

第一章 油井流入动态与井筒多相流动计算

油气从油藏流入井底和在井筒中的流动是油气开采的两个基本流动过程。油井流入动态和井筒多相流动规律是油井各种举升方式设计和生产动态分析所需要的共同理论基础。同时，采油工程中的各项工程技术措施也都将涉及到这两个基本流动过程。尽管它们在生产过程中是两个相互衔接的流动过程，但它们在本质上有着不同的流动规律。为此，本章将分别介绍其基本规律及计算方法。至于两者在生产过程中的协调，将在油井举升的有关章节中讨论。

1.1 油井流入动态

石油开采的第一个流动过程是油气从油层流向井底。它遵循渗流规律。采油过程中，常用油井流入动态来表述这一过程的宏观规律。

油井流入动态是指油井产量与井底流动压力的关系，它反映了油藏向该井供油的能力。表示产量与流压关系的曲线称为流入动态曲线(Inflow Performance Relationship Curve)，简称IPR曲线，也称指示曲线(Index Curve)。从单井来讲，IPR曲线表示了油层工作特性。因而，它既是确定油井合理工作方式的依据，也是分析油井动态的基础。典型的流入动态曲线如图1-1所示。由图可看出，IPR曲线的基本形状与油藏驱动类型有关。即使在同一驱动方式下， $P_{wf} \sim q$ 关系的具体数值还将取决于油藏压力、油层厚度、渗透率及流体物理性质等。有关不同驱动方式下 $P_{wf} \sim q$ 关系与油藏物性参数及完井状况之间的定量关系已在渗流力学中做过详细的讨论。这里，我们仅从研究油井生产动态的角度来讨论不同条件下流入动态曲线及其绘制方法。

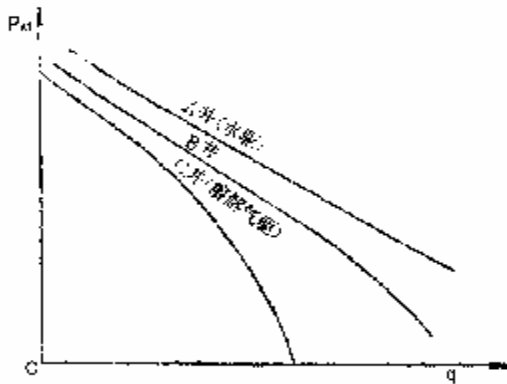


图1-1 典型的油井流入动态曲线

1.1.1 单相液体的流入动态

根据达西定律，在供给边缘压力不变的圆形单层油藏中心一口井的产量公式为：

$$q_o = \frac{2\pi k_o h (\bar{P}_r - P_{wf})}{\mu_o B_o \left(\ln \frac{r_e}{r_w} - \frac{1}{2} + s \right)} a \quad (1-1)$$

对于圆形封闭油藏，即泄油边缘上没有液体流过，拟稳态条件下的产量公式为：

$$q_o = \frac{2\pi k_o h (\bar{P}_r - P_{wf})}{\mu_o B_o \left(\ln \frac{r_e}{r_w} - \frac{3}{4} + s \right)} a \quad (1-2)$$

式中 q_o —油井产量(地面)， m^3/s ；

k_o —油层有效渗透率， m^2 ；

B_o —原油体积系数；

h —油层有效厚度， m ；

μ_o —地层油的粘度， $Pa \cdot s$ ；

P_e —边缘压力， Pa ；

\bar{P}_r —井区平均油藏压力， Pa ；

P_{wf} —井底流动压力， Pa ；

r_e —油井供油(泄油)边缘半径， m ；

r_w —井眼半径， m ；

s —表皮系数，与油井完成方式、井底污染或增产措施等有关，可由压力恢复曲线求得。

a —采用不同单位值的换算系数，采用流体力学达西单位及法定(SI)单位时 $a=1$ ；采用法定实用单位，即 $q(m^3/d)$ ， $k(\mu m^2)$ ， $h(m)$ ， $\mu(mPa \cdot s)$ ， $P(MPa)$ 时 $a=86.4$ ；若实用单位中 P 用 kPa 时，则 $a=0.0864$ 。

对于非圆形封闭泄油面积油井拟稳态条件下的产量公式，可根据泄油面积和油井位置进行校正。其方法是令公式中的 $r_e/r_w=X$ ，根据泄油面积形状和井的位置可确定相应的 X 值(见图1-2)。

在单相流动条件下，油层物性及流体性质基本不随压力变化，这样，上述产量公式可写成：

$$q_o = J(\bar{P}_r - P_{wf}) \quad (1-3)$$

$$J = \frac{2\pi k_o h a}{\mu_o B_o \left(\ln X - \frac{3}{4} + s \right)} \quad (1-4)$$

在一些文献中，把式(1-3)称为油井流动方程。由式(1-3)可得：

$$J = \frac{q_o}{(\bar{P}_r - P_{wf})} \quad (1-5)$$

J 称为采油指数，它是一个反映油层性质、厚度、流体参数、完井条件及泄油面积等与产量之间的关系的综合指标。其数值等于单位生产压差下的油井产油量。因而可用 J 的数值来评价和分析油井的生产能力。一般都是用系统试井资料来求得采油指数 J 。

只要测得 3~5 个稳定工作制度下的产量及其流压，便可绘制该井的实测 IPR 曲线。单相流动时的 IPR 曲线为直线，其斜率的负倒数便是采油指数；在纵座标(压力座标)上的截距即为油藏压力。有了采油指数就可以在对油井进行系统分析时利用式(1-3)来预测不同流压下的产量。另外，还可根据式(1-4)来研究油层参数。










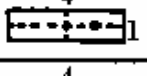

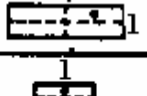


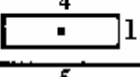

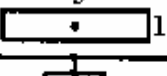
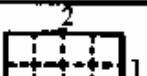

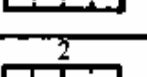


系统	X	系统	X
	$\frac{r_e}{r_w}$		$\frac{0.966A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.571A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{1.44A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.565A^{1/2}}{r_w}$		2.206
	$\frac{0.604A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{1.925A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.61A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{6.59A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.678A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{9.36A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.668A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{1.724A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{1.368A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{1.794A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{2.066A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{4.072A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{0.884A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{9.523A^{1/2}}{r_w}$
	$\frac{1.485A^{1/2}}{r_w}$		$\frac{10.135A^{1/2}}{r_w}$

图1-2 泄油面积形状与油井的位置系数

根据公式(1-5)，采油指数可定义为产油量与生产压差之比，或者单位生产压差下的油井产油量；也可定义为每增加单位生产压差时，油井产量的增加值，或 IPR 曲线的负倒数。对于单相液体流动的直线型 IPR 曲线，按上述几种定义方式所求得的采油指数

都是相同的；而对于多相流动等非直线型的 IPR 曲线，由于其斜率不是定值，按上述几种定义所求得的采油指数则不同。所以，对于具有非直线型 IPR 曲线的油井，在使用采油指数时，应该说明相应的流动压力，也不能简单地用某一流压下的采油指数来直接推算不同流压下的产量。产液指数是指单位生产压差下的生产液量。

当油井产量很高时，在井底附近将出现非达西渗流，根据渗流力学中的非达西渗流二项式，油井产量和生产压差之间的关系可用下面的二项式表示：

$$\bar{P}_r - P_{wf} = Cq + Dq^2 \quad (1-6)$$

$$C = \frac{\mu_o B_o (\ln X - \frac{3}{4} + S)}{2\pi k_o h a}$$

$$D = 1.3396 \times 10^{-13} \frac{\beta B_o^2 \rho}{4\pi^2 h^2 r_w}$$

式中 \bar{P}_r —井区平均油藏压力，kPa；

P_{wf} —井底流动压力，kPa；

q —油井产量(地面)， m^3/d ；

k —有效渗透率， μm^2 ；

h —油层有效厚度，m；

μ_o —地层油粘度，mPa·s；

B_o —原油体积系数；

r_w —井眼半径，m；

X —由图 1-2 查得；

ρ —原油密度， kg/m^3 ；

D —紊流系数， $kPa / (m^3 / d)^2$ ；

β —紊流速度系数， $1/m$ 。

根据实验，胶结地层的紊流速度系数为：

$$\beta = \frac{1.906 \times 10^7}{k^{1.201}} \quad 1/m \quad (1-7)$$

非胶结砾石充填层的紊流系数 β_g 为：

$$\beta_g = \frac{1.08 \times 10^6}{k^{0.55}} \quad 1/m \quad (1-7a)$$

式中 k —渗透率， μm^2 。

在系统试井时，如果在单相流动条件出现非达西渗流，则可直接利用试井所得的产量和压力资料用图解法求得式(1-6)中的 C 和 D 值。改变式(1-6)可得：

$$\frac{\bar{P}_r - P_{wf}}{q} = C + Dq \quad (1-6a)$$

由式(1-6a)可看出， $(\bar{P}_r - P_{wf})/q$ 与 q 呈线性关系。由试井资料绘制的 $(\bar{P}_r - P_{wf})/q \sim q$ 直线的斜率为 D，其截距则为 C。

1.1.2 油气两相渗流时的流入动态

油气两相渗流发生在溶解气驱油藏中，油藏流体的物理性质和相渗透率将明显地随压力而改变。因而，溶解气驱油藏油井产量与流压的关系是非线性的。要研究这种井的流入动态，就必须从油气两相渗流的基本规律入手。

(1) 垂直井油气两相渗流时的流入动态

根据达西定律，对于平面径向流，直井油气两相渗流时油井产量公式为：

$$q_o = \frac{2\pi r k_o h}{\mu_o B_o} \frac{dp}{dr}$$

令 $k_{ro} = k_o/k$ —油相相对渗透率，并积分，可得：

$$\begin{aligned} \frac{q_o}{2\pi k h} \int_{r_w}^{r_e} \frac{dr}{r} &= \int_{P_{wf}}^{P_e} \frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} dp \\ q_o &= \frac{2\pi k h}{\ln \frac{r_e}{r_w}} \int_{P_{wf}}^{P_e} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp \end{aligned} \quad (1-8)$$

式中， μ_o 、 B_o 及 k_{ro} 都是压力的函数，只要找到它们与压力的关系，就可求得积分，从而找到产量和流压的关系。 μ_o 及 B_o 不难由高压物性资料或经验相关式得到，而 K_{ro} 与压力的关系则必须利用生产气油比、相渗透率曲线来寻找。

显然，利用上述方法来绘制 IPR 曲线是十分繁琐的。因而，在油井动态分析和预测中通常结合生产测试资料来绘制 IPR 曲线。

1) Vogel 方法

1968年Vogel发表了适用于溶解气驱油藏的无因次 IPR 曲线及描述该曲线的方程。它们是根据用计算机对若干典型的溶解气驱油藏的流入动态曲线的计算结果提出的。

计算时假设：**a.** 圆形封闭单层油藏，油井位于中心；**b.** 单层均质油层，含水饱和度恒定；**c.** 忽略重力影响；**d.** 忽略岩石和水的压缩性；**e.** 油、气组成及平衡不变；**f.** 油、气两相的压力相同；**g.** 拟稳态下流动，在给定的某一瞬间，各点的脱气原油流量相同。

计算结果表明，产量与流压的关系随采出程度 N_p/N 而变。如果以流压与油藏压力的比值 P_{wf}/\bar{P} 为纵坐标，以相应流压下的产量 q_o 与流压为零时的最大产量 $q_{o,max}$ 之比为横坐标则不同采出程度下的 IPR 曲线很接近。

Vogel 对不同流体性质、油气比、相对渗透率、井距及压裂过的井和井底有污染的井等各种情况下的 21 个溶解气驱油藏进行了计算。其结果表明：IPR 曲线都有类似的形状，只是高粘度油藏及油井污染严重时差别较大。Vogel 在排除了这些特殊情况之后，绘制了一条如图 1-3 所示的参考曲线（常称为 Vogel 曲线）。这条曲线可看作是溶解气驱油藏渗流方程通解的近似解。

图 1-3 的曲线可用下面的方程 (Vogel 方程) 来表示：

$$\frac{q_o}{q_{o,max}} = 1 - 0.2 \frac{P_{wf}}{\bar{P}} - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{\bar{P}} \right)^2 \quad (1-9)$$

参考曲线与各种情况下的计算机计算曲线的比较表明：除高粘度及井底污染严重的

油井外，参考曲线更适合于溶解气驱早期(即采出程度较低时)情况。

应用Vogel方程可以在不涉及油藏参数及流体性质资料的情况下绘制油井的IPR曲线和预测不同流压下的油井产量，使用很方便。但是，必须给出该井的某些测试数据。

已知油藏压力 \bar{P}_r 及一个测试产量流压 $q_{o(test)}$ 时的产量 $P_{wf(test)}$ 时，应用Vogel方程绘制IPR曲线的步骤如下：

a. 计算 $q_{o(max)}$ ：

$$q_{o(max)} = \frac{q_{o(test)}}{\left[1 - 0.2 \frac{P_{wf(test)}}{\bar{P}_r} - 0.8 \left(\frac{P_{wf(test)}}{\bar{P}_r}\right)^2\right]}$$

b. 给定不同流压，用下式计算相应的产量：

$$q_o = \left[1 - 0.2 \frac{P_{wf}}{\bar{P}_r} - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{\bar{P}_r}\right)^2\right] q_{o(max)}$$

c. 根据给定的流压及计算出的相应产量绘制IPR曲线。

如果油藏压力未知，但只要测得两种油井工作制度下的产量及相应的流压，可由下式求得油藏平均压力后，再计算IPR曲线。

$$\bar{P}_r = \frac{B \pm \sqrt{B^2 + 4AC}}{2A} \quad (1-10)$$

$$A = \frac{q_1}{q_2} - 1;$$

$$B = 0.2 \left(\frac{q_1}{q_2} P_{wf2} - P_{wf1} \right)$$

$$C = 0.8 \left(\frac{q_1}{q_2} P_{wf2}^2 - P_{wf1}^2 \right)$$

图1-4中绘制了用Vogel方程计算的和用数值模拟计算的不同开采阶段的IPR曲线。由IPR曲线的对比表明：

a. 按Vogel方程计算的IPR曲线，最大误差出现在用小生产压差下的测试资料来预测最大产量。一般，误差低于5%。虽然，随着采出程度的增加，到开采末期误差上升到20%，但其绝对值却很小。

b. 如果用测试点的资料按直线外推时，最大误差可达 70~80%，只是在开采末期约30%

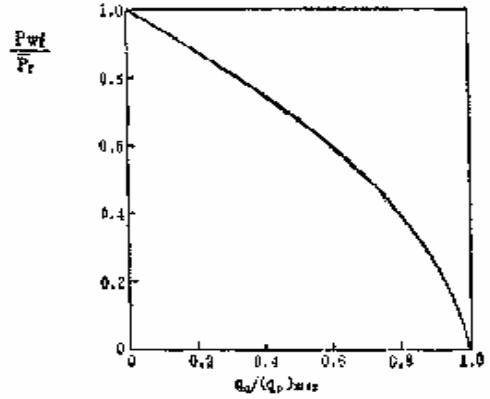


图 1-3 溶解气驱油藏无因次 IPR 曲线 (Vogel 曲线)

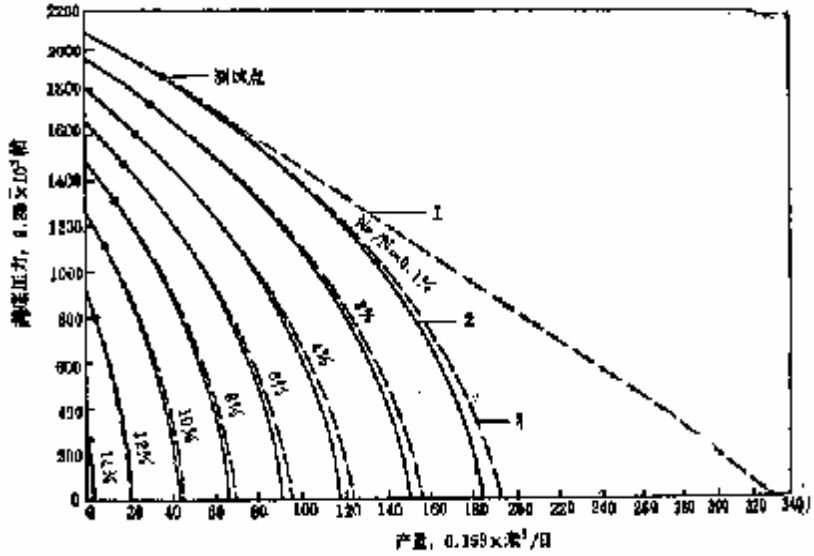


图1-4 不同方法计算的IPR曲线

1—用测试点按直线外推;2—数值模拟计算的;3—用Vogel方程计算的

上述认识仅仅是根据对一般的溶解气驱油藏与用数值模拟计算的结果进行对比得到的。但矿场实践表明，除前述的某些特殊情况外，用Vogel方程来预测溶解气驱油藏的油井产量将会得到较满意的结果。

2) 费特柯维奇方法

对溶解气驱油藏，即油气两相渗流：

$$q_o = -\frac{2\pi kh}{\ln r_e/r_w - \frac{3}{4} + s} \int_{P_{wf}}^{\bar{P}_r} \frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} dp \quad (1-11)$$

费特柯维奇假设 $\left(\frac{K_{ro}}{\mu_o B_o}\right)$ 与压力 P 成直线关系，故：

$$\begin{aligned} q_o &= -\frac{2\pi kh}{\ln r_e/r_w - \frac{3}{4} + s} \int_{P_{wf}}^{\bar{P}_r} c p dp \\ &= -\frac{2\pi kh}{\ln r_e/r_w - \frac{3}{4} + s} \frac{c}{2} (\bar{P}_r^2 - P_{wf}^2) \end{aligned}$$

式中， $c = \frac{1}{P_r} \left(\frac{K_{ro}}{\mu_o B_o}\right)_{P_r}$

$$\text{令} \begin{cases} J_o = \frac{2\pi kh}{\ln r_e/r_w - \frac{3}{4} + s} \left(\frac{K_{ro}}{\mu_o B_o}\right)_{P_r} \frac{\bar{P}_r^2 - P_{wf}^2}{2P_r} \\ J'_o = \frac{2\pi kh}{\ln r_e/r_w - \frac{3}{4} + s} \left(\frac{K_{ro}}{\mu_o B_o}\right)_{P_r} \frac{1}{2P_r} \end{cases}$$

则

$$q_o = q_{o\max} \left[1 - \left(\frac{P_{wf}}{P_r} \right)^2 \right] \quad (1-12)$$

或

$$q_o = J'_o (\bar{P}_r^2 - P_{wf}^2) \quad (1-12a)$$

当 $P_{wf} = 0$ 时 $q_{o\max} = J'_o \bar{P}_r^2$

3) 不完善井Vogel方程的修正

Vogel在建立无因次流入动态曲线和方程时，认为油井是理想的完善井。即油层部分的井壁是完全裸露的，井壁附近的油层未受伤害而保持原始状况。实际油井并非理想的完善井。就其油井完成方式而言：射孔完成的井为打开性质上的不完善井；为防止底水锥进而未全部钻穿油层的井为打开程度上的不善井；打开程度和打开性质都不完善的井称为双重不完善井。另外，在钻井或修井过程中油层受到伤害或进行酸化、压裂等措施的油井，其井壁附近的油层渗透率都会改变，从而改变油井的完善性。所有这些都会增加或降低井底附近的压力降，如图1-5所示，从而影响油井流入动态。

实际油井的完善性可用流动效率 FE 来表示。所谓油井的流动效率是指该井的理想生产压差与实际生产压差之比。

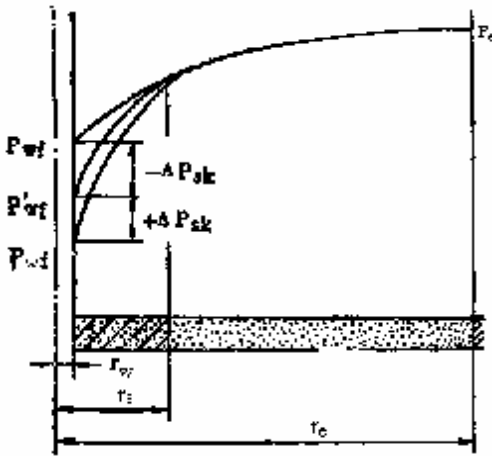


图 1-5 完善井和非完善井周围的压力分布示意图

$$FE = \frac{\bar{P}_r - P'_{wf}}{P_r - P_{wf}} = \frac{\bar{P}_r - P_{wf} - \Delta P_{sk}}{P_r - P_{wf}} \quad (1-13)$$

式中 \bar{P}_r —平均油藏压力；

P'_{wf} —理想完善井的流压；

P_{wf} —同一产量下实际非完善井的流压；

ΔP_{sk} —非完善井表皮附加压力降，

$$\Delta P_{sk} = P'_{wf} - P_{wf} \quad (1-14)$$

ΔP_{sk} 为“正”称“正”表皮，油井不完善； ΔP_{sk} 为“负”称“负”表皮，油井超完善。

如果把非完善井的油层简化为图1-5所示的模型，假定油层未受到污染的渗透率为 k_o ，受污染区的渗透率为 k_s ，伤害半径为 r_s 。根据稳定流公式，可导出计算 Δp_{sk} 的公式。

完善井

完善井

$$q_o = \frac{2\pi k_o h (P_e - P'_{wf})}{B_o \mu_o \ln \frac{r_e}{r_w}} \quad (1-15)$$

非完善井

$$q_o = \frac{2ph(P_e - P_{wf})}{B_o m_o \left(\frac{1}{k_o} \ln \frac{r_e}{r_s} + \frac{1}{k_s} \ln \frac{r_s}{r_w} \right)} \quad (1-15a)$$

由式(1-15)、(1-15a)及(1-1)可得:

$$\Delta P_{sk} = P_{wf}' - P_{wf} = \frac{q_o \mu_o B_o}{2\pi k_o h} \left(\frac{k_o}{k_s} - 1 \right) \ln \frac{r_s}{r_w}$$

令

$$s = \left(\frac{k_o}{k_s} - 1 \right) \ln \frac{r_s}{r_w} \quad (1-16)$$

则

$$\Delta P_{sk} = \frac{q_o \mu_o B_o}{2\pi k_o h} s \quad (1-17)$$

式中, s 称表皮系数或井壁阻力系数。实际上, 由于 r_s 及 k_s 难于确定, 所以也无法利用式(1-16)来确定表皮系数 s 。通常都是用压力恢复曲线来确定 s 值。

完善井 $s=0$, $FE=1$; 增产措施后的超完善井 $s<0$, $FE>1$; 油层受污染的或不完善井 $s>0$, $FE<1$ 。

由压力恢复曲线得到 s 和 ΔP_{sk} 后, 可由下式计算 P_{wf}' :

$$P_{wf}' = P_{wf} + \Delta P_{sk}$$

下面介绍利用流动效率计算直井油气两相渗流时流入动态的方法。

① Standing 方法

图1-6是Standing所做的 $FE \neq 1$ 时的无因次流入动态曲线, 图中横坐标中的 $q_{o\max}$ 是 $FE=1$ 时的最大产量。与无因次Vogel曲线一样可利用它来计算 $FE \neq 1$ 的实际油井的流入动态曲线。也可用Vogel方程, 但需要将其中的流动压力用理想完善井的流压 P_{wf}' 代替原Vogel方程中的 P_{wf} , 即

$$\frac{q_o}{q_{o\max(FE=1)}} = 1 - 0.2 \frac{P_{wf}'}{\bar{P}_r} - 0.8 \left(\frac{P_{wf}'}{\bar{P}_r} \right)^2 \quad (1-18)$$

$$P_{wf}' = \bar{P}_r - (\bar{P}_r - \bar{P}_{wf}) \cdot FE \quad (1-18a)$$

应用standing方法计算不完善井IPR曲线的步骤如下:

a. 根据已知的 \bar{P}_r 及 P_{wf} 数据计算在 $FE=1$ 时最大产量

$$P_{wf}' = \bar{P}_r - (\bar{P}_r - P_{wf}) \cdot FE$$

$$q_{o\max(FE=1)} = \frac{q_o}{1 - 0.2 \frac{P_{wf}'}{\bar{P}_r} - 0.8 \left(\frac{P_{wf}'}{\bar{P}_r} \right)^2}$$

b. 预测不同流压下的产量

根据FE计算不同 P_{wf} 对应的 P'_r ，然后由下式求相应的产量：

$$q_o = q_{o\max(FE=1)} \left[1 - 0.2 \frac{P'_r}{\bar{P}_r} - 0.8 \left(\frac{P'_r}{\bar{P}_r} \right)^2 \right]$$

c. 根据计算结果绘制IPR曲线

应该注意的是用Standing方法计算FE>1的IPR曲线时，不应超过Standing提供的无因次曲线的范围 ($FE=0.5\sim 1.5$)。超过曲线范围之后，既无法查曲线，也不能应用上面所介绍的式(1-18)来计算。

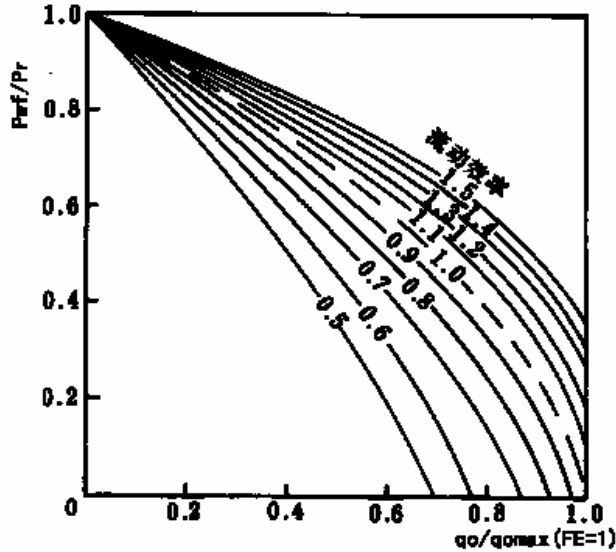


图1-6 $FE \neq 1$ 时的无因次IPR曲线(standing IPR曲线)

②Harrison方法

Harrison提供了 $FE=1\sim 2.5$ 的无因次曲线(图1-7)，扩大了Standing曲线的范围。它可用来计算高流动效率井的IPR曲线和预测低流压下的产量。其计算步骤如下：

a. 计算 $FE=1$ 时的 $q_{o\max}$

先求 P_{wf}/\bar{P}_r ，然后查图1-7中在对应的FE曲线上的相应 $(q_o/q_{o\max(FE=1)})$ 值，则

$$q_{o\max(FE=1)} = q_o / (q_o / q_{o\max(FE=1)})$$

b. 求 FE 对应的最大产量，即 $P_{wf}=0$ 时的产量 $q_{o\max(FE)}$

由图1-7的 FE 对应曲线上查得 $P_{wf}=0$ 时的 $q_{o\max(FE)}/q_{o\max(FE=1)}$ 。则

$$q_{o\max(FE)} = q_{o\max(FE=1)} \left[\frac{q_{o\max(FE)}}{q_{o\max(FE=1)}} \right]$$

c. 计算不同流压下的产量 q_o

由 P_{wf}/\bar{P}_r 查图1-7中对应 FE 的曲线得到 $[q_o/q_{o\max}(FE=1)]$ ，则对应 P_{wf} 和 FE 下的产量：

$$q_o = q_{o\max}(FE=1) \left[\frac{q_o}{q_{o\max}(FE=1)} \right]$$

d. 根据计算结果绘制 IPR 曲线

(2) 斜井和水平井的 IPR 曲线

由于斜井和水平井的流入动态与垂直井不同，所以不能把 Vogel 方程不加验证地直接用于斜井和水平井。

Cheng 对溶解气驱油藏中斜井和水平井进行了数值模拟，并用回归的方法得到了类似 Vogel 方程的不同井斜角井的 IPR 回归方程：

$$q' = A - B(p') - C(p')^2 \quad (1-19)$$

式中， $p' = \frac{P_{wf}}{P_r}$ ， $q' = \frac{q_o}{q_{o\max}}$ ；A、B、C 为取决于井斜角的系数。

井斜角 θ	A	B	C
0° (直井)	1	0.2	0.8
15°	0.9998	0.2210	0.7783
30°	0.9969	0.1254	0.8682
45°	0.9946	0.0221	0.9663
60°	0.9926	-0.0549	1.0395
75°	0.9915	-0.1002	1.0829
85°	0.9915	-0.1120	1.0942
88.56°	0.9914	-0.1141	1.0964
90°	0.9885	-0.2055	1.1818

上述方程的优点是只需一组测试点，便可求得 IPR 曲线。缺点是方程没有归一化，即 $P_{wf}=0$ 时， $q_o \neq q_{o\max}$ ； $P_{wf}=\bar{P}_r$ 时， $q_o \neq 0$ 。

Bendakhlia 等用两种三维三相黑油模拟器研究了多种情况下溶解气驱油藏中水平井的流入动态关系。得到了不同条件下 IPR 曲线。曲线表明：早期的 IPR 曲线近似于直线，随着采收率增加，曲度增加，接近衰竭时曲度稍有减小。

Bendakhlia 建议用式(1-20)来拟合 IPR 曲线图版，发现吻合很好(图 1-8)。v 和 n 两个参数随采收率变化的关系曲线如图 1-9 所示。

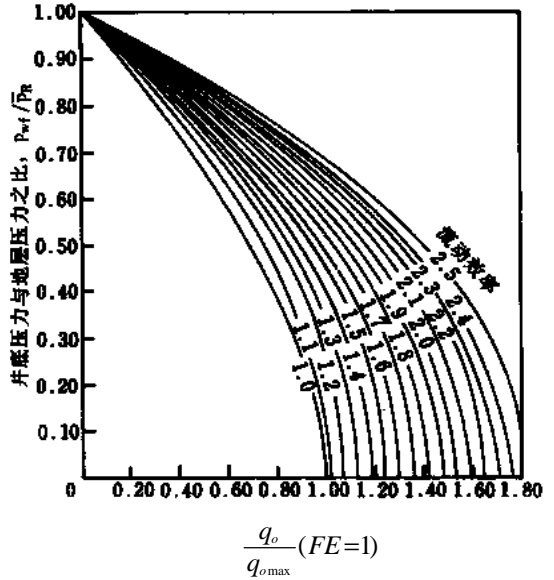


图 1-7 Harrison 无因次 IPR 曲线($FE>1$)

$$\frac{q_o}{q_{o\max}} = \left[1 - v \left(\frac{P_{wf}}{P_r} \right) - (1-v) \left(\frac{P_{wf}}{P_r} \right)^2 \right]^n \quad (1-20)$$

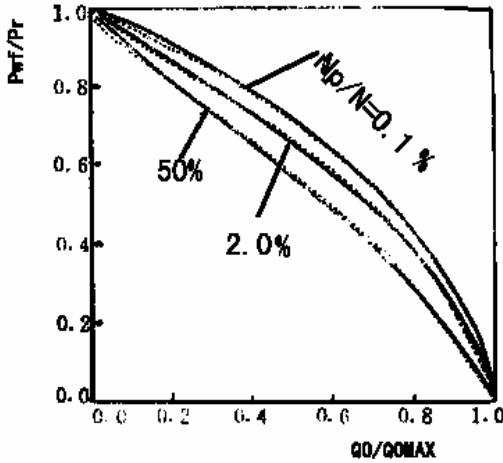


图 1-8 拟合的 IPR 曲线与实际曲线的对比
 -----拟合的 IPR 曲线,实际曲线

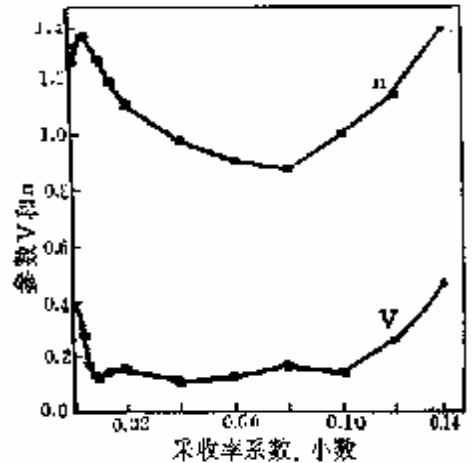


图 1-9 参数 v、n 与采收率系数之间的关系

1.1.3 $\bar{P}_r > P_b > P_{wf}$ 时的流入动态

当油藏压力 \bar{P}_r 高于饱和压力 P_b ，而流动压力 P_{wf} 低于饱和压力时，油藏中将同时存在单相和两相流动，拟稳态条件下产量的一般表达式为：

$$q_o = \frac{2\pi kh}{\ln \frac{r_e}{r_w} - 3} \int_{P_{wf}}^{\bar{P}_r} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp$$

在 $\bar{P}_r > P_b > P_{wf}$ 的条件下，油井以定产量生产时，油藏中低于饱和压力区的气体饱和度将迅速恢复到临界饱和度 S_{gc} ，并保持常数。因井筒附近压降大，将使气体饱和度有所增加，如图 1-10 所示。这样，泄油面积内按气体饱和度分为三个区域： $S_g=0$ 区， $S_g=S_{gc}$ 区和 S_g 在井筒附近随压力而变化的区域。产量公式中的积分则可根据气体饱和度分区而写成三部分：

$$\int_{P_{wf}}^{\bar{P}_r} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp = \int_{P_b}^{\bar{P}_r} \frac{1}{\mu_o B_o} dp + \int_{P_{sgc}}^{P_b} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp + \int_{P_{wf}}^{P_{sgc}} \frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} dp$$

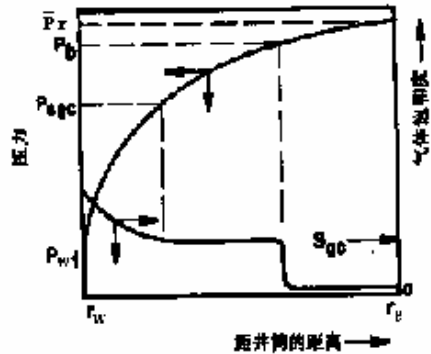


图 1-10 $\bar{P}_r > P_b > P_{wf}$ 时井周围压力和气体饱和分布示意图

假定相对渗透率只是饱和度的函数，则上式可简化为：

$$\int_{P_{wf}}^{\bar{P}_r} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp = \int_{P_b}^{\bar{P}_r} \frac{1}{\mu_o B_o} dp + K_{rc} \int_{P_{sgc}}^{P_b} \frac{1}{\mu_o B_o} dp + \int_{P_{wf}}^{P_{sgc}} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp$$

则产量公式为：

$$q_o = \frac{2\pi kh}{\ln \frac{r_e}{r_w} - \frac{3}{4}} \left[\int_{P_b}^{\bar{P}_r} \frac{1}{\mu_o B_o} dp + K_{rc} \int_{P_{sgc}}^{P_b} \frac{1}{\mu_o B_o} dp + \int_{P_{wf}}^{P_{sgc}} \frac{K_{ro}}{\mu_o B_o} dp \right] \quad (1-21)$$

式中 K_{rc} 一对应于 S_{gc} 的相对渗透率。

显然，利用式(1-21)计算不同流压下的产量是很麻烦的，它不仅需要不同压力下的流体性质参数及相对渗透率与饱和度及其与压力的关系。在油井设计和分析中通常是采用一些近似的简便方法。但是应用式(1-20)计算的结果，要比简便方法更符合实际测试结果。下面介绍一种常用的简化方法。

在 $\bar{P}_r > P_b$ 时典型的 IPR 曲线如图1-11所示。在 $P_{wf} > P_b$ 时，由于油藏中全部为单相液体流动，采油指数 J 为常数，IPR 曲线为直线。此时的流入动态可用下式表示：

$$q_o = J(\bar{P}_r - P_{wf}) \quad (1-22)$$

采油指数可由测试结果求得：

$$J = \frac{q_{o\text{test}}}{P_r - P_{wf\text{test}}} \quad (1-23)$$

流压等于饱和压力时的产量 q_b 为：

$$q_b = J(\bar{P}_r - P_b) \quad (1-24)$$

当 $P_{wf} < P_b$ 后，油藏中出现两相流动，IPR 曲线将由直线变成曲线。如果用 P_b 及 q_c 代替 Vogel 方程中的 \bar{P}_r 及 q_{\max} ，则可用 Vogel 方程来描述 $P_{wf} < P_b$ 时的流入动态。由此可得：

$$q_o = q_b + q_c \left[1 - 0.2 \frac{P_{wf}}{P_b} - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \right] \quad P_{wf} > P_b \quad (1-25)$$

分别对(1-22)和(1-25)求导

$$\begin{aligned} \frac{dq_o}{dP_{wf}} &= -J \\ \frac{dq_o}{dP_{wf}} &= -0.2 \frac{q_c}{P_b} - 1.6 q_c \frac{P_{wf}}{P_b^2} \end{aligned}$$

在 $P_{wf} = P_b$ 点，上述两个导数相等，即

$$-J = 0.2 \frac{q_c}{P_b} - 1.6 q_c \frac{1}{P_b}$$

则

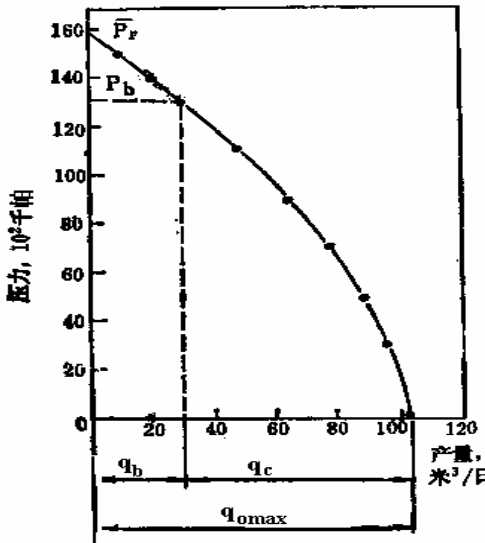


图 1-11 组合型 IPR 曲线

$$q_c = \frac{JP_b}{1.8} \quad (1-26)$$

将 $J=q_b/(\bar{P}_r-P_b)$ 代入式 (1-26), 得

$$q_c = \frac{q_b}{1.8(\frac{\bar{P}_r}{P_b}-1)} \quad (1-26a)$$

如果测试时的流压高于饱和压力 (即 $P_{wfest} > P_b$), 则可直接用式 (1-23)、(1-24) 和 (1-26) 求得 J 、 q_b 和 q_c 后用式 (1-25) 计算不同流压下的产量, 从而绘出相应的 IPR 曲线。

如果测试时流压低于饱和压力 (即 $P_{wfest} < P_b$), 则不能用式 (1-23) 来求单相流动时的采油指数 J 。但根据式 (1-23)、(1-25) 和 (1-26) 可得到:

$$J = \frac{q_o}{\bar{P}_r - P_b + \frac{P_b}{1.8} [1 - 0.2(\frac{P_{wf}}{P_b}) - 0.8(\frac{P_{wf}}{P_b})^2]} \quad (1-27)$$

只要将测试得到的产量、流压及 \bar{P}_r 和 P_b 代入式 (1-27) 便可求得 $P_{wf} > P_b$ 条件下的单相流的采油指数。

1.1.4 油气水三相 IPR 曲线

Petrobras 提出了一种计算三相流动 IPR 曲线的方法。

如图 1-12 示, 曲线 A 为 $f_w=0$ 时油层的 IPR 曲线, 称油 IPR 曲线; B 为 $f_w=100\%$ 时的 IPR 曲线, 称水 IPR 曲线; 曲线 C 为某一含水率时的 IPR 曲线, 称为油气水三相综合 IPR 曲线。

Petrobras 方法计算综合 IPR 曲线的实质是按含水率取纯油 IPR 曲线和水 IPR 曲线的加权平均值。当已知测试点计算采液指数时, 是按产量加权平均; 当预测产量或流压时是按流压加权平均。

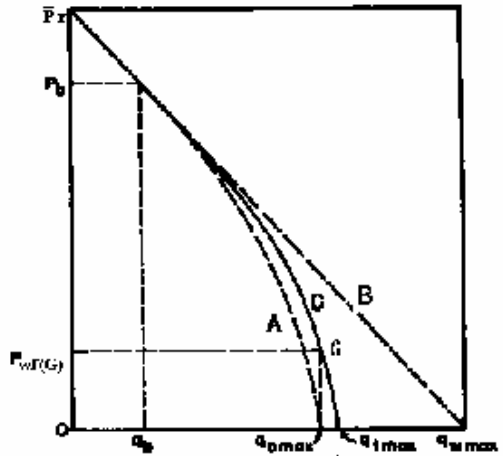


图 1-12 油气水三相 IPR 曲线

(1) 采液指数计算

已知一个测试点: P_{wfest} 、 q_{test} 和饱和压力 P_b 及油藏压力 \bar{P}_r 。

① $P_{wfest} \geq P_b$, 则 $J_1 = \frac{q_{test}}{\bar{P}_r - P_{wfest}}$

② $P_{wfest} < P_b$

因为

$$q_{oil} = q_b + (q_{o\max} - q_b) \left\{ 1 - 0.2 \left(\frac{P_{wf\text{test}}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf\text{test}}}{P_b} \right)^2 \right\}$$

$$q_{water} = J_l (\bar{P}_r - P_{wf\text{test}})$$

其中

$$q_b = J_l (\bar{P}_r - P_b)$$

$$q_{o\max} - q_b = \frac{J_l P_b}{1.8}$$

$$q_{o\max} = q_b + \frac{J_l P_b}{1.8}$$

则可推出采液指数

$$J_l = \frac{q_{t\text{test}}}{(1-f_w) \left(\bar{P}_r - P_b + \frac{P_b}{1.8} A \right) + f_w (\bar{P}_r - P_{wf\text{test}})} \quad (1-28)$$

$$A = 1 - 0.2 \left(\frac{P_{wf\text{test}}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf\text{test}}}{P_b} \right)^2$$

式中 $q_{t\text{test}}$ — 对应流压 $P_{wf\text{test}}$ 时总产液量；

q_{oil} — 在 $P_{wf\text{test}}$ 下纯油 IPR 曲线的产油量；

q_{water} — 在 $P_{wf\text{test}}$ 下水 IPR 曲线的产水量；

f_w — 含水率，小数；

$q_{o\max}$ — 油 IPR 曲线的最大产油量。

(2) 某一产量 q_t 下的流压 P_{wf} 计算

① $0 < q_t < q_b$ ，则

$$P_{wf} = \bar{P}_r - \frac{q_t}{J_l}$$

② $q_b < q_t < q_{o\max}$ ，则按流压加权平均进行推导

$$P_{wf} = (1-f_w) P_{wfoil} + f_w P_{wfwater}$$

式中 P_{wfoil} — 对应产量 q_t 时纯油 IPR 曲线上的流压；

$P_{wfwater}$ — 对应产量 q_t 时水 IPR 曲线上的流压。

用组合 IPR 曲线计算：

$$P_{wfoil} = 0.125 P_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{q_t - q_b}{q_{o\max} - q_b} \right)} \right]$$

用恒定的生产指数公式计算 $P_{wfwater}$ ： $P_{wfwater} = \bar{P}_r - \frac{q_t}{J_l}$

于是可推出：

$$P_{wf} = f_w \left(\bar{P}_r - \frac{q_t}{J_l} \right) + 0.125 (1-f_w) P_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{q_t - q_b}{q_{o\max} - q_b} \right)} \right] \quad (1-29)$$

③ 若 $q_{o\max} < q_t < q_{t\max}$ ，则综合 IPR 曲线的斜率可近似常数。

因为
$$\left. \frac{dP_{wf}}{dq_t} \right|_{q_t=q_{o\max}} = \frac{8f_w-9}{J_l}$$

所以
$$P_{wf} = f_w(\bar{P}_r - \frac{q_{o\max}}{J_l}) + \frac{(q_t - q_{o\max})(8f_w - 9)}{J_l} \quad (1-30)$$

1.1.5 多层油藏油井流入动态

前面的讨论主要是针对单层油藏或层间差异不大的多层油藏。下面介绍各层间差异较大而又合采时的油井流入动态。

如果把具体的多层油藏简化为图1-13a所示的情况，并假定层间没有窜流，则油井总的IPR曲线及分层IPR曲线如图1-13b所示。在流压开始低于14MPa后，只有第三个层工作；当流压降低到12MPa和10MPa后，则I层和II层陆续出油。总的IPR曲线则是分层的迭加。其特点是：随着流压的降低，由于参加工作的小层数增多，产量将大幅度增加，采油指数也随之而增大。

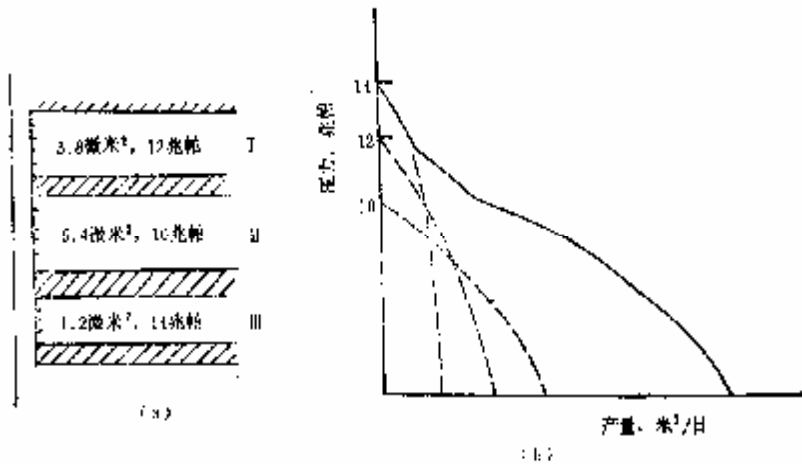


图1-13 多层油藏油井流入动态

对于层间差异较大的水驱油藏，采用多层合采时将会出现高渗透层单独水淹，而中、低渗透层仍然产油的情况。其油井的流入动态及其含水的变化将与油、水层的压力及采油和产水指数有关。表1-1为某井的测试数据，图1-14为根据测试数据绘制的IPR曲线及含水变化曲线。

由产油动态(油的IPR曲线)及产水动态(水的IPR曲线)与纵坐标的交点可求得该井生产时油层和水层的静压分别为14.25和18MPa。由产液动态(总的IPR曲线)与纵轴的交点可求得该井关井时的静压为15.3MPa。图中的AB线为在井底流压高于油层压力时水层向油层的转渗动态。其相应的产液指数 J_l 、产水指数 J_w 及采油指数 J_o 分别为：

$$J_l = \frac{64}{(15.3-10)} = 12.1 \text{ m}^3 / (\text{d} \cdot \text{MPa})$$

$$J_w = \frac{26}{(18-10)} = 3.25 \text{ m}^3 / (\text{d} \cdot \text{MPa})$$

$$J_o = \frac{38}{(14.25-10)} = 8.94 \text{ m}^3 / (\text{d} \cdot \text{MPa})$$

表1-1 某含水井测试资料

产液量 Q_L (m^3/d)	含水 f_w (wt%)	流压 P_{wf} (MPa)	产油量 Q_o (m^3/d)	产水量 Q_w (m^3/d)
22	68.2	13.5	7	15
37	51.4	12.3	18	19
52.5	43.8	11.0	29.5	23

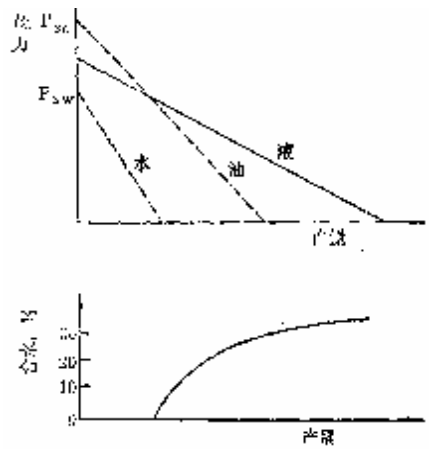
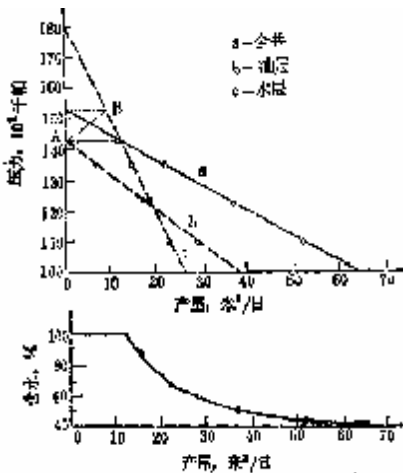


图 1-14 含水油井流入动态与含水变化 图 1-15 含水油井流入动态曲线
($P_{sw} > P_{so}$) ($P_{so} > P_{sw}$)

井底流压降低到油层静压 (14.25MPa) 之前, 油层不出油, 水层产出的一部分水转渗入油层, 油井含水为 100%。当流压低于油层静压后, 油层开始出油, 油井含水随之而降低。只要水层压力高于油层压力, 油井含水必然随流压的降低而降低, 与采油指数是否高于产水指数无关, 而后者只影响其降低的幅度。这种情况下, 放大压差提高产液量不仅可增加产油量, 而且可降低含水。

当油层压力高于水层压力时, 则出现完全相反的情况 (图 1-15)。油井含水将随流压的降低而上升, 上升的幅度除与油、水层间的压力差有关外, 还与产水和采油指数的相对大小有关。对于这种情况, 放大压差生产虽然也可以提高油量, 但会导致含水上升。

当油层与水层压力相等或油水同层时, 含水将不随产量而改变。

上面所提到的含水随产油量的变化与油、水层压力相对大小之间的关系, 对具有直线型 IPR 曲线的含水井, 可由油、水及总的 IPR 曲线之间的几何关系得到证明。

根据上面介绍的方法, 对于简单情况下的多层油藏含水井, 可以通过合层测试所得的 IPR 曲线来分析油、水层的情况及其含水变化规律。

对于多层见水、而水淹程度又差异较大的复杂情况,虽然也可以用上述方法绘制油、水和综合 IPR 曲线及其含水变化曲线,但它所说明的主要是全井综合情况,或者只能定性说明出油层及出水层的情况。要确切掌握分层的流入动态,必须进行分层测试。

1.2 井筒气液两相流基本概念

无论哪种举升方式的油井在井筒中流动的大都是油-气或油-气-水三相混合物。对采油来说,油、气、水混合物在井筒中的流动规律-井筒多相流理论是研究各种举升方式油井生产规律共同的基本理论。在许多情况下,油井生产系统的总压降大部分是用来克服混合物在油管中流动时的重力和摩擦损失。它不仅关系到油井能否自喷及机械采油设备的负荷,而且决定着可能获得的最大产量。为了掌握油井生产规律及合理地控制和调节油井工作方式,必须熟悉气-液混合物在油管中的流动规律。

多相管流,由于其流体的非均质性和流动型态的多变性,目前还没有切实可用的严格的数学解。对这一问题的研究大多是从基本方程出发,利用实验资料进行相关分析和因次分析等来相关各个变量的近似关系。半个世纪以来已经提出了许多计算多相管流的方法,但由于实验条件限制和差异,以及研究过程中对某些因素的不同考虑,使得各种方法的使用范围、计算工作的繁简程度及计算结果各有不同。本节除了讲述有关多相垂直管流的基本概念外,仅就计算较简便、在实际中又应用得较多的 Orkiszewski 和 Beggs-Brill 方法做一介绍。

1.2.1 井筒气液两相流动的特性

(1)与单相液流的比较

当油井的井口压力高于原油饱和压力时,井筒内流动着的是单相液体。其流规律与普通水力学中单相液体的流动规律完全相同。

原油从油层流到井底后具有的压力(简称流压),既是油藏流体油流到井底后的剩余压力,同时又是沿井筒向上流动的动力。如果流压足够高,在平衡了相当于井深的静液柱压力和克服流动阻力之后,在井口尚有一定的剩余压力(称油管压力),则原油将通过油管和地面管线流到计量站。根据普通水力学的概念,此时油管中的压力平衡等式应为:

$$P_{wf} = P_H + P_{fr} + P_{wf}$$

式中 P_{wf} —井底流动压力;

P_H —井内静液柱压力;

P_{fr} —摩擦阻力;

P_{wf} —井口油管压力。

单相管流的能量来自液体的压力(井底流压),其能量消耗于克服重力及摩擦阻力。在单相水平管中没有克服液柱重力的能量消耗;而在井筒中,井底压力大部分消耗在克服液柱重力上。

当自喷井的井底压力低于饱和压力时,则整个油管内部都是气-液两相流动。当井

底压力高于饱和压力而井口压力低于饱和压力时，油流上升过程中其压力低于饱和压力后，油中溶解的天然气开始从油中分离出来，油管中便由单相液流变为气-液两相流动。液流中增加了气相之后，其流动型态(流型)与单相垂直管流有很大差别，流动过程中的能量供给和消耗关系要复杂得多。油气液上升过程中，气体膨胀能是一个很重要的方面。一些溶解气驱油藏的自喷井，流压很低，主要是靠气体膨胀能来维持油井自喷。气举井则主要是依靠从地面供给的高压气来举升液体。

实践表明，并非所有的气体膨胀能量都可以有效地举油，它取决于气体在举升系统中做功的条件，如油气在油管中气液的分布状态及流速。油气在流动过程中的分布状态不同，气体膨胀举油的条件不同，其流动规律也不相同。

在单相管流中，由于液体压缩性很小，各个断面的体积流量和流速相同。在多相管流中，沿井筒自下而上随着压力不断降低，气体不断从油中分出和膨胀，使混合物的体积流量和流速不断增大，而混合物密度则不断减小。

多相垂直管流的压力损失除重力和摩擦阻力外，还有由于气流速度增加所引起的动能变化造成的损失。另外，在流动过程中，混合物密度和摩擦力沿程随气-液体积比、流速及混合物流动结构而变化。

(2)气液混合物在垂直管中的流动结构—流动型态的变化

油气混合物的流动结构是指流动过程中油、气的分布状态(图 1-16)，也称为流动型态，简称流型。与油气体积比、流速及油气的界面性质有关。不同流动结构的混合物有各自的流动规律，因此，可按其流动结构把混合物的流动分为不同的流动类型。

如图 1-16a 所示，在井筒中从低于饱和压力的深度起，溶解气开始从油中分离出来，这时，由于气量少，压力高，气体都以小气泡分散在液相中，气泡直径相对于油管直径要小很多。这种结构的混合物的流动称为泡流。由于油、气密度的差异和泡流的混合物平均流速小，因此，在混合物向上流动的同时，气泡上升速度大于液体流速，气泡将从油中超越而过，这种气体超越液体上升的现象称为滑脱。泡流的特点是：气体是分散相，液体是连续相；气体主要影响混合物密度，对摩擦阻力的影响不大；滑脱现象比较严重。

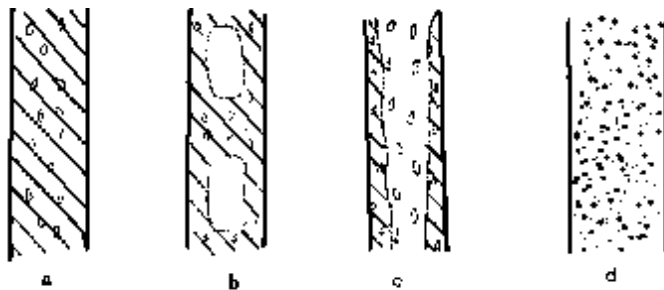


图 1-16 气体混合物的流动结构(流型)示意图

a-泡流；b-段塞流；c-环流；d-雾流

当混合物继续向上流动，压力逐渐降低，气体不断膨胀，小气泡将合并成大气泡，直到能够占据整个油管断面时，在井筒内将形成一段油一段气的结构(图 1-16b)。这种

结构的混合物的流动称为段塞流。出现段塞后，大气泡托着油柱向上流动，气体的膨胀能得到较好的发挥和利用。但这种气泡举升液体的作用很象一个破漏的活塞向上推油。在段塞向上运动的同时，沿管壁还有油相对于气泡向下流动。虽然如此，在油气段塞结构情况下，油、气间的相对运动要比泡流小，滑脱也小。一般自喷井内，段塞流是主要的。

随着混合物继续向上流动，压力不断下降，气相体积继续增大，泡弹状的气泡不断加长，逐渐由油管中间突破，形成油管中心是连续的气流而管壁为油环的流动结构，这种流动称为环流(图 1-16c)。在环流结构中，气液两相都是连续的，气体举油作用主要是靠摩擦携带。

在油气混合物继续上升过程中，如果压力下降使气体的体积流量增加到足够大时，油管中内流动的气流芯子将变得很粗，沿管壁流动的油环变得很薄，此时，绝大部分油都以小油滴分散在气流中，这种流动结构称为雾流(图 1-16d)。雾流的特点是：气体是连续相，液体是分散相；气体以很高的速度携带液滴喷出井口；气、液之间的相对运动速度很小；气相是整个流动的控制因素。

根据以上讨论，油井中可能出现的流型自下而上依次为：纯油流、泡流、段塞流、环流和雾流(图 1-17)。

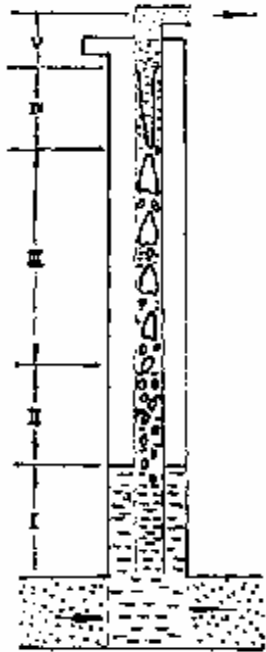


图 1-17 油气沿井筒喷出时的流型变化示意图

I—纯油流； II—泡流； III—段塞流；
IV—环流； V—雾流

图 1-17 只是为了说明油井生产时各种流型在井筒中的分布和变化情况的示意图。实际上，在同一口井内，不会出现如图所示的完整的流型变化。特别是在一口自喷井内不可能同时存在纯油流和雾流的情况。环流和雾流只是出现在混物流速和气液比很高的情况下。因此，除某些高产量凝析气井和含水气井外，一般油井都不会出现环流和雾流。

区分不同的流型并研究其流动规律，对于气—液两相垂直管流计算是十分重要的。但由于其流动的复杂性，不同研究者根据自己在实验中的观察和实验结果，在计算中对流型的描述和划分标准也不尽相同。

(3)滑脱损失的概念

井筒气液两相流动中，通常用来克服混合物液柱重力所消耗的能量远比其它能量消耗要大。重力消耗的大小直接取决于井深和混合物密度。

而混合物的密度与滑脱现象有关。

在气-液两相管流中，由于气体和液体间的密度差而产生气体超越液体流动的现象称为滑脱。出现滑脱之后将增大气液混合物的密度，从而增大混合物的静水压头(即重力消耗)。因滑脱而产生的附加压力损失称为滑脱损失。通常，是用有滑脱时混合物的密度 ρ_m 与不考虑滑脱(认为无滑脱)而只按气、液体积流量计算的混合物密度 ρ'_m 之差 $\Delta\rho_m$ 来表示单位管长上的滑脱损失，即

$$\Delta\rho_m = \rho_m - \rho'_m$$

不考虑滑脱，即认为油气之间不存在相对运动时，某一深度的混合物密度可由下式计算：

$$\rho'_m = \frac{Q_l \rho_l + Q_g \rho_g}{Q_l + Q_g} \quad (1-31)$$

式中 ρ'_m —无滑脱时就地的混合物密度；

Q_l —液体的体积流量；

Q_g —就地气的体积流量；

ρ_l 、 ρ_g —油、气的密度。

式(1-31)中的 Q_l 、 Q_g 和 ρ_l 、 ρ_g 及 ρ_m 均为该深度压力 P 及温度 T 下的相应值。

通过每个断面的液体和气体流量应分别等于各自的真实流速 (v_o, v_g) 与流过断面(图 1-18)的乘积。

而
$$f = f_g + f_l$$

在无滑脱时， $v_o = v_g = v_m$ ，所以

$$Q_g + Q_l = v_m f$$

这样，式(1-31)可写成

$$\rho'_m = \frac{f_l \rho_l + f_g \rho_g}{f_l + f_g} \quad (1-31a)$$

式中， f_l —液相所占的流动断面面积；

f_g —气相所占的流动断面面积；

f —流动断面的总面积；

v_l 、 v_g 、 v_m —液相、气相和混合物的流速。

如果忽略气体的密度，则

$$\rho'_m \approx \frac{f_l}{f} \rho_l \quad (1-31b)$$

显然，液相的流动断面增大将引起混合物密度的增加。

存在滑脱时，气体速度将大于液流速度 ($v_g > v_l$)。

为了便于比较和分析存在和不存在滑脱时的混合物密度，假定：两种情况下液、气流量不变。由于有滑脱时，气体流速大，液体流速小，为了保持体积流量不变，气

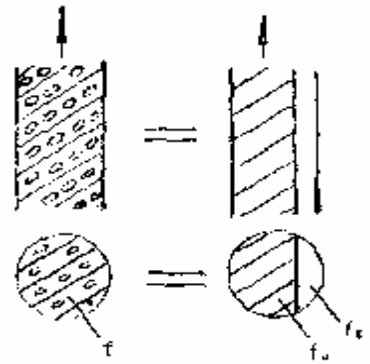


图 1-18 气液两相流流动断面简图

体过流断面将减小为 f'_g ，而液体的过流断面将增加为 f'_l 。考虑滑脱后分相过流断面的变化

$$\Delta f' = f'_l - f'_g = -(f'_g - f'_l)$$

存在滑脱时的混合物密度 ρ_m 可表示为：

$$\begin{aligned} \rho_m &= \frac{f'_l \rho_l + f'_g \rho_g}{f} \\ &= \frac{(f_l + \Delta f) \rho_l + (f_g - \Delta f) \rho_g}{f} \\ &\approx \frac{(f_l + \Delta f) \rho_l}{f} \end{aligned} \quad (1-32)$$

由式(1-31b)和(1-32)可得单位管长上滑脱损失为：

$$\Delta \rho_m = \frac{\Delta f}{f} \rho_l \quad (1-33)$$

上面的讨论仅仅是为了说明由于滑脱而引起附加压力损失的物理概念。在实际计算中不能直接应用简单的式(1-32)来计算滑脱。因为， Δf 是未知的，也是实验中难以测量的参数。通常是直接研究存在滑脱时不同流型下混合物密度 ρ_m 的确定方法；或者用式(1-31)计算 ρ'_m ，而用矿场资料相关分析求出包含滑脱在内的摩擦阻力系数来进行多相垂管流计算。

1.2.2 井筒气液两相流能量平衡方程及压力分布计算步骤

流体在管内流动规律的研究都是从能量平衡入手，建立能量平衡方程。其中最关心的是沿程的压力分布，也就是沿程的压力梯度。因为，知道压力梯度就可以知道管内各处的压差，从而据此计算流量；或者根据流量计算压差及各处的压力。

(1) 能量平衡方程推导

对任何流体流动系统都可根据能量守恒定律写出两个流动断面间的能量平衡关系：

$$\left| \begin{array}{l} \text{进入断面 1 的流体能量} \\ \text{在断面 1 和 2 之间对流体额外所做的功} \\ \text{在断面 1 和 2 之间耗失的能量} \end{array} \right| = \left| \text{从断面 2 流出的流体能量} \right|$$

根据流体力学及热力学，对质量为 m 的任何流动的流体，在某一状态参数下(P、T)和某一位置上所具有的能量包括：内能 U ；位能 mgh ；动能 $\frac{mv^2}{2}$ ；压缩或膨胀能 PV 。

据此，就可写出图 1-19 所示的多相管流断面 1 和断面 2 的流体的能量平衡关系。为了得到各种管流能量平衡的普遍关系，图中选用了倾斜管流。

$$U_1 + mgZ_1 \sin \theta + \frac{mv_1^2}{2} + PV_1 - q = U_2 + mgZ_2 \sin \theta + \frac{mv_2^2}{2} + PV_2 \quad (1-34)$$

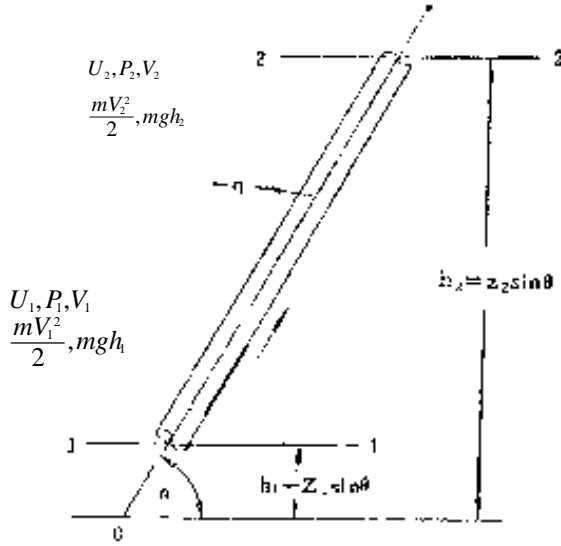


图 1-19 倾斜管流能量平衡关系示意图

式中 m —流体质量, kg;

V —流体体积, m^3 ;

P —压力, Pa;

g —重力加速度, m/s^2 ;

q —管子中心线与参考水平面的夹角, 度;

Z —液流断面沿管子中心线到参考水平面的距离, m;

U —流体的内能, 包括分子运动所具有的内部动能及分子间引力引起的内部位能, 以及化学能、电能…等, J;

v —流体通过断面的平均流速, m/s。

式(1-34)中, 除了内能 U 外, 其它参数可用测量的办法求得。

内能虽然不能直接测量和计算其绝对值, 但可求得两种状态下的相对变化。根据热力学第一定律, 对于可逆过程:

$$dq = dU + PdV$$

或
$$dU = dq - PdV$$

式中, dq 为系统与外界交换的热量; dU 和 PdV 分别为系统进行热交换时, 在系统内所引起的流体内能的变化和由于流体体积改变 dV 后克服外部压力所做的功。

对于这里所研究的不可逆过程来讲:

$$dq + dq_f = dU + PdV$$

式中 dq_f —摩擦产生的热量。

若以 dl_w 表示摩擦消耗的功, $dq_f = dl_w$, 则由上式可得:

$$dq = dU + PdV - dl_w$$

$$\text{或} \quad dU = dq - PdV + dl_w \quad (1-35)$$

改写式(1-34)，可得到两个流动断面之间的能量平衡方程：

$$\Delta U + \Delta(mgZ \sin \theta) + \Delta\left(\frac{mv^2}{2}\right) + \Delta(PV) - q = 0 \quad (1-35a)$$

将式(1-29a)写成微分形式：

$$dU + mv dv + mg \sin \theta dZ + d(PV) - dq = 0 \quad (1-35b)$$

将式(1-30)代入式(1-29b)，并简化后得：

$$VdP + mv dv + mg \sin \theta dZ + dl_w = 0 \quad (1-36)$$

积分上式我们就可得到压力为 P_1 和 P_2 两个流动断面的能量平衡方程：

$$\int_{P_1}^{P_2} VdP + \Delta\left(\frac{mv^2}{2}\right) + \Delta(mgZ \sin \theta) + L_w = 0 \quad (1-36a)$$

取单位质量的流体 $m=1$ ，将代入式(1-36)后可得：

$$\frac{1}{\rho} dP + v dv + g \sin \theta dZ + dl_w = 0 \quad (1-36b)$$

式中 ρ —流体密度， kg/m^3 。

用压力梯度表示，则可写成为：

$$\frac{dP}{dZ} + \rho v \frac{dv}{dZ} + \rho g \sin \theta + \frac{dl'_w}{dZ} = 0 \quad (1-37)$$

由此可得：

$$\frac{dP}{dZ} = -\left[\rho v \frac{dv}{dZ} + \rho g \sin \theta + \frac{dl'_w}{dZ}\right] \quad (1-37a)$$

$\frac{dP}{dZ}$ 为单位管长上的总压力损失(总压力降)； $\rho v \frac{dv}{dZ}$ 为由于动能变化而损失的压力，或称加速度引起的压力损失； $\rho g \sin \theta$ 为克服流体重力所消耗的压力； $\frac{dl'_w}{dZ}$ 为克服各种摩擦阻力而消耗的压力。

令

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{举高}} = \rho g \sin \theta$$

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}} = \rho v \frac{dv}{dZ}$$

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{摩擦}} = \frac{dl'_w}{dZ}$$

$$\text{则} \quad \frac{dP}{dZ} = \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{举高}} + \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{摩擦}} + \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}}$$

根据流体力学管流计算公式

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{摩擦}} = f \frac{\rho v^2}{d}$$

式中 f —摩擦阻力系数；

d —管径，m。

在 Z 的方向为由下而上的坐标系中 $\frac{dP}{dZ}$ 为负值，如果我们取 $\frac{dP}{dZ}$ 为正值，则

$$\frac{dP}{dZ} = \rho g \sin \theta + \rho v \frac{dv}{dZ} + f \frac{\rho}{d} \frac{v^2}{2} \quad (1-38)$$

式(1-38)是适合于各种管流的通用压力梯度方程。

对于水平管流, 因 $\theta=0, \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{举高}}=0$ 。若用 x 表示水平流动方向的坐标, 则

$$\frac{dP}{dx} = r v \frac{dv}{dx} + f \frac{r}{d} \frac{v^2}{2} \quad (1-39)$$

对于垂直管流, $q=90^\circ, \sin q=1$, 若以 h 表示高度, 则

$$\frac{dP}{dh} = r g + r v \frac{dv}{dh} + f \frac{r}{d} \frac{v^2}{2} \quad (1-40)$$

为了强调多相混合物流动, 将方程中的各项流动参数加下角“m”, 则

$$\frac{dP}{dh} = r_m g \sin q + r_m v_m \frac{dv_m}{dZ} + f_m \frac{r_m}{d} \frac{v_m^2}{2} \quad (1-41)$$

式中 r_m —混合物的密度;

v_m —混合物的流速;

f_m —混合物流动时的摩擦阻力系数。

单相液体垂直管液流的 $\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}}=0$; 单相液体水平管流的 $\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{举高}}$ 及 $\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}}$ 均为零。对于气-液多相管流, 如果流速不大, 则 $\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}}$ 很小, 可以忽略不计。

只要求得 r_m 、 v_m 及 f_m 就可计算出压力梯度。但是, 如前所述, 多相管流中这些参数沿程是变化的, 而且在不同流动型态下的变化规律也各不相同。所以, 研究这些参数在流动过程中的变化规律及计算方法是多相管流研究的中心问题。不同研究者通过实验研究提出了各自计算这些参数的方法。

(2)多相垂直管流压力分布计算步骤

根据多相管流的压力梯度就可计算出沿程压力分布。由于多相管流中每相流体影响流动的物理参数(密度、粘度等)及混合物密度和流速都随压力和温度而变, 沿程压力梯度并不是常数。因此, 多相管流需要分段计算, 并要预先求得相应段的流体性质参数。然而, 这些参数又是压力和温度的函数, 压力却又是计算中需要求得的未知数。所以, 多相管流通常采用迭代法进行计算。有两种不同的迭代途径: 按深度增量迭代和按压力增量迭代。

1)按深度增量迭代的步骤

①已知任一点(井口或井底)的压力 P_0 作为起点, 任选一个合适的压力降 ΔP 作为计算的压力间隔。一般选 $\Delta P = 0.5 \sim 1.0 \text{MPa}$, 具体要根据流体流量(油井的气、液产量)、管长(井深)及流体性质来定。

②估计一个对应 ΔP 的深度增量 Δh , 以便根据温度梯度估算该段下端的温度 T_1 。

③计算出该管段的平均温度 \bar{T} 及平均压力 \bar{P} , 并确定在该 \bar{T} 和 \bar{P} 下的全部流体性质参数(溶解气油比 R_g 、原油体积系数 B_o 和粘度 μ_o 、气体密度 ρ_g 和粘度 μ_g , 混合物

粘度 μ_m 及表面张力 s …等)。

④ 计算该段的压力梯度 $\frac{dP}{dh}$ 。

⑤ 计算对应于 ΔP 的该段管长(深度差) $\Delta h_{\text{计}}$ 。

⑥ 将第...步计算得的 $\Delta h_{\text{计}}$ 与第②步估计的 Δh 进行比较, 两者之差超过允许范围, 则以新的 Δh 作为估算值, 重复②~⑤的计算, 使计算的与估计的 Δh 之差在允许范围 ϵ 内为止。

⑦ 计算该段下端对应的深度 L_i 及压力 P_i

$$L_i = \sum_{j=1}^i \Delta h_j \quad P_i = P_o + i\Delta P$$

$i=1, 2, 3, \dots n$

⑧ 以 L_i 处的压力为起点, 重复②~⑦步, 计算下一段的深度 L_{i+1} 和压力 P_{i+1} , 直到各段的累加深度等于或大于管长 ($L_n \geq L$) 时为止。

2) 按压力增量迭代的步骤

① 已知任一点(井底或井口)的压力 P_o , 选取合适的深度间隔 Δh (一般可选 50~100 米, 可将管 L 等分为 n 段)。

② 估计一个对应于计算间隔 Δh 的压力增量 ΔP 。

③ 计算该段的 \bar{T} 和 \bar{P} , 以及 \bar{P} 、 \bar{T} 下的流体性质参数。

④ 计算该段压力梯度 $\left(\frac{dP}{dh}\right)_o$

⑤ 计算对应于 Δh 的压力增量 $\Delta P_i = \Delta h \left(\frac{dP}{dh}\right)_o$

⑥ 比较压力增量的估计量 ΔP 与计算值 ΔP_i , 若二者之差不在允许范围内, 则以计算值作为新的估计值, 重复第②~⑤步, 使两者之差在允许范围 ϵ_o 之内为止。

⑦ 计算该段下端对应的深度 L_i 和压力 P_i

$$L_i = i \times \Delta h \quad P_i = P_o + \sum \Delta P_i$$

⑧ 以 L_i 处的压力 P_i 为起点压力重复第②~⑦步, 计算下一段的深度 L_{i+1} 和压力 P_{i+1} , 直到各段累加深度等于或大于管长 L 时为止。

为了简化计算, 通常对各段选取同样的增量间隔。而在有些情况下, 各段的增量间隔可以不同, 这样既能节约计算时间, 而又能较好地反映出压力分布。

1.3 计算气-液两相垂直管流的 Orkiszewski 方法

该方法是对已经发表的几种主要方法加以分析综合之后于 1967 年提出的。

Orkiszewski 对几种主要方法与实测资料进行了对比, 发现其中 Girffith 和 Wallis 的方法及 Duns 和 Rose 的方法比较精确。而 Griffith 和 Wallis 方法对段塞流在低流速

范围比较可靠，但在高流速下不够准确。Duns 和 Rose 的方法亦有类似问题。他把 Griffith 计算段塞流的相关式加以改进后推广到了高流速区，从而扩大了应用范围。在处理过渡性流型时，采用了与 Ros 方法相同的办法(内插法)。他强调了要从观察到的物理现象来确定存容比(多相流动的某一管段中，某相流体体积与管段容积之比也称滞留率)，在计算段塞流压力梯度时要考虑气相与液体的分布关系。因此，针对每种流动型态提出了存容比及摩擦损失的计算方法。他提出的四种流动型态是泡流、段塞流、过渡流及环雾流，如图 1-20 所示。

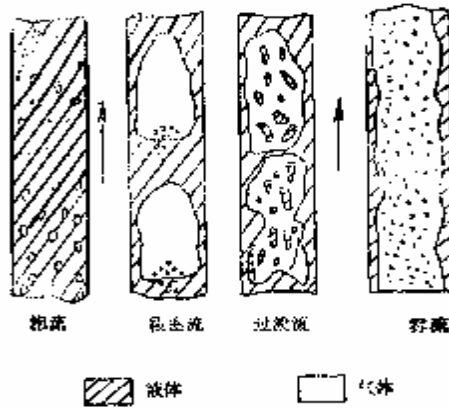


图 1-20 气液混合物流动型态(Orkiszewski)

1.3.1 压力降公式及流动型态划分界限

由前面垂直管流能量方程可知，其压力降是摩擦能量损失、势能变化和动能变化之和。由式(1-36)可直接写出多项垂直管流的压力降公式：

$$-dP = \tau_f dh + g\rho_m dh + \rho_m v_m dv_m \quad (1-42)$$

式中 P —压力，Pa；

τ_f —摩擦损失梯度，Pa/m；

h —深度，m；

g —重力加速度， m/s^2 ；

ρ_m —混合物密度， kg/m^3 ；

v_m —混物流速，m/s。

动能项只是在雾流情况下才有明显的意义。出现雾流时，气体体积流量远大于液体体积流量。根据气体定律，动能变化可表示为：

$$\rho_m v_m dv_m = -\frac{W_t q_g}{A_p^2 P} dp \quad (1-43)$$

式中 A_p —管子流通截面积， m^2 ；

W_t —流体总质量流量，kg/s；

q_g —气体体积流量, m^3/s 。

将式(1-43)代入式(1-42), 并取 $dh=-\Delta h_k$, $dP=\Delta p_k$, $r_m=\bar{r}_m$, $P=\bar{P}$ 经过整理后可得:

$$\Delta P_k = \left[\frac{\bar{r}_m g + t_f}{1 - \frac{W_i q_g}{A_p^2 \bar{P}}} \right] \Delta h_k \quad (1-44)$$

式中 ΔP_k —计算管段压力降, Pa;
 Δh_k —计算管段的深度差, m;
 \bar{P} —计算管段的平均压力, Pa。

表 1-2 流型界限

流动型态	界限
泡流	$\frac{q_g}{q_t} < L_B$
段塞流	$\frac{q_g}{q_t} > L_B, \bar{v}_g < L_S$
过渡流	$L_M > \bar{v}_g > L_S$
雾流	$\bar{v}_g > L_M$

不同流动型态下的 \bar{r}_m 和 t_f 的计算方法不同, 为此, 计算中首先要判断流动形态。该方法的四种流动型态的划分界限如表 1-2 所示。

表 1-2 中 \bar{v}_g 为无因次气体流速, L_B 为泡流界限, L_S 为段塞流界限, L_M 为雾流界限。它们的计算方法如下。

$$\bar{v}_g = \frac{q_A}{A_p} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/4}$$

$$L_B = 1.701 - 0.7277 v_t^2 / D$$

$$L_B \geq 0.13 \quad (\text{如果 } L_B < 0.13 \text{ 则取 } L_B = 0.13)$$

$$L_S = 50 + 36 \bar{v}_g \frac{q_L}{q_g}$$

$$L_M = 75 + 84 \left(\bar{v}_g \frac{q_L}{q_g} \right)^{0.75}$$

式中 v_t —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下的总的流动速度(混合物流速), m/s ;

ρ_L —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下的液体密度(油、水混合物则按体积加权平均), kg/m^3 ;

σ —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下的液体表面张力(如果是油、水混合物则取体积加权平均值), N/m ;

D —管子内径, m;

q_L 、 q_g 、 q_t —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下的液体、气体及总的体积流量, m^3/s ;

\bar{T} —计算管段的平均温度, K。

1.3.2 平均密度及摩擦损失梯度的计算

由于不同流动型态下各种参数的计算方法不同，下面按流型分别介绍。

(1) 泡流

平均密度

$$\begin{aligned}\bar{\rho}_m &= H_L \rho_L + H_g \rho_g = (1 - H_g) \rho_L + H_g \rho_g \\ H_L + H_g &= 1\end{aligned}\quad (1-45)$$

式中 H_g —气相存容比(含气率)，计算管段中气相体积与管段容积之比值；

H_L —液相存容比(持液率)，计算管段中液相体积与管段容积之比值；

ρ_g 、 ρ_L 、 $\bar{\rho}_m$ —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下气、液和混合物的密度， kg/m^3 。

气相存容比由滑脱速度 v_s 来计算。滑脱速度定义为：气相流速与液相流速之差。

$$v_s = \frac{v_{sg}}{H_g} - \frac{v_{sL}}{1 - H_g} = \frac{q_g}{A_p H_g} - \frac{q_t - q_g}{A_p (1 - H_g)} \quad (1-46)$$

由式(1-46)可解出 H_g ：

$$H_g = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{q_t}{v_s A_p} - \sqrt{\left(1 + \frac{q_t}{v_s A_p} \right)^2 - \frac{4q_g}{v_s A_p}} \right] \quad (1-47)$$

式中 v_s —滑脱速度，由实验确定， m/s ；

v_{sg} 、 v_{sL} —气相和液相的表观流速， m/s 。

Griffith 由实验得出泡流的滑脱速度的平均值为 0.244m/s 。在式(1-47)中取 $v_s = 0.244\text{m/s}$ 。

泡流摩擦损失梯度按液相进行计算：

$$\begin{aligned}\tau_i &= f \frac{\rho_L v_{LH}^2}{D} \\ v_{LH} &= \frac{q_L}{A_p (1 - H_g)}\end{aligned}\quad (1-48)$$

式中 f —摩擦阻力系数；

v_{LH} —液相真实流速， m/s 。

摩擦阻力系数 f 可根据管壁相对粗糙度 e/D 和液相雷诺数 N_{Re} 查图 1-21。

$$\text{液相雷诺数} \quad N_{Re} = \frac{D v_{sL} \rho_L}{\mu_L} \quad (1-49)$$

式中 μ_L —在 \bar{P} 、 \bar{T} 下的液体粘度，油、水混合物在未乳化的情况下可取其体积加权平均值， $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

对于普通油管，其管壁绝对粗糙度，一般取 $e = 4.57 \times 10^{-5} \text{ m} (0.00015 \text{ ft})$

(2) 段塞流混合物平均密度

$$\bar{\rho}_m = \frac{W_t + \rho_L v_s A_p}{q_t + v_s A_p} + \delta \rho_L \quad (1-50)$$

式中 d —液体分布系数；
 v_s —滑脱速度，m/s。

滑脱速度可用 Griffith 和 Wallis 提出的公式计算：

$$v_s = C_1 C_2 \sqrt{gD} \quad (1-51)$$

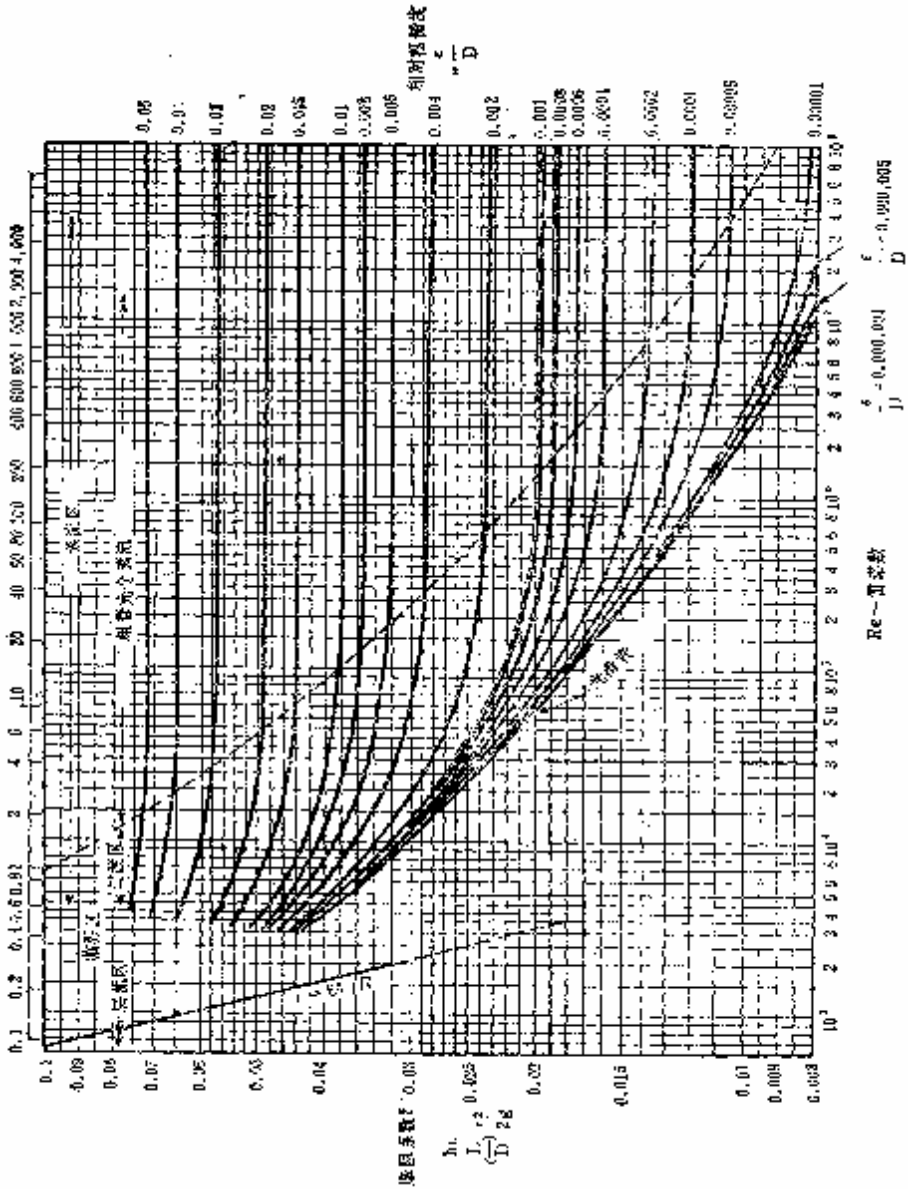


图 1-21 摩擦阻力系数曲线

C_1 由图 1-22 根据泡雷诺数 N_b 来确定。

$$N_b = \frac{v_s D \rho_L}{\mu_L} \quad (1-52)$$

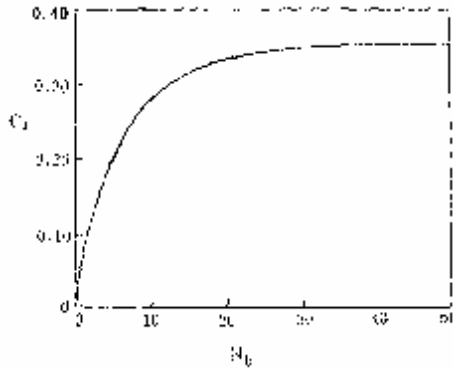


图 1-22 $C_1 \sim N_b$ 曲线

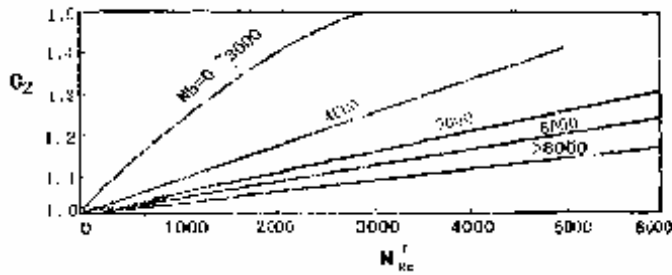


图 1-23 $C_2 \sim N'_{Re}$ 曲线

C_2 由图 1-23 根据泡雷诺数 N_b 及雷诺数 N'_{Re} 来确定。

$$N'_{Re} = \frac{v_s D \rho_L}{\mu_L} \quad (1-53)$$

因为 v_s 是非线性相关式，必须用试算法来求。确定 C_1 及 C_2 时要用到 N_b ，而 N_b 与 v_s 有关，此时， v_s 也是未知的。所以，须先假设一个 v_s 值，求得 C_1 及 C_2 后，再用式 (1-51) 计算一个 v_s 值，要重复进行计算直到假设值与计算值相接近为止。

v_s 值也可以根据不同的 N_b 值选用下面的公式进行计算。

$N_b \leq 3000$ 时，

$$v_s = (0.546 + 8.74 \times 10^{-6} N'_{Re}) \sqrt{gD} \quad (1-54)$$

$N_b \geq 8000$ 时，

$$v_s = (0.35 + 8.74 \times 10^{-6} N'_{Re}) \sqrt{gD} \quad (1-55)$$

$3000 < N_b < 8000$ 时，

$$v_s = \frac{1}{2} [v_{st} + \sqrt{v_{st}^2 + \frac{11.17 \times 10^3 \mu_L}{\rho_L \sqrt{D}}}] \quad (1-56)$$

$$v_{si} = (0.251 + 8.74 \times 10^{-6} N'_{ge}) \sqrt{gD} \quad (1-57)$$

δ 值需根据连续液相的类别及气液总流速来选用计算公式 (见表 1-3)。

表 1-3 d 计算公式选择

连续液相	V_t (米/秒)	计算 δ 的公式号
水	<3.048	1-58a
水	>3.048	1-58b
油	<3.048	1-58c
油	>3.048	1-58d

$$\delta = \frac{0.002521g(10^3\mu_L)}{D^{1.88}} - 0.782 + 0.2321gv_t - 0.4281gD \quad (1-58a)$$

$$\delta = \frac{0.07141g(10^3\mu_L)}{D^{0.799}} - 1.352 - 0.1621gv_t - 0.8881gD \quad (1-58b)$$

$$\delta = \frac{0.002361g(10^3\mu_L + 1)}{D^{1.415}} - 0.140 + 0.1671gv_t + 0.1131gD \quad (1-58c)$$

$$\delta = \frac{0.005371g(10^3\mu_L + 1)}{D^{1.371}} + 0.455 + 0.5691gD - X \quad (1-58d)$$

$$X = (1gv_t + 0.516) \left[\frac{0.00161g(10^3\mu_L + 1)}{D^{1.571}} + 0.722 + 0.631gD \right] \quad (1-58e)$$

计算得的 δ 必须满足下面的条件:

$$v_t < 3.048 \text{ 时, } d \geq -0.2132v_t$$

$$v_t > 3.048 \text{ 时, } \delta \geq \frac{-v_s A_p}{q_t + v_s A_p} \left(1 - \frac{\bar{\rho}_m}{\rho_L} \right)$$

段塞流的摩擦梯度根据下式计算:

$$\tau_f = \frac{f \rho_L v_t^2}{2D} \left(\frac{q_L + v_s A_p}{q_t + v_s A_p} + \delta \right) \quad (1-59)$$

式中的摩擦系数 f , 根据管壁相对粗糙度 e/D 和雷诺数 N'_{re} 由图 1-21 查得。

(3) 过渡流

过渡流的混合物平均密度及摩擦梯度是先按段塞流和雾流分别进行计算, 然后用内插方法来确定相应的数值。

$$\bar{\rho}_m = \frac{L_M - \bar{v}_g}{L_M - L_S} \rho_{SL} + \frac{\bar{v}_g - L_S}{L_M - L_S} \rho_{Mi} \quad (1-60)$$

$$\tau_f = \frac{L_M - \bar{v}_g}{L_M - L_S} \tau_{SL} + \frac{\bar{v}_g - L_S}{L_M - L_S} \tau_{Mi} \quad (1-61)$$

式中的 ρ_{SL} 、 τ_{SL} 及 ρ_{Mi} 、 τ_{Mi} 为分别按段塞流和雾流计算的混合物密度及摩擦梯度。

(4) 雾流

雾流混合物密度计算公式与泡流相同:

$$\bar{\rho}_m = H_L \rho_L + H_g \rho_g = (1 - H_g) \rho_L + H_g \rho_g$$

由于雾流的气液无相对运动速度，即滑脱速度接近于雾，基本上没有滑脱。所以

$$H_g = \frac{q_g}{q_L + q_g} \quad (1-62)$$

摩擦梯度则按连续的气相进行计算，即

$$\tau_f = f \frac{\rho_g v_{sg}^2}{2D} \quad (1-63)$$

式中 v_{sg} — 气体表观流速， $v_{sg} = q_g / A_p$ ，m/s。

雾流摩擦系数可根据气体雷诺数 (N_{Re}_g) 和液膜相对粗糙度由图 1-21 查得。

$$(N_{Re})_g = \frac{\rho_g v_{sg} D}{\mu_g} \quad (1-64)$$

由于液膜粗糙度最大不会超过管径之半，最小也不会小于管壁的绝对粗糙度，所以液膜相对粗糙度在 0.001~0.5 之间，具体数值需根据 N_w 用下面的公式计算。

$$N_w = (v_{sg} \mu_L / \sigma)^2 \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (1-65)$$

当 $N_w \leq 0.005$ 时，

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{34\sigma}{\rho_g v_{sg}^2 D} \quad (1-65a)$$

当 $N_w \leq 0.005$ 时，

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{174.8\sigma N_w^{0.302}}{\rho_g v_{sg}^2 D} \quad (1-65b)$$

按不同流动型态计算压力梯度的步骤与前面介绍的用摩擦损失系数法基本相同，只是在计算混合物密度及摩擦之前需要根据流动型态界限确定其流动型态。图 1-24 为 Orkiszewski 方法的计算流程框图。

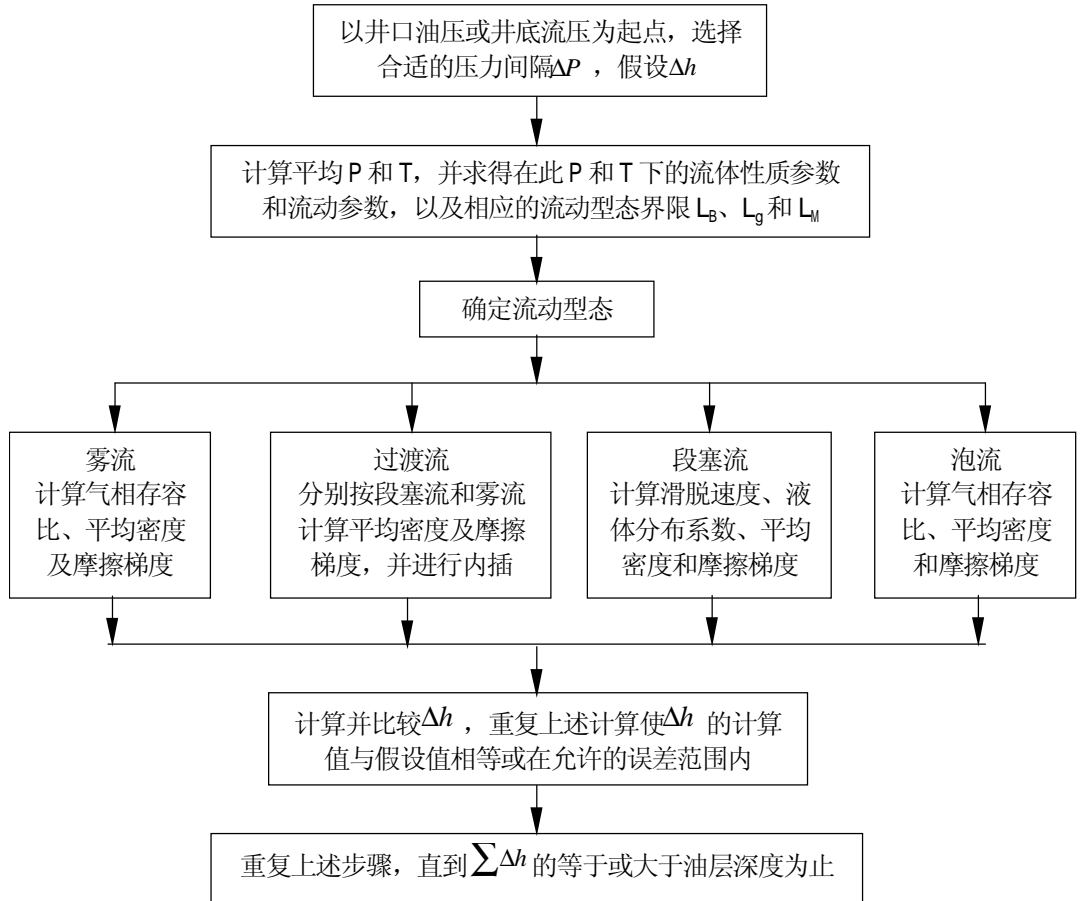


图 1-24 Orkiszewski 方法计算流程框图

1.4 计算井筒多相管流动的 Beggs-Brill 方法

Beggs-Brill 方法是可用于水平、垂直和任意倾斜气液两相管流动计算的方法。它是 Beggs 和 Brill 根据在长 15m，直径 25.4" (1in) 和 38" (1.5in) 聚炳烯管中，用空气和水进行实验的基础上提出的。它是目前用于斜直井、定向井和水平井井筒多相流动计算的一种较普遍的方法。

实验参数范围：

气体流量	0~0.098(300 sft ³ /d)	m ³ /s;
液体流量	0~0.0019(30 gal/min)	m ³ /s;
持液率液相存容比	0~0.87	m ³ /m ³ ;
系统压力	0.241~0.655(35~95 P _{si})	MPa;
压力梯度	0~0.0166(0.8 P _{si} /ft)	MPa/m;
倾斜度	-90° ~ +90°;	
流型	水平管流动的全部流型。	

实验工作是实验管倾斜度分别为 $0^\circ, 5^\circ, 10^\circ, 20^\circ, 35^\circ, 55^\circ, 75^\circ, 90^\circ$ 正、负的情况下和上述流动参数范围内进行的。在每种倾角下调节不同的气液流量和观察流型，并测量持液率和压力梯度。

实验中包括了水平管气液两相流的全部流型：泡状流、团状(弹状)流、分层流、波状流、段塞流、环状流、雾状流。为了便于分析、计算，将七种流型根据气液分布状况和流动特性，进而归并为三类：分离流、间歇流和分散流，见图 1-25。

该方法的特点：①按归并后的三类流型建立流型分布图，并在分离流与间歇流之间增加了过渡区，处于过渡区的流动采用内插方法；②先按水平管流计算，然后采用倾斜校正系数校正成相应的倾斜管流；③既可用于水平管，也可用于垂直管和倾斜管的上坡与下坡流动。

1.4.1 基本方程

在假设气液混合物既未对外做功，也未受外界功的条件下，单位质量气液混合物稳定流动的机械能守恒方程为：

$$\frac{-dp}{dZ} = \rho g \sin \theta + \rho \frac{dE}{dZ} + \rho v \frac{dv}{dZ} \quad (1-66)$$

式中 P —压力；

ρ —气液混合物平均密度；

g —加速度

v —混合物平均流速；

dE —单位质量的气液混合物的机械能量损失；

h —垂向坐标；

Z —流动方向；

θ —管线与水平方向的夹角。

上式右端三项表示了气液两相管流的压力降消耗于三个方面：位差、摩擦和加速度。

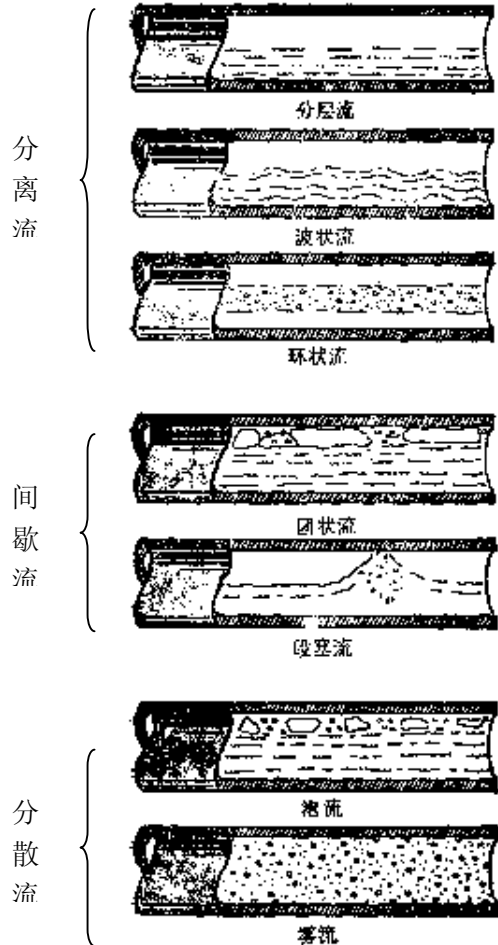


图 1-25 气液两相水平管流型

$$-\frac{dP}{dZ} = \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{位差}} + \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{摩擦}} + \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{加速度}}$$

(1) 位差压力梯度：消耗于混合物静水压头的压力梯度。

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{位差}} = \rho g \sin \theta = [r_L H_L + r_g (1 - H_L)] g \sin \theta$$

式中 ρ_L —液相密度；

ρ_g —气相密度；

H_L —持液率，在流动的气液混合物中液相的体积份数，小数。

(2) 摩擦压力梯度：克服管壁流动阻力消耗的压力梯度。

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{摩擦}} = \lambda \frac{v^2}{2D} \rho = \lambda \frac{G/A}{2D} \rho$$

式中 λ —流动阻力系数；

D —管的内径；

A —管的流通截面积；

G —混合物的质量流量。

(3) 加速度压力梯度：由于动能变化而消耗的压力梯度。

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{加速度}} = \rho v \frac{dv}{dZ}$$

忽略液体压缩性和考虑到气体质量流速变化远远小于气体密度变化，并应用气体状态方程由上式可导出：

$$\left(\frac{dp}{dZ}\right)_{\text{加速度}} = \frac{-\rho v v_{sg}}{P} \frac{dp}{dZ}$$

$$v_{sg} = Q_g / A$$

式中 v_{sg} —气相表观(折算)流速。

Q_g —气体体积流量。

(4) 总压力梯度

由以上各式可得到总压力梯度为：

$$-\frac{dp}{dZ} = [\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] g \sin \theta + \lambda \frac{Gv}{2DA} - \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] v v_{sg}}{P} \frac{dp}{dZ}$$

整理上式得：

$$-\frac{dp}{dZ} = \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] g \sin \theta + \frac{\lambda Gv}{2DA}}{1 - \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] v v_{sg}}{P}} \quad (1-67)$$

式(1-67)便是 Beggs-Brill 方法所采用的基本方程，实际它也是其它一些方法所采用的方程，只是其中 H_L 和 λ 的计算有所不同。

1.4.2 Beggs-Brill 方法的流型分布图及流型判别式

如前所述，Beggs-Brill 将水平气液两相管流的方程流型归为三类：

分离流 — 包括层状流、波状流和环状流；
 间歇流 — 包括团状(弹状)流和段塞流；
 分散流 — 包括泡流和雾流。

根据实验研究结果绘制的流型图如图 1-26 所示。

该图以 Froude(弗鲁德)数 N_{Fr} 为纵坐标, 入口体积含液率(无滑脱持液率) E_L 为横坐标。

$$N_{Fr} = \frac{V^2}{gD} \quad (1-68)$$

$$E_L = \frac{Q_L}{Q_L + Q_g} \quad (1-69)$$

式中 Q_L —入口(就地)液相体积流量；

Q_g —入口(就地)气相流量；

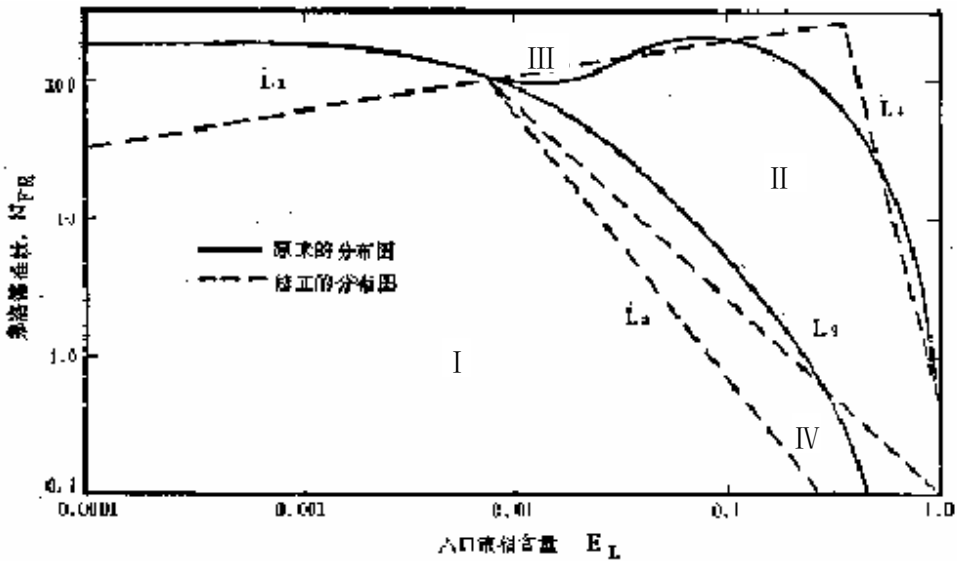


图 1-26 Beggs-Brill 流型分布图

I - 分离流； II - 间歇流； III - 分散流； IV - 过渡流

该图是 Beggs-Brill 方法修正后的流型图(虚线)。图中用四条线 L_1 、 L_2 、 L_3 和 L_4 分成四个流型区, 在分离流与间歇流之间增加了过渡区。

分区线的方程如下：

$$L_1 = 316 E_L^{0.302}$$

$$L_2 = 92.52 \times 10^{-5} E_L^{-2.4684}$$

$$L_3 = 0.10 E_L^{-1.4516}$$

$$L_4 = 0.5 E_L^{-6.733}$$

流型判别见表 1-4。计算出 N_{Fr} 、 E_L 和 L_1 ， L_2 ， L_3 ， L_4 就可以利用表 1-4 确定出管子处于水平位置时的流型。

表 1-4 Beggs-Brill 法流型判别

判别条件	流 型
$E_L < 0.01$ 时 $N_{Fr} < L_1$ $E_L \geq 0.01$ 时 $N_{Fr} < L_2$	分 离 流
$E_L \geq 0.01, L_2 < N_{Fr} \leq L_3$	过 渡 流
$0.01 \leq E_L < 0.4$ 时 $L_3 < N_{Fr} < L_4$ $E_L \geq 0.4$ 时 $L_3 < N_{Fr} < L_4$	间 歇 流
$E_L < 0.4$ 时 $N_{Fr} \geq L_1$ $E_L \geq 0.4$ 时 $N_{Fr} > L_4$	分 散 流

1.4.3 持液率及混合物密度确定

(1) 持液率 $H_L(q)$

如前所述, Beggs-Brill 方法计算倾斜管流时首先按水平管计算, 然后进行倾斜校正。

$$H_L(\theta) = H_L(0)\psi \quad (1-70)$$

式中 $H_L(\theta)$ —倾角为 θ 的气液两相流动的持液率;

$H_L(0)$ —同样流动参数下, 水平流动时的持液率;

ψ —倾斜校正系数。

$$H_L(0) = \frac{aE_L^b}{N_{Fr}^c} \quad (1-71)$$

式中 a、b、c—取决于流型的常数(见表 1-5)

表 1-5 a、b、c 常数表

流 型	a	b	c
分 离 流	0.98	0.4846	0.0868
间 歇 流	0.845	0.5351	0.0173
分 散 流	1.065	0.5929	0.0609

利用表 1-5 和式(1-71)计算出的 $H_L(0)$ 必须满足 $H_L(0) \geq E_L$, 否则, 取 $H_L(0) = E_L$ 。因为 E_L 实际上是无滑脱时的持液率, 而 $H_L(0)$ 为存在滑脱时的持液率, 因此, $H_L(0)$ 的最小值是 E_L 。

实验结果表明, 倾斜校正系数 ψ 不仅与倾斜角 θ 有关, 而且与无滑脱持液率 E_L 、弗洛德数及液体速度数有关。图 1-27 为其中的三组实验结果。

根据实验结果回归的倾斜校正系数 ψ 的相关式如下：

$$\psi = 1 + C \left[\sin(1.8\theta) - \frac{1}{3} \sin^3(1.8\theta) \right] \quad (1-72)$$

对于垂直管：

$$\psi = 1 + 0.3C \quad (1-73)$$

系数 C 与无滑脱持液率 E_L 、弗洛德数和液相速度数 N_{wL} 有关。

$$N_{wL} = v_{SL} \left(\frac{h}{gS} \right)^{1/4}$$

式中 v_{SL} —液相表观流速；

ρ_L —液相密度；

σ —液体表面张力；

g —重力加速度。

$$C = (1 - E_L) \ln [d(E_L)^e (N_{wL})^f (N_{Fr})^g] \quad (1-74)$$

式中的系数 d 、 e 、 f 和 g 由表 1-6 根据流型来确定。

确出 $H_L(0)$ 和 y 之后，利用式 (1-70) 便可得到 $H_L(q)$ 。对于过渡流型，则先分别用分离流和间歇流计算出 $H_L(q)$ 之后采用内插法确定其持液率。

$$H_L(\theta) = AH_L(\text{分离}) + BH_L(\text{间歇})$$

$$A = \frac{L_2 - N_{Fr}}{L_3 - L_2};$$

$$B = \frac{N_{Fr} - L_2}{L_3 - L_2} = 1 - A$$

利用持液率可由下式计算混合物实际密度：

$$\rho_L = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (1-75)$$

式中的液相和气相密度均为流动条件下的。

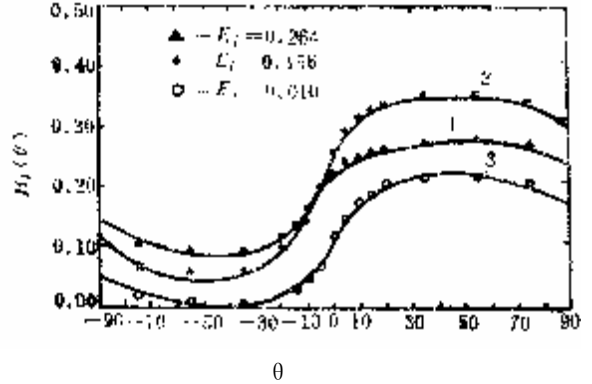


图 1-27 不同 E_L 下的倾斜校正系数

表 1-6 系数 d 、 e 、 f 、 g

流型	上 / 下坡	d	e	f	g
分离型	上坡	0.011	-3.768	3.539	-1.614
间歇流	上坡	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
分散流	上坡	不修正 $c=0, y=1, H_L(q)$ 与 q 无关			
各种流型	下坡	4.7	-0.3692	0.1244	-0.5056

1.4.4 阻力系数 λ

为了确定气液两相流的阻力系数 λ ，Beggs 和 Brill 利用实验结果研究了气液两相流阻力系数 λ 与无滑脱气液两相流阻力系数 λ' 的比值 (λ/λ') 与持液率和无滑脱持液率 (入口体积含液率) E_L 之间的关系。

根据其研究结果提出了下面的气液两相流阻力系数的计算方法和相关式。

$$\left(\frac{\lambda}{\lambda'}\right) = e^s \quad (1-76)$$

式中 e —自然对数的底；

S —与 E_L 和 $H_L(q)$ 有关的系数

$$S = \frac{\ln y}{-0.0523 + 3.18 \ln y - 0.8725 (\ln y)^2 + 0.01853 (\ln y)^4}$$

$$y = \frac{E_L}{[H_L(\theta)]^2}$$

当 $1 < y < 1.2$ 时，

$$S = \ln(2.2y - 1.2)$$

$$\lambda' = \{21g[N'_{Re} / (4.53321g N'_{Re} - 3.8125)]\}^{-2}$$

式中 N'_{Re} —两相流动的雷诺数。

$$N'_{Re} = \frac{Dv(\rho_L E_L + \rho_g(1 - E_L))}{\mu_L E_L + \mu_g(1 - E_L)}$$

λ' 也可用 Moody 图上的光滑管曲线来确定，即采用下面的相关式计算。

$$\lambda' = 0.0056 + \frac{0.5}{(N'_{Re})^{0.32}}$$

计算出 S 和 λ' 之后根据式 (1-76) 由下式确定气液两液流阻力系数

$$\lambda = \lambda' e^s \quad (1-77)$$

图 1-28 给出了 Beggs-Brill 用压力增量迭代计算的流程框图。

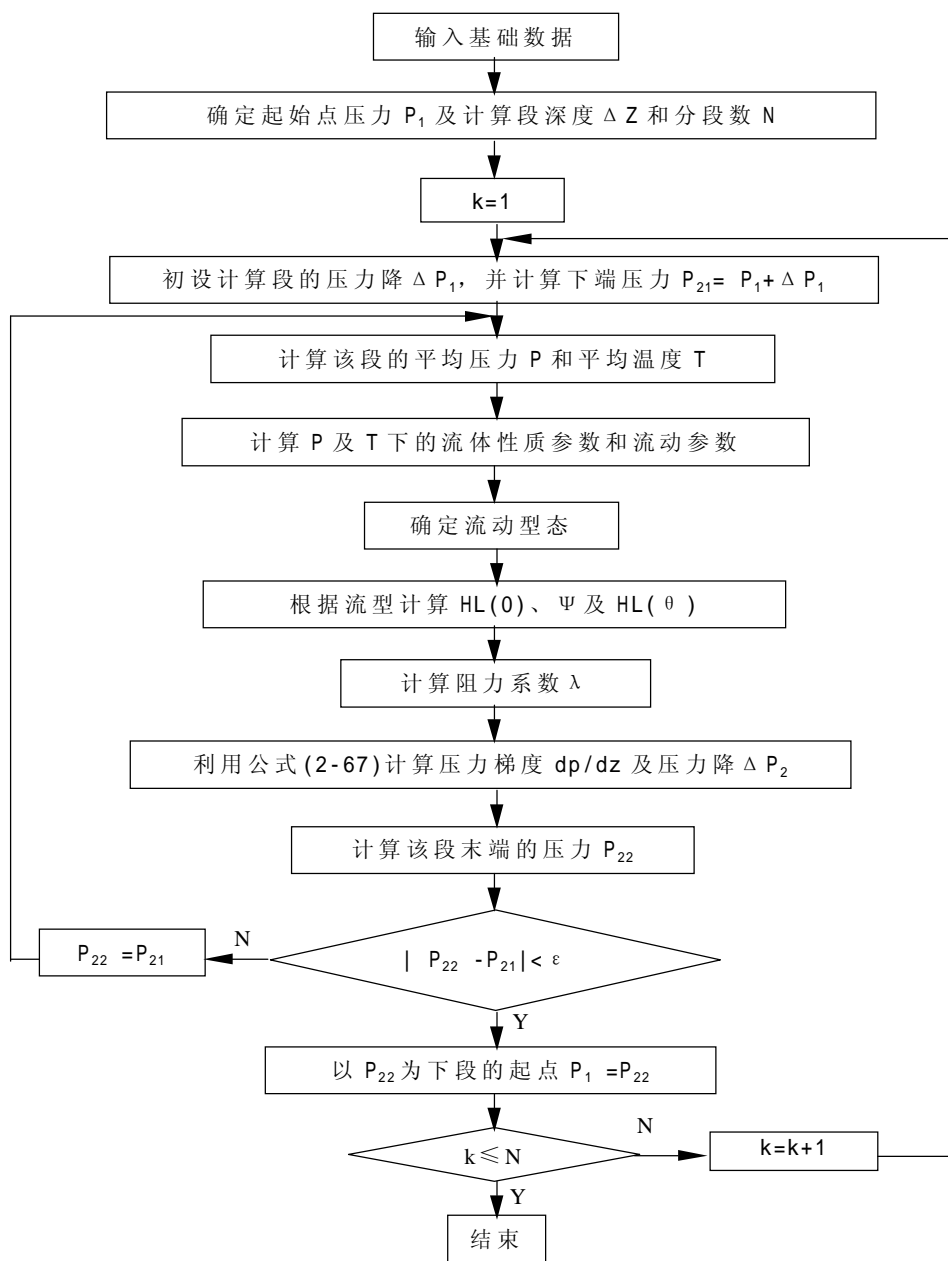


图 1-28 Beggs-Brill 方法按压力增量迭代计算流程框图。

多相垂直管流计算准确程度受多种因素的影响，除了所选用的计算方法之外，关键是不同压力和温度下的流体性质参数。实际上，需要进行计算的大多数油井都缺乏这方面的实际资料。目前，虽然有一些计算流体性质参数的相关式可供选用，但在使用中应根据各油田的高压物性实验资料对所用的计算公式进行检验和必要的修正。另外，计算中需要给定的原始数据(流体产量及流体地面性质等)也必须准确。

根据矿场资料进行统计分析，针对具体油田或区块所建立的计算井下压力的经验公

式的特点是：要求给定的原始数据少，不涉及更多的流体性质参数的计算，使用简便，往往也比较准确，但局限性很大，有些公式随着油田和油井生产条件的变化，可能失去意义，而需要修正或建立新的经验公式。另外，用来统计的矿场资料必须准确，或需要进行一系列专门测试，否则难以保证经验公式的准确性。

附录 A：利用 Beggs-Brill 方法计算井筒流体的压力梯度

某不含水自喷井油井产量 $q_o=50\text{m}^3/\text{d}$ ；生产气油比 $R_p=100\text{m}^3/\text{m}^3$ ；地面脱气原油密度 $\rho_o=850\text{kg}/\text{m}^3$ ；天然气相对密度 $\gamma_g=0.7$ ；地面原油粘度 $\mu_o=100\text{mPa}\cdot\text{s}$ ；计算段平均温度 $t=40^\circ\text{C}$ ；油管內径 $D=62\text{mm}$ ；计算段长 $\Delta Z=100\text{m}$ ；起始(井口)压力 = 4MPa 。试计算该段的压降。

【解】：用压力增量迭代法计算。

1) 确定起始点压力 P_1 及计算深度增量 ΔZ 和分段数 N ：

$$P_1=4\text{MPa}, \quad \Delta Z=100\text{m}, \quad N=1$$

2) 初设计算段的压力降 $\Delta P_{\text{设}}$ ，并计算下端压力： $P_{2\text{设}}=P_1+\Delta P_{\text{设}}$

$$\Delta P_{\text{设}}=0.5\text{MPa}$$

$$P_{2\text{设}}=P_1+\Delta P_{\text{设}}=4+0.5=4.5\text{MPa}$$

3) 计算该段的平均压力 \bar{P} 及平均温度 \bar{T} ：

$$\bar{P}=\frac{P_{2\text{设}}+P_1}{2}=\frac{4.5+4}{2}=4.25\text{MPa}$$

$$\bar{T}=t+273=40+273=313\text{ }^\circ\text{K}$$

4) 计算 \bar{P} 及 \bar{T} 下的流体性质参数及流动参数：

由相应关系式计算得：溶解气油比 $R_s=23.46\text{m}^3/\text{m}^3$ ；原油体积系数 $B_o=1.066$ ；天然压缩因子 $Z=0.899$ ；原油粘度 $\mu=3.47\text{mPa}\cdot\text{s}$ ；天然气粘度 $\mu_g=1.22\times 10^{-2}\text{mPa}\cdot\text{s}$ ；原油表面张力 $\sigma=1.83\times 10^{-3}\text{N}/\text{m}$ ；标准状况下的空气密度 $\rho_a=1.293\text{kg}/\text{m}^3$ 。

① 原油密度：

$$\begin{aligned} \rho_L &= \frac{\rho_o + \rho_a R_s \gamma_g}{B_o} \\ &= \frac{850 + 1.293 \times 23.46 \times 0.7}{1.066} \\ &= 817.30\text{kg}/\text{m}^3 \end{aligned}$$

② 天然气密度：

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{\gamma_g \rho_a \bar{P} \bar{T}_0}{Z \bar{T} P_0} \\ &= \frac{0.7 \times 1.293 \times 4.25 \times 293}{0.899 \times 313 \times 0.101} = 40.05\text{kg}/\text{m}^3 \end{aligned}$$

③ 气、液的就地流量：

$$q_g = \frac{P_0 \bar{T} Z (R_p - R_s) q_o}{86400 \bar{P} T_0} = \frac{0.101 \times 313 \times 0.899 \times (100 - 23.46) \times 50}{86400 \times 4.25 \times 293} = 1.01 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_L = \frac{q_o B_o}{86400} = \frac{50 \times 1.066}{86400} = 6.17 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

④就地的气体、液体及混合物的表观流速：

$$A_p = pD^2/4 = 3.1416 \times \left(\frac{62 \times 10^{-3}}{2}\right)^2 = 0.003 \text{ m}^2$$

$$v_{sl} = q_L / A_p = 6.17 \times 10^{-4} / 0.003 = 0.21 \text{ m/s}$$

$$v_{sg} = q_g / A_p = 1.01 \times 10^{-3} / 0.003 = 0.34 \text{ m/s}$$

$$v_m = v_{sl} + v_{sg} = 0.21 + 0.34 = 0.55 \text{ m/s}$$

⑤液、气及总的的质量流量：

$$G_L = \rho_L q_L = 817.30 \times 6.17 \times 10^{-4} = 0.5 \text{ kg/s}$$

$$G_g = \rho_g q_g = 40.05 \times 1.01 \times 10^{-3} = 0.04 \text{ kg/s}$$

$$G_m = G_L + G_g = 0.50 + 0.04 = 0.54 \text{ kg/s}$$

⑥入口的含液量(无滑脱滞留量)：

$$E_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} = \frac{6.17 \times 10^{-4}}{1.01 \times 10^{-3} + 6.17 \times 10^{-4}} = 0.38$$

⑦弗鲁德数 N_{Fr} ，液体粘度、混合物粘度及表面张力：

$$N_{Fr} = \frac{v_m^2}{gD} = \frac{0.55^2}{9.81 \times 0.062} = 0.50$$

$$\mu_L = \mu = 3.47 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$\sigma_L = \sigma = 1.83 \times 10^{-2} \text{ N/m}$$

$$\mu_m = \mu_L E_L + \mu_g (1 - E_L) = 3.47 \times 0.38 + 1.22 \times 10^{-2} \times (1 - 0.38)$$

$$= 1.33 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

⑧液体速度准数：

$$N_{vl} = v_{sl} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma}\right)^{0.25} = 0.21 \times \left(\frac{817.3}{9.81 \times 1.83 \times 10^{-2}}\right)^{0.25} = 1.72$$

5) 确定流型：

$$L_1 = 316 E_L^{0.302} = 316 \times 0.38^{0.302} = 235.93$$

$$L_2 = 92.52 \times 10^{-5} E_L^{-2.4684} = 0.0009252 \times 0.38^{-2.4684} = 1.01 \times 10^{-2}$$

$$L_3 = 0.10 E_L^{-1.4516} = 0.10 \times 0.38^{-1.4516} = 0.41$$

$$L_4 = 0.5 E_L^{-6.738} = 0.5 \times 0.38^{-6.738} = 339.15$$

因为 $0.01 \leq E_L < 0.4$ 以及 $L_3 < N_{Fr} < L_1$ ，故流型为间歇流。

6) 根据流型计算 $H_L(0), y$ 及 $H_L(q)$ ：

由于流型为间歇流，查表 1-5 和表 1-6，得

$$a=0.845, b=0.5351, c=0.0173, d=2.96 \\ e=0.305, f=-0.4473, g=0.0978$$

$$H_L(0) = \frac{aE_L^b}{N_{Fr}^c} = \frac{0.845 \times 0.38^{0.5351}}{0.50^{0.0173}} = 0.51$$

$$C = (1-E_L) \ln[d(E_L)^e (N_{vL})^f (N_{Fr})^g] \\ = (1-0.38) \ln[2.96(0.38)^{0.305} (1.72)^{-0.4473} (0.50)^{0.0978}] \\ = 0.30$$

对于倾斜管， $\theta=45^\circ$ ，则：

$$\psi = 1 + C \left[\sin(1.8\theta) - \frac{1}{3} \sin^3(1.8\theta) \right] \\ = 1 + 0.30 \left[\sin(1.8 \times 45) - \frac{1}{3} \sin^3(1.8 \times 45) \right] = 1.20$$

$$H_L(\theta) = H_L(0)\psi = 0.51 \times 1.20 = 0.61$$

7) 计算阻力系数 λ ：

$$y = \frac{E_L}{[H_L(\theta)]^2} = \frac{0.38}{0.61^2} = 1.02$$

$$S = \frac{\ln y}{-0.0523 + 3.182 \ln y - 0.8725 (\ln y)^2 + 0.01853 (\ln y)^4} \\ = \frac{\ln(1.02)}{-0.0523 + 3.182 \ln(1.02) - 0.8725 (\ln(1.02))^2 + 0.01853 (\ln(1.02))^4} \\ = 1.91$$

$$N'_{Re} = \frac{Dv_m[\rho_L E_L + \rho_g(1-E_L)]}{\mu_L E_L + \mu_g(1-E_L)} \\ = \frac{0.062 \times 0.55 \times [817.3 \times 0.38 + 40.05 \times (1-0.38)]}{3.47 \times 10^{-3} \times 0.38 + 1.22 \times 10^{-2} \times 10^{-3} \times (1-0.38)} \\ = 8624.35$$

$$\lambda' = 0.0056 + \frac{0.5}{(N'_{Re})^{0.32}} = 0.0056 + \frac{0.5}{(8624.35)^{0.32}} = 0.033$$

$$\lambda = \lambda' e^s = 0.033 e^{1.91} = 0.037$$

8) 利用公式 (1-69) 计算压力梯度 $\frac{dp}{dz}$ 及压力降 $\Delta P_{\text{计}}$ ：

$$\frac{dp}{dz} = \frac{[\rho_L H_L + \rho_g(1-H_L)]g \sin \theta + \frac{\lambda G_m v_m}{2DA_p}}{1 - \{[\rho_L H_L + \rho_g(1-H_L)]v_m v_{sg}\} / P} \\ = \frac{[817.3 \times 0.61 + 40.05 \times (1-0.61)] \times 9.81 \times \sin 45^\circ + \frac{0.037 \times 0.54 \times 0.55}{2 \times 0.062 \times 0.003}}{1 - \{[817.3 \times 0.61 + 40.05 \times (1-0.61)] \times 0.55 \times 0.34\} / (4.25 \times 10^6)} \times 10^{-6} \\ = 3.6 \times 10^{-3} \text{ MPa/m}$$

故

$$\Delta P_{\text{计}} = \left| \frac{dP}{dz} \right| \times \Delta Z = 3.6 \times 10^{-3} \times 100 = 0.36 \text{ MPa}$$

9) 计算该段末端的压力 $P_{2\text{计}}$ ：

$$P_{2\text{计}} = P_1 + \Delta P_{\text{计}} = 4 + 0.36 = 4.36 \text{ MPa}$$

10)比较压力增量的假设值与计算值 $|P_{2\text{计}}-P_{2\text{设}}|$ ，取 $\epsilon=0.02$ MPa：

$$|P_{2\text{设}}-P_{2\text{计}}|=|4.36-4.5|=0.14>\epsilon$$

故需将 $P_{2\text{计}}=P_1$ 作为新的假设值 $\Delta P_{\text{设}}$ ，从第2)步开始计算，直到满足需求后以上段的末端压力作为下段的起点压力再开始计算下一段。

参 考 文 献

- 1.王鸿勋，张琪.采油工艺原理(修订本).北京：石油工业出版社，1990
- 2.K.E.布朗.升举法采油工艺(卷一).北京：石油工业出版社，1987
- 3.K.E.布朗.升举法采油工艺(卷四).北京：石油工业出版社，1990
- 4.Vogel J.V. Inflow Performance Relationship for Solution Gas Drive Wells. J.Pet.Tech.,Jan.1968 P.83-93
- 5.Standing M.B.Inflow Performance Relationships for Damaged Wells Producing by Solution Gas Drive.J.Pet.Tech.,Nove.1970 P.1399-1400
- 6.Douglas Patton L.Generalized IPR Curves for Predicting Well Behavior. Pet.Eng.Inter.,June 1980
- 7.Orkiszewski J. Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe. J.Pet.Tech., June 1967
- 8.Beggs,H.D.and Brill,J.P..A Study of Two-phase Flow in Inclined Pipes.J.P.T 1973, 5
- 9.孙大同，张琪.基于 Petrobras 方法含水综合 IPR 曲线公式的修正.断块油气田，Vol.2, No.4,1995