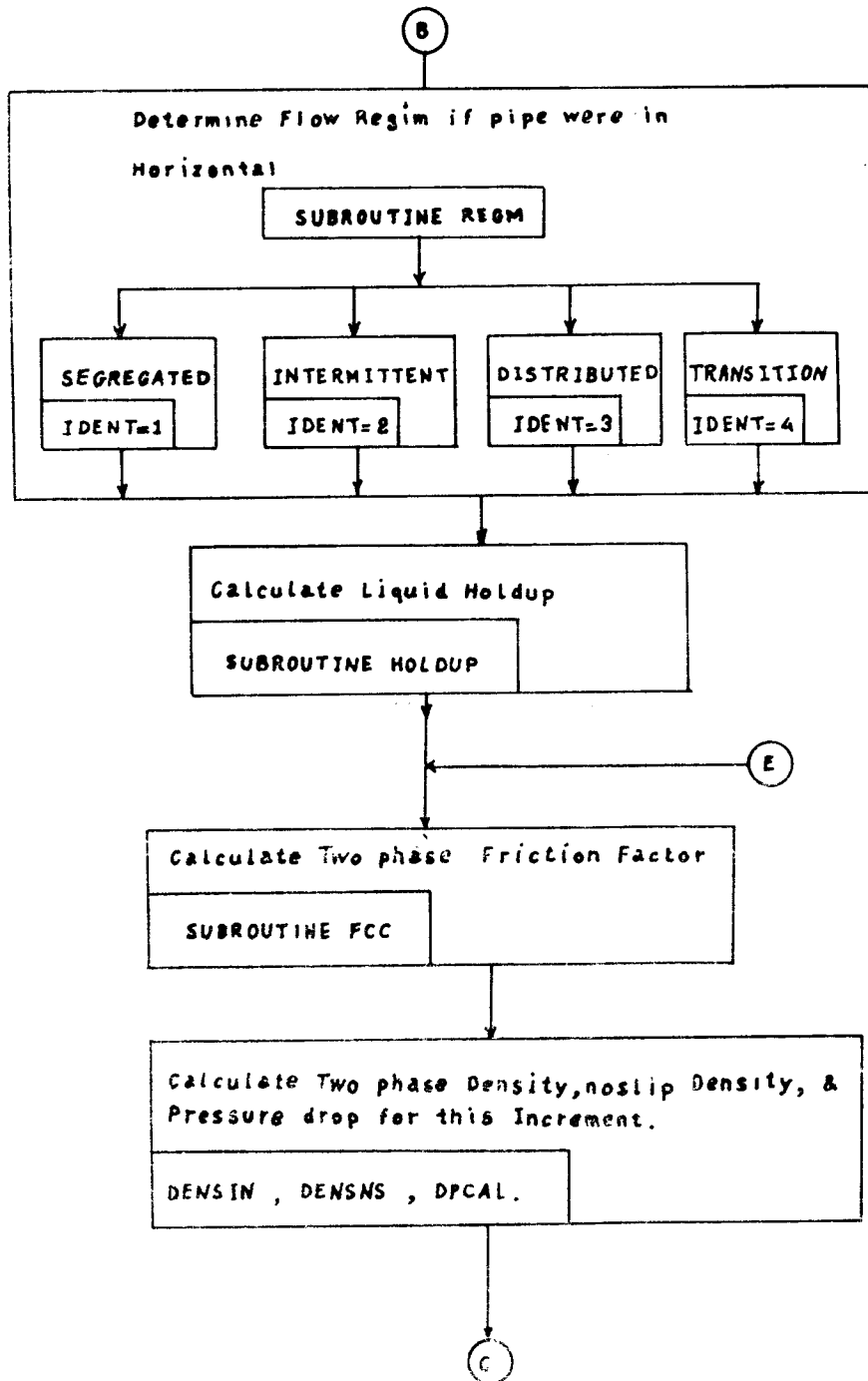
فلوجارت برای محاسبه افت فشار بر مبنای حدس روی افت فشار

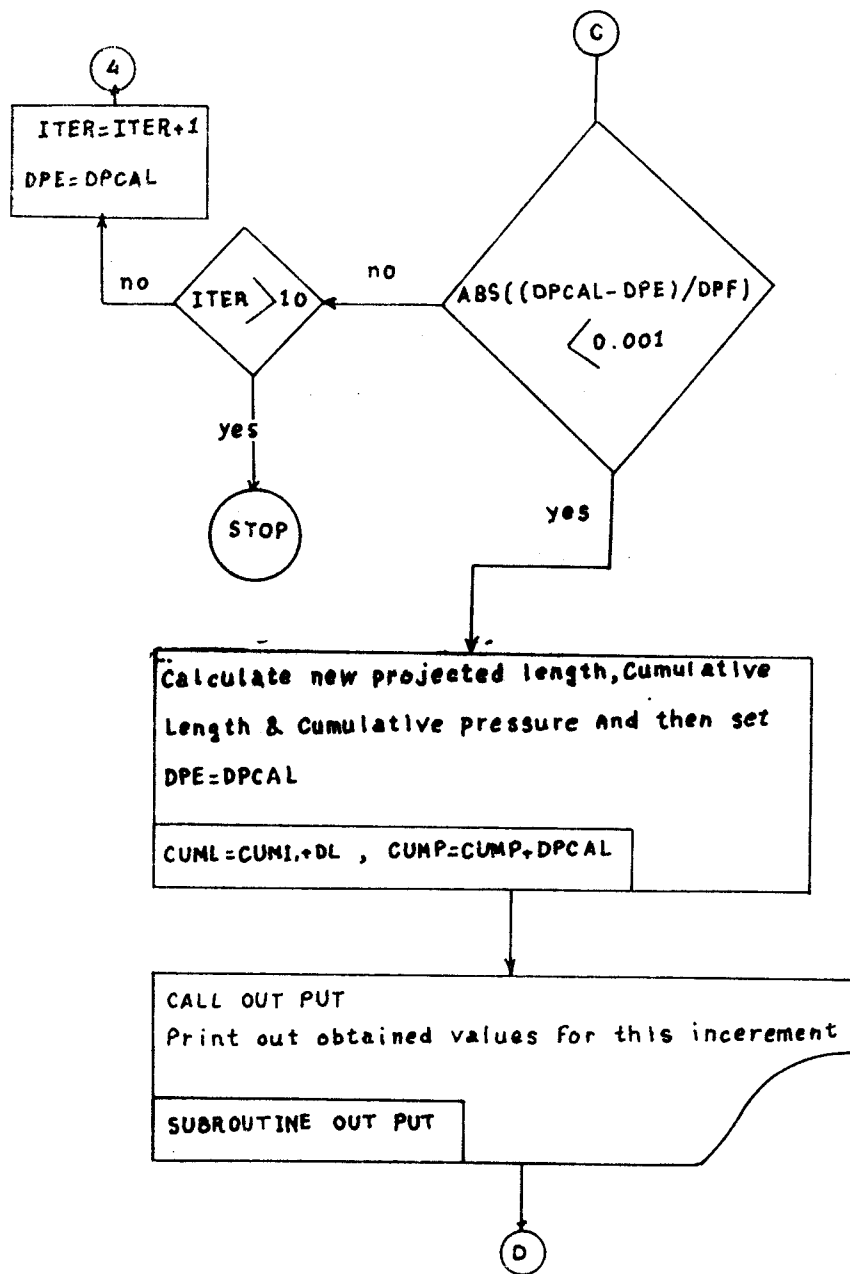


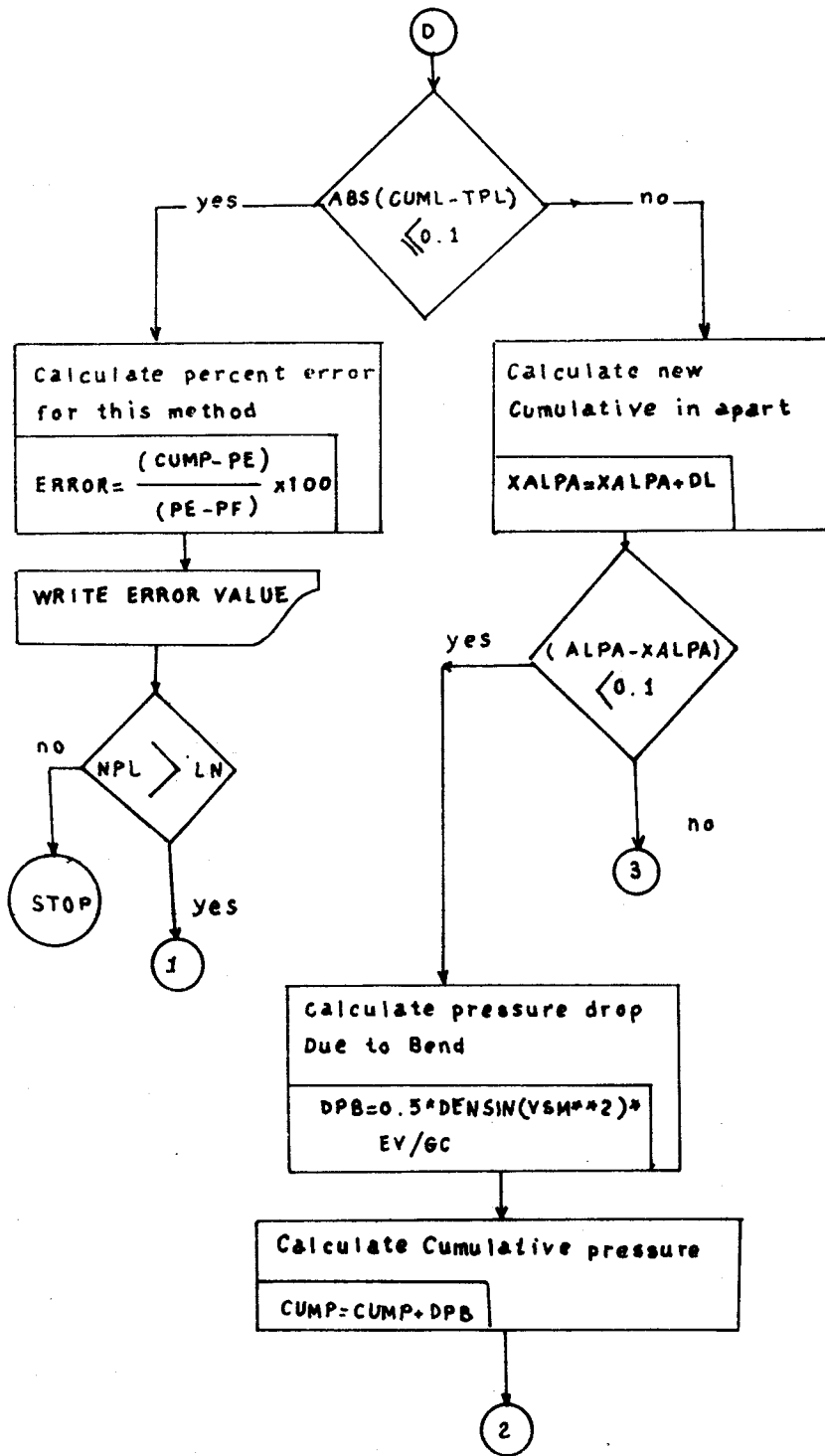
طرحارت كامل











۳- آزمایش مدل کامپیوتری

بمنظور صحت مدل طرح شده و اطمینان از دقت نتایج آن از مسائل حل شده در کتب و نشریات معتبر و همچنین داده‌های تجربی مربوط به جریانهای سیستمهای «گاز - مایع» استفاده شده است. داده‌های جمع‌آوری شده در جدول شماره (۲) خلاصه شده است. بعد از حل اینگونه مسائل توسط مدل کامپیوتری نتایج بدست آمده با نتایج منتشر شده در جدول شماره (۳) و شکل‌های شماره (۵) و (۶) مقایسه شده است. همانطوریکه دیده میشود حداکثر در حدود شانزده درصد بین نتایج کامپیوتری و نتایج تجربی اختلاف وجود دارد که با در نظر گرفتن اختلافی که در کار محقق گذشته (۳) که در حدود ۲۰-۲۵ درصد بوده قابل قبول است. عوامل بوجود آورنده این خطا بطور مختصر در ذیل توضیح داده می‌شود:

— کار بر روابط موجود جهت محاسبه گرادیان فشار، پس ماند مایع و ضریب اصطکاک اصولاً ایجاد خطای کنند.

جدول شماره (۲)

داده‌های جمع‌آوری شده از مراجع

Beggs & Brill (۱۹)	Katz (۱۴)	Katz (۱۴)	مشخصات
چاه قائم	لوله افقی	چاه قائم	
۱۳۰	۴۰۰	۶۰	شدت جریان STB
۱۲۴۵۳	۱۰۰۰	۱۰۶۶۱	طول Day ft
۴۲۵	۵۰	۱۲۶۴	فشار ابتدائی $psia$
۲/۳۷۶	۱/۹۹۵	۲/۴۴۱	قطر داخلی $Inch$
۵۷۲	۱۰۰۰	۲۲۵۰	نسبت گاز حل شده به مایع Scf
۰/۷۸	۰/۶۵	۰/۷۹۶	رانستیه گاز STB $S.G$
۰/۸۰۶	۰/۸	۰/۸	رانستیه نفت خام
۱۰۰	۷۵	۷۵	درجه حرارت ابتدائی O_F
۱۹۲	۷۵	۱۸۹	درجه حرارت انتهائی O_F
۰/۲۵	۰	۰	نسبت آب به نفت
۰/۱۶۲	۰/۱۶۲	۰/۱۶۲	کشر سطحی Lbm/sec^2
۴۸۰۱	۹۷۰	۳۸۷۰	فشار Psi

* (۱۴) Katz در لوله افقی مقدار فشار $discharge$ را برای قطرهای داخلی ۲/۹۹۲ و ۳/۹۹۰ اینچ هم بدست آورده که به ترتیب ۵۹ و ۵۲ $Psia$ میباشند.

— در این مدل سعی شده است جهت محاسبه خواص فیزیکی از نمودارهایی که از نقاط تجربی بدست آمده‌اند استفاده نمود. تکنیک درون‌یابی (Interpolation) ممکن است در ایجاد خط مؤثر باشد.

— در مدل کامپیوتری طول مسیر به چندین جزء (ΔL) تقسیم میشود. سپس تمام خواص فیزیکی سبال در فشار و درجه حرارت متوسط این جزء از طول ثابت فرض میشود. اگر جزء طول بزرگ باشد، خواص فیزیکی بدست آمده در فشار و دمای متوسط این جزء طول چندان دقیق نخواهد بود.

— جهت محاسبات افت فشار (Δp) در مدل کامپیوتری احتیاج به انتخاب تقریبی عدد **Convergenec** (ϵ) میباشد. هرچه قدر مطلق (ϵ) بیشتر باشد نتایج دقت کمتری خواهند داشت و زمان کامپیوتر هم کوتاهتر خواهد شد. در صورتیکه اگر قدر مطلق (ϵ) کوچک انتخاب شود درصد اختلاف کمتر شده و لیکن مدت کامپیوتر بیشتر خواهد شد.

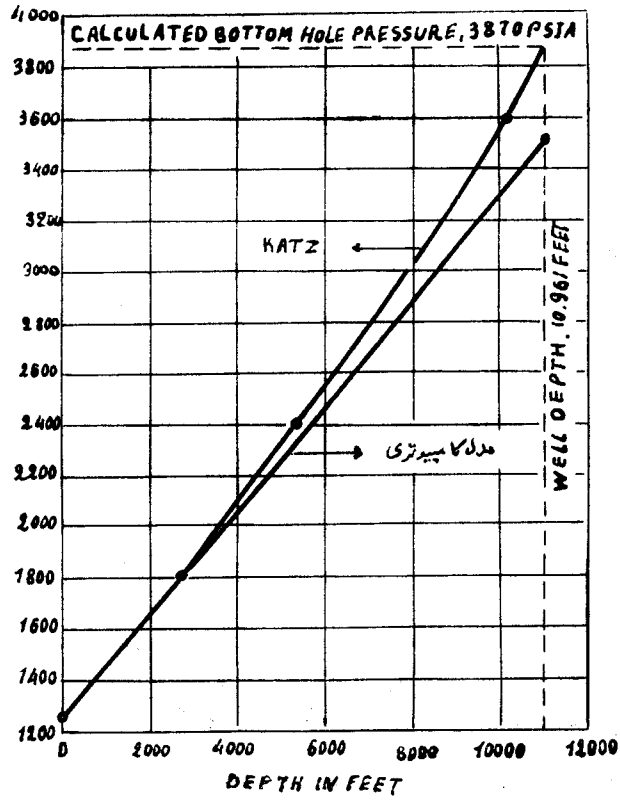
جدول شماره (۳)

مقایسه نتایج مدل طرح شده با نتایج مستخرجه از مراجع

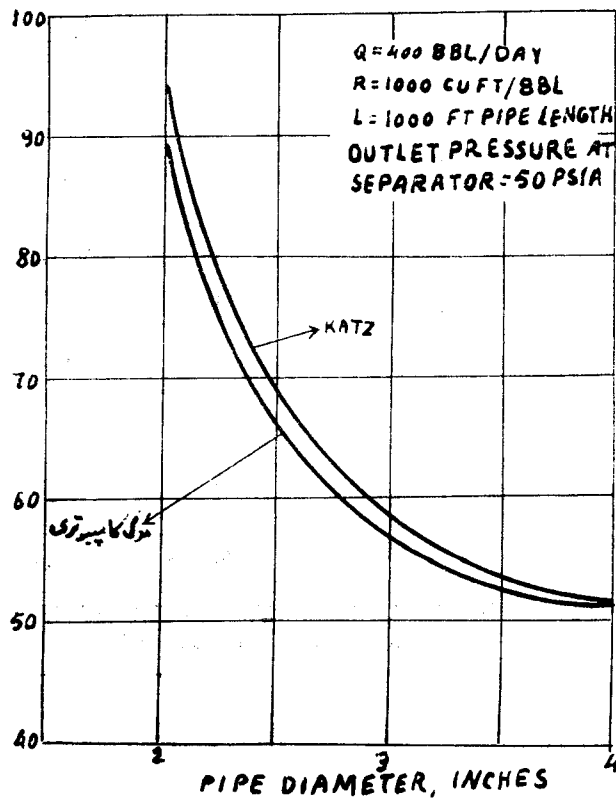
درصد اختلاف *	افت فشار محاسبه شده توسط مدل کامپیوتر Psia	افت فشار محاسبه شده توسط مرجع Psia	قطر داخلی سیر Inch	مراجع
- ۱۴/۴۵	۲۲۲۹/۴	۲۶۰۶	۲/۴۴۱	Katz (۱۴)
- ۱۲/۲۴	۴۱/۲	۴۷	۱/۹۹۵	Katz (۱۴)
- ۱۹/۵۶	۷/۲	۹	۲/۹۹۲	Katz (۱۴)
- ۶/۷۹	۱/۸۶	۲	۳/۹۹۰	Katz (۱۴)
- ۱۵/۶۵	۳۶۹۱	۴۳۷۶	۲/۳۷۶	Beggs & Brill (۹)

* درصد اختلاف بصورت زیر تعریف میشود:

$$\text{درصد اختلاف} = \frac{(\text{افت فشار محاسبه شده توسط مرجع}) - (\text{افت فشار محاسبه شده توسط مدل})}{(\text{افت فشار محاسبه شده توسط مرجع})} \times ۱۰۰$$



شکل شماره (۵) مقایسه تغییرات فشار بر حسب طول مسیر



شکل شماره (۶) مقایسه شده در سرچاه بر حسب قطر

ع- شرح خروجی های مدل کامپیوتری

نظر باینکه در این مدل کامپیوتری محاسبات مربوط به جریان دوفازی بطریقه جزء به جزء در طولهای مختلف انجام میگردد. لذا توسط سابروین OUT PUT میتوان اطلاعات مربوط به هر جزء طول را چاپ نمود. بعنوان نمونه یکی از خروجی های برنامه کامپیوتری در جدول شماره (۴) داده شده است. این جدول شامل ۱۹ ستون میباشد که شرح آنها در زیر داده شده است:

- ستون اول شیب جزءهای مختلف خط لوله
- ستون دوم - طول جزء طول برحسب فوت
- ستون سوم - زاویه شیب جزیی از طول
- ستون چهارم - درجه حرارت در جزیی از طول
- ستون پنجم - طول خط لوله از ابتدا تا جزیی از طول که شیب آن در ستون سوم داده شده است.
- ستون ششم - دانسیته فازگاز بر حسب پوند بر فوت مکعب
- ستون هفتم - دانسیته فازمایع برحسب پوند بر فوت مکعب
- ستون هشتم - ویسکوزیته فازگاز برحسب سانتی پواز
- ستون نهم - ویسکوزیته فازمایع برحسب سانتی پواز
- ستون دهم - شدت جریان فازگاز برحسب فوت مکعب

LINE NO	TOTAL LFNGTH FT	PRESSURE PSIA		TEMPERATURE DEGREE F		PRODUCTION RATE STB/D	PRES SURE START	SPEC. GRAVITY		DIAMETER OF LINE FT	SURFACE TENSION LBM/SEC SQ	WATER-OIL RATIO STB/STB	GAS-OIL RATIO
		END	START	END	START			OIL	GAS				
2	1000.	52.0		80.	70.	400.	50.0	.8000	.6500	0.332	.1600	0.0	1000.0

NUMBER OF PIPE LINE = 4	EPS=0.010000	SPEC. GRAVITY		DIAMETER OF LINE FT	SURFACE TENSION LBM/SEC SQ	WATER-OIL RATIO STB/STB	GAS-OIL RATIO
LINE NO	LFNGTH FT	PRESSURE END PSIA	TEMPERATURE END DEGREE F				
2	1000.	52.0	80.	0.332	.1600	0.0	1000.0

PART NO.	THETA	LENGTH OF PART	NUMBER OF DIVIDED
1	0.0	200.00	5
2	0.0	200.00	5
3	0.0	200.00	5
4	0.0	200.00	5
5	0.0	200.00	5

P A R T	DELL FT	THETA DEG. F	TEMP F	LENGTH FT	DENSITY LBM/CUFT		VISCOSITY CENTIPOISE		FLOW RATE CUFT/SEC		TWO PHASE DENSITY/FRICT LBM/FACT		LIQ. HOLD FLOW UP (PATT)	***** PRESSURE DROP ***** FRICTION/ELEVATION		ACCELER PSIA	PRESS PSIA
					GAS	OIL	GAS	OIL	GAS	OIL	LBM/	CUFT		PSIA	PSIA		
1	40.	0.0	70.	40.	.003148.4	.011	3.36	1.200	0.0273	5.42	.027	0.11	TRN	0.76E-01	0.0	0.35E-03	50.1
1	40.	0.0	71.	80.	.003148.4	.011	3.32	1.199	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.76E-01	0.0	0.35E-03	50.2
1	40.	0.0	71.	120.	.003148.4	.011	3.29	1.199	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.76E-01	0.0	0.34E-03	50.3
1	40.	0.0	71.	160.	.003148.4	.011	3.25	1.199	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.76E-01	0.0	0.34E-03	50.4
1	40.	0.0	72.	200.	.003148.4	.011	3.21	1.198	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.5
2	40.	0.0	72.	240.	.003148.4	.011	3.18	1.198	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.6
2	40.	0.0	73.	280.	.003148.4	.011	3.15	1.198	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.7
2	40.	0.0	73.	320.	.003148.4	.011	3.11	1.197	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.8
2	40.	0.0	73.	360.	.003148.4	.011	3.08	1.197	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.9
2	40.	0.0	74.	400.	.003148.4	.011	3.05	1.197	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.8
2	40.	0.0	74.	440.	.003148.4	.011	3.02	1.197	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.75E-01	0.0	0.34E-03	50.8
3	40.	0.0	75.	480.	.003148.4	.011	2.99	1.196	0.0273	5.43	.027	0.11	TRN	0.74E-01	0.0	0.33E-03	50.9
3	40.	0.0	75.	520.	.003148.4	.011	2.96	1.196	0.0274	5.43	.027	0.11	TRN	0.74E-01	0.0	0.33E-03	51.0
3	40.	0.0	75.	560.	.003148.4	.011	2.93	1.196	0.0274	5.43	.027	0.11	TRN	0.74E-01	0.0	0.33E-03	51.1
3	40.	0.0	76.	600.	.003148.4	.011	2.90	1.195	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.74E-01	0.0	0.33E-03	51.1
4	40.	0.0	76.	640.	.003148.4	.011	2.87	1.195	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.74E-01	0.0	0.33E-03	51.2
4	40.	0.0	77.	680.	.003148.4	.011	2.85	1.195	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.33E-03	51.3
4	40.	0.0	77.	720.	.003148.3	.011	2.82	1.194	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.4
4	40.	0.0	77.	760.	.003148.3	.011	2.79	1.194	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.5
4	40.	0.0	78.	800.	.003148.3	.011	2.77	1.194	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.6
5	40.	0.0	78.	840.	.003148.3	.011	2.74	1.194	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.6
5	40.	0.0	79.	880.	.003148.3	.011	2.72	1.193	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.7
5	40.	0.0	79.	920.	.003148.3	.011	2.69	1.193	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.8
5	40.	0.0	79.	960.	.003148.3	.011	2.67	1.193	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.8
5	40.	0.0	80.	1000.	.003148.3	.011	2.64	1.192	0.0274	5.43	.026	0.11	TRN	0.73E-01	0.0	0.32E-03	51.9

PER CENT ERROR BETWEEN CALCULATED & GIVEN PRESSURE DROP = -6.789

محمد شاکری

- ستون یازدهم - شدت جریان فاز مایع برحسب فوت مکعب بر ثانیه
- ستون دوازدهم - دانسیته مخلوط دو فاز برحسب پوند بر فوت مکعب
- ستون سیزدهم - ضریب اصطکاک جریان دوفازی
- ستون چهاردهم - پس ماند مایع
- ستون پانزدهم - الگوی جریان در حالت افقی
- ستون شانزدهم - افت فشار در اثر اصطکاک برحسب پوند بر اینچ مربع
- ستون هفدهم - افت فشار در اثر تغییر ارتفاع برحسب پوند بر اینچ مربع
- ستون هجدهم - افت فشار در اثر تغییر سرعت برحسب پوند بر اینچ مربع
- ستون نوزدهم - فشار در هر جزء از خط لوله برحسب پوند بر اینچ مربع

اختصارات بکار برده شده در این مقاله

- $\frac{bbl}{STBO}$ (oil formation volum factor) B_o ضریب حجمی تشکیل نفت خام
- C_i ثابت
- F_{tp} ضریب اصطکاک جریان دوفازی
- H_g یا H_l پس ماند مایع یا گاز (Hold up)
- L طول مسیر
- ΔL جزء طول
- M_o وزن ملکولی مؤثر نفت خام
- P فشار
- ΔP افت فشار برای جزء طول
- P_b فشار نقطه حباب (bubble point pressure)
- $Q_{1,g}$ شدت حجمی جریان مایع و یا گاز در هر مقطع از لوله
- Q'_o شدت حجمی نفت خام در محصول (in product)
- R_s نسبت «گاز-مایع» حل شده در مخلوط دوفازی $\left(\frac{Scf}{TSBO}\right)$
- R_p نسبت «گاز-مایع» در محصول (product) $\left(\frac{Scf}{STBO}\right)$
- $S.C$ شرایط استاندارد (بصورت اندیس)
- T درجه حرارت
- $V_{s1,sg}$ سرعت سطحی فاز مایع یا گاز (Superficial velocity)
- $V_m = V_{sg} + V_{sl}$ سرعت سطحی مخلوط «گاز-مایع»
- Y_g برخه ملکولی گاز در مخلوط (mole fraction)
- Z ضریب قابلیت تراکم گاز (gas compressibility)
- WOR نسبت آب به نفت خام (Water oil ratio)
- γ_o چگالی نفت خام (بدون بعد)
- γ_g «گاز (بدون بعد)
- μ_o ویسکوزیته نفت خام همراه با گاز حل شده (live oil)
- $\mu_o D$ « » « » بدون گاز حل شده (dead oil)

μ_g ویسکوزیته گاز

ρ_o جرم مخصوص نفت خام

ρ_g جرم مخصوص گاز

ρ_m جرم مخصوص متوسط مخلوط

ρ_{tp} جرم مخصوص نقطه‌ای مخلوط دوفازی (in situ)

$$\rho_{tp} = \rho_l H_1 + \rho_g (1 - H_1)$$

مراجع :

- ۱- Barendell, et al The calc. of . . . J. pet. Tech. (oct, 1961) 1023-28, trans AIME 222.
- ۲- Tek. M. « Multiphase flow of ... » J. pet tech. (Oct, 1961) 1029-36 Trans. AIME. 222.
- ۳- OPKISZEWSKI, J. « Prediction of two phase... » J. Pet. Tech. (June 1967)
- ۴- Flanigan, O- « Effect of uphill flow on.... » Oil & gas J. (March, 10, 1957) 56,132.
- ۵- Sevigny, R. « An investigation of ... » PhD Dissertation, U. of Rochester, N. Y. (1962).
- ۶- Guzhov, et al « A study of » proc, loth Intl. gas conference Hamburg (1967) June (6-10).
- ۷- Singh & Griffih, p. « Determination of » J. Eng. End Trans. ASME (Nov 1970) 92,717-726.
- ۸- Gregory, G. can J. of Chem. Eng. Vol 52, Aug. 1974.
- ۹- Beggs & Brill « Two phase flow in pipes (Manual) U. of Tulsa, 1957. available from IMEG, Co., Tehra0.
- ۱۰- Lasater, J. Bubble point pressur ... Trans AIME (1958), p. 379.
- ۱۱- Standing, M & KATZ, Density of natural.... Trans AIME, 1942, p. 140.
- ۱۲- Beggs & Robinson « Estimating the Viscosity of ... » J. pet Tech. (Sept.-1975) 1141-42
- ۱۳- Lee, et al « The Viscosity of.... » Trans AIME, 1966. p997.
- ۱۴- Kasz, D. et al Hand book of natural gas Engineering McGraw-hill book Co. (1959).