

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.
C10G 1/00 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200810116347.7

[43] 公开日 2008年12月31日

[11] 公开号 CN 101333448A

[22] 申请日 2008.7.9

[21] 申请号 200810116347.7

[71] 申请人 煤炭科学研究总院

地址 100013 北京市朝阳区青年沟5号

[72] 发明人 李克健 李文博 朱晓苏 张晓静
赵鹏 史士东 何平 王雨
杜淑凤 高振楠 胡发亭 谷小会
李培霖

[74] 专利代理机构 北京法思腾知识产权代理有限公司
代理人 史和初

权利要求书2页 说明书14页 附图1页

[54] 发明名称

一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法

[57] 摘要

本发明涉及一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法，包括用高金属含量、高沥青质含量的低品质石油及其重油，石油炼制副产品如催化裂化重质循环油、澄清油、外甩油浆等替代或部分替代传统煤液化循环溶剂，及助催化剂硫磺和高活性 γ -水合氧化铁型液化催化剂进行煤浆配制、然后进行煤直接液化及加氢等过程，得轻质、中质馏分油，煤的转化率提高1% - 5%，生成油品收率提高5% - 40%，并降低反应器的沉积与结焦，又使低附加值的石油及石油炼制副产品利用价值大大提高，提高煤直接液化的经济效益，本方法可广泛用于煤的直接液化。

1、一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法，其特征在于包括下列步骤：

①煤浆的制备

将煤粉、煤液化催化剂、助催化剂、石油或石油炼制副产品、与煤液化循环溶剂，充分混合制成煤浆，所述煤粉为粉碎干燥成水含量为0.5至4.0质量%、粒度 $<0.15\text{mm}$ 的粉状颗粒，所述煤液化催化剂为水含量为0.5~4.0质量%、负载在煤粉上、直径为20-50纳米、长度为80-150纳米超细颗粒的 γ -水合氧化铁型高活性液化催化剂，所述煤浆为：S/Fe摩尔比为1-4，Fe/干煤为0.5-2.0质量%，固体浓度20-55质量%；所述助催化剂为硫磺或含硫化合物；

②煤的直接液化

将步骤①煤浆在煤直接液化反应器内在 H_2 气氛中进行液化反应，反应温度 $430-465^\circ\text{C}$ ，反应压力 $15-19\text{MPa}$ ，其中氢分压大于 80%，停留时间为 30-120 分钟，反应产物经高温、低温分离器分离后得到液固相高分油、液相低分油和富氢气体，富氢气体用作循环氢，液固相高分油经常压分馏后，得塔顶液化轻馏分油，塔底料进行减压分馏得液化残渣和液化重馏分油，液化轻、重馏分油混合成液化生成油作为加氢反应的原料油；

③加氢

将步骤②的混合液化生成油在加氢反应器中在 H_2 气氛中加氢精制催化剂存在下进行加氢，反应温度 $330-390^\circ\text{C}$ ；反应压力 $10-19\text{MPa}$ ，其中氢分压大于85%，加氢产物经分离分馏后得到轻质粗石脑油馏分、粗柴油馏分及循环供氢溶剂油。

2、根据权利要求1的用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂煤直接液化方法，其特征在于所述煤为褐煤或年轻烟煤；所述助催化剂为硫磺；所述石油为高金属含量、高沥青质含量的低品质石油或重油；所述石油炼制

副产品为催化裂化装置中的重质循环油、澄清油、催化裂化装置的外甩油浆、催化裂化装置的重循环油的抽出芳烃、催化裂化装置的外甩油浆的抽出芳烃、焦化蜡油的抽出芳烃或润滑油芳烃抽提装置的抽出芳烃馏分油。

3、根据权利要求1的用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法，其特征在于所述石油炼制副产品为催化裂化装置中的重质循环油、澄清油或外甩油浆。

一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法

技术领域

本发明涉及煤炭直接液化领域，特别是涉及用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法。

技术背景

煤是世界上最丰富的固体矿物燃料，分布广，藏量大，可大量开采，然而煤炭的利用一直以固体原煤形式用作燃料，很少进行加工炼制，这是因为煤本身化学结构极其复杂，煤中分子是以单环、双环、三环等环状芳烃，特别是稠环芳烃或杂环芳烃的大分子组成，这种环状大分子结构稳定，很难裂解液化，例如美国专利 5336395 公开一种煤液化的方法，该方法分两步进行，首先将煤与 CO 和水混合，在高温高压下进行预处理，然后在溶剂和催化剂的存在下，将预处理过的煤在更高温度和氢气压力下进行液化得液体产物，该方法技术复杂，条件苛刻，需要外部供应大量氢，投资大，成本高。

进入二十一世纪以来，随着全世界石油资源和天然气不断被开采，资源日趋减少，价格猛涨，能得到可代替石油的液体产品或可代替天然气的气体燃料为主的煤液化技术受到世界各国，尤其受到石油资源比较贫乏而煤资源丰富的国家的特别青睐。

目前现有的煤炭直接液化工艺，例如 USP4048054 所述的埃克森供氢溶剂工艺，USP4842719 所述的 Catalytic two-stage coal hydrogenation and hydroconversion process，中国专利 ZL 03102672.9 所述的一种逆流、环流煤液化反应器串联的煤直接液化工艺等等，这些煤直接液化工艺尽管工艺过程不同，但它们的共同之处是：其煤直接液化工艺的煤浆制备所用溶剂均采用煤直接液化过程自身产生的中、重质馏分作为循环溶剂。循环溶剂其

主要组成是 2~4 环的芳烃和氢化芳烃。在煤直接液化过程中，溶剂的循环量较大，循环溶剂中 200~320℃ 馏分油含量在 50% 以上，这部分中质油用来生产高附加值的柴油。循环溶剂中这部分较轻馏分油不能作为产品影响了煤直接液化过程的经济性，而且在不断循环使用过程中会进一步轻质化，破坏油煤浆的稳定性，其后果是在煤直接液化反应器内溶剂汽化严重，导致液固相浓度过高而发生沉积，影响煤直接液化的反应效果，严重时还会导致反应器堵塞。

目前，在石油加工过程中，催化裂化、焦化、润滑油芳烃抽提装置都是炼油厂重要的操作单元。催化裂化装置中的重质循环油、澄清油、外甩油浆、重质循环油的抽出芳烃、外甩油浆的抽出芳烃、焦化蜡油的抽出芳烃、润滑油芳烃抽提装置的抽出芳烃等馏分油中，由于含有大量的芳烃而难以继续深加工，通常作为燃料油或作为低档产品出售。另外，有些高金属含量、高沥青质含量的低品质石油及其重油，由于含有较多的金属和沥青质，常规的加工过程中容易出现明显的沉积和结焦倾向，对石油加工过程中的催化剂使用寿命和产品质量造成不同程度的影响，增加了石油加工过程的苛刻度。

发明内容

本发明的目的在于克服上述现有技术存在的缺陷与不足，经发明人多年从事煤直接液化的开发研究及长期实践，开发提供一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法。

本发明提供的一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法，其特征在于包括下列步骤：

①煤浆的制备

将水含量为 0.5 至 4.0 质量%，粒度（或称粒径，即粒子直径） $< 0.15\text{mm}$ 煤粉，水含量 0.5~4.0 质量%，直径为 20-50 纳米，长度为 80-150 纳米超细颗粒的 γ -水合氧化铁型高活性煤直接液化催化剂，助催化剂，石油或石油炼

制副产品与煤液化循环溶剂，充分混合制成煤浆，其中S/Fe摩尔比为1-4，Fe/干煤为0.5-2.0质量%，煤浆固体浓度20-55质量%。

②煤的直接液化

将步骤①煤浆在煤直接液化反应器内,在H₂气氛中进行液化反应，反应温度430-465℃，反应压力15-19MPa，其中氢分压大于80%，停留时间为30至120分钟，反应产物经高温、低温分离器分离后得到液固相高分油、液相低分油和富氢气体，富氢气体用作循环氢，液固相高分油经常压分馏后，得塔顶液化轻馏分油，塔底料进行减压分馏得液化残渣和液化重馏分油，液化轻馏分油与液化重馏分油混合成混合液化生成油作为加氢反应的原料油。

③加氢

将步骤②的混合液化生成油在加氢反应器中，在H₂气氛中进行加氢，加氢催化剂为目前石油工业常用的加氢精制催化剂（市售产品），反应温度330-390℃；反应压力10-19 MPa，其中氢分压大于85%。加氢产物经分离分馏后得轻质粗石脑油馏分、粗柴油馏分及循环供氢溶剂油。

按照本发明提供的一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法（简称本方法）中所述石油或石油炼制副产品来替代或部分替代煤直接液化过程循环溶剂，包括例如高金属含量、高沥青质含量的低品质石油，或炼油厂催化裂化加工过程的回炼油、澄清油或油浆（外甩油浆），炼油厂常减压蒸馏过程的渣油、炼油厂润滑油溶剂精制过程的抽出油，炼油厂催化裂化回炼油溶剂抽提过程的抽出芳烃、焦化重油、减粘裂化重油或加氢裂化重油等，优选为用炼油厂催化裂化加工过程的回炼油、澄清油、油浆；更优选为用炼油厂催化裂化加工过程的油浆，这些油品芳烃含量大于40质量%。

所述石油或石油炼制过程的副产品，特别低附加值副产品，其馏程为大于220℃、密度为980.0—1150.0kg/m³、芳烃含量大于40质量%。

根据煤直接液化工艺过程的煤浆输送条件要求和所用石油炼制过程副产品种类及工艺特点，石油或石油炼制副产品的添加量与循环溶剂质量之比为 100%-5%，优选为 75%-5%。

这些石油或石油炼制副产品馏分油中，由于含有大量的芳烃而难以继续深加工，通常作为燃料油或作为低档产品出售，所以亦称石油炼制低附加值副产品。另外，有些高金属含量、高沥青质含量的低品质石油及其重油，由于含有较多的金属和沥青质，常规的加工过程中容易出现明显的沉积和结焦倾向，对石油加工过程中的催化剂使用寿命和产品质量造成不同程度的影响，增加了石油加工过程的苛刻度，然而研究表明这类重质石油或馏分油却是理想的煤直接液化的溶剂油馏分。

本方法中高金属含量、高沥青质含量的低品质石油或上述石油炼制加工过程中含有大量芳烃的低附加值的副产品馏分油替代循环溶剂中的部分或全部中质组分，既可以改善循环溶剂的性能，有效防止循环溶剂轻质化，又可以将这部分难以加工的低附加值的馏分油找到一条新的加工途径，从而得到更多的柴油馏分，提高了煤直接液化高附加值产品一汽、柴油产率，大大提高了煤液化厂的经济效益。

所述循环溶剂在煤直接液化生产过程中，煤液化装置连续运转过程使用的溶剂是煤直接液化自身产生的中质油和重质油的混合物，称为过程溶剂或循环溶剂。通过溶剂预加氢的方法可提高溶剂的供氢能力。循环溶剂的主要组成是 2~4 环的芳烃和氢化芳烃。在煤直接液化过程中，溶剂的循环量较大，循环溶剂中 200~320℃馏分油含量在 50%以上，这部分中质油可用来生产高附加值的柴油。然而循环溶剂中这部分较轻馏分油不能作为产品影响了煤液化过程的经济性，而且在不断循环使用过程中会进一步轻质化，破坏油煤浆的稳定性，其后果是造成煤液化反应器内溶剂汽化严重，导致液固相浓度过高而发生沉积，影响煤液化的反应效果，严重时还会导致反应器堵塞，而且降低轻质或中质油馏分成品油产量。

所述煤粉是将各种变质程度的煤，例如年青烟煤、褐煤或泥煤等，优选为褐煤或年青烟煤，粉碎干燥成水含量为 0.5~4.0 质量%，粒度 $<0.15\text{mm}$ ，有利于分散混合均匀，能充分液化，缩短液化时间，提高液化产品收率。

所述 γ -水合氧化铁高活性煤直接液化催化剂主要组成为 $\gamma\text{-FeOOH}$ ，其中铁含量 3-8 质量%，煤 40-90 质量%，铁基催化剂粒子均匀分散在煤粉表面，长期稳定，详见中国专利 ZL03153377.9。

所述助催化剂为硫磺或含硫化合物等，优选为硫磺。所述煤浆中这些物料加入量使 S/Fe 摩尔比为 1-4，优选为 2，其中 S 是指助催化剂的硫磺或是含硫化合物中硫原子而言。Fe/干煤质量比为 0.5%-2.0%，优选为 0.5%，其中 Fe 代表煤直接液化催化剂中 γ -水合氧化铁中 Fe。煤浆固体浓度为 20-55 质量%，优选为 45 质量%。

本发明方法的优点为：

①本方法提供的一种用石油或石油炼制副产品替代循环溶剂的煤直接液化方法，所用低品质石油或低附加值的石油炼制副产品全部或部分替代循环溶剂的油料来源广泛而廉价，尤其是炼油厂重油催化裂化油浆，因为目前炼油厂催化裂化油浆除部分回炼外，其余外甩，外甩量根据操作状况而定，一般外甩油浆占回炼油的 3%-10%，我国每年 FCC 外甩油浆高达 300 万吨以上，外甩油浆基本作为燃料烧掉，利用价值不高。

②本方法可使煤的转化率提高 0.5%—5%，尤其是替代循环溶剂的油料为炼油厂重油催化裂化油浆时，可使煤的转化率提高 1%—5%，主要是由于在煤液化反应过程中，引入的石油炼制过程的低附加值副产品与煤加氢具有协同作用，另外是因为所添加的替代溶剂催化裂化油浆中含有催化裂化催化剂，这部分催化剂加速了煤和煤裂解后的大分子的进一步裂化。

③本方法为 FCC 油浆等这类高芳烃含量和高沸点的石油副产品寻求了一条新的加工途径，即作为煤直接加氢液化过程溶剂的替代品来加工成高附加值的柴油馏分。

④本方法可使煤液化轻、中质生成油的收率提高5%—40%，可大大提高煤直接液化厂的经济效益。

⑤本方法在一定程度上可抑制或减少煤直接液化工工艺过程反应器内物料的沉积和结焦，尤其是作为替代循环溶剂的油料为炼油厂催化裂化加工过程的回炼油、澄清油和油浆时，其抑制结焦效果更佳。

附图说明

图1是本发明所提供的方法的工艺流程图。图示说明：1、氢气，2、经干燥粉碎成一定粒度的原料煤粉，3、高活性煤液化催化剂，4、助催化剂，5、石油或石油炼制副产品，6、煤浆制备罐，7、煤液化反应器，8、高温分离器，9、低温分离器，10、常压分馏塔，11、减压分馏塔，12、液化残渣，13、加氢反应器，14汽液分离器，15、产品分馏塔，16、液化粗石脑油馏分，17、液化粗柴油馏分，18、液化循环溶剂，19、循环氢。

具体实施方式

本发明用下列实施例和附图来进一步说明本发明，但本发明的保护范围并不限于下列实施例。

实施例1、2和比较例1

本实施例中，用烟煤作为煤液化原料煤，这种烟煤的性质见表1。表1中daf是指无水无灰基（daf, dry and ash free），下同。用石化炼油厂催化裂化装置外甩的油浆作为替代煤直接液化循环溶剂的外加溶剂，外甩油浆的性质见表2。选用按照专利ZL03153377.9《一种高分散铁基煤直接液化催化剂及其制备方法》中的方法合成制备的催化剂，其性质见表3。用市售Ni—Mo系的加氢精制催化剂做为液化生成油（IBP—530℃）一次加氢催化剂。

表1 烟煤煤质分析数据

项目	符号	烟煤
工业分析（质量%）	M_{ad}	2.86
	A_d	4.92

	V_{daf}	40.21
元素分析 (质量%)	C_{daf}	81.94
	H_{daf}	5.28
	N_{daf}	0.87
	S_{daf}	0.71
	O_{daf}	11.20
	原子比	H/C
煤岩分析 (vol%)	镜质组	66.63
	壳质组	4.49
	惰性组	28.88
	其中半丝质体	4.89
反射率	R_{max}^O	0.43

表 2 催化裂化外甩油浆性质

项目	催化裂化外甩油浆
密度(20℃), kg/m ³	994.5
元素组成, % (质量)	
C	88.01
H	11.02
S	0.54
N	0.42
馏程, °C	
IBP	207
10 vol%	380
30 vol%	468
50 vol%	500
残炭, %	7.14
裂化催化剂含量, g/L	1.6
组成, % (质量)	
饱和烃	39.3
芳烃	45.5
胶质	8.1
沥青质	7.1

表 3 煤液化高效催化剂性质

项目	
铁 (质量%)	6.71
煤 (质量%)	84.72
水 (质量%)	3.81
其它 (质量%)	4.76

形状	纺锤体
粒度	长：80-150nm，直径：30-50nm

本实施例 1、2，比较例 1 中，经干燥粉碎成水含量为 2.86%(质量)，粒度<0.15mm 的一种烟煤、经过合成制备并粉碎成水含量为 3.81%(质量)，直径为 30-50 纳米，长度为 80-150 纳米的超细颗粒的 γ -水合氧化铁 (γ -FeOOH) 型液化高活性催化剂、助催化剂为硫磺、替代煤直接液化循环溶剂的石油或石油炼制过程的低附加值副产品为催化裂化外甩油浆及煤直接液化循环溶剂，按比例在煤浆制备罐 6 中充分混合制成煤浆，其中，S/Fe (摩尔比)=2，Fe/干煤为 0.5%(质量)，煤浆固体浓度 45% (质量)。煤浆与氢气 1 经预热后连续进入二级串联液化反应器 7 进行煤液化反应，反应器为鼓泡床反应器，反应生成物料进入高温分离器 9，控制高温分离器温度为 380℃，高温分离器气相物料进入低温分离器 10，控制低温分离器温度为室温，低温分离器 10 气相部分作为循环氢使用，多余部分排出系统，高温分离器 9 与低温分离器 10 的液相部分进入常压分馏塔 11 进行常压分离，分离出轻质馏分，常压塔 11 底物料进入减压分馏塔 12 进行固液相的分离，减压塔 12 底物料液化残渣，塔顶分离出液化重馏分油，减压蒸馏的残渣含固体量控制在 50-55% (质量)，常压分馏塔 11 分离出的轻质馏分和减压塔 12 分离出的液化重馏分油与氢气混合进入加氢反应器 13 进行催化加氢反应，目的是为了提高循环溶剂的供氢性能，加氢反应器 13 反应生成物料经气液分离器 14 分离后，气相部分作为循环氢使用，多余部分排出系统，分离器液相物料进入产品分馏塔 15 分离出粗石脑油馏分 16、粗柴油馏分 17 和供氢性循环溶剂 18。

表 4 是采用本发明工艺方法外加 20%和 10%的催化裂化外甩油浆替代循环溶剂的这种烟煤高压釜液化试验结果，表中的产率数据是以 daf 基煤+外甩油浆为计算基准的。

表 4

工艺条件	例 1	例 2
反应温度, °C	455	455
氢初压, MPa	10	10
反应时间, min	60	60
煤浆组成, 质量%		
煤	45	45
催化裂化外甩油浆	20	10
循环溶剂油	35	45
液化试验结果, 质量%		
转化率	97.70	94.51
油产率	77.35	72.71
气产率	13.23	13.02
水产率	9.50	10.29
氢耗	4.05	4.03

表 5 是比较例 1 的无溶剂替代情况时这种烟煤高压釜液化试验结果。

表 5

工艺条件	比较例 1
反应温度, °C	455
氢初压, MPa	10
反应时间, min	60
煤浆组成, 质量%	
煤	45
循环溶剂油	55
液化试验结果, 质量%	
转化率	91.83
油产率	64.18
气产率	14.96
水产率	11.05
氢耗	4.04

从表 4 和表 5 可看出：采用催化裂化外甩油浆替代煤直接循环溶剂，进行高压釜煤液化试验，不仅可使煤直接液化反应的油收率提高，同时可使煤的转化率大大提高，而且是随着替代比例的提高，油收率和煤转化率也随着大幅增加。

表 6 是采用本发明方法外加 20%和 10%的催化裂化外甩油浆替代循环溶剂时这种烟煤液化连续装置试验结果。表中的产率数据是以 daf 基煤+外甩油浆为计算基准的。

表 6

工艺条件	例 1	例 2
反应温度, °C	460	460
反应压力, MPa	19	19
煤浆组成, 质量%		
煤	45	45
催化裂化外甩油浆	10	20
循环溶剂油	45	35
催化剂添加量, (Fe/干基煤) % (质量)	0.5	0.5
液化试验结果, 质量%		
转化率	91.51	92.13
油收率	62.83	68.73
气产率	14.62	14.78
水产率	10.86	10.04
粗石脑油馏分产率	23.94	23.36
粗柴油馏分产率	38.89	45.37
氢耗	4.86	4.62

表 7 是无溶剂替代情况的这种烟煤煤直接液化连续装置试验结果。表中的产率数据是以 daf 煤为计算基准的。

表 7

工艺条件	比较例 1
反应温度, °C	460
反应压力, MPa	19
煤浆组成, 质量%	
煤	45
循环溶剂油	55
催化剂添加量, (Fe/干基煤) % (质量)	0.5
试验结果, 质量%	
液化煤转化率	88.84
油收率	52.97
气产率	16.78
水产率	11.92
粗石脑油馏分产率	22.13
粗柴油馏分产率	30.84
氢耗	6.65

从表 6 和表 7 的数据可知：催化裂化外甩油浆替代溶剂的比例为 10% 时，本发明方法可使煤的转化率由 88.84% 提高到 91.51%，可使汽、柴油馏分的收率达 62.83%，就工艺过程的油收率而言，本发明方法比原方法提高了 9.86%，若以 daf 煤为计算基准，则汽、柴油馏分的收率达 76.79%（daf 煤），与表 7 的油收率相比，实际是多产了 23.82%（daf 煤）的汽、柴油馏分；当催化裂化外甩油浆替代溶剂的比例为 20% 时，本发明方法可使煤的转化率由 88.84% 提高到 92.13%，可使汽、柴油馏分的收率达 68.73%，就工艺过程的油收率而言，本发明方法比原方法提高了 15.76%，若以 daf 煤为计算基准，则汽、柴油馏分的收率达 99.28%（daf 煤），与表 7 的油收率相比，实际是多产了 46.31%（daf 煤）的汽、柴油馏分，实现了溶剂替代的目的，可大大提高煤直接液化厂的经济效益。

上述实施例中，可使煤的转化率提高，其主要原因是在煤直接液化反应过程中，引入催化裂化外甩油浆，该催化裂化外甩油浆和煤有协同作用，另外是因为所添加的替代溶剂催化裂化外甩油浆中含有 1.6g/L 的催化裂化催化剂，煤直接液化的反应过程中起到了催化裂化作用，促进了煤和煤裂解后的大分子的进一步裂化。

实施例 3

本实施例所采用煤种、煤直接液化高活性催化剂、助催化剂、加氢催化剂和工艺过程与实施例 1 相同，所不同的是：采用的替代煤直接液化循环溶剂为高金属含量、高沥青质含量的低品质一种重油。所用重油的性质见表 8。

表 9 是采用本发明方法外加 10% 的这种重油替代循环溶剂时的烟煤直接液化连续装置试验结果。表中的产率数据是以 daf 基煤+重油为计算基准的。

表 8 一种重油的性质

项目	重油
----	----

密度(20℃), kg/m ³	1043.5
元素组成, % (质量)	
C	84.33
H	10.61
S	3.24
N	0.92
金属含量, ppm	
Ni	44
V	680
Na	120
Ca	10
组成, 质量 %	
饱和烃	13.15
芳烃	49.01
胶质	16.13
沥青质	21.71

表 9

工艺条件	例 3
反应温度, °C	460
反应压力, MPa	19
煤浆组成, 质量%	
煤	45
重油	10
循环溶剂油	45
催化剂添加量, (Fe/干基煤) % (质量)	0.5
液化试验结果	
转化率	90.29
油收率	60.69
气产率	12.48
水产率	9.64
粗石脑油馏分产率	22.45
粗柴油馏分产率	38.24
氢耗	5.02

将表 9 的数据与表 7 的数据相比较, 可知: 重油替代溶剂的比例为 10% 时, 本发明方法可使煤的转化率由 88.84% 提高到 90.29%, 可使汽、柴油馏分的收率达 60.69%, 就工艺过程的油收率而言, 本发明方法比原工艺方法

提高了 7.72%，若以 daf 基煤为计算基准，则汽、柴油馏分的收率达 74.18%，与表 7 的油收率相比，实际是多产了 21.21%（daf 基煤）的汽、柴油馏分，实现了溶剂替代的目的，可大大提高煤直接液化厂的经济效益。

实施例 4

本实施例所采用煤种、煤直接液化高活性催化剂、助催化剂、加氢催化剂和工艺过程与实施例 1 相同，所不同的是：采用的替代煤直接液化循环溶剂的石油或石油炼制过程的低附加值副产品为一种经加氢处理后的抽出芳烃，其性质见表 10。

表 11 是采用本发明方法外加 55%的这种加氢处理后的抽出芳烃替代循环溶剂时的烟煤直接液化连续装置试验结果。表中的产率数据是以 daf 煤+抽出芳烃为计算基准的。

表 10

项目		一种加氢处理后的抽出芳烃
密度	kg/m ³ (20℃)	969.7
粘度	mPa·s (40℃)	40.11
元素分析, 质量%	C	88.6
	H	10.94
	N	0.42
	S	0.03
	O	0.01
馏程分析 ASTM-D1160	vol%	温度, °C
	IBP	206
	5 vol%	271
	10 vol%	303
	30 vol%	347
	50 vol%	368
	70 vol%	391
	90 vol%	428
	95 vol%	447

表 11

工艺条件	例 4
反应温度, °C	460
反应压力, MPa	19
煤浆组成, 质量%	
煤	45
加氢处理后的抽出芳烃	55
循环溶剂油	0
催化剂添加量, (Fe/干基煤) % (质量)	0.5
液化试验结果, 质量%	
转化率	90.55
油收率	77.65
气产率	8.13
水产率	6.94
粗石脑油馏分产率	23.74
粗柴油馏分产率	53.91
氢耗	4.62

将表 11 的数据与表 7 的数据相比较, 可知: 一种加氢处理后的抽出芳烃替代溶剂的比例为 55% 即全部替代时, 本发明方法可使煤的转化率由 88.84% 提高到 90.55%, 可使汽、柴油馏分的收率达 77.65%, 就工艺过程的油收率而言, 本发明方法比原方法提高了 24.68%, 若以 daf 煤为计算基准, 则汽、柴油馏分的收率达 172.56% (daf 煤), 与表 7 的油收率相比, 实际是多产了 119.54% (daf 煤) 的汽、柴油馏分, 实现了溶剂全部替代的目的, 可大大提高煤直接液化厂的经济效益。

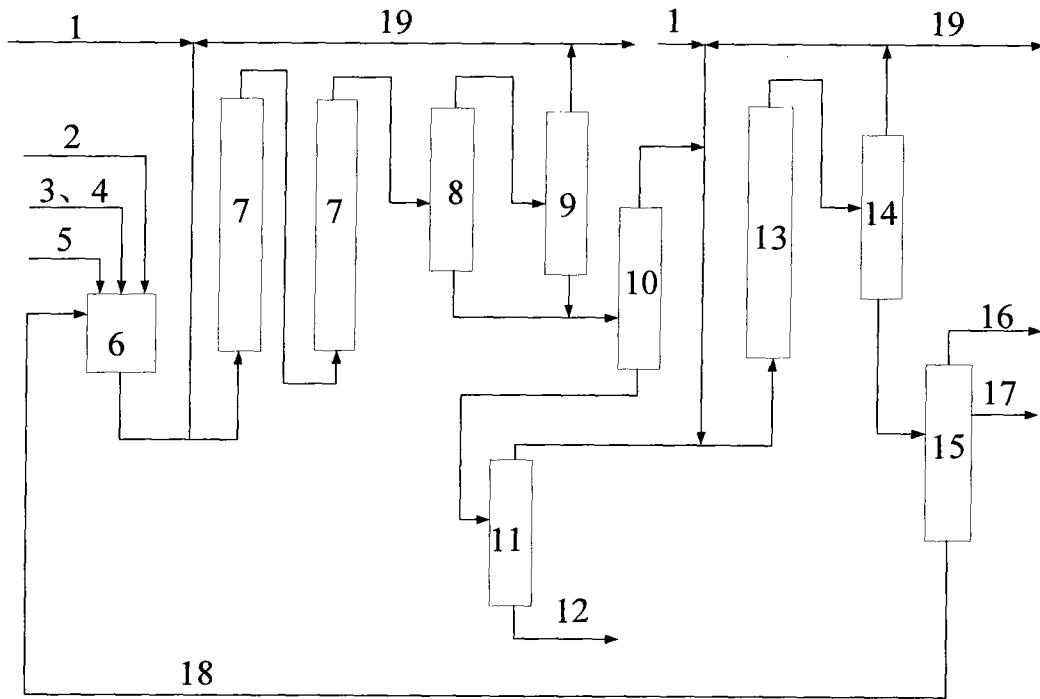


图 1