

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl<sup>7</sup>

C10L 1/32

# [12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 93116493.1

[45]授权公告日 2000年4月12日

[11]授权公告号 CN 1051335C

[22]申请日 1993.7.6 [24]颁证日 2000.1.22

[21]申请号 93116493.1

[30]优先权

[32]1992.7.6 [33]IT [31]MI92A001643

[32]1992.7.15 [33]IT [31]MI92A001712

[73]专利权人 埃尼里塞奇公司

地址 意大利米兰

共同专利权人 阿吉普公司

[72]发明人 A·迪·卢洛 A·马科图利奥

E·鲍格里洛

[56]参考文献

EP0457375A1 1991.11.21 C10L3/00

US4514189 1985.4.30 C10L1/32

US4565546 1986.1.21 C10L1/32

审查员 黄志洪

[74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标事务所

代理人 陈文华

权利要求书 2 页 说明书 20 页 附图页数 8 页

[54]发明名称 采收并使高粘度石油产品流动的方法

[57]摘要

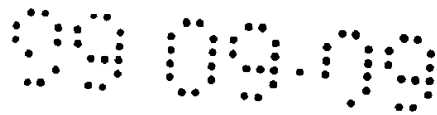
用石油产品的含水分散系采收并使高粘度石油产品流动的方法,其中分散剂选自有机磺酸的碱金属盐或铵盐,并具有下列性质:

(A)含硫量至少 10%;

(B)在 20℃时的水溶性至少 15%(重量);

(C)在重量浓度 1%的情况下,水表面张力的减少不高于 10%。

ISSN 1008-4274



## 权 利 要 求 书

---

1. 采收并使高粘度石油产品流动的方法，其特征在于使上述高粘度石油产品作为含水分散系采收并使之流动，其中上述分散系中水含量至少 15%，上述分散系是使上述高粘度石油产品与磺化分散剂的水溶液接触而形成的，磺化分散剂选自一种或多种碱金属或铵有机磺酸盐，以磺酸钠盐为基准，它具有下列性质：

(A) 含硫量在 11 - 18% 的范围内；

(B) 在 20℃ 时的水溶性在 20 - 60% (重量) 范围内；

(C) 在重量浓度 1% 情况下，水表面张力的减少不高于 8%。

2. 如权利要求 1 的方法，其中分散剂选自甲醛与 (烷基) 萘磺酸缩合物的碱金属盐或铵盐。

3. 如权利要求 1 的方法，其中分散剂选自一种或多种用下述方法得到的磺酸钠盐或铵盐：

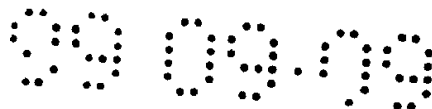
- 引入液态或气态三氧化硫使之与在  $\text{SO}_2$  中蒸气裂解的燃料油溶液接触， $\text{SO}_3$  与燃料油的重量比在 0.7: 1 到 1.7: 1 范围内， $\text{SO}_2$ :  $\text{SO}_3$  重量比在 0.5: 1 到 10: 1 范围内，温度在 0 至 120℃ 范围，直到  $\text{SO}_3$  完全或基本完全转化；

- 用蒸发方法从磺化燃料油中除去二氧化硫；

- 用碱金属氢氧化物或氢氧化铵的水溶液中和该磺化燃料油；

- 回收中和的磺化分散剂。

4. 如权利要求 3 的方法，其特征在于磺化步骤在 20 - 100℃ 的温度范围进行，二氧化硫与燃料油的重量比从 0.8: 1 到 1.6: 1。



5. 如权利要求 1 的方法, 其中水在分散系中的含量基于分散系的总重量在 15 至 40% 的范围内。

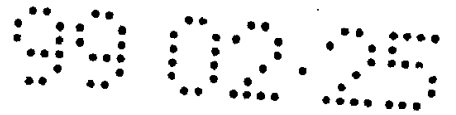
6. 如权利要求 1 的方法, 其中高粘度石油产品有低于 API 15° 的重度。

7. 如权利要求 1 的方法, 其中分散剂的量相对于分散系的总重量在 0.2 至 2.5% 的范围内。

8. 如权利要求 7 的方法, 其中分散剂的量相对于分散系的总重量在 0.4 至 1.5% 的范围内。

9. 可泵送的极高粘度的石油渣油在水中的分散系, 它包含有 60 - 85% 的极高粘度石油产品, 一种或多种如权利要求 1 的分散剂, 其含量在从 0.2 到 2.5% 的范围内, 用水平衡至 100%。

10. 如权利要求 9 的可泵送的组合物, 其中分散剂含量在 0.4 至 1.5% 范围内。



# 说明书

---

## 采收并使高粘度石油产品流动的方法

本发明涉及一种采收并使高粘度石油产品通过完钻井孔或管道流动的改进方法。

由于高粘度石油产品或残渣，特别是 API 度低于 15 的那些，它们的粘度很高，因此它们的流动性很差，要使它们通过管道流动是很困难的。

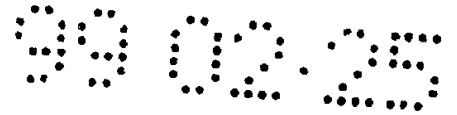
一种改进这些高粘度产品的流动性和采收率的方法包括向其中加入较轻的原油或烃类。这种掺混降低了系统的粘度，因此增加了其流动性，但其所出现的缺点是需要相当高的投资，因而是相当昂贵的，而且较轻馏分或原油并不总是容易得到的。

另外一种改进高粘度产品在管路中流动性的方法是沿管路间隔地安装加热装置，这样被加热的原油或石油产品具有较低的粘度，因而易于输送。这些加热装置可以使用部分输送的产品作为燃料来工作。这种技术会损失 15 - 20 % 输送的产品。

另外的通过管路输送重石油产品或残渣的方法是作为不同程度的含水乳液流体通过管道泵送它们，所述的乳液是水包油 ( O/W ) 型，因而与要输送的原油比较明显地是更易流动。

在搅拌下向待输送的油中加入水和乳化剂制备水包油乳液，然后将其泵入管路中。

乳化剂将产生一种稳定的可流动的高含油的水包油乳液。



为使该方法具有优越性，乳化剂必须是廉价而能产生乳液，在泵送期间乳液是稳定的。

迄今所提出的乳化剂并不能完全符合上述的必要条件。

例如，US - A - 4, 246, 920, US - A - 4, 285, 356, US - A - 4, 265, 264 和 US - A - 4, 249, 554 中公开的乳液中仅含油 50%，在这种条件下意味着只有管路的一半体积用于输送石油。

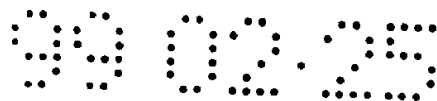
另一方面，在加拿大专利号 1, 108, 205; 1, 113, 529 和 1, 117, 568 以及 US - A - 4, 246, 919 中公开的粘度降低相当小，尽管其含油比例相当低。

相反，US - A - 4, 770, 199 中公开的乳化剂是由非离子烷氧基化表面活性剂与羧化乙氧基化 - 丙氧基化物质的复杂混合物组成。包含在上述混合物中的非离子表面活性剂明显地对温度敏感，因此在既定的温度条件下可变得不溶于水。另外，上述表面活性剂是非常昂贵的，造成工艺成本增加。

最后，EP - B - 237, 724 中使用羧化乙氧基化物和硫酸盐乙氧基化物的混合物作为乳化剂，该产品不易在市场上得到而且相当贵。

因此，本发明的目的是提出一种采收并使极高粘度的石油产品流动的方法。该方法克服了或至少部分地减少了出现在现有技术中的上述缺点。

按照本发明的第一方面涉及一种采收并使高粘度石油产品流动的方法，其特征在于使上述高粘度石油产品作为含水分散系而被采收并使之流动，上述分散系中水含量至少 15%，上述分散系



是使上述高粘度石油产品与磺酸盐分散剂的水溶剂接触而形成的，磺酸盐分散剂选自一种或多种碱金属或铵有机磺酸盐，以磺酸钠盐为基准，它具有下列性质：

(A) 含硫量至少 10%，最好在 11 - 18% 范围内；

(B) 在 20℃ 时的水溶性至少 15% (重量)，最好在 20 - 60% (重量) 范围内；

(C) 在重量浓度 1% 情况下，水表面张力减少不高于 10%，通常不高于 8%。

“高粘度”石油产品意为它具有非常高粘度的原油等级，其不能用通常的方法从井中抽出，或任何来源的石油渣油，例如常压或减压渣油。总之，上述极高粘度石油产品将具有低于 15API 度和在 30℃ 时高于 40,000 毫帕的粘度。

上述所列的性质 (即，水溶性，非常小的水表面张力的减少，含硫量) 肯定地使该磺化分散剂区别于通常的磺化表面活性剂。后者显示出完全不同的性质，即差的水溶性，相当大的水表面张力降低，以及硫含量常低于 10%。特别是上述前两种性质，对于区分分散剂和表面活性剂是至关重要的。

适合于上述要求的磺酸盐分散剂的典型例子是由烷基萘磺酸与甲醛的缩合得到的产物、磺化聚苯乙烯、木素磺酸盐、用三氧化硫处理的特殊芳香烃馏分所得到的氧化磺化产品。

一般地，显示出分散剂性质的有机磺酸盐是分子量大于 1000 的物质。由于其相当高的水溶性和无机盐 (通常为硫酸盐) 的存在，精确地确定分子量是十分困难的。

然而，上述分散剂磺酸盐本身具有高分子量 (例如木素磺酸



盐) 或者用导致分子量增加的工艺制备的。例如, 公知的是由烷基萘磺酸与甲醛的缩合得到的那些工业分散剂。“烷基萘磺酸”表示萘磺酸或烷基萘磺酸或它们的混合物, 其中萘部分中的 1 - 3 个氢原子被相同数量的  $C_1 - C_4$  烷基取代。

上述甲醛 - 萘磺酸缩合物是易于自市场上得到的产品; 另外, 根据它们的不同的分子量可以买到不同类型的产品, 或者实际上在它们制备时用不同萘磺酸与甲醛的比例而得到不同类型的产品。

(烷基) 萘磺酸与甲醛缩合的盐类 (“CHNF”) 是使硫酸与 (烷基) 萘酸反应, 然后生成的 (烷基) 萘磺酸与甲醛缩合而制备的。

甲醛与 (烷基) 萘磺酸的比例是关键, 因为其比例低则引起得到不适当的聚合度, 而比例太高则造成交联过程中缩合, 结果使生成物既不溶于水也不溶于油。

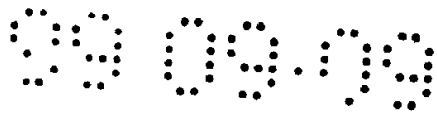
一种典型的 CANF 制备方法见 ULmann 化工百科全书, 第 5 版, A8 卷, 第 587 页。

显然, 由萘和烷基萘的混合物衍生的产品, 或由具有纯度低于 100 % 而不低于 85 % 的萘衍生的产品均可有效地使用。

显示出的上述已公开的特性的磺酸盐分散剂也是用主要为芳烃特性的特定馏份的“氧化磺化”方法制取的产品。术语“氧化磺化”在此是指用  $SO_3$  处理上述馏份, 不仅磺化而且增加分子量的工艺过程。

在 EP - A - 739, 749 中所公开的上述方法为:

- 引入液态或气态三氧化硫与在  $SO_2$  中蒸气裂解的燃料油溶



液接触， $\text{SO}_3$ 与燃料油的重量比在0.7: 1到1.7: 1范围内， $\text{SO}_2$ :  $\text{SO}_3$ 重量比在0.5: 1到10: 1范围内，温度在0至120℃范围直到 $\text{SO}_3$ 完全或基本完全转化；

- 用蒸发方法从磺化燃料油中除去二氧化硫；
- 用碱金属氢氧化物或氢氧化铵的水溶液中和该磺化燃料油；
- 回收中和的磺化分散剂。

术语“蒸气裂解得到的燃料油”在此是指从用于生产轻烯特别是乙烯的石脑油和/或瓦斯油裂解得到的高沸点液态渣油。这种燃料油找不到任何商业用途，其价格目前是以其热值计算的。

在世界上大多数乙烯是在蒸气存在下，裂化瓦斯油和/或石脑油生产的（见ULmann的化工百科全书，卷A10、47页）。

反应副产品部分地由氢、甲烷、乙炔、丙烷等气体构成，沸点从28到205℃的液态馏份；最后是高沸点渣油，所谓“从蒸气裂解得到的燃料油”（“FOK”）。

此燃料油是根据裂化塔的操作条件而具有可变的产率而形成的，特别是作为原料类型的函数。当裂化塔的进料是瓦斯油时，燃料油产率一般是15至20%，当进料是石脑油时为2%至5%。生成的燃料油的化学组成也作为上述参数的函数可能显示出较小的变化。总之，这种产品最少包含70%的芳香烃，通常包含80至90%，根据ASTM D2549用柱色谱法测定的，其由饱和与极性物质平衡至100。

由至少75%的带两个或多个稠环的芳烃或烷基芳烃构成FOK的芳烃部分。

至少50%的FOK在低于340℃（“340℃-”）沸腾，一

般 FOK 含碳量高于 80 %， FOK 在 15 °C 时的密度为 0.970 kg/dm<sup>3</sup>。

将 FOK 溶于二氧化硫中，再使生成的溶液与液态或气态的三氧化硫接触。具体地是反应在 0 - 120 °C 温度范围内进行，施加压力使反应混合物保持液相，一般压力为 1.5 至 45 巴，三氧化硫与 FOK 的重量比为 0.7: 1 到 1.7: 1，同时搅拌反应混合物。在高于 120 °C 操作是不利的，因为得到具有不完全满意特性的磺酸盐分散剂。

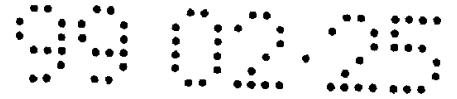
在优选实施方案中，反应温度是 20 至 100 °C，三氧化硫与 FOK 的重量比在 0.8: 1 至 1.6: 1 的范围内，最好在溶液中 FOK 浓缩保持在 20 - 50 %，三氧化硫逐渐加入到反应混合物中。

为使三氧化硫达到完全或基本完全转化所需的反应时间一般在 10 - 120 分钟，典型地是 70 分钟。

磺化終了，用减少压力的方法除去反应混合物中的二氧化硫，优选地向反应混合物通入惰性气体物流（例如氮气）以除去最后微量的二氧化硫。最好在去除二氧化硫期间，反应混合物保持与磺化工序所用的同样的温度。这样被分离出的二氧化硫在初步浓缩后可以到磺化步骤，或做其它用途，例如通向硫酸生产设备。总之，二氧化硫都有足够高的纯度而无需任何初步纯化处理。

分离出二氧化硫后得到的磺化 FOK 用碱金属或铵的水溶液，最好是氢氧化钠水溶液进行盐化处理。

生成的产品的分子量（MW），用两个连结的检测器（折射指数与差分粘度计）由在含水相中凝胶渗透而确定，依实验条件其为 10, 000 至 40, 000。上述分子量的增加是由于在反应下



SO<sub>3</sub>的磺化能力以外的氧化。

以这样的方法，得到磺酸盐分散剂的水溶液，以干料为基准，其含有 75 - 85 % 的磺化有机物，除了少量的结晶水之外，其余成分是硫酸盐或亚硫酸盐，磺化有机物每 100 克有机磺酸盐中平均含有 0.35 至 0.70 摩尔磺酸部分。

返回到本发明的方法，术语“分散系”在此是指一个多相系统，其中一相连续而至少另外的相很好地被分散。

术语“分散剂”意为能促进形成分散系或稳定分散系的产品或产品混合物。

在本发明的分散系中，连续相是水，而分散的很好地分布的相是由重石油产品的固态和液态特性的粒子组成。

本发明的含水分散系是通过上面公开的方法制备的分散剂，通过主要的静电机理而被稳定。

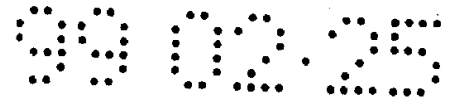
石油产品与水的重量比可以在很宽范围内变化，例如从 90:10 到 10:90。当然，鉴于显然的经济原因，最好使用高含量石油渣油，然而其缺点是会导致生成过高粘度值的分散系。

分散系的最佳构成是使发生流动的产品类型的函数，其含水量相对于总分散系重量在 15 至 40 % 的范围内。

分散剂量也是使发生流动的产品类型的函数，无论如何，为得到稳定与流动分散系所需的分散剂量在 0.2 - 2.5 % 范围内，最好是 0.4 - 1.5 %，所有上述百分比都是基于相对于水和石油产品总量的分散剂量。

重油产品的含水量分散剂可由下述方法制成：

首先，将磺化分散剂的盐，最好是钠盐，溶于水中。



然后，把该分散剂的水溶液加入到欲使之流动的石油产品中，并用涡轮机或叶片搅拌机或离心泵搅拌生成相而得到分散系。

在包含用通常技术不能使其流动的重原油等级的油井开採的情况下；用上述方法可以採收原油。

特别是，把分散剂水溶液注入油井中，使其与深于或等于採收泵的深度的石油接触。

此时由泵所产生的机械混合作用将足以在井口产生流动的分散系。

在这方面，可以证明强调作为含水分散系有效的採收石油所必需的好的流变学性质既不取决于分散系均匀性也不取决于分散在水中的固或液粒子的大小是有用的。

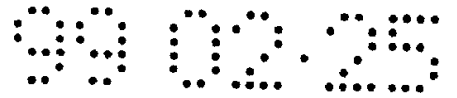
换言之，本发明的方法不需要任何特殊的混合形式，也不需要限定分散粒子的特定大小。实际上，在分散的重油是极微尺寸的粒子的形式时也可以使原油流动并回收。

本发明的分散系即使在长时间储存后仍具有很好的储存稳定性（事实上，即使在数百小时储存后仍未发现有相分离）。

这样，上述分散系可以储存在所需的适宜的储罐内，然后在适宜时输送到管道或别的储罐。

进而，这种用含水分散系採收或使所述重石油产品流动的技术还显示出低成本产品的优点，其可以通过开始使用可大量获得的原料作为分散剂而达到。

最后，因为这些高水溶性分散剂与通常的表面活性剂不同，它不会使水的表面张力的大量减小，也无需在本发明的石油渣油



的含水分散剂中加入抑泡剂。

为了更好的描述本发明，给出下面的实施例。

#### 实施例

为了证明本发明的化合物的分散性质，对两种不同来源的高粘度石油产品进行了实验。

第一种是“Gela”原油，其特征如下：API度9；原始粘度120,000毫帕，用30%的瓦斯油稀释后在30℃的粘度为800毫帕。

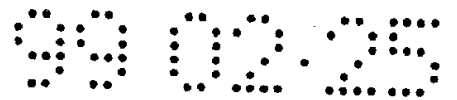
第二种产品是+370℃蒸馏残余物“Belaym”原油，API度13，30℃粘度，80,000毫帕。

加入石油产品制成分散系，加温至60℃使其稀释成为分散剂的水溶液，然后用涡轮搅拌器在约10000转/分下搅拌生成的混合物，10至50秒。

生成的分散剂置于室温（约20-22℃），不时地检查分散系的相分离及流变特性。

为了进行这些测量（其结果列于表1中），使用具有库爱特（couette）几何形状的Haake RVIZ流变计（型号MVIP，浮子半径20.04mm，扭转半径21.00mm，浮子高60mm），它具有滚花的球部以减少显示出屈伏应力的材料的滑动现象。浮子底部向后，这样在上述浮子导入分散系中时会保持气泡，它可以减小边缘效应。全部测量于30℃下进行，只使用能浸湿浮子库爱特系统金属的试样，它们不会引起相分离。

在极短时间内（5秒）增加剪切速度到 $100 \text{ 秒}^{-1}$ 的常数值情况下进行应力测量，在不变剪切的条件下在整个时间内跟踪应力



变化。

在很短的时间内，粘度就达到一常数，它列于表 1 中。

屈服应力，即为使稀释的原油开始流动所必需的最小应力，用外插法计算。该方法以 Casson 模式为依据，它包括准备显示应力的方根值为剪切率方根的函数的图表，并线性地外插所得曲线直至剪切率为零。剪切率为 0 的截距的平方给出了所需的屈服应力值。

### 实施例 1 - 8

在这些例子中，所用的分散剂是萘磺酸与甲醛的缩合物的钠盐（含硫量：13.2%）。其 10% 含水溶液的表面张力在 25℃ 时为 70.5 达因/厘米，与之相比纯水是 71.5 达因/厘米。所述分散剂在 20℃ 时的水溶解度接近 44.5%。

例 8 将作为一个比较例，因为在这些分散剂浓缩下会得到一种用普通泵难于泵送的高粘度的稳定的悬浮液。

表 1

实施例 序号	原油 (型号)	分散剂 % - w*	水 % - w*	时间 小时	粘度 毫帕	屈服值 帕
1	GeLa	0.4	29.8	120	670	1.6
..	..	..	..	408	450	1.0
2	GeLa	0.6	30.0	120	390	0.5
..	..	..	..	384	310	0.6
3	GeLa	1.5	29.6	72	270	0.7
..	..	..	..	264	400	1.0

4	GeLa	1.5	29.5	72	260	0.9
''	''	''	''	288	340	1.1
5	GeLa	2.4	29.6	96	220	0.7
''	''	''	''	288	220	0.5
6	GeLa	0.9	36.3	72	100	0.3
''	''	''	''	288	110	0.4
7	GeLa	1.0	29.8	96	195	0.3
''	''	''	''	288	185	0.3
8	GeLa	0.1	29.9	120	960	1.0
''	''	''	''	384	1000	2.6

\*%-w = %重量

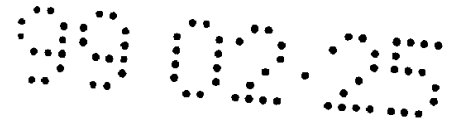
实施例 4 的实验是在石油渣油中加入分散剂的水溶液而进行的，结果接近于实施例 3，证明上述两种制取分散系的方法是等价的。

#### 实施例 9 - 12

用实施例 1 中所公开的相同的方法，使用 EP - A - 379，749 中所公开的分散剂制取分散系，用 SO<sub>3</sub> 磺化在 Priolo (Sicily) 裂化塔中蒸气裂解生产的燃料油（下面为简单起见，称“FOKP”）并用含水 NaOH 中和生成的磺酸盐而得到该分散剂。

特别在实施例 9 中，所使用的分散剂是在下列条件下制取的：SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>/FOKP = 1.47: 0.80: 1，添加 SO<sub>3</sub> 的温度是从 21 至 37 °C，终了温度约 80 °C。分散剂使用其原始状态，含 79 % 的活性物质，由重 16.3% 的硫酸盐和亚硫酸盐和 4.7 % 的结晶水平衡至 100。

实施例 10 中所用的分散剂是在下述条件下生产的



$\text{SO}_2/\text{SO}_3/\text{FOKP} = 1.48: 1.49: 1$ ，在温度范围  $11 - 33\text{ }^\circ\text{C}$  加入  $\text{SO}_3$ ，终了温度为  $100 - 109\text{ }^\circ\text{C}$ 。分散剂使用其原始状态，含 70 % 的活性物质，由含重 25.2 % 的硫酸盐和亚硫酸盐与 4.8 % 的结晶水平衡至 100。

实施例 11 所使用分散剂是在下述条件下制取的：  
 $\text{SO}_2/\text{SO}_3/\text{FOKP} = 1.48: 1.29: 1$ ，在温度范围从  $15\text{ }^\circ\text{C}$ （初始温度）到最高温度  $111\text{ }^\circ\text{C}$  加入  $\text{SO}_3$ 。分散剂使用其原始状态，含重 72.9 % 的活性物质，由 22.1 % 的硫酸盐和亚硫酸盐和 5.0 % 的结晶水平衡至 100。

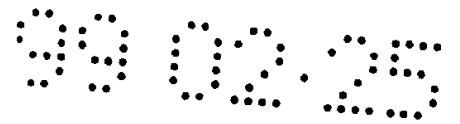
实施例 12 所使用的分散剂是在下列条件下制取的：  
 $\text{SO}_2/\text{SO}_3/\text{FOKP} = 1.55: 0.97: 1$ ，在温度范围  $12 - 36\text{ }^\circ\text{C}$  加入  $\text{SO}_3$ ，终了温度范围从  $79$  到  $83\text{ }^\circ\text{C}$  分散剂使用其原始状态，含重 79.6 % 的活性物质，由含 14.8 % 的硫酸盐和亚硫酸盐与 5.6 % 的结晶水平衡至 100。

按照 EP - A - 370, 749 所公开的方法制造的所有的分散剂含 11.6 - 13.8 % 的硫，水溶度为 41 - 47 %，而引起的水表面张力的降低在 3 - 8 % 范围内。

在表 2 中，数字代表不同的分散剂，文字代表不同的配方。

表 2

实施例 序号	原油 (型号)	分散剂 %-w*	水 %-w	时间 小时	粘度 毫帕	屈服值 帕
9a	GeLa	1.0	29.5	264	800	2.0
''	''	''	''	576	1150	2.0
''	''	''	''	1464	1300	2.0
9b	''	0.6	30.0	50	250	1.0



10a	GeLa	0.3	30.1	144	640	0.4
''	''	''	''	384	500	1.7
10b	''	0.6	29.7	72	190	0.0
''	''	''	''	288	205	0.2
10c	''	1.0	30.3	24	70	0.0
''	''	''	''	312	93	0.0
''	''	''	''	912	75	0.0
10d	BeLaym	1.0	30.0	96	285	0.2
''	''	''	''	288	205	0.0
11a	GeLa	0.6	30.0	50	290	0.0
11b	''	1.0	29.4	264	270	0.0
11b	GeLa	1.0	29.4	576	340	0.0
''	''	''	''	1464	260	0.0
11c	''	1.0	29.9	600	200	0.0
''	''	''	''	936	230	0.0
''	''	''	''	1008	290	0.0
11d	''	1.0	30.2	600	150	0.0
''	''	''	''	936	150	0.5
''	''	''	''	1008	140	0.0
12a	''	0.6	30.0	50	290	0.3

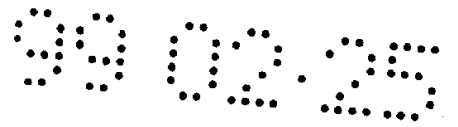
\*% - w = %重量

从这些数据可见，可以知道上面公开的碳酸盐的稀释性与生成的分散系的存储稳定性。

油田生产试验的例子

在此例中，介绍了生产试验的趋势，使用公开的含水分散系在 GELA 105 油井上进行。

油井的状态示于图 1 中。



油井 105 是一口生产重油的井，基于原油，注入体积 10 % 的瓦斯油使之稀释，瓦斯油注入油管道和套管之间的环形区域（环状 A）中，用安装在 1115 米深的杆式泵（B）和通常型的地面设备人为地采油。在用瓦斯稀释的条件下，油的净产量接近每天  $30\text{m}^3$ 。

用水分散系进行生产试验是在不对完井提供任何变动的条件下进行的，为了进行试验，以获得理论 O/W 比为 70：30 这样的流速，用注入的含水分散剂溶液代替瓦斯油。

为了尽可能小地改变油井条件，我们还试图保持油的净产量不变。为此，在用分散剂的水溶液代替瓦斯油之前，将杆式泵柱塞的冲程从 70 英寸增加到 85 英寸，得到的理想油产量从每天  $28\text{m}^3$  增加到每天  $39.5\text{m}^3$ 。

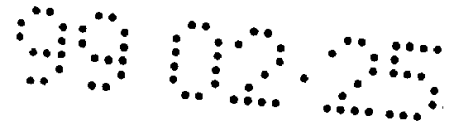
图 2 表示地面设备的示意图。

下面公开并评述测量参数，采取的方法和试验时间安排。

#### 测量参数

试验期间每小时测量下列参数：

- \*总产量；
  - \*稀释剂流速（瓦斯油或 DW）；
  - \*井口温度和压力；
  - \*含水量；
- 另外，每 6 小时抽取所生产流体的试样并评价：
- \*粘度；
  - \*含水量；
  - \*轻物质量 %



- 通过汽提测定每 6 小时收集的试样中的轻物质/瓦斯油量 %。试验中评价在所生产的原油中瓦斯油含量 %，与无稀释剂原油试样进行对比。

- 用 Marcusson 法测定含水量。

- 使用带秤锤杯几何形状和滚花秤锤 Haake RV12 旋转粘度计进行粘度测量。自 0 至 400/秒范围变化剪切速度值来测得流动曲线。由于所收集的分散系试样常常微观缺乏均匀性，所以用 Ultraturrax 涡轮机以 2000 转/分的转速均化所有试样。

- 使用机械式功率计在每一试验步骤中进行系循环记录。

所测得的主要参数的变化趋势示于图 3、4 和 5 中。

试验时间安排

试验分五步，每个步骤中产生不同的泵送状态；

( F1 ) 油井在泵作用下，用约 10 % 的瓦斯油稀释；

( F2 ) 用 DW 1.2<sup>[1]</sup> % 代替环状流体，注入速度每天 16 米<sup>3</sup>。

[1] 分散剂的流量是指配比为 70: 30 的 O/W 分散系的总重量。因此，可由乘以所指示浓度倍  $100/30 = 3.33$  来获得注入的溶液的真实浓缩度。

[ F3 ] 油井在泵作用下用 DW 1.0 % 稀释，每天注入量 13.5 米<sup>3</sup>。

[ F4 ] 油井在泵作用下用 DW.06% 稀释，每天注入量 13.5 米<sup>3</sup>。

[ F5 ] 油井在泵作用下，未稀释。

在表 3 中，典型的泵送参数和所生产的流体的特性分五个试验步骤报告。

试验的评述



- 通过用新鲜水稀释每次约 30 米<sup>3</sup> 批量制备适宜浓缩的 DW 溶液，与甲醛缩合的萘磺酸钠提供含重 40 % 分散剂的浓缩溶液。

- 在替代步骤中，以每天 24 米<sup>3</sup> 的流量注入 DW1.2 % 溶液。在此步骤中，采用高浓度与高流量是为了预防的目的，制成一定数量的添加物，它能改变生产油管的管壁的吸湿性。

- 在代替园环内部的瓦斯油的过程中，发生生产量急剧增长（图 3），其可能是由于在此步骤得到的 O/W 分散系的极好的流变特性。实际上，注入 DW 流量（每天 24 米<sup>3</sup>）和采收产品流量（平均每天 70 米<sup>3</sup>）的值指示出 O/W 比约为 65：35，它相当于低于 150 毫帕的粘度，即低于用瓦斯油稀释的油的约 80 倍。

- 由于油井油产量突然增加，井口的节流器被部分地关闭，是为了不冒地层水产量增加的危险。试验继续在井口节流器部分关闭状态下进行。

- 所生产的流体随时间的粘度变化趋势及所含水的变化趋势于图 5 中。应当强调对于所有示出的 O/W 比例，肯定的结果对于井口总是成为流体分散系。特别是，甚至对于 O/W 比为 80：20 的情况，外部相总是水，并保持流变性质，对所有分析试样而言都优于用瓦斯油稀释得到的试样。

- 为了评价稀释的有效性，我们认为用由下述比值确定的井口生产率指数（PI 井口）来描述试验变化趋势是适宜的：

$$PI \text{ 井口} = Q \text{ 油} / (STHP - FTHP)$$

式中：\*Q 是净油流量，

\*STHP 是井口静压力，及

\*FTHP 是井口流动压力。



对于每个试验步骤，静压力 STHP 是由在基于管路中得到的流体静压力计算得出的。从图 6 中所示的几个试验步骤期间 PI 井口的变化可以明显地看出，由于系统用 DW 稀释而导致生产率上升。当用瓦斯油稀释的系统 - PI 井口 =  $2.5 \text{ ( m}^3/\text{日) ( kg/cm}^2 \text{)}$  - 被有重 1 % 的分散剂的分散系统 - PI 井口 =  $4.5 \text{ ( m}^3/\text{日) ( kg/cm}^2 \text{)}$  所代替时，净油产量成倍增加。当用分散系是用重 0.6 % 分散剂生产的分散系时得到的生产率：PI 井口 =  $5 \text{ ( m}^3/\text{日) ( kg/cm}^2 \text{)}$ 。

- 功率计分析表明，在用瓦斯油与 DW 稀释的油的过程中，油井自发的输送，而当无稀释时[步骤 ( F5 ) ]，泵在工作。

事实也被容积效率特性所确认，可以观察到其增加值，在存在稀释剂时（或 DW 或瓦斯油）为 100 %，无稀释油为 80 %。

无论如何，从功率计记录中看不到在存在两种稀释系统（用瓦斯或用 DW）下泵的性能上的有意义的差异。

- 与用瓦斯油稀释的产品的粘度进行比较时，值得注意的是，观察到分散系的粘度受温度的影响到更低的程度。这种特性被在图 7 所示的在 25 - 55 °C 范围内两种系统随温度变化的粘度性质所证明。

### 结论

用正产量检验所进行的油田试验证明，用本发明的分散剂混合的水包油的分散系使得可能生产和输送原油。特别可以得出下列结论。

### 原油生产的可行性

- 用杆式泵和向环状区注入水溶液完成机械混合作用对于形

成和生产流体分散系是充分的；

- O/W 重量比 = 70 : 30 % 的分散系的粘度低于用重 10 - 12 % 瓦斯油稀释的石油的粘度 30 - 50 倍，（ 250 - 400 毫帕与约 12, 500 毫帕）；

- 即使是 O/W 重量比接近 80 : 20 % 的情况，油井留下的产物保持 O/W 分散系性质，并显示出比瓦斯油稀释的石油更佳的流变性质，

- 当瓦斯油稀释系统转换为分散系统时，所得到的粘度显著降低，导致沿依次引出的管路的压降显著降低，由于油井的高生产率指数，观察到的净石油产量的提高从 30m<sup>3</sup>/日上升到峰值大于 100 m<sup>3</sup>/日。由于井口节流器的作用可使产量降回到原来的数值。

- 当 PI 井口值从 2.5 ( m<sup>3</sup>/日 ) ( kg/cm<sup>2</sup> ) 增至 5 ( m<sup>3</sup>/日 ) ( kg/cm<sup>2</sup> ) 时，油井生产率急剧增加。

- 当分散剂添加剂用量为重 0.6 % 比重 1 % 时，所产生的分散系的流变特性和 PI 井口值更好。

在流动管线中分散系的输送能力：

- O/W 分散系的良好流变特性使压降显著降低，在从油井到石油存储中心的约 1 公里长的管线中也是如此。实际上，压降从流量 34m<sup>3</sup>/日（瓦斯油稀释系统）的 3kg/cm<sup>2</sup> 降至流量 43m<sup>3</sup>/日（分散系统）的 PD= 0.5 kg/cm<sup>2</sup>。

- O/W 分散系的粘度比用瓦斯油稀释的石油对温度变化的敏感性更小（图 7）。

表 3

## 有关产品与油井状态的比较数据

预置输出参数

	F1	F3	F4	F5
泵冲程 (英寸)	70	85	85	85
泵冲程数/分	3.32	3.32	3.32	3.32
理论产量 (m <sup>3</sup> /日)	28	39.5	39.5	39.5
稀释压力 (kg/cm <sup>2</sup> )	43	29	26	-----

实际输出参数

总产量 (m <sup>3</sup> /日)	42	64.8	43.2	30
井口压力 (kg/cm <sup>2</sup> )	4.2	7.2	6.2	16
井口温度℃	26.5	20	21	----

生产的流体

轻馏分 (%重量)	15.6	4.6	5.4	4.5
30℃时的粘度 (毫帕)	12500	320	380	>40000
流变性质[1]	N	T	T	N
蒸馏水含量 (%重量)	0.1	29.8	28.1	1.5

管路输送

总产量 (m <sup>3</sup> /日)	34	43	-----	30
压降 (kg/cm <sup>2</sup> )	3	0.5	-----	10

F1: 原油样品 OG105, 于 1993 年 2 月 19 日中午 12: 00 采集, 稀释: 瓦斯油

F3: 原油样品 OG105, 于 1993 年 2 月 22 日下午 5: 00 采集, 稀释: DW1 %.

F4: 原油样品 OG105, 于 1993 年 2 月 26 日下午 1: 00 采集, 稀释 DW0.6 %

F5: 原油样品 OG105, 于 1993 年 3 月 3 日在不稀释后约 48 小时采集

[ 1 ] N=牛顿 ( Newtonian ) 流体 ( 粘度与剪切率无关 )

T = 触变性流体 ( 随剪切率的增加或在不变剪切率条件下一段时间而降低粘度 ) .

说明书附图

GELA105 油井筒图

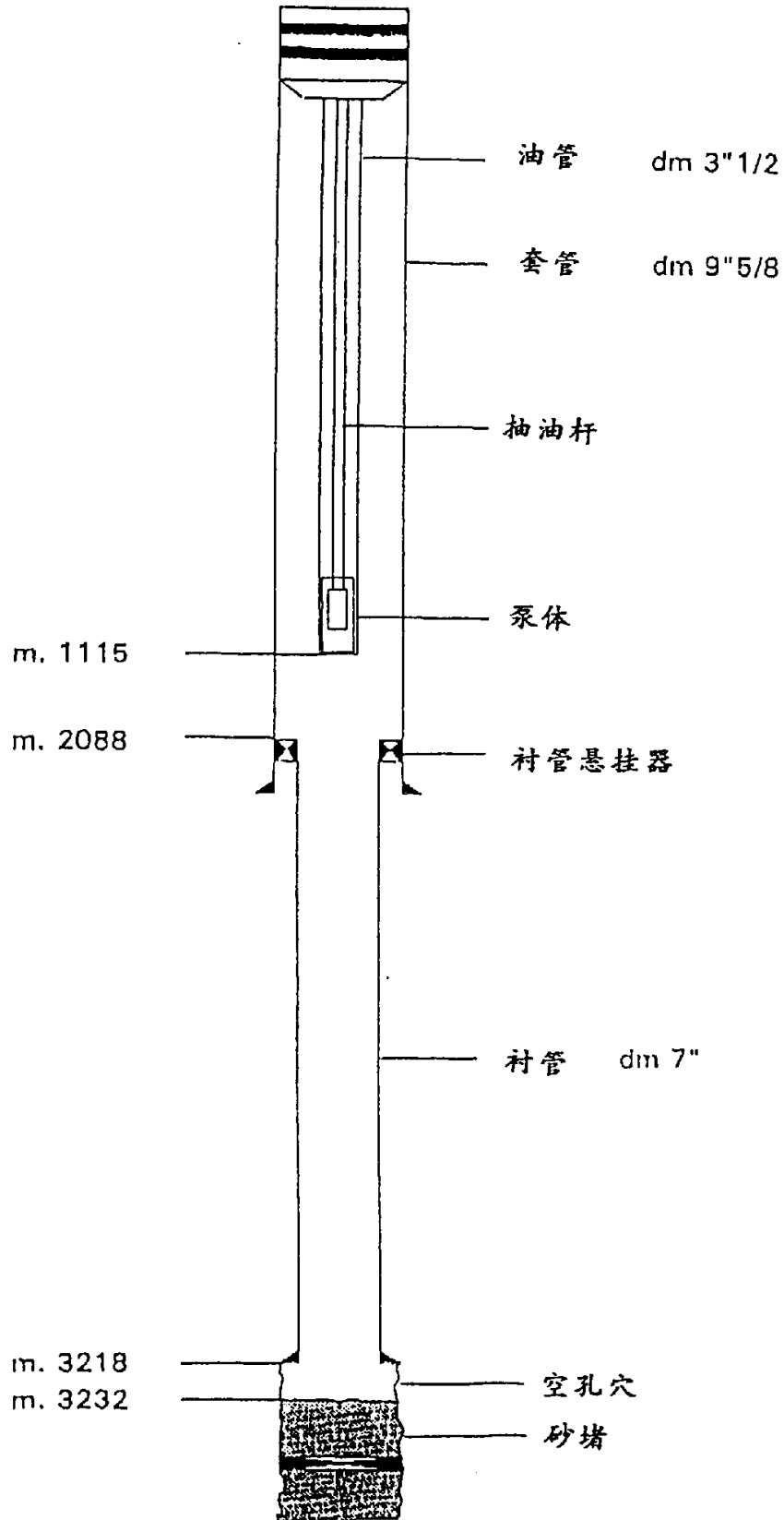


图1

地面布局

作为水包油分散系原油的生产试验

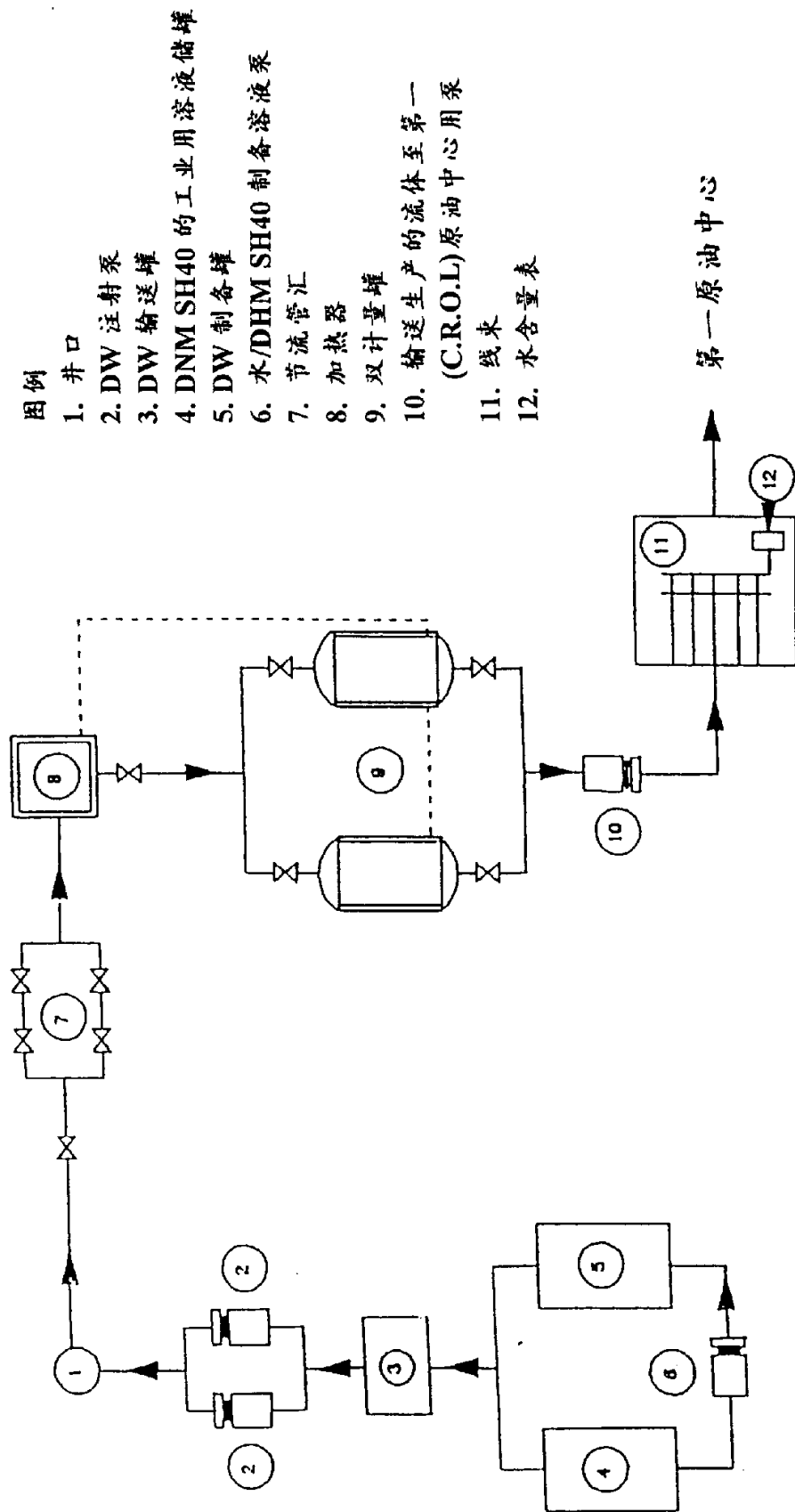
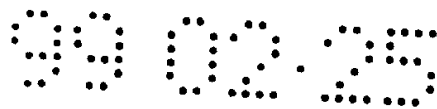
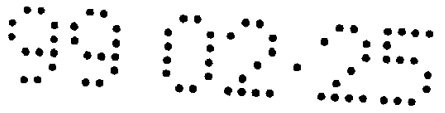


图 2a





GELA 第一原油中心的方框流程图

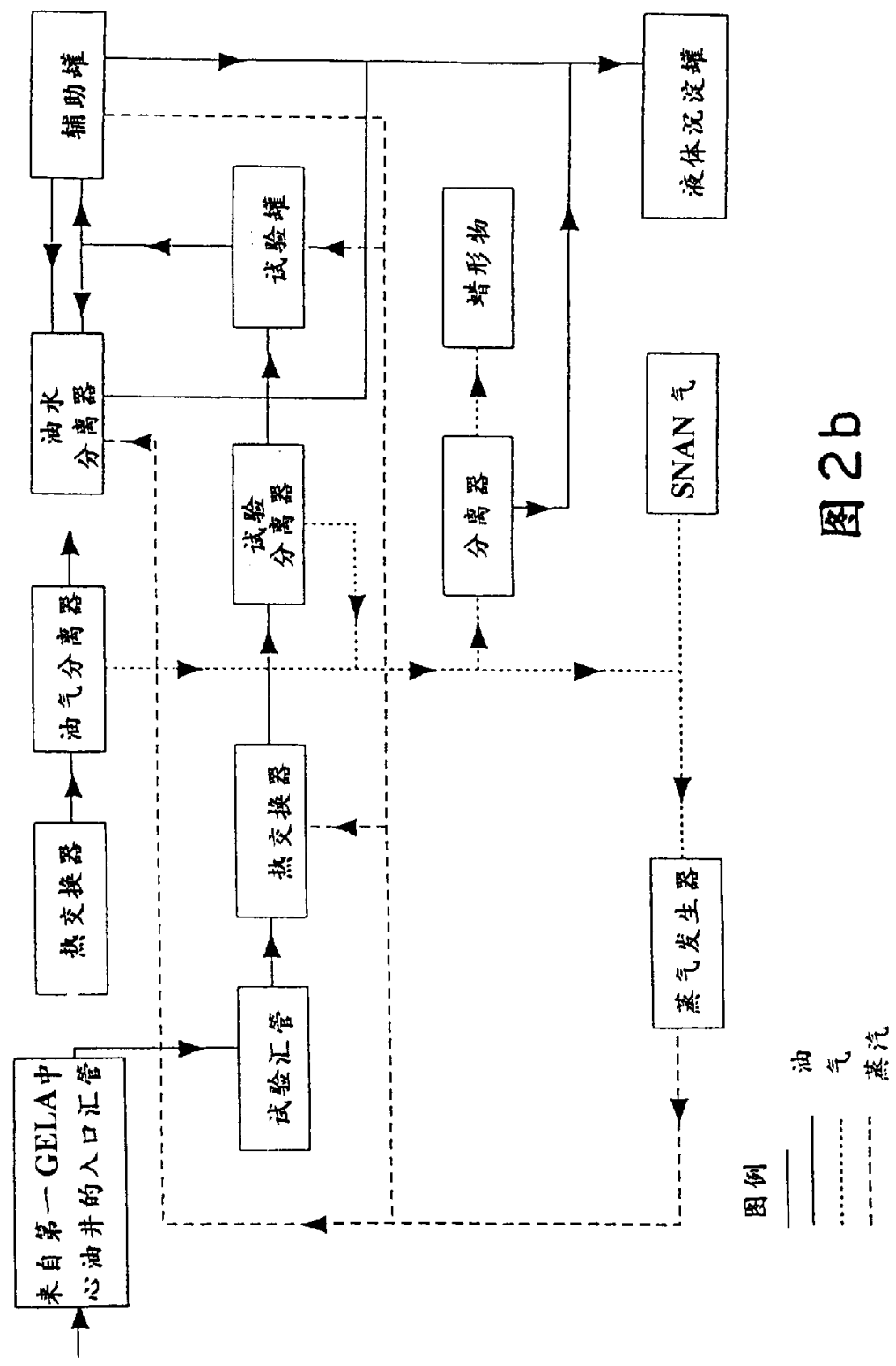


图 2b

井口流动压力和总生产量的状态

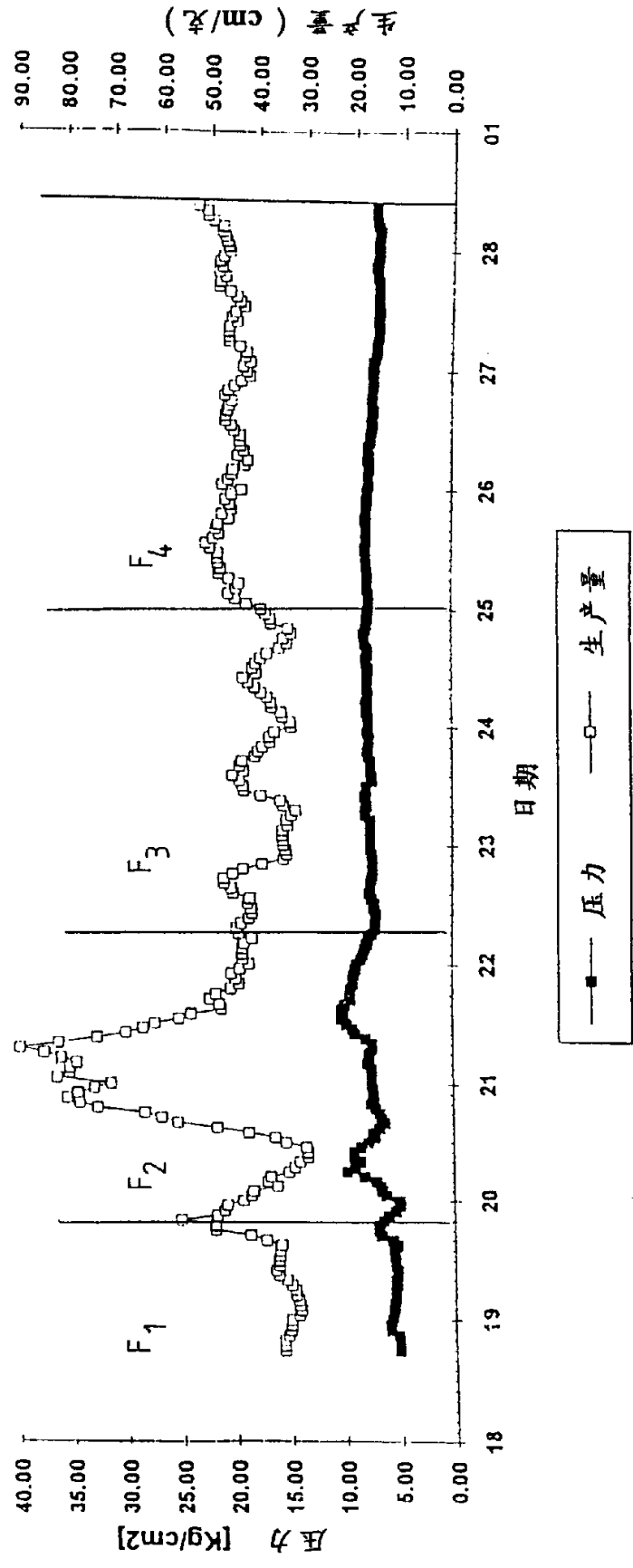


图3

含水量和轻馏分的变化趋势

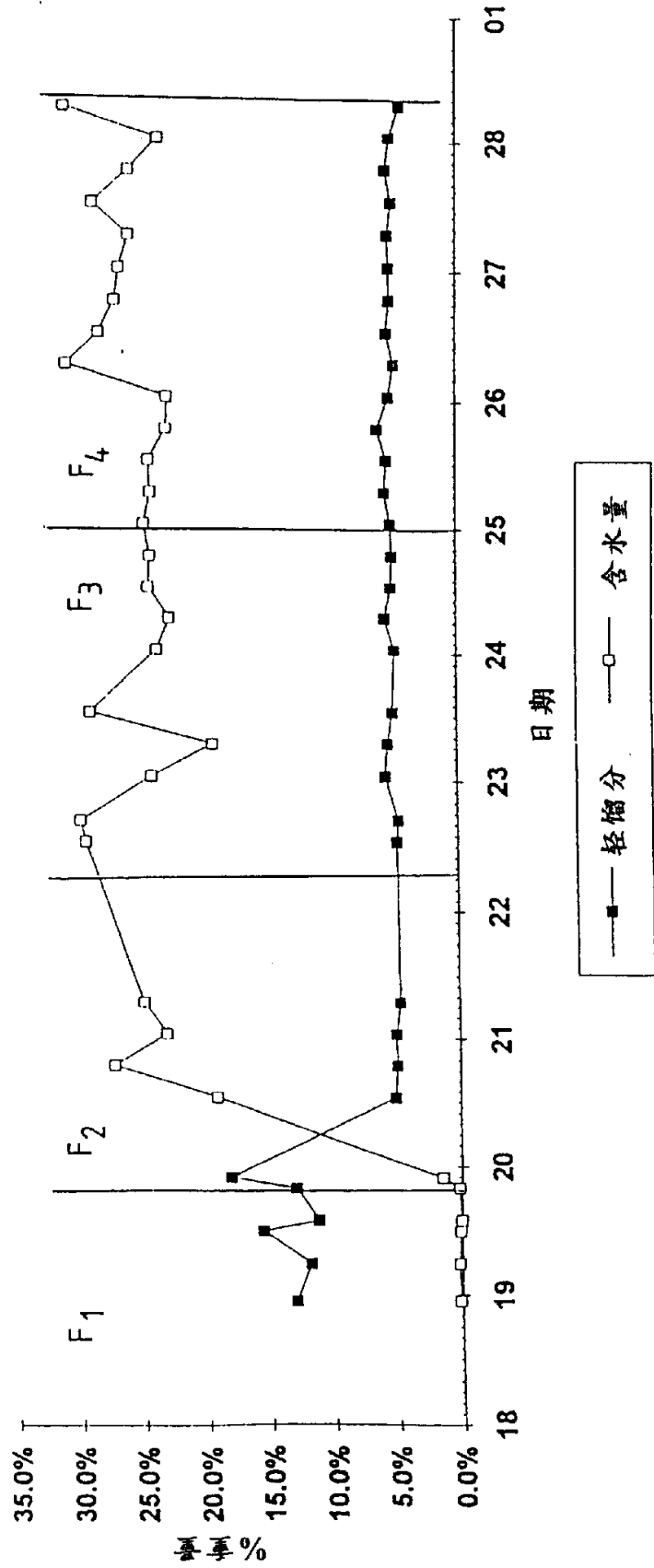


图 4



粘度和含水量的变化趋势

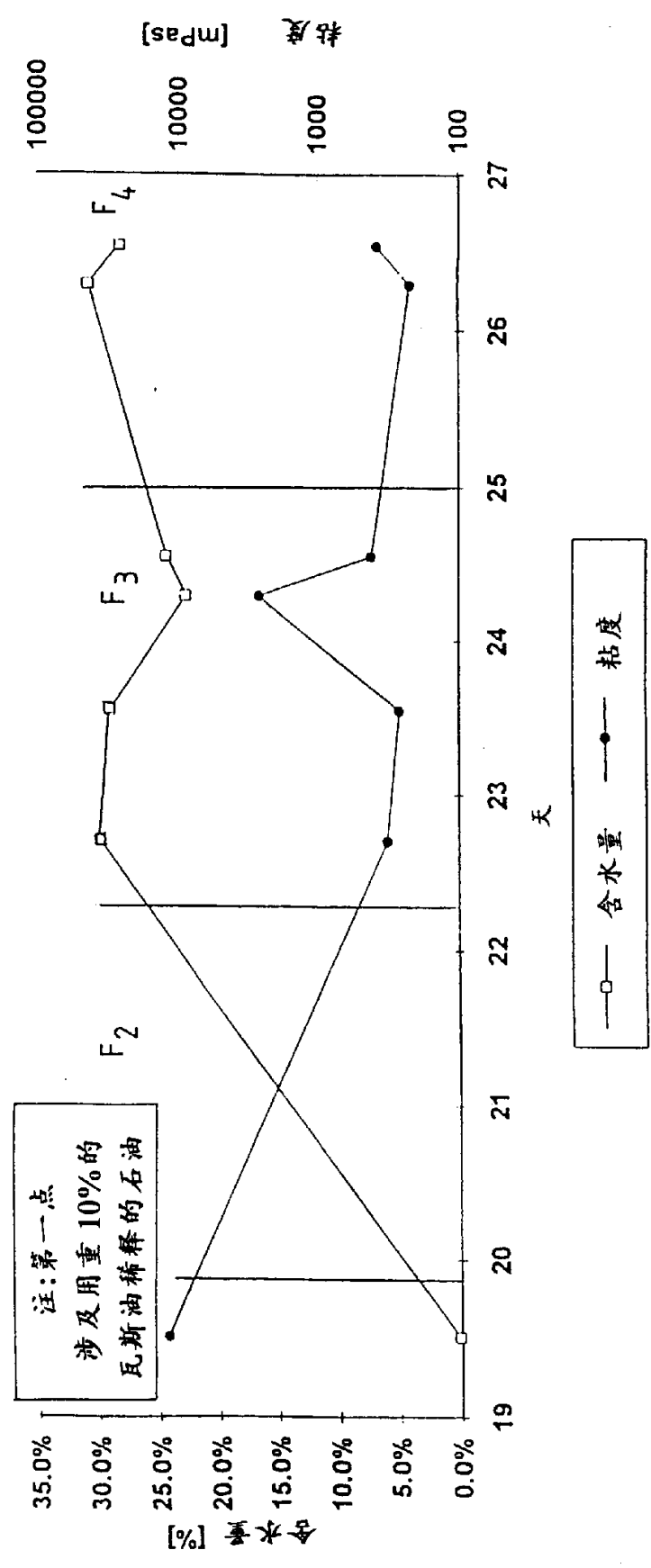


图5

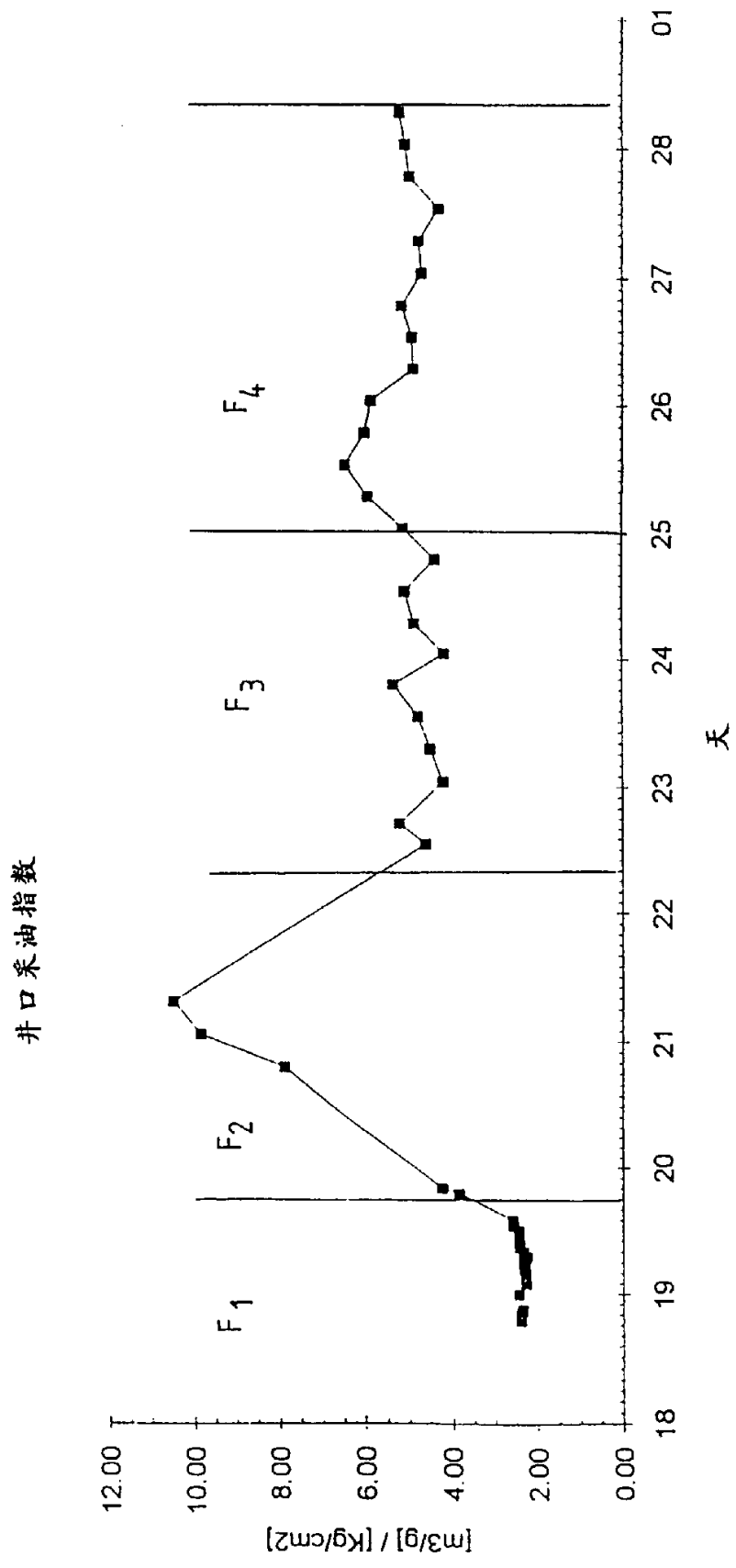


图6

9903

粘度 ~ 温度

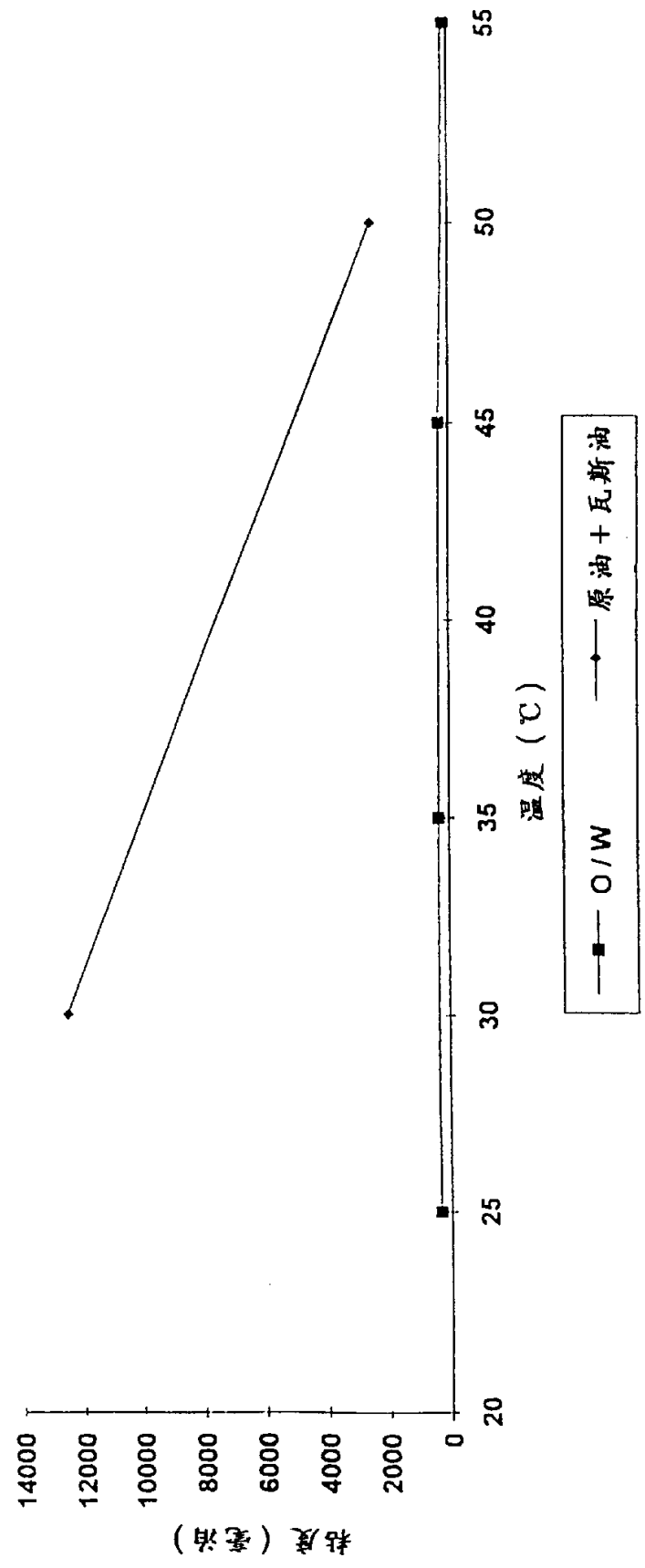


图 7