

海上采油设备动力学段塞流段塞捕集器的设计

M. Miyoshi, JGC Corp.
D. R. Doty, Z. Schmidt, U. of Tulsa

沈家骏 译
王 波 校

摘 要

介绍一种流体动力学模式,用于研究典型海上集油设备,包括管线、立管及段塞捕集分离器。用此动力学模式能确定段塞捕集分离器与管线段塞流之间的动力学相互作用。特别是,在本模式中包含有直接预测与油流有关的分离器泡沫层的方法。此模式能用于预测设计段塞捕集器所需的所有变量。

研究了对分离器特性有影响的几个变量。这包括立管高度、分离器泡沫体积及进入的段塞尺寸。分析表明,在合理确定一个段塞捕集分离器尺寸时,每个变量都很关键。

一、引 言

在恶劣环境下,如北极地区和海洋,开发油气田常需要单管输送油气。即使这种管线尺寸经济合理,但在管线运转寿命的大部分时间内,通常都会产生段塞流。段塞流的特点是液体段和气泡交替流动通过全管线。

液体段塞可视为一长段液体,携带有很多较小的气泡。气泡段可视为一长段连续气泡,而在管线底部带有一层液膜。当液体段塞移动通过管线时,它趋向于从移动较慢的液膜中汲取一部分液体,而又从后面留下一些液体。此外,液体段塞汲取作用造成的紊流,又趋向于从前面的气泡中把小气泡带入液体段塞中来。其后这些小气泡将随着段塞液体一起留下而进入后来的气泡段。

段塞流的特性是,当它沿管线移动时其长度趋向于增加,即较短的段塞趋向于聚合成较长的段塞。如果管线足够长,有可能使液体段塞达到几千英尺长⁽¹⁾。为了适应段塞流,常在管线出口装一大型分离器(或段塞捕集器)。因为段塞捕集器是一套处理设备中的第一件,所以它的尺寸确定得合适,对于全套设备的运转是极其重要的。

基本上有两种段塞捕集器^(2,3):筒式及多管式。在处理气体凝析液流的设备中,多管式应用较广。在气体凝析设备中,进入的气体比较干净而且液体产量低。但是多条管线聚集在一起,经常产生单一的大的液体段塞。因为在正常操作和清扫管线过程中,液体流量差别很大,所以段塞捕集器设计主要考虑的问题应包括合理的液体波动量。但是,清扫管线的动力

学特性不同于正常管线的段塞流,因此它已超出本文研究的范围。

对于泡沫常成为主要问题的油流^[4],通常用筒式段塞捕集器。这种段塞捕集分离器的设计,除了能使气和液相完成一定的初始分离之外,还必须能处理在正常管线段塞流中进入的液体段塞。当段塞捕集器装在海上平台时,进入管一般终止于垂直立管内。立管的存在,以及气泡段和液体段塞的不同压力损失,互相结合起来,改变了液体进入段塞捕集器的动力学。所以本研究的目的是建立一种动力学模式,它能够用来合理地决定处理段塞流泡沫原油的段塞捕集分离器的尺寸。

二、段塞捕集分离器的分离原理

图1所示为一段塞捕集分离器的基本结构。这种分离器的基本功能是从液相中除去自由气体,并向其它产油设备提供相对平稳的液体^[5,6]。

当管线液体冲击入口挡板时,发生初始分离,挡板的作用是使进流的动量消散。液体流带着气泡落到分离器的较低部分,从该处沿水平方向以大为减低的速度流到液体排出管线。包含液体的分离器的这一部分的设计要避免形成紊流,还要有足够的时间使液体携带的气泡从液流中被释放出来。而且,一般在分离器出口装一涡流破碎器,防止气体再度进入出口液流中。

当气流进入分离器时,它越过入口挡板进入分离器上部,流速大减。在气体移向气体排出管线时允许液滴沉降下来。必须给气体有足够的空间,以便大于某一预定尺寸的液滴有充分的时间靠重力沉降。除重力分离外,内部还常装一个叫做汲雾器(或除雾器)的构件,以增加从气流中分离小液滴的效率。这种构件可以是叶片、金属网或板型的。汲雾器的作用有的是靠大大增加液滴碰撞的表面积,有的是靠迂回路径,利用惯性增加液滴碰撞其表面的可能性。

分离器除了处理与分离气体与液体流之外,它还必须能处理可能进入的泡沫。泡沫在原油系统中常常是一个主要问题^[4](例如,泡沫占据分离器一半容积的现象并不是罕见的)。在井底或油层中压力下降到泡点以下后,泡沫立即开始形成,并且当两相混合物从井眼向上流动和在管线中流动时继续形成。泡沫进入分离器后,由于下列三个过程的作用开始衰减^[4]:

- 1) 气泡因聚合而增大,气体穿过公共气泡壁扩散。
- 2) 在泡沫与气体交界面气泡破裂。
- 3) 最后,油通过泡沫放出。

在恒流速、恒温度与恒压力下,分离器中泡沫的体积恒定,这是泡沫衰减率与泡沫进入率之间动平衡的结果。所以需要有一个能预测分离器泡沫体积的适当的方法,以合理地确定分离器的尺寸。

最后,分离器还必须能适应液体进入分离器的流量的大幅度波动^[7]。这种情况的发生是因为管线中有段塞流,或是因为段塞向上运动经立管进入分离器的动力作用。无论是哪一种情况,均须采取一定的方法来预测分离器需要增加的体积。

三、确定泡沫油流段塞捕集器尺寸的标准非动力学方法

虽然有许多方法^[8,9]可用来确定分离器的尺寸,但这些方法都与个别需要以及个别的经

验有关。我们将采用下述方法作为我们的标准方法。

在设计者合理选定了分离器内部结构来适应主要的分离及除雾过程,以及处理如蜡、砂等各种问题之后,他可以根据阶段的进入流量及恒定的排出流量来决定分离器的尺寸。方法是确定在当前操作条件下所要求的气体容量、液体容量,波动体积和泡沫体积。应当看到,此方法未包含因段塞流的动力作用而可能需要附加的分离器体积。

气体容量 可以利用Sounders和Brown的关系式^[10]计算气体容量,该式系确定分离器中的最大气体流速,超过这一流速,气流就能汲取泡沫和(或)液体。最大气体流速为:

$$V_{\max} = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (1)$$

经验常数K叫做K因子,取决于流体的物性、操作条件和所用分离器的类型。典型的k因子值可以是0.4至0.6。但是,当没有估计泡沫体积的方法时,标准的做法是用附加系数2到15以减低k因子。减低系数常常很难确定。当前,C-E Natco公司已经作了专门研究^[4,11],能直接估计泡沫体积,所以,无需减低k因子。

液体容量 能保证有足够时间让液体夹带的气逸出的最小液体体积,是按所希望的保持时间计算的。保持时间与液体保持体积有关:

$$V_{\text{RET}} = T_{\text{RET}} \cdot 60 \cdot q_L \quad (2)$$

保持时间一般选为1.0至5.0分钟,取决于流体的物性、操作条件及段塞捕集器的类型。

液体波动体积 当一液体段塞进入段塞捕集器时,由于进入流量超过排出流量,液面上升。相反,当气泡进入分离器时,液面趋于下降。为适应此液面的变化而需要附加的体积叫做波动体积^[7]。

当没有关于预计的段塞大小的资料可用时,美国石油学会API RP 14 E^[12]给出有海洋装置典型波动系数来增加保持时间。然而,利用 Prudhoe Bay 油田的关系式预测的段塞特性^[1],可以更精确地预测波动体积。假定为稳定状态,预计的最大波动体积为:

$$V_{\text{SURGE}} = [(V_{\text{SL}} + V_{\text{SG}}) H_{\text{LS}} - V_{\text{SL}}] A_P T_{\text{SLUG}} \quad (3)$$

式中段塞液体滞留量及段塞停留时间根据Prudhoe Bay 油田关系式计算。在Prudhoe Bay油田的研究中观察到的段塞长度从几英尺到几千英尺。段塞的尺寸分布围绕其均值按对数正态分布。所以需要选择一个最大的预计段塞尺寸来确定段塞捕集器的尺寸。从Prudhoe Bay油田试验中得到的经验指出,从1000个段塞中选出最大的预计段塞近似符合于实际观察到的最大段塞。所以,选择这样一种尺寸的段塞来确定段塞捕集器的尺寸似乎是合理的。

泡沫体积 根据在模拟油田管线-分离器系统的试验场对近100种世界各地的原油所进行的试验,C-E Natco 得出了确定泡沫体积^[4,11]的下列关系式

$$V_F = \text{BFF} \cdot \text{PDF} \cdot \text{AGORF} \cdot \text{FHF} \cdot Q_0 \quad (4)$$

基本泡沫系数BFF取决于油流的物性。它一般为0.5到10.0,对于本项研究中应用的原油取1.70。管线直径系数PDF,对于本文所涉及的轻油及高的管线流速来讲,一般不影响分离器的泡沫体积,因而取值1.0。同样,实际油气比系数AGORF一般仅有中等程度的影响。除非油气比很高或很低,在本文中取值1.0。泡沫高度系数FHF为分离器中泡沫高度的函数。泡沫高度在确定分离器的泡沫层衰减率中是一个重要变量。这一因数与泡沫高度的精确关系可由C-E Natco所进行的实验研究中得到,关于这一点将在下一节说明。最后,已知分离器泡

沫体积正比于进入的油流量。

容器形状 对于筒式段塞捕集器,长度与直径之比决定分离器的形状。合理选择容器形状是很重要的,因为它决定制造成本^[13]。此外,容器形状的改变也会改变上述设计上的考虑。例如,如果筒形容器形状改变而不改变其内部容积,则由式(4)所预测的平衡泡沫体积随直径的增加而增加^[4]。某些研究^[14]指出最优长径比为4似较合理。同样,C-E Natco的研究^[11]也指出,比值4对于本文中所考虑的分离器压力也是合适的(见图2)。

内部容差 对于分离器的任何一种内部结构必须给以容差量。例如 Sigales^[15]给定分离器直径的20%[或至少10英寸(25.4厘米)]作为气相最小空间。同样,他给定分离器直径的10%[或至少5英寸(12.7厘米)]作为液体最小空间。此外,液体的高度必须足以防止气体被携带进入液体排出管线入口的液体涡流中去^[16]。

四、用非动力学标准设计方法计算的实例

上述方法将用于一个假想的例子,表1所列是所有的有关数据。段塞捕集器设计为适用于进流量45,000地面桶油/天(7,154地面米³/天),原油重度为35°API,油气比为800标准英尺³/地面桶油(142标准米³/地面米³油),气体比重为0.75。分离器的工作压力为400磅/英寸²绝对(27.6×10^5 帕),工作温度为140°F(60°C)。

气体容量 分离器中最大允许气体流速为3.567英尺/秒(1.087米/秒),此处式(1)中取K因子为0.6。气体流量被此流速除,则得气相最小许用截面积为4.160英尺²(0.3865米²)。参考图3,此面积相当于高液面及高泡沫面时的气体。

液体容量 用式(2)进行计算。选3分钟作为保持时间,需要的最小保持体积为563.9英尺³(15.97米³)。参考图3,如此体积被分离器长度除,则所得面积相当于低液面。

液体波动体积 Prudhoe Bay油田关系式用于预测在上述尺寸管线及液流条件下设计段塞的特性。设计段塞相当于1,000个段塞中预计最大的,其特性见表1。把这些量代入式(3),得出液体波动量为471.7英尺³(13.36米³)。如果把此体积与保持时间所需的液体容量相加,并将所得结果除以分离器长度,则所得面积相当于图3中的高液面。

泡沫体积 图4所示是平均为35°API的原油在140°F(60°C)条件下的广义泡沫度。此曲线图^[11]一般适用于油气比的范围为100标准英尺³/地面桶油(17.8标准米³气/地面米³油)到1,000标准英尺³/地面桶油(178标准米³气/地面米³油)。在每种情况下油和水占容器容积的37%,而泡沫占50%。此图可按下列步骤确定式(4)中的泡沫高度系数FHF:

1) 计算在分离器条件下的液体流量(假定不含水),得48,200桶/天(7,663米³/天)(相当于45,000地面桶油/天)。

2) 在图4上于48,200桶/天划一水平线与各容器的直径相交,以确定相应的容器长度。

3) 利用容器的长度和直径决定泡沫体积(等于容器体积的50%)以及相应的容器高度(等于 $0.415 D_{SEP}$)。

4) 泡沫体积与泡沫高度的图解相当于式(4)。

容器形状 虽然有许多不同形状的容器可试,但这里只试验长径比为4的筒式分离器。

计算方法 所希望的容器在满足式(1)到式(4),且长径比为4的同时,截面积应

最小。如猜选的直径为8.63英尺(2.63米)[长度等于34.52英尺(10.52米)],则保持体积与波动体积所占的截面积为30.00英尺²(2.787米²)。利用气相所需的最小面积,可算出留给泡沫的剩余面积及高度(见图3)。结果得泡沫高度为37.9英寸(0.963米),泡沫体积为840英尺³(23.8米³)。将此泡沫高度代入式(4),得820英尺³(23.2米³),这是足可以接受的。

上述方法没有考虑正常管线段塞流的动力学特性。另外,由于海上采油设备一般均有立管,它的存在扩大了段塞进入段塞捕集器的动力作用。所以,为了更好地理解段塞捕集器的动力学特性,提出了下列动力学模式。

五、与分离器连通的管线立管系统中动力学正常段塞流的描述

图1和图5说明在一个与分离器相连的管线立管系统中正常的段塞流。液体段塞与气泡的精确的动力作用是整个系统构型的结果,其中包括进入流量、流体的物性、管线的几何尺寸、立管、段塞捕集分离器、控制系统及任何二次分离设备。二次分离设备如图6所示,可有一个中间压力分离器、处理器、涤气器及附加的控制系统。然而本报告的任务是研究大的液体段塞的动力作用对段塞捕集分离器的特性与设计的影响,所以有理由把所研究的动力系统仅限于包括最后一部分管线、立管、段塞捕集分离器及有关的控制系统(见图5及6)。

考察图1和图5看出,液体段塞及与之相关的气泡的动力特性发生在它们沿管线流动,在立管中上升及进入分离器的时候。当液体段塞进到立管底部时,由于重力作用它将减速,结果使尾随的气泡受到压缩。这样继续下去,直到气泡压力足以克服重力作用,让液体段塞继续在立管中上升,进入分离器。最后尾随的气泡进入立管底部,减少重力作用,致使段塞尾部加速在立管中上升并以明显高于平均的流速射入段塞捕集分离器中。此时,预计在段塞捕集分离器中的液面最高。相应地,剩留给气流和泡沫的体积则最小。

当气泡进入段塞捕集分离器时,由于气泡压力较高分离器的压力很快增加。这一效应,加上分离器中供气用的体积最小,结果使气体通过分离器的流速最高。如果段塞捕集分离器尺寸不够,在上述临界时间内,可能有泡沫被带进气管线。当气泡产出时,从与气泡相随的液膜中进入的液体产量很低。所以,段塞捕集分离器的液面下降,最后达到最低值。当下一个液体段塞进入立管底部时,整个过程又重复出现,其差别只是因下一个液体段塞及气泡大小的不同而变化幅度不同。

如图1所示,段塞捕集分离器对于进来的段塞的反应取决于分离器的气体和液体出口管线上的阀件。气阀通常由压力调节器控制,用它来维持分离器压力近似恒定。液体卸载阀一般由液面控制器操纵,它受分离器液面的影响。这两个阀的尺寸要合适,其相应的控制系统要经过合理地调整,以保证段塞捕集分离器及后流程附加的任何分离设备能恰当地发挥作用。

这里提出一种动力学模式,其中有关的变量是通过一组常微分方程彼此相关联在一起,这些微分方程是以基本的物理原理为基础的。下面描述这种模式。

六、动力学正常段塞流模式^[17,18]

一条管线包含许多液体段塞与气泡,如图5所示。图中还示出了气泡前缘的流速、到段

塞的距离、气泡的体积和压力。在建立段塞流模式时，作了下列假设：

- 1) 仅需要考虑一部分管线。
- 2) 物理量，如速度、压力等，对于每一气泡及液体段塞可由其平均值代表。
- 3) 因假设压力讯号沿管线长度瞬时传递，而在确定段塞捕集分离器尺寸时引入的误差，可忽略不计。
- 4) 气泡中的压力降与液体段塞压力降相比可忽略不计，因此不予考虑。
- 5) 当气泡沿管长移动时，虽然它的体积随压力而变，但其质量则保持不变。
- 6) 当遇到压力波动时，液体段塞的压缩与气泡的压缩相比可忽略不计，所以液体段塞的长度假定为常数。
- 7) 假设气泡和液体段塞的物性与运动，可由 Prudhoe Bay 油田试验提出的关系式表达，因此它们与气泡前缘的流速有关。

考虑第*i*个段塞，见图5。气泡前缘的流速与气泡前缘的位置有关，即

$$V_i = -\frac{dx_i}{dt} \quad (5)$$

Prudhoe Bay 油田进行的试验^[1]指出，气泡前缘的流速与液体混合物的流速之间存在简单的线性关系：

$$V_i = C_o \cdot V_{mi} \quad (6)$$

式中常数 C_o 本文取为1.25。由液体段塞的线性动量守恒可得出：

$$\rho_L H_{LS} Z_i \frac{d}{dt} (V_{mi}) = g_c 144 (P_i - P_{i-1}) - \frac{f_i \rho_L H_{LS} Z_i V_{mi}^2}{2D_p} - \rho_L H_{LS} Z_i g d_i \quad (7)$$

式中 d_i 为第*i*液体段塞首尾间的平均高差。对气泡按理想气体定律微分，得出下列依时间而变的压力变化：

$$\frac{d}{dt} P_i = \frac{V_{i+1} - V_i}{X_{i+1} - X_i - Z_{i+1}} P_i \quad (8)$$

七、分离器进口流量

当第*i*段塞出管线及立管时，它走到段塞捕集分离器进口。在段塞产出期间，假设所有的小气泡均以与液体相同的速度移动，此时分离器的进口流量为：

$$q_L = V_{mi} A_P H_{LS} \quad (9)$$

$$q_G = V_{mi} A_P (1 - H_{LS}) \quad (10)$$

此外，当气泡进入时，考虑段塞单元的连续性，得出平均的油膜流速和平均的气体流速如下：

$$V_{Fi} = V_{i+1} + (V_{m,i+1} - V_{i+1}) H_{LS} / H_{LB} \quad (11)$$

$$V_{Gi} = V_{i+1} + (V_{m,i+1} - V_{i+1}) (1 - H_{LS}) / (1 - H_{LB}) \quad (12)$$

所以，在气泡产生期间进口流量为

$$q_L = V_{Fi} A_P H_{LB} \quad (13)$$

$$q_G = V_{Gi} A_P (1 - H_{LB}) \quad (14)$$

八、动力学段塞捕集分离器模式

图 1 所示为一个典型的单筒段塞捕集分离器的构形。此分离器包含许多内部构件，每一构件都是为了增加分离和段塞捕集过程的效果。例如，分离器可包含一个动量吸收器、汲雾器和涡流破碎器。但是为了建立一个动力学模式，我们假定，每一内部构件的影响均包含在此模式所确定的各特殊参数值之内。例如，气相汲雾器的最大许用K因子，其合理选择应受所安装的汲雾器类型的影响。

因此，分离器的动力学特性问题就简化为根据分离器压力的变化来确定液体和泡沫体积的变化。为此，根据分离器中液相质量守恒，以及不可压缩的假设，得：

$$\frac{dV_L}{dt} = q_L - Q_L \quad (15)$$

式中 q_L 及 Q_L 分别为进口及排出液体的体积流量。根据分离器中的气相质量守恒及理想气体定律得：

$$\frac{dV_G}{dt} - \frac{V_G}{P_{SEP}} \frac{dP_{SEP}}{dt} = q_G - Q_G \quad (16)$$

式中 q_G 及 Q_G 分别为进口及排出气体的体积流量。在液体段塞产出期间气体体积由下式确定：

$$V_G = V_{SEP} - V_L - V_F \quad (17)$$

式中 V_{SEP} 为分离器总体积，而 V_F 为泡沫所占据的体积。然而，在气泡产出期间，分离器中的气体体积增大，包括含在进入气泡中的气体体积：

$$V_G = V_{SEP} - V_L - V_F + A_p(1 - H_{LB})(X_{i+1} - Z_{i+1}) \quad (18)$$

这里系假设第*i*段塞的气泡正进入分离器。

与气体体积比较起来，泡沫体积的动力特性则更难确定。如先前说明的，泡沫的平均衰减率和最后达到的稳态泡沫体积，受几种不同参数的影响，包括进入流量及泡沫高度。泡沫高度又取决于分离器的几何形状和液面高低。同样，液面又与液体体积及分离器几何形状有关：

$$V_L = L_{SEP}(D_{SEP})^2 [\cos^{-1}(1 - 2h_L) - 2(1 - 2h_L)\sqrt{h_L(1 - h_L)}] / 4 \quad (19)$$

式中 h_L 为液面高度，以分离器直径的分数表示。因此在本研究中，我们将假定泡沫体积的特性可由前面的式(4)所确定的过程来恰当描述。

九、分离器排量

分离器的每个排出管线包括一个控制阀及一段管线^[19,20]。任何其它限制件，如管件、热交换器等均能用当量长度的概念来概括。

对于液体排出管线，通过液体控制阀的排量与压力损失的关系由下式给出^[21]：

$$Q_L = 2.228 \times 10^{-3} C_{VL} \sqrt{\frac{\Delta P_{VL}}{\gamma_L}} f_L(X_L) \quad (20)$$

式中 C_{VL} 为阀流量系数，而 $f_L(X_L)$ 为阀的流量特性与阀杆位置的关系。此外，通过排出管线

的压力损失可从下式计算:

$$P_{SEP} - \Delta P_{VL} - P_{DL} = \frac{\rho_L L_L Q_L^2}{2g_c 144 D_{DL}} - \frac{\rho_L g D_{SEP} h_L}{144 g_c} \quad (21)$$

式中重力项假定排出管线的标高相同于分离器底部的标高。通过阀的流量受到临界流最大流量的限制。临界流的判据为〔22〕:

$$\Delta P_{VL} \geq C_p^2 [P_U - P_V (0.96 - 0.28 \sqrt{\frac{P_V}{P_C}})] \quad (22)$$

对于气体排出管线, 通过气控制阀的气流量与压力损失之间的关系由下式给出〔23〕:

$$Q_G = 1.068 \times 10^{-2} C_{VG} Y \sqrt{\frac{\beta T_z}{\gamma_G} f_G(X_G)} \\ Y = 1 - \beta / (3 X_T F_K) \\ \beta = \Delta P_{VG} / P_U \quad (23)$$

式中 C_{VG} 为阀流量系数, 而 $f_G(X_G)$ 表示阀的流量特性, 是阀杆位置的函数。通过气体排出管线的压力损失给出如下:

$$P_{SEP} - \Delta P_{VG} - P_{DG} = \frac{\rho_G L_G Q_G^2}{2g_c 144 D_{DG}^4} \quad (24)$$

如前一样, 通过气体控制阀的最大流量受到下列临界流量条件的限制:

$$\Delta P_{VG} \geq X_T F_K P_{SEP} \quad (25)$$

式(20)及(23)需要有阀流量特性作为阀杆位置的函数的定义。几个常用的特性为:

线性: $f(X) = X$

方根: $f(X) = \sqrt{X}$

等百分比: $f(X) = \delta^{X-1}$ (26)

式中 δ 为一常数, 一般为20到50。对于本研究项目, 我们假定阀流量特性作为阀杆位置的函数为一线性关系。

十、气体及液体控制阀的控制系统

控制器能对比传递的过程讯号与设定点(Set Point), 产生一控制讯号给控制阀, 由阀来控制流量。对于液面控制, 一般有一比例控制器〔21〕就够了。不考虑阀的动力学, 比例控制器决定于:

$$X_L^{SET} - X_L = K_{CL} (h_L^{SET} - h_L) \quad (27)$$

式中 K_{CL} 表示控制系统增益(gain)。增益值及设定点值均可调整, 保证能针对分离器的特定液面关闭和开启液体控制阀。

分离器压力控制常用比例积分控制器〔21〕:

$$X_G^{SET} - X_G = K_{CG} [P_{SEP}^{SET} - P_{SEP} + \frac{1}{t_{IG}} \int_0^t (P_{SEP}^{SET} - P_{SEP}) dt] \quad (28)$$

式中 K_{CG} 代表增益, 而 t_{IG} 代表复位时间。要合理选择增益和复位时间, 以保证分离器内的压力波动较小。

十一、控制阀尺寸的确定及控制系统的调整

合理选择与调整控制阀及其控制系统对于成功地运用采油设备是极其重要的。特别是在段塞捕集分离器以后的流程中,任何附加设备(见图6)如中间压力分离器、处理器或气体压缩机,均强加给所选用的阀及控制系统以附加的限制。但本研究范围未直接包括这些后流程设备的影响,所以仅在确定阀的大小和调整其控制系统中作了典型的选择。

对于一个好的控制范围,液体控制阀一般取流量系数1.25至2倍于所需通过的平均流量。在本研究中,流量系数调整为:当阀全开时,此阀可通过平均流量的130%。此种选择可保证后流程设备不致有过大的流量波动。

液体控制系统包括确定阀流量特性,以及液面控制器的设定点及增益。如图7所示,两条曲线均假设服从于线性关系,两者一起可确定分离器的液面与通过控制阀的液体流量之间的关系。在实际现场设备中,液面控制器的设定点与增益一般是以全系统特性为基础凭经验调定的。然而在本研究中,不难解决调整液面控制器的方法,这样就可以用动力学模式进行比较。

图3表示液面波动情况,这种情况预计发生在用标准方法和最大的预计段塞尺寸设计的分离器中。因为液面不会低于低液面LL,自然取LL作为阀关闭的设定点。同样,因为液体不会超过高液面HL,可调整液面控制器的增益以使控制阀在此液面全开。当用此方法设定液面控制系统而按动力学模式工作时,可能需要增加分离器的尺寸以补偿动力效应的影响。

分离器的压力控制器及阀是为了维持一近于恒定的分离器压力。气体阀流量系数选择为能给出130%平均流量的最大流量。而且气阀流量特性假定为线性。此外,设定点按所希望的分离器压力取值,而增益及复位时间调整到保证压力波动不超过分离器压力的10%。

十二、初始条件

动力学模式包括方程组及微分方程。因此需要某种微分形式的初始变量。

管线及立管包含段塞,其尺寸及物性应予确定。Prudhoe Bay油田的试验指出,段塞尺寸系按对数正态分布。对于本模式,应用该项研究所提出的各关系式来决定段塞初始尺寸及物性是合理的。特别是该项研究给出了气泡段长度与液体段塞长度之比 α 的关系式,也给出了液体滞留时间和各种分速度的关系式。因此,在初始时间,气泡压力假定从式(7)计算,式中混合物速度的导数假定为零,而气泡前缘流速按平均管线质量流量计算。此外,从分离器到气泡前缘的距离可从下式开始:

$$X_i = X_{i-1} + \alpha Z_{i-1} + Z_i \quad (29)$$

式中 Z_i 为第 i 液体段塞的长度。

十三、边界条件

段塞单元正在管线入口的气泡前缘的流速假定为常数。当每一个段塞进入分离器时,另一个段塞进入管线入口,当段塞正产出时管线入口具有同样的气体和液体质量。同样,在本

系统的另一端，在气体和液体排出管线终端的压力，假定为常数。

十四、对动力学模式预测的评价

给出一个假想的例子来分析管线立管系统中进入段塞捕集器的段塞流的动力学相互作用。本例的有关参数列入表2。其中，10,000英尺(3048米)管线终止于一个150英尺(45.72米)立管，进入分离器的流量为45,000地面桶油/天(7,154地面米³/天)，其油气比为800标准英尺³/地面桶油(142标准米³/地面米³油)。段塞捕集分离器是用动力学模式确定尺寸，K因子取为0.6，而最小液体保持时间为3分钟。还有，为了保证合适地预测出动力液体波动体积，在管线中包括了一个预计的最大尺寸的段塞和一些较小的段塞。图8至图11表示其结果。

图8表示分离器进口和排出的液体的动流量。可以看出，最大液体段塞在立管中上升进入分离器要用83秒，而气泡的产出需要225秒。在液体段塞产出阶段，液体进口流量大约从三倍平均流量增大到峰值为九倍。峰值进口流量吻合于段塞尾部出立管而射入分离器的时刻。如图9所示，这也与分离器的最高液面与泡沫面相一致。

当气泡产出时，进口液体流量急速下降，给出时间让分离器排出多余的液体。当液面下降时，液体卸载阀将限制液流，防止分离器中液体体积低于维持3分钟保持时间所必需的量。当气泡产出完成时，液体及气泡将在其最低水平位置上，而整个循环再次重复进行。

图10示出分离器在同一段塞循环中的气体进出流量。可以看出，由于进入分离器段塞的动力特性的影响，进口及排出流量波动很大。如所预计的，气流临界时间正好是气泡进入分离器的时间，这个时间恰在峰值液面及峰值进口流量之后。如图11所示，气体的K因子也在此时为峰值，此时分离器压力增加以平衡进入的气泡压力。

为了更好地了解大段塞对于分离器特性的动力学效应，把上述例子与管线中仅有平均段塞的情况进行了对比。后一种情况的结果见图12到图15。如图12所示，峰值进口液体流量与最大段塞进入分离器时所预测的情况差不多。然而正如图13到图15所示，分离器液面、压力及K因子等的动力波动均显著减小。

用本模式所预测的动力波动幅度不仅取决于段塞的尺寸，而且还取决于分离器进口处立管的存在。预计，液体段塞进入立管时，由于受重力的影响，它将减速。这已由本模式的预测所证实。预测指出，液体段塞的产出时间需增加12%。因此，对于同样大小的进入段塞，若无立管存在，分离器中的液面将较高。然而，这一效应将被抵消，因为如无立管存在尾随气泡也不被压缩。所以峰值进口液体流量预计低49%，而峰值气体K因子预计仅低3%。结果，不论有没有立管，所要求的分离器尺寸几乎是一样的；然而它们的动力学特性则显著不同^[4]。

所要求的分离器泡沫体积也很重要，上例中泡沫体积预计占容器总体积的37%。如果泡沫不计入动力学模式中，则气体的K因子必须从0.6降到0.13才能得到同一尺寸的容器。这相当于减低系数约为4。但是猜选一个近似的减低系数，与直接预测泡沫体积法相比较，会给出不可靠的结果^[4]。

动力学模式还可以与预测分离器尺寸的标准设计方法相比较。表3包含4个分离器，系假定液体段塞波动体积与分离器泡沫体积有不同的组合，用标准设计方法确定每一个分离器

的尺寸。段塞及泡沫体积按表2的数据计算。如表3所示,当设计中结合考虑段塞及泡沫体积时,分离器体积必须增加。特别是,如果设计分离器时既不考虑液体段塞波动体积,也不考虑泡沫体积,则其尺寸将显然太小(只有所需容量的三分之一)。

用此动力模式预测的分离器体积为2,069英尺³(58.6米³),其泡沫体积为755英尺³(21.4米³)。此体积仅略大于标准设计方法所预测的2,019英尺³(57.2米³)。但必须指出,这是一系列相反的动力效应联合作用的结果,才有如此接近的预测。特别是,动力模式预测的峰值气体流量高于标准设计方法的90%。所以,由动力模式预测的气流分配到的最小分离器面积必然也高90%。但如上所示,动力模式所预测的分离器高液面与泡沫面比标准设计方法的低12%。所得到的净效应就是分离器的尺寸变化与分离器的总容量相比比较小。

最后,如图16所示,考虑了一种双列分离器。目的是确定一下这种双筒式的设计是否比单筒式的设计有何本质上的优越性。用动力模式确定了这两个容器的尺寸,结果得出每个容器的直径为6.65英尺(2.03米)。与单筒式分离器相比,双筒式所需的总体积少12%。但是总重量(这又与制造成本相对应),仅少7.6%。所以,如再考虑设备的使用费,则双筒段塞捕集分离器的优越性就很小了。

十五、结 论

1. 提出来一种动力模式,它能确定段塞分离器的尺寸,以及确定分离器与进来的段塞流之间的动力学相互作用。
2. 合理估计最大段塞的尺寸对于合理确定分离器的尺寸是极其重要的。
3. 介绍了一种直接预测分离器平衡泡沫体积的方法,不需要再用猜测的办法减低气体K因子。
4. 当段塞捕集分离器必须处理来自立管的大段塞时,可以用动力模式预测分离器进口气体和液体流量、液面和泡沫面以及气体K因子等的大的动力波动。
5. 当立管高度增加时,动力波动幅度也增加,必须合理考虑决定气流所需要的适当的分离器面积。然而,当立管高度增加时,液体段塞也在立管中减速,又减少了所需要增加的分离器尺寸。
6. 当预测的段塞尺寸增大时,随之而来的是动力波动也增加,同时所需分离器的容量也增大。
7. 如果合理地考虑进入的段塞尺寸及分离器的泡沫体积,标准设计方法可适用于确定段塞捕集分离器的尺寸。
8. 双筒式段塞捕集分离器并不比单筒式分离器有什么显著的优点。

符 号 说 明

- AGORF——分离器的实际油气比系数;
 A_p ——管线横截面面积,英尺²;
BFF——分离器基本泡沫系数;
 C_o ——段塞泡沫前缘速度对混合物速度之比;
 C_{vg} ——气阀流量系数;

C_{VL} ——液阀流量系数;
 C_p ——压力恢复系数;
 d_i ——第*i*个液体段塞首尾平均高差, 英尺;
 D_{DG} ——气体排出管线直径, 英尺^①;
 D_{DL} ——液体排出管线直径, 英尺^①;
 D_{SEP} ——分离器直径, 英尺;
FHF——分离器泡沫高度系数;
 F_k ——分离器热比系数;
 f_L ——液体摩擦系数;
 g ——重力加速度, 英尺/秒²;
 g_C ——单位变换系数;
 h_L ——分离器液面, 以直径的分数表示;
 H_{LB} ——气泡液体滞留量;
 H_{LS} ——液体段塞液体滞留量;
 K ——分离器的气体K因子;
 K_{CG} ——气体控制增益;
 K_{CL} ——液体控制增益;
 L_G ——气体排出管线长度, 英尺;
 L_L ——液体排出管线长度, 英尺;
 L_{SEP} ——分离器长度, 英尺;
 P_C ——临界压力, 磅/英寸² (绝对);
PDF——分离器管线直径系数;
 P_{DG} ——气体排出管线终端压力, 磅/英寸² (绝对);
 P_{DL} ——液体排出管线终端压力, 磅/英寸² (绝对);
 P_i ——第*i*段塞的气泡压力, 磅/英寸² (绝对);
 P_{SEP} ——分离器压力, 磅/英寸² (绝对);
 P_U ——前流程压力, 磅/英寸² (绝对);
 P_V ——汽化压力, 磅/英寸² (绝对);
 Q_G ——分离器排出气体流量, 英尺³/秒;
 q_G ——分离器进口气体流量, 英尺³/秒;
 Q_L ——分离器排出液体流量, 英尺³/秒;
 q_L ——分离器进口液体流量, 英尺³/秒;
 Q_O ——油产量, 千桶/天;
 T ——温度, °F;
 t ——时间, 秒;
 t_{IG} ——气体控制复位时间, 分/反复;
 T_{RET} ——分离器液体保持时间, 分;

①原文缺, 系译所加。——译者

T_{SLUG} ——液体段塞停留时间, 秒;
 V_F ——分离器泡沫体积, 英尺³;
 V_{Fi} ——液膜速度, 英尺/秒;
 V_G ——分离器的气体体积, 英尺³;
 V_{Gi} ——气泡流速, 英尺/秒;
 V_i ——第*i*段塞气泡前缘流速, 英尺/秒;
 V_L ——分离器液体体积, 英尺³;
 V_{MAX} ——分离器的最大气体流速, 英尺/秒;
 V_{mi} ——第*i*段塞混物流速, 英尺/秒;
 V_{RET} ——分离器第*i*个保持体积, 英尺³;
 V_{SEP} ——分离器的体积, 英尺³;
 V_{SG} ——表面气体流速, 英尺/秒;
 V_{SL} ——表面液体流速, 英尺/秒;
 V_{SURGE} ——分离器液体波动体积, 英尺³;
 X_G ——气阀阀杆位置, 以全开的分数表示;
 X_i ——从分离器到第*i*段塞气泡前缘的距离, 英尺;
 X_L ——液阀阀杆位置, 以全开的分数表示;
 X_T ——额定压降比;
 Z ——气体压缩系数;
 Z_i ——第*i*段塞长度, 英尺;
 α ——段塞气泡长与液体段塞长之比;
 γ_G ——气体比重;
 γ_L ——液体比重;

表 1 用于标准的分离器设计方法的数据

q_L	3.133英尺 ³ /秒
q_G	14.838英尺 ³ /秒
V_{SL}	4.03英尺/秒
V_{SG}	19.09英尺/秒
H_{LS}	0.49
T_{SLUG}	83.14秒
ρ_L	50.53磅(质量)/英尺 ³
ρ_G	1.39磅(质量)/英尺 ³
P_{SEP}	400磅/英寸 ² (绝对)
T_{SEP}	140°F
B_O	1.07
T_{RET}	3分
K因子	0.6英尺/秒
分离器L/D比	4
A_P	0.777英尺 ²

ΔP_{VG} ——气阀压力降, 磅/英寸² (绝对);

ΔP_{VL} ——液阀压力降, 磅/英寸² (绝对);

ρ_G ——气体密度, 磅质量/英尺³;

ρ_L ——液体密度, 磅质量/英尺³。

表 2 假想例子的数据

管线长	10,000英尺
管线内径	11.938英寸
立管高	150英尺
油产量	45,000地面桶油/天
油气比	800标准英尺 ³ /地面桶油
油重度	35°API
气比重	0.75
分离器压力设定点	400磅/英寸 ² (绝对)
分离器温度	140°F
液体排出管线长	2,000英尺
液体排出管线内径	10.02英寸
液体排出管线终端压力	100磅/英寸 ² (绝对)
气体排出管线长	3,000英尺
气体排出管线内径	10.02英寸
气体排出管线终端压力	380磅/英寸 ² (绝对)
分离器保持时间	3分
K因子	0.6英尺/秒
分离器L/D比	4

表 3 按标准设计方法计算的容器体积

段 塞 体 积 (英尺 ³)	泡 沫 体 积 (英尺 ³)	容 器 直 径 (英尺)	容 器 体 积 (英尺 ³)	正常液面 (D_{SEP} 的 分 数)	正常泡沫面 (D_{SEP} 的 分 数)
0	0	5.95	662	0.793	—
473	0	7.17	1158	0.490	—
0	980	8.11	1676	0.370	0.865
473	839	8.63	2019	0.323	0.511

参 考 文 献

1. Brill, J. P., et al.: "Analysis of Two-Phase Tests in Large-Diameter Flow-Lines in Prudhoe Bay Field," Soc. Pet. Eng. J., (June 1981) pp. 363-378.
2. Huntley, A. R. and Silvester, R. S.: "Hydrodynamic Analysis Aids Slug Catcher Design," Oil and Gas J. (Sept. 19, 1983) vol. 81, no. 38, pp. 95-100.
3. Bos, A. and du Chatinier, J. G.: "Simulation of Gas-Liquid Flow in Slug Catchers," paper SPE 13724 presented at the SPE 1985 Middle East Oil Technical Conference and Exhibition, Bahrain, (Mar. 11-14, 1985).
4. Rooker, M. L.: "Crude Oil Separator Foam Problems," paper presented at 30th Annual Southwestern Petroleum Short Course, Lubbock, (Apr. 27-28, 1983) pp. 400-406.
5. Arnold, K. and Stewart, M., Jr.: "Designing Oil and Gas Production Systems," World Oil, (Nov. 1984) vol. 199, no. 6, pp. 74-78.
6. Katapodis, L.: "Oil and Gas Separation Theory, Application and Design," paper SPE 6470 presented at SPE Regional Meeting on Operating Practices in Drilling and Production, Oklahoma City, (Feb. 21-22, 1977).
7. Mehra, Y. R.: "Liquid Surge Capacity in Horizontal and Vertical Vessels," Chem. Eng. (July 2, 1979) vol. 86, no. 14, pp. 87-88.
8. Gerunda, A.: "How to Size Liquid-Vapor Separators," Chem. Eng. (May 4, 1981) vol. 88, no. 9, pp. 81-84.
9. Watkins, R. N.: "Sizing Separators and Accumulators," Hydro. Proc. (Nov. 1967) vol. 46, no. 11, pp. 353-356.
10. Sounders, Jr., M. and Brown, G. G.: "Design of Fractionating Columns, I, Entrainment and Capacity," Ind. Eng. Chem. (Jan. 1934) vol. 26, no. 1, pp. 98-103.
11. Personal communication with C-E Natco.
12. American Petroleum Institute, RP14E: "Recommended Practice For Design and Installation of Offshore Production Platform," Dallas, TX (Jan. 1979).
13. Mulet, A., Corripio, A. B., and Lawrence, B. E.: "Estimate Costs of Pressure Vessels via Correlations," Chem. Eng. (Oct. 5, 1981) vol. 88, no. 20, pp. 145-150.
14. Younger, A. H.: "How to Size Future Process Vessels," Chem. Eng. (May 1955) vol. 62, no. 5, pp. 201-202.
15. Sigales, B.: "How to Design Reflux Drums," Chem. Eng. (Mar. 3, 1975) vol. 82, no. 5, pp. 157-160.
16. Moduffie, N. G.: "Vortex Free Downflow in Vertical Drains," AIChE J. (Jan. 1977) vol. 23, no. 1, pp. 37-40.
17. Furukawa, H.: "Slug Catcher Design and Simulation of its Behavior during Slug Flow," Independent Study, U. of Tulsa (1981).
18. Giozza, W. F.: "Simulation of Gas-Oil Separator Behavior under Slug Flow Conditions," M. S. Thesis, U. of Tulsa (1983).
19. Kent, G. R.: "Preliminary Pipeline Sizing," Chem. Eng. (Sept. 25, 1978) vol. 85, no. 21, pp. 119-120.
20. Kern, R.: "Control Valves in Process Plant," Chem. Eng. (Apr. 14, 1975) vol. 82, no. 8, pp. 85-93.
21. Lugben, W. L.: Process Modeling Simulation, and Control for Chemical Engineers, McGraw-Hill Book Co. (1973).
22. Monsen, J. F.: "Program Sizes Control Valves for Liquids," Chem. Eng. (May 18, 1981), vol. 88, no. 10, pp. 159-163.
23. Monsen, J. F.: "Program Sizes Control Valves for Gas and Vapor," Chem. Eng. (Oct. 1983) vol. 90, no. 22, pp. 45-49.

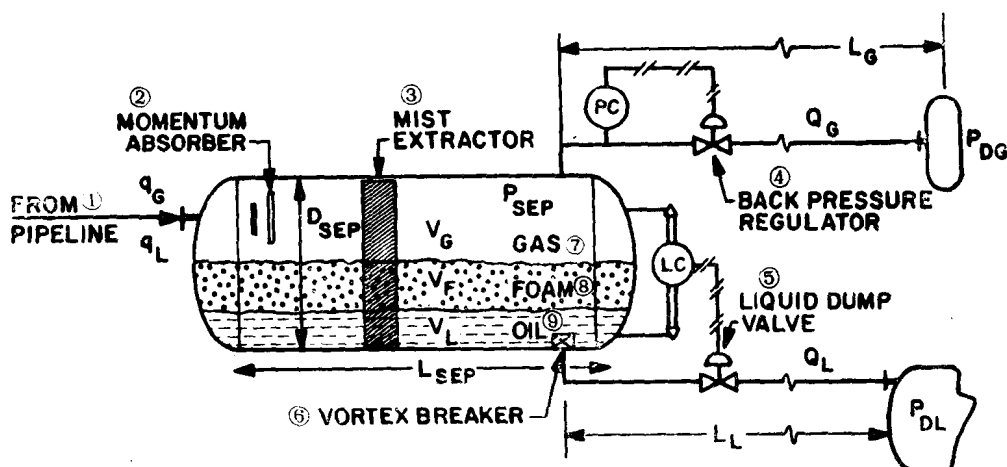


图 1 段塞捕集分离器

①来自管线；②动量吸收器；③吸雾器；④回压调节器；⑤液体卸载阀；
⑥涡流敏碎器；⑦气；⑧泡沫；⑨油

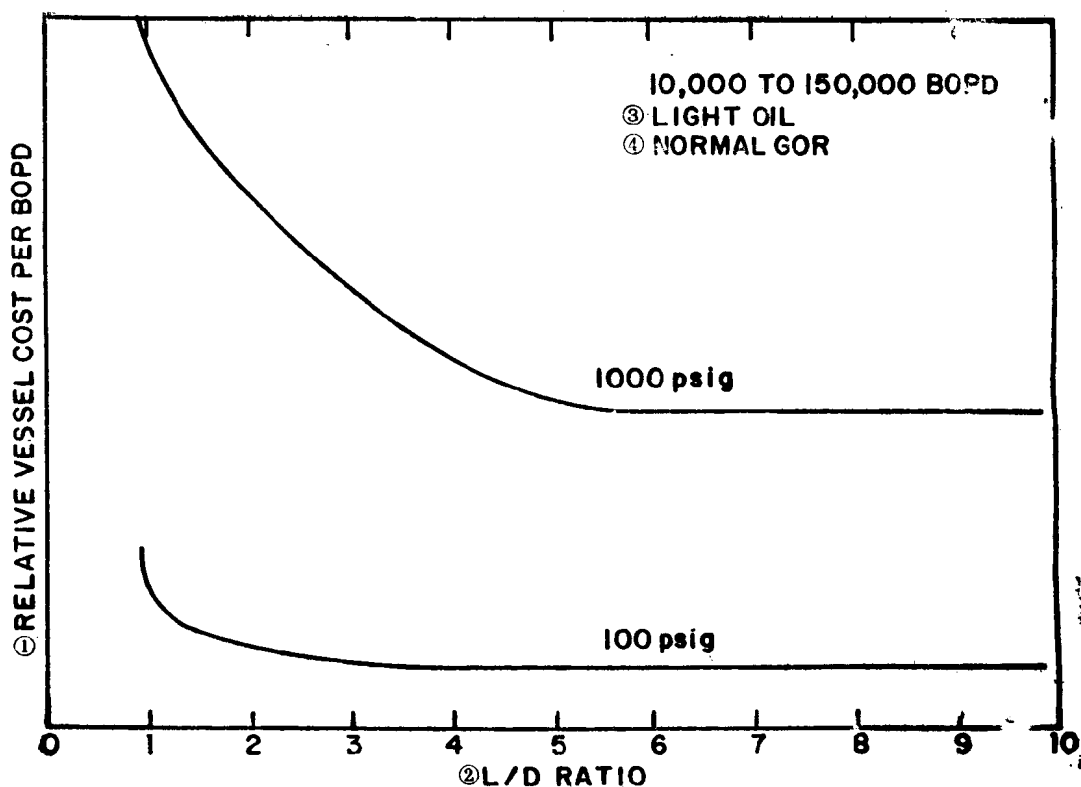


图 2 容器成本与L/D比值的关系曲线 (经C-E Natco同意)

①每天产油桶数的相对容器成本；②L/D比；③轻油；④正常油气比

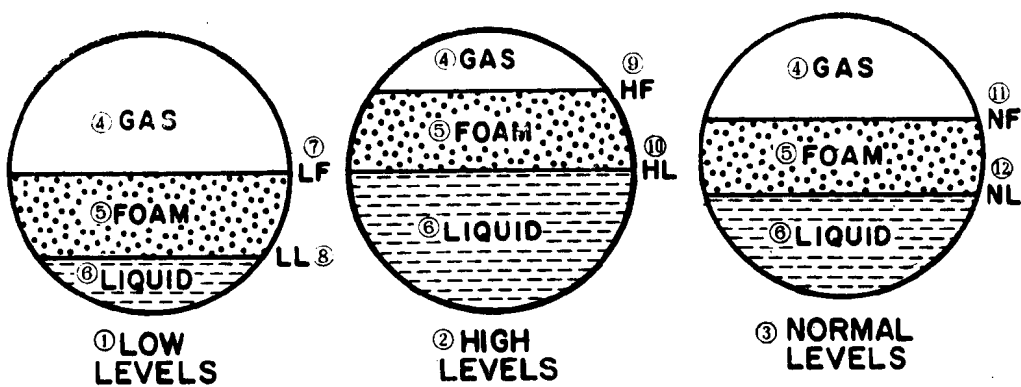


图 3 分离器液面与泡沫面

①低液面；②高液面；③正常液面；④气体；⑤泡沫；⑥液体；⑦低泡沫面；⑧低液面；
⑨高泡沫面；⑩高液面；⑪正常泡沫面；⑫正常液面

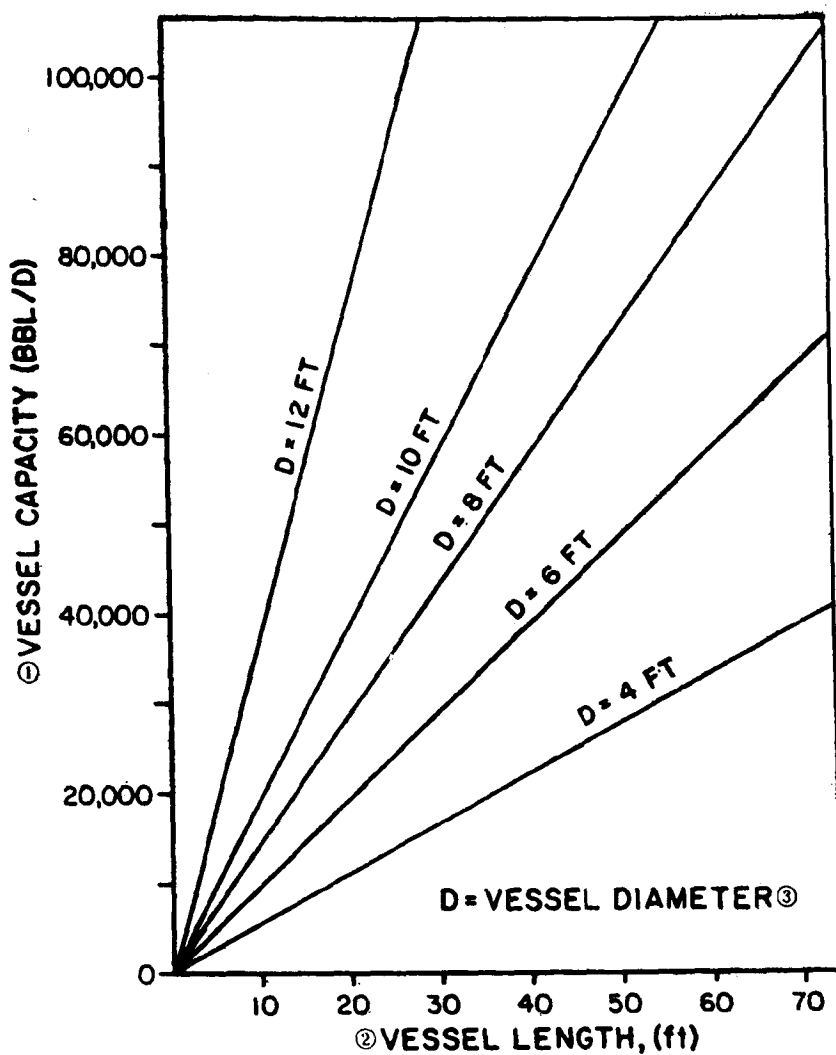


图 4 容器泡沫容量 (经C-ENatco同意)

①容器容量, 桶/天; ②容器长度, 英尺; ③容器直径