

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁷

B01F 17/12

C10L 1/32

F17D 1/17

[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 94113480.6

[45]授权公告日 2001 年 1 月 17 日

[11]授权公告号 CN 1060682C

[22] 申请日 1994. 12. 15 [24] 颁证日 2000. 12. 1

[21] 申请号 94113480.6

[30] 优先权

[32]1993. 12. 17 [33]IT [31]002648A/1993

[73] 专利权人 阿吉普公司

地址 意大利米兰

[72] 发明人 A·马科图罗 A·D·勒尔罗

[56] 参考文献

EP379749 1990. 8. 1 C07C303/06

EP450201 1991. 10. 9 C07C303/06

审查员 24 52

[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 孙 爱

权利要求书 2 页 说明书 18 页 附图页数 0 页

[54] 发明名称 用于制备输送高粘稠石油产品的磺酸盐
分散剂的方法及含水分散剂

[57] 摘要

一种制备用于输送回粘稠石油产品的磺酸盐分散剂的方法,该方法包括下列步骤:a)在选自 BF₃ 及其与强酸的络合物的催化剂存在下,通过蒸汽裂解 燃料油低聚提高其分子量;b)在步骤(a)中得到的化合物通过与磺化剂(优选 SO₃)反应进行磺化;c)在步骤(b)中得到的磺化物通过用选自碱金属或碱土金属或铵的氢氧化物处理进行中和和含有用上述方法制备的分散剂的含水分散液。

I S S N 1 0 0 8 - 4 2 7 4

权 利 要 求 书

1. 一种制备用于输送高粘稠石油产品的磺酸盐分散剂的方法，该方法包括下列步骤：

a) 在选自 BF_3 及其与强酸的络合物的催化剂存在下，通过蒸汽裂解燃料油低聚提高其分子量；

b) 在步骤 (a) 中得到的化合物通过与选自发烟硫酸、浓硫酸、 SO_3 的磺化剂反应进行磺化；

c) 在步骤 (b) 中得到的磺化物通过用选自碱金属或碱土金属或铵的氢氧化物处理进行中和。

2. 根据权利要求 1 的方法，其特征在于，在步骤 (a) 中催化剂的用量按每 100 克蒸汽裂解燃料油为 0.01~0.2 摩尔硼。

3. 根据权利要求 2 的方法，其特征在于，在步骤 (a) 中催化剂的用量按每 100 克蒸汽裂解燃料油为 0.02~0.6 摩尔硼。

4. 根据权利要求 1 的方法，其特征在于，步骤 (a) 中使用的催化剂为 BF_3 与强酸的络合物。

5. 根据权利要求 4 的方法，其特征在于，催化剂是 BF_3 与磷酸的络合物。

6. 根据权利要求 4 的方法，其特征在于， BF_3 /强酸的摩尔比为

20/1 至 1.5/1。

7. 根据权利要求 6 的方法，其特征在于， BF_3 /强酸的摩尔比为 15/1 至 4/1。

8. 根据权利要求 4 的方法，其特征在于，通过将强酸和 BF_3 加到反应器中就地生成催化剂。

9. 根据权利要求 1 的方法，其中步骤 (b) 中的磺化剂是 SO_3 。

10. 根据权利要求 9 的方法，其中 SO_3 与步骤 (b) 得到的产品的重量比为 0.7/1 至 1.7/1。

11. 根据权利要求 10 的方法，其中 SO_3 与步骤 (b) 得到的产品的重量比为 0.8/1 至 1.5/1。

12. 根据权利要求 1 的方法，其特征在于，高粘稠石油产品的重度小于 15° API 。

13. 一种含水分散液，它含有 60~85% 重很粘稠的石油产品、0.2~25% 重按权利要求 1 制备的一种或多种分散剂、其余为水。

14. 根据权利要求 16 的含水分散液，其中分散剂的用量为 0.4 ~ 1.5 % (重)。

说 明 书

用于制备输送高粘稠石油产品 的磺酸盐分散剂的方法及含水分散液

本发明涉及一种用于制备输送高粘稠石油产品的磺酸盐分散剂的方法及含水分散液。

由于高粘稠石油产品或残油特别是 API 度小于 15 的石油产品或残油高的粘度因而低流动性，因此通过管道输送它们是困难的。

一种改善这些高粘稠产品输送和回收的方法是将烃类或较轻的原油产品加入其中。这样的混合可降低该体系的粘度，因而使流动性提高，但它有需要相当大量投资的缺点，所以是很昂贵的。此外，轻质馏分或原油产品常常不易得到。

改善高粘稠产品在管道中的流动性的另一方法是沿管道按常见的间隔安装加热部件；用这一方法，如此加热的原油或石油产品有较低的粘度，因此较易于输送。这些加热部件可利用一部分要输送的产品作燃料进行操作。这一技术可能造成要输送的产品有 15~20% 的损失。

输送重质石油产品或残油的另一方法是以不同程度流体含水乳化液的形成通过管道泵输它们。这些乳化液为水包油型，所以是比原油产品更易流动的流体。

通过在搅拌下将水和乳化剂加到要输送的油中的方法制备水包油型乳化液然后被泵送入管道。

该乳化剂必须能生成含有高百分率油的稳定且流动的水包油型乳化液。

为了确保该法是有利的，乳化剂必须不贵，并在泵送过程中形成稳定的乳化液。迄今提出的各种乳化剂都不能完全满足上述要求。

例如，US—A—4246920、US—A—4285356、US—A—4265264 和 US—A—4249554 公开了在水中只有 50% 油的乳化液，在这些条件下，这意味着管道有一半的体积未用来输送石油。

另一方面，加拿大专利 1108205、1113529 和 1117568，还有 US—A—4246919 公开了尽管只有相当低的石油比例，但粘度仅大大下降。US—A—4770199 公开了由非离子型烷氧基化物表面活性剂与乙氧基化物—丙氧基化物羧酸盐的复杂混合物组成的乳化剂。上述混合物的非离子型表面活性剂显然对温度是敏感的，所以在某些温度条件下可能变得不溶于水。此外，上述表面活性剂很贵，因此影响该法的经济性。

最后，EP—B—237724 将乙氧基化物羧酸盐和乙氧基化物硫酸盐作乳化剂，但这些产品在市场上不易购得并且是十分昂贵的。

本申请人的悬而未决专利申请 IT—MI—92—A—001712 和 IT—MI—92—A—001643 公开了通过在分散剂存在下生成含水分散液的方法来输送高粘稠石油馏分的方法，分散剂的特征是在水中高

溶解度以及使水本身的表面张力下降有限。

特别是，在 IT—MI—92—A—001643 中，使用由特定的芳烃馏分（其中如蒸汽裂解燃料油）用 SO_3 氧化磺化得到的分散剂。上述氧化磺化反应使一般的芳烃物质磺化，同时随着 SO_2 的形成提高分子量。EP—A—379749 公开的方法涉及在还能产生氧化聚合的条件下与 SO_2 反应。上述方法有不易控制分子量增加的缺点。因此，它难以控制反应阶段中分子量的增加。

现已发现，也是由蒸汽裂解燃料油得到的特殊磺酸盐分散剂在输送高粘稠石油产品方面是有用的分散剂。上述分散剂由以下方法得到，该法包括提高蒸汽裂解燃料油的分子量步骤、磺化步骤以及用选自碱金属或碱土金属或铵的氢氧化物处理的最后中和步骤。本发明的方法具有能更好控制聚合程度的优点。

据此，本发明涉及一种用于制备输送高粘稠石油产品的磺酸盐分散剂的方法，该方法包括下列步骤：

- a) 在选自 BF_3 及其与强酸的络合物（优选 $\text{BF}_3 \cdot \text{H}_3\text{PO}_4$ 络合物）的催化剂存在下，通过蒸汽裂解燃料油低聚提高其分子量；
- b) 在 (a) 步中得到的化合物通过与选自发烟硫酸、浓硫酸、 SO_3 （优选 SO_3 ）的磺化剂反应进行磺化；
- c) 在 (b) 步中得到的磺化物通过用选自碱金属或碱土金属或铵

的氢氧化物处理进行中和。

本发明还涉及一种含水分散液，它含有 60 ~ 85 % 的很粘稠的石油产品，0.2 ~ 2.5 % 上述制备的一种或多种分散剂，其余为水。

蒸汽裂解燃料油指的是由石脑油和/或瓦斯油裂解制轻质烯烃特别是乙烯产生的高沸点液体残油；该燃料油无有效的工业应用，其价格按卡计算。

世界乙烯产量的大部分由瓦斯油和/或石脑油在水蒸汽存在下裂解得到(参见 Ulman's Encyclopedia of Industrial Chemistry. A10 卷 47 页)。

反应副产物部分由气体(如氢、甲烷、乙炔、丙烷等)、沸点为 28 ~ 205 °C 的液体馏分以及高沸点残油(所谓的裂解燃料油，下文称为 FOK)组成。

可得到不同产率的燃料油，其产率随裂解装置的操作条件变化，但主要随进料的类型变化。用瓦斯油进料，燃料油的产率一般为 15 ~ 20 %；而用石脑油进料，燃料油产率一般为 2 ~ 5 %。化学组成也随上述参数稍有变化。在任何情况下，该产物的最小芳烃含量为 70 %，通常为 80 ~ 90 %，用柱色谱按 ASTM D2549 法测定，其余为饱和产物和极性产物。FOK 的芳烃部分至少 75 % 是有两个或多个稠环的芳烃和烷基芳烃。

至少 50 % 的 FOK 在 340 °C 以下沸腾，其碳含量一般大于 80 %，15 °C 下的密度大于 0.970 公斤/分米³。

步骤 (a) 也就是蒸汽裂解燃料油 (FOK) 的低聚通过 FOK 与选自 BF₃ 及其与强酸的络合物(优选 BF₃ · H₃PO₄ 络合物)的低聚催化

剂接触来进行。

如果 BF_3 和强酸的络合物用作催化剂，上述络合物可用预先生成的或用通过 BF_3 和所希望的酸的反应混合物按适宜生成上述络合物的比例加入的方法就地生成的。在任何情况下，优选使用相对于强酸过量的 BF_3 ， BF_3 /强酸的摩尔比为 20/1 至 1.5/1，优选 15/1 至 4/1。

使用 BF_3 或其一种与强酸的络合物时，优选每 100 克 FOK 使用 0.01~0.2 摩尔硼，优选每 100 克 FOK 使用 0.02~0.06 摩尔硼。更高的催化剂数量不会使分子量明显增加。

显了进行步骤 (a)，优选不使用任何反应溶剂。这样就得到免除回收溶剂操作的优点。

步骤 (a) 的时间取决于所选的反应温度以及催化剂和 FOK 的数量比。通常在 70~90°C 下，150 分钟后得到足够的低聚程度。

在步骤 (a) 结束时，低聚的 FOK 可用常规的方法从催化剂中分离出来，例如用萃取或蒸馏或两种技术的组合。显然，如果催化剂只含 BF_3 ，它可用简单的蒸馏方法回收。在与强酸的络合物的情况下，在反应结束时，可用蒸馏的方法分离出就与强酸化学计量值而言过量的 BF_3 ，剩余的络合物可用以下方法分离：从反应粗产物中倾析络合物，随后用水洗涤反应粗产物。另一方面，由步骤 (a) 得到的反应粗产物在除去任何过量 BF_3 以后可直接用于步骤 (b)。

本发明的方法的步骤 (b) 可在一般的磺化剂存在下进行，磺化

剂选自发烟硫酸、浓硫酸、 SO_3 ，优选液体或气体 SO_3 。

该步优选在适宜于除去相当大量的磺化热的情性溶剂存在下进行。当使用发烟硫酸或浓硫酸时优选使用 SO_2 作情性稀释剂。

因为原料已经经过增加分子量的处理，因此在磺化阶段磺化反应（步骤（b））不需要特殊的为增加分子量的温度条件。因此， $5\sim 50^\circ\text{C}$ （优选 $10\sim 40^\circ\text{C}$ ）对于进行磺化反应来说是足够的。

如果硫酸酐用作磺化剂，硫酸酐与由步骤（a）得到的低聚 FOK 之间的重量比为 $0.7/1$ 至 $1.7/1$ ，优选 $0.8/1$ 至 $1.5/1$ 。

在磺化步骤（b）结束时，用已知的技术回收产物。当使用 SO_3 时，除去任何可能的情性溶剂，反应粗产品用碱金属或碱土金属或铵的氢氧化物水溶液中和，优选氢氧化钠，以便回收作为碱金属或碱土金属或铵的磺酸盐得到的分散剂。

如果使用其他的磺化剂，例如浓硫酸或发烟硫酸，急冷后回收硫酸，然后用碱金属或碱土金属的水合物（优选钠的水合物）进行中和。

这样得到磺酸盐的水溶液，它含有（按干产物计） $70\sim 90\%$ 有机磺酸盐（通常每 100 克有机磺酸盐含有 $0.35\sim 0.70$ 摩尔磺基），而其余为硫酸盐以及结晶水。

如此得到的磺酸盐属分散剂类，因为它们在水中有高溶解度（其钠盐在水中的溶解度至少为 30% （重），通常至少为 40% （重））以及不会太大降低水的表面张力。

如此制得的磷酸盐适用于以含水分散液的形式输送高粘稠石油产品。

术语“分散液”适用于多相体系，其中一相为连续相，而至少另一相为细分散相。术语“分散剂”指的是能促进形成分散液或使分散液稳定的产品或产品混合物。

在本发明输送石油产品的方法中，分散液的连续相是水，而分散相为重质石油产品的颗粒，可能是固体颗粒和液体颗粒。上述含水分散液在静电学上主要通过上述制备的分散剂来稳定。

在上述输送石油产品的分散液中，石油产品与水的重量比可在较宽的范围内变化，例如 90/10 和 10/90 之间变化。但是，由于明显的经济原因，使用高含量残油是优选的，但这样可能引起粘度过高的缺点。

该分散液的最佳组成（与要输送的产品有关）的水含量为 15~40%（重），按分散液总量计）。

本发明分散剂的数量也与要输送的产品的类型有关；在任何情况下，对于具有流动性和可泵输的分散液所需的分散剂数量为 0.4~1.5%（重），这些百分数指按水和石油产品的总量计分散剂的数量。

术语要输送的“高粘稠石油产品”指的是很粘稠的原油产品，即任何来源的石油残油，例如常压渣油或减压渣油。在任何情况下，上述高粘稠石油产品的 API 重度都小于 15°以及 30℃下的粘度都大于

40000 毫泊。

可用以下方法得到重质石油产品的含水分散液：将本发明的磺酸盐分散剂（优选钠盐）的水溶液加到要输送的重质石油产品中，并用涡轮或叶片搅拌器或用离心泵搅拌两相来制备分散液。

当含有不能用通常的技术输送的重质原油产品的油井正在开采时，可用上述方法回收原油产品。

特别是，有可能将分散剂的水溶液注入油井，以致它可在大于或等于回收泵达到的深度下与石油接触。

在这种情况下，泵产生的机械搅拌作用将足以在井口产生流体分散液。

在这方面，应该指出，对于作为含水分散液有效地回收石油所需的良好流变性质与分散液的均匀性或分散在水中的颗粒（固体或液体）的尽寸都无关系。换句话说，输送高粘稠石油产品的方法不要求特殊的混合形式，并且与特殊的颗粒尺寸无关。事实上，当重质分散油处于肉眼可见尺寸的颗粒形式时，原油产品也可输送和回收。

如此制得的分散液甚至对于长期贮存是稳定的（事实上甚至数百小时后也没有相分离）。

因此，有可能在适当的贮罐中自由贮存上述分散液，并在适当的时候将它送到管道中或船上。

这一通过含水分散液回收和输送的技术有其他一些优点：使用

廉价产品作分散剂，它由广泛可得的原料得到。

事实上，因为所用的磺酸盐属与一般的表面活性剂不同的分散剂，经基本上不降低水的表面张力，并在水中极可溶，所以本发明的石油残油的含水分散液不需要消泡剂。

以下实施例对本发明提供了更好的说明。

实施例

实施例 1~6 涉及蒸汽裂解燃料油的低聚和磺化。

来自西西里 Priolo 的裂解装置的蒸汽裂解燃料油 (FOK) 用作要聚合的物质。

上述 FOK 有以下组成：

芳烃	97.6%
饱和产品	1.2%
极性产品	1.1%

在低电压下对沸点小于 550℃ 的 FOK 馏分（对于应于 70%（重）的 FOK）进行质谱分析表明，有以下化学产品的百分数：

苯：3.5；茚满：7.6；1,2—二氢化茚：15.0；萘：25.5；蒎：9.2；茚：12.4；菲：9.1；二氢蒎：4.5；蒎：6.8；蒎：3.6；联萘：1.6；苯并蒎：0.9；苯并蒎：0.1；茚并蒎：0.1；苯并蒎：0.1；蒎：0.1。

以下百分数指%（重），对于每类产品包括未取代的母体及其烷基衍生物。通常在每一单一族中，烷基衍生产品的总和大于未取代

的母体。例如在萘的情况下，萘的数量为 11.1%，而烷基萘的数量为 14.4%。

1 升用 AISI 316 制造的带有磁力搅拌器(涡输)的高压釜用于低聚反应(步骤 a)。

该高压釜装有：

- AISI 316 制造的 5 号针阀，其一头连接在浸没管上，而另一头连接在搅拌锥体的头上；
- AISI 316 制造的 1 号压力表，其最大检测能力为 24 公斤/厘米²；
- 1 号测温管，有热电偶和用于显示反应温度的数字显示器；
- 在 12 公斤/厘米²标定的 1 号破乳盘。

用连接到装有高温安全设备的控制装置的电阻丝进行高压釜加热。

高压釜还装有冷却盘管，有约 17℃ 的水在电阻块和高压釜头上循环。

相同的高压釜用于磺化步骤(步骤 b)。

由发烟硫酸在 65% 下蒸馏得到的 SO₃ 用适合的夹套分配器借氮气压差完成进料。分配器中的 SO₃ 通过夹套中凡士林油的循环被加热到 40~45℃。

实施例 1

将 635.7 克由 Priolo 裂解装置得到的 FOK 和 3.6 克 (0.037 摩

尔) H_3PO_4 (99%) 装入在加热下用丙酮洗涤并用氮气清洗的开口高压釜中。

封闭高压釜并用 10 公斤/厘米² 氮气进行气密试验。排放氮气, 将预先称重的 BF_3 气瓶 (BF_3 的滴定度 > 99%) 连到顶阀上, 将高压釜充压到 9 公斤/厘米²。

开始搅拌高压釜中的混合料, 温度在两分钟即刻从 19°C 升到 42°C, 压力从 9 公斤/厘米² 降到 2.5 公斤/厘米²。

两分钟后, 用 BF_3 重新给高压釜充压, 从 2.5 公斤/厘米² 升到 6 公斤/厘米², 停止搅拌几秒钟。恢复搅拌, 在三分钟内温度从 42°C 升到 51°C。在此阶段压力从 6 公斤/厘米² 降到 3.5 公斤/厘米²。

在 15 分钟内将高压釜从 51°C 加热到 70°C。在搅拌下混合料反应 120 分钟。反应 20 分钟后, BF_3 的压力为 1.4 公斤/厘米², 140 分钟后为 1.1 公斤/厘米² (72°C 下)。

反应 140 分钟后, 切断 BF_3 气瓶, 然后称重: BF_3 消耗量为 20.8 克, 对应于 0.307 摩尔。

高压釜放气, 仍处于约 70~72°C, 并将气体送到 NaOH 阱。然后用氮气清洗高压釜, 打开, 回收得 619.8 克产品。

所得到的产品的分子量比装入的 FOK 大 3.5 倍。

通过在不同起始 FOK 浓度和用 $\text{BF}_3 \cdot \text{H}_3\text{PO}_4$ 反应后 FOK 不同浓度下测量溶液的粘度 (在二氯甲烷中) 来进行反应产品分子量的测量。用这一方法测定了两者的特性粘度, 从两者粘度的比值得到低

聚的 FOK 相对于反应装入的 FOK 的分子量数值。

实施例 2

进行实施例 1 中描述的相同步骤，但使用 5 升高压釜。

将 3223.5 克由 Priolo 裂解装置得到的 FOK 和 19.3 克 (0.197 摩尔) 磷酸 (99%) 装入开口的高压釜。

封闭高压釜，并用 10 公斤/厘米² 氮气进行气密试验，排放氮气；将 BF₃ 气瓶连接上并将高压釜充压到 6 公斤/厘米²。搅拌混合物，5 分钟后用 BF₃ 再次充压，从 5 公斤/厘米² 到 10 公斤/厘米²。在 35 分钟内将反应温度从 24°C 升到 65°C。在这一阶段，压力从 10 公斤/厘米² 下降到 5 公斤/厘米²。在 40 分钟内将高压釜从 65°C 加热到 91°C，并在 80~90°C 下再反应 80 分钟。在此阶段，压力从 5 公斤/厘米² 下降到 2 公斤/厘米²。155 分钟后切断 BF₃ 气瓶并称重：BF₃ 消耗量为 69.3 克 (1.022 摩尔)。

在 80°C 下从高压釜中排放残留 BF₃ 的压力，并用氮气清洗高压釜。然后打开高压釜并排放产品。回收的低聚 FOK 为 3255 克。

如实施例 1 中描述的测定的分子量比 FOK 高 2.5 倍。

实施例 3

将 184.6 克如实施例 1 中描述制备的低聚 FOK 装入 1 升高压釜中。然后装入 560 克液体 SO₂ (滴定度 > 99%)。

然后在 25 分钟内在搅拌下将 184.6 克 SO₃ (在 65%SO₃ 下由发烟) 硫酸蒸馏得到的) 装入反应器。反应混合物的温度保持在 15~

30℃之间。在高压釜中达到的最大压力（等于SO₂的蒸汽压）为5~6公斤/厘米²。通过水在盘管中循环冷却高压釜的方法除去反应热。

当SO₃加入时，混合物在搅拌下在20~21℃下反应30分钟。

55分钟后从高压釜中排放SO₂，中和气体并送到装有NaOH水溶液的特殊阱中。

随后在减压（约100 托）和约10~20℃下回收剩余的SO₂并用氮气清洗高压釜。

将933.8克18.3%NaOH水溶液（对应于170.9克100%NaOH）加到高压釜中中和如此生成的磺酸。得到2422克中和产品的水溶液，pH值为8.45。

随后含有658.3克粗产品的水溶液被冷冻脱水，粗产品有如下组成：

Na₂SO₃+Na₂SO₄ =11.6%

H₂O =19.4%

活性部分 =69.0%

得到磺酸盐，相当于454.2克100%钠盐。

反应粗产品的钠含量等于12.8%（重），硫含量为14.5%。

在22℃下磺酸钠盐在水中的溶解度大于40%（重）。

1%（重）水溶液的表面张力为58达因/厘米（22℃），参照水的表面张力为68.5达因/厘米。

实施例4

根据实施例 3 描述的步骤, 142.7 克如实施例 1 描述制备的低聚 FOK 与 185.5 克 SO_3 在 590 克 SO_2 溶剂存在下反应。

中和后, 得到 2262 克磺酸钠盐水溶液, 对应于有以下组成的 408.9 克冷冻干燥的粗产品:

$\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ = 21.1%

H_2O = 6.6%

活性部分 = 72.3%

反应粗产品的钠含量等于 17.87%, 硫含量为 17.9%。

得到的 100% 钠盐的磺酸盐为 295.6 克。

在 22°C 下磺酸钠盐在水中的溶解度大于 40% (重)。1% (重) 水溶液的表面张力为 55.2 达因/厘米 (22°C), 参照水的表面张力为 68.5 达因/厘米。

实施例 5

根据实施例 3 描述的步骤, 195.2 克如实施例 2 描述制备的低聚 FOK 与 157.1 克 SO_3 在 510 克 SO_2 溶剂存在下反应。

用 NaOH 水溶液中和后, 得到 2370 克磺酸钠盐水溶液, 相当于有以下组成的 464.1 克冷冻干燥粗产品:

$\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ = 18.5%

H_2O = 5.0%

活性部分 = 76.5%

反应粗产品的钠含量等于 14.45%, 硫含量为 16.8%。

作为 100% 钠盐得到的磺酸盐为 355.0 克。在 22℃ 磺酸钠盐在水中的溶解度大于 40% (重)。

1% (重) 水溶液的表面张力为 59.2 达因/厘米 (22℃)，参照水的表面张力为 68.5 达因/厘米。

实施例 6

根据实施例 3 描述的步骤，177 克如实施例 2 描述制备的低聚 FOK 与 246.5 克 SO_3 在 520 克 SO_2 溶剂存在下反应。

用 NaOH 水溶液中和后，得到 2270.5 克磺酸钠盐水溶液，相当于 462.6 克有以下组成的 冷冻干燥粗产品：

$\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ = 27.8%

H_2O = 3.6%

活性部分 = 68.6%

反应粗产品的钠含量等于 15.97%，硫含量为 17.83%。

得到的 100% 钠盐的磺酸盐为 317.3 克。在 22℃ 下磺酸钠在水中的溶解度大于 40% (重)。

1% (重) 水溶液的表面张力为 58.5 达因/厘米 (22℃)，而参照水的表面张力为 68.5 达因/厘米。

实施例 7

如实施例 3~6 描述制备的磺酸盐用于输送高粘稠石油馏分。这些试验的数据列入表 1。

原油 “Gela oil” 用作石油馏分，有高含量芳烃，有以下特征：

—30℃下的粘度：60000~100000 毫泊；

—API 度：7~10。

最初的 OG 22 指的是上述有 16% 水的原油产品，而 OG 92 指的是含水 < 2% 的相同原油产品。

使用新鲜水和蓄水(浓缩 1/4 重量的)进行试验。将 CaCl_2 和 NaCl 加到其中，使其含有 Na^+ 离子 = 4.06%、 Ca^{++} 离子 = 约 0.68% 和 Cl^- 离子 = 5.5%。

原油产品/水的比值为 70/30 重/重，而分散剂的浓度相对于分散液的总浓度为 0.5%。

在室温或更高温度下，将石油产品加到分散剂的水溶液中进行分散，使石油产品更易流动。最初用人工搅拌。随后用约 5000 转/分的涡轮搅拌 10~60 秒。

如此制得的含水分散液在室温（约 20—22℃）下周期放置，控制不分相。表 1 说明上述分散液制备 240 小时后的流变性。

上述流变性测量用 Haake RV12 流变仪进行，它有转子—转筒几何形状 (MVI P 型，转子半径 20.04 毫米，转筒半径 21.00 毫米，转子高度 60 毫米) 和粗糙的转子，以减少任何可能的滑动现象。转子底回缩，以致当转子进入分散液时，阻止气泡使边缘效应减至最小。所有的测量都在 33℃ 下进行。

表 1 说明在 5 秒^{-1} 和 50 秒^{-1} 下的粘度和产生的应力。后者，即

输送流动的原油产品所需的最小应力用外推法确定。所用的方法基于 Casson 模型。它是得到的应力平方根对剪切率平方根图以及如此得到的曲线直线外推到零。剪切率零的截距值的平方根得到所需的产生的应力值。

表 1

掺 合 实施例	油	水	粘 度 5 秒 ⁻¹ 毫 泊	粘 度 50 秒 ⁻¹ 毫 泊	产生的应力 帕
5	OG22	蓄水	1000	300	3.0
3	"	"	950	800	2.5
4	"	"	930	730	1.0
6	"	"	950	800	1.5
3	OG92	新鲜水	350	250	0
5	"	"	380	250	0
6	"	"	200	200	0
4	"	"	135	120	0

表 1 的数据表明，与起始油的粘度相比，上述掺合分散液的粘

度显著下降。