

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公表特許公報(A)

(11) 特許出願公表番号

特表2008-525532
(P2008-525532A)

(43) 公表日 平成20年7月17日(2008.7.17)

(51) Int. Cl.	F I	テーマコード (参考)
C10J 3/00 (2006.01)	C10J 3/00 ZABE	4D004
B09B 3/00 (2006.01)	B09B 3/00 3O2C	4D059
C02F 11/10 (2006.01)	B09B 3/00 3O2Z	4F401
C08J 11/10 (2006.01)	C02F 11/10 Z	4H013
B01J 3/00 (2006.01)	C08J 11/10	4H029

審査請求 有 予備審査請求 未請求 (全 60 頁) 最終頁に続く

(21) 出願番号 特願2007-524776 (P2007-524776)
 (86) (22) 出願日 平成16年8月4日 (2004.8.4)
 (85) 翻訳文提出日 平成19年4月5日 (2007.4.5)
 (86) 国際出願番号 PCT/US2004/025254
 (87) 国際公開番号 W02006/022687
 (87) 国際公開日 平成18年3月2日 (2006.3.2)
 (31) 優先権主張番号 10/911, 348
 (32) 優先日 平成16年8月3日 (2004.8.3)
 (33) 優先権主張国 米国 (US)

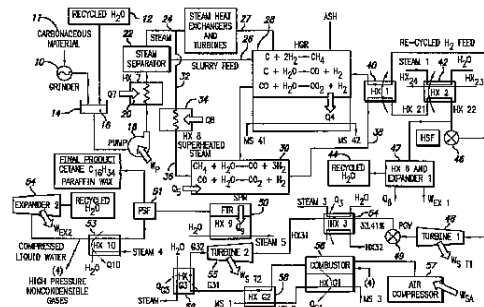
(71) 出願人 592130699
 ザ リージェンツ オブ ザ ユニバーシ
 ティ オブ カリフォルニア
 The Regents of The
 University of Calif
 ornia
 アメリカ合衆国 カリフォルニア 946
 07, オークランド, フランクリン スト
 リート 1111, 12ティーエイチ フ
 ロア
 (74) 代理人 100079049
 弁理士 中島 淳
 (74) 代理人 100084995
 弁理士 加藤 和詳

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 炭質材料の水素添加ガス化を向上させるための方法としての蒸気熱分解

(57) 【要約】

実質的に自立的な方法において液体燃料を製造するために、気体燃料として、またはフィッシャー-トロプシュリアクター中へのフィードとして使用される合成ガスを製造するための方法及び装置。一実施形態において、炭質材料の粒子の水中スラリー、及び内部供給源からの水素は、メタンに富む発生炉ガスが発生する条件下で水素添加ガス化リアクター中に供給され、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で蒸気改質装置中に供給される。蒸気熱分解改質装置により発生する水素の一部は、水素精製フィルターを通して水素ガス化リアクター中に供給され、これから得られる水素が、内部供給源からの水素を構成する。蒸気熱分解改質装置により発生する残りの合成ガスは、電気及び/またはプロセス熱を発生させるための気体燃料を燃料とするエンジンの燃料として使用されるか、または液体燃料が製造される条件下でフィッシャー-トロプシュリアクター中に供給される。水素添加ガス化リアクターから、そして液体燃料が製造されるならばフィッシャー-トロプシュリアクターからの熱を蒸気発生装置および蒸気熱分解改質装置



【特許請求の範囲】

【請求項 1】

炭質材料をエネルギーガスに変換する方法であって、炭質材料を水素及び蒸気の両方の存在下で、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度及び圧力で同時に加熱することを含む方法。

【請求項 2】

温度が約 580 ~ 790 である請求項 1 記載の方法。

【請求項 3】

圧力が約 132 psi ~ 560 psi である請求項 1 記載の方法。

【請求項 4】

炭質材料が直径約 1 mm の公称粒子サイズを有する請求項 1 記載の方法。

【請求項 5】

炭質材料が一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 1 記載の方法。

【請求項 6】

炭質材料がバイオマスを含む請求項 5 記載の方法。

【請求項 7】

炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 5 記載の方法。

【請求項 8】

炭質材料をエネルギーガスに変換する方法であって、炭質材料を水素及び蒸気の両方の存在下で、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度及び圧力で同時に加熱することを含み、炭質材料が木材あるいは天然または合成ポリマーを含む方法。

【請求項 9】

合成ガスを製造する方法であって：

a) 炭質材料を、水素及び蒸気の両方の存在下で、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度及び圧力で同時に加熱し；

b) 水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下でメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気改質反応に付すことを含む方法。

【請求項 10】

炭質材料が非熱分解炭質材料である請求項 9 記載の方法。

【請求項 11】

炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 9 記載の方法。

【請求項 12】

炭質材料がバイオマスを含む請求項 11 記載の方法。

【請求項 13】

炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 11 記載の方法。

【請求項 14】

合成ガスを製造する方法であって：

a) 炭質材料を、水素及び蒸気の両方の存在下で、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度及び圧力で同時に加熱し（ここにおいて、炭質材料は木材あるいは天然または合成ポリマーを含む）；

b) 水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下でメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気改質反応に付すことを含む方法。

【請求項 15】

液体燃料を製造する方法であって：

a) 炭質材料を水素及び蒸気の両方の存在下で、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガ

10

20

30

40

50

スが発生するために十分な温度及び圧力で同時に加熱し；

b) メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で蒸気改質反応に付し；

c) 液体燃料が製造される条件下で合成ガスをフィッシャー・トロプシュ反応に付すことを含む方法。

【請求項 16】

炭質材料が非熱分解炭質材料である請求項 15 記載の方法。

【請求項 17】

炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 15 記載の方法。

10

【請求項 18】

炭質材料がバイオマスを含む請求項 17 記載の方法。

【請求項 19】

炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 17 記載の方法。

【請求項 20】

気体燃料として、または液体燃料を製造するためのフィッシャー・トロプシュリアクター中へのフィードとして使用される合成ガスを製造する方法であって；

a) 内部供給源からの水素、蒸気発生装置からの過熱された蒸気、及び非熱分解炭質材料の水中スラリーを、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生する条件下で水素添加ガス化リアクター中に供給し；

20

b) 水素添加ガス化リアクターからのメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを蒸気熱分解改質装置中に、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で供給し；

c) 蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を、内部供給源からの前記水素として水素添加ガス化リアクター中に供給し；

d) プロセス加熱のために、または電気を発生させるエンジンの燃料として蒸気熱分解改質装置により発生した前記合成ガスを利用するか、または液体燃料が製造される条件下で前記合成ガスをフィッシャー・トロプシュリアクター中に供給するかのいずれかを含む方法。

【請求項 21】

前記非熱分解炭質材料を水中で粉砕することにより前記スラリーが形成される請求項 20 記載の方法。

30

【請求項 22】

前記炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 20 記載の方法。

【請求項 23】

炭質材料がバイオマスを含む請求項 22 記載の方法。

【請求項 24】

炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 22 記載の方法。

【請求項 25】

蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスが、液体燃料が製造される条件下でフィッシャー・トロプシュリアクター中に供給される請求項 20 記載の方法。

40

【請求項 26】

前記条件ならびにフィッシャー・トロプシュリアクター中の水素及び一酸化炭素の相対量が前記液体燃料が発熱的に製造されるようなものである請求項 25 記載の方法。

【請求項 27】

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー・トロプシュリアクターの一方または両方からの発熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すことを含む請求項 26 記載の方法。

【請求項 28】

50

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターからの発熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置に移すことを含む請求項 26 記載の方法。

【請求項 29】

前記発熱を移すために溶融塩ループが使用される請求項 28 記載の方法。

【請求項 30】

フィッシャー - トロプシュリアクター中に供給される合成ガス中の水素及び一酸化炭素の相対量が、前記液体燃料が実質的にセタンであるようなものである請求項 25 記載の方法。

【請求項 31】

炭質フィードから液体燃料を製造する実質的に自立的な方法であって：

10

a) 前記炭質材料を水中で粉砕して、炭質粒子のスラリーを形成し；

b) 内部供給源からの水素、蒸気発生装置からの過熱された蒸気、及びスラリーを水素添加ガス化リアクター中に、メタン及び一酸化炭素に富むガスが超大気圧下で発熱的に発生するような量及び条件下で供給し；

c) 水素添加ガス化リアクターからのメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガス及び蒸気発生装置からの過熱された蒸気を、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生するような条件下で蒸気熱分解改質装置中に供給し；

d) 水素精製フィルターを通して、蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を、これから得られる水素が内部供給源からの前記水素を構成する水素添加ガス化リアクター中に供給し；

20

e) 蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスの残りをフィッシャー - トロプシュリアクター中に、液体燃料が発熱的に製造される条件下で供給し；

d) 水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターからの発熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置に移すことを含み、これにより実質的に自立的である方法。

【請求項 32】

前記発熱を移すために溶融塩ループが使用される請求項 31 記載の方法。

【請求項 33】

前記炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 31 記載の方法。

30

【請求項 34】

炭質材料がバイオマスを含む請求項 33 記載の方法。

【請求項 35】

炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 33 記載の方法。

【請求項 36】

気体燃料として、または液体燃料を製造するためのフィッシャー - トロプシュリアクター中へのフィードとして使用される合成ガスを製造する装置であって、

炭質材料及び水の供給源；

水素添加ガス化リアクター；及び

40

蒸気熱分解改質装置；

炭質材料及び水を供給して、メタン及び一酸化炭素を発生させるための、水素添加ガス化リアクターに炭質材料及び水の前記供給源を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを発生させるために、水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタンに富む発生炉ガスを蒸気熱分解改質装置に供給するための、蒸気熱分解改質装置に水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を水素添加ガス化リアクター中に供給するための、水素添加ガス化リアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；及び

フィッシャー - トロプシュリアクターならびに蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスの残りをフィッシャー - トロプシュリアクター中に供給して、液体燃料を製造するた

50

めの、フィッシャー - トロプシュリアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための水 - 蒸気ループを含む装置。

【請求項 37】

実質的に自立的な方法において液体燃料を製造するための装置であって：

炭質材料及び水の供給源；

水素添加ガス化リアクター；

蒸気熱分解改質装置；

水素精製フィルター；

フィッシャー - トロプシュリアクター；

炭質材料の粒子を形成するための粉碎器；

炭質粒子のスラリーを形成するための粒子及び水の容器；

スラリーを加熱し、過熱された蒸気での熱分解により炭素を活性化させるための蒸気発生装置；

メタン及び一酸化炭素を発生させるためにスラリー及び過熱された蒸気を供給するための、水素添加ガス化リアクターに蒸気セパレーターを連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを形成するために、水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタンに富む発生炉ガスを蒸気熱分解改質装置に供給するための、蒸気熱分解改質装置に水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を水素添加ガス化リアクター中に供給するための、水素精製フィルターを通して水素添加ガス化リアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスの残りをフィッシャー - トロプシュリアクター中に供給して、液体燃料を製造するための、フィッシャー - トロプシュリアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための水 - 蒸気ループを含む装置。

【請求項 38】

気体燃料として、または液体燃料を製造するためのフィッシャー - トロプシュリアクター中へのフィードとして使用される合成ガスを製造する装置であって、

炭質材料及び水の供給源；

水素添加ガス化リアクター；

蒸気熱分解改質装置；及び

過熱された蒸気を提供するための蒸気発生装置；

炭質材料及び水を供給して、水素及び過熱された蒸気の存在下でメタン及び一酸化炭素を発生させるための、水素添加ガス化リアクターに炭質材料及び水の前記供給源を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを発生させるために、水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを蒸気熱分解改質装置に供給するための、蒸気熱分解改質装置に水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を水素添加ガス化リアクター中に供給するための、水素添加ガス化リアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

過熱された蒸気を供給するための、水素添加ガス化リアクターに蒸気発生装置を連結させる配管；及び

メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスと反応させるために過熱された蒸気を供給するための、蒸気熱分解改質装置に蒸気発生装置を連結させる配管を含む装置。

【請求項 39】

フィッシャー - トロプシュリアクターならびに蒸気熱分解改質装置により発生した合成

10

20

30

40

50

ガスの残りをフィッシャー - トロプシュリアクターに供給して、液体燃料を製造するために、蒸気熱分解改質装置をフィッシャー - トロプシュリアクターに連結する配管を含む請求項 38 記載の装置。

【請求項 40】

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループを含む請求項 39 記載の装置。

【請求項 41】

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターからの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置に移すための溶融塩または水 - 蒸気ループを含む請求項 39 記載の装置。

10

【請求項 42】

実質的に自立的方法において液体燃料を製造するための装置であって：

炭質材料及び水の供給源；

水素添加ガス化リアクター；

蒸気熱分解改質装置；

水素精製フィルター；

フィッシャー - トロプシュリアクター；

炭質材料の粒子を形成するための粉碎器；

炭質粒子のスラリーを形成するための粒子及び水の容器；

20

加熱された蒸気を提供するための蒸気発生装置；

スラリーを供給して、水素及び過熱された蒸気の存在下でメタン及び一酸化炭素を発生させるための、前記容器を水素添加ガス化リアクターに連結させる配管；

過熱された蒸気を供給するための、水素添加ガス化リアクターに蒸気発生装置を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを形成するために、水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを蒸気熱分解改質装置に供給するための、蒸気熱分解改質装置に水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を水素添加ガス化リアクター中に供給するための、水素精製フィルターを介して水素添加ガス化リアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

30

蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスの残りをフィッシャー - トロプシュリアクター中に供給して、液体燃料を製造するために、フィッシャー - トロプシュリアクターに蒸気熱分解改質装置を連結させる配管を含む装置。

【請求項 43】

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループを含む請求項 42 記載の装置。

【請求項 44】

水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターからの熱を蒸気発生装置及び蒸気熱分解改質装置に移すための溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループを含む請求項 42 記載の装置。

40

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

[関連出願との相互参照]

本出願は、2002年2月5日に出願された特許仮出願第60/355,405号の優先権を主張する国際特許出願日2003年2月4日の国際出願PCT/US03/03489(本発明の一部として参照される)(PCT第21(2)条のもと英語で公開)の一部係属出願であり、その利益を主張する。

50

【 0 0 0 2 】

本発明の分野は、炭質供給原料からの輸送用燃料の合成に関する。

【 背景技術 】

【 0 0 0 3 】

環境、健康、安全問題、および将来避けることのできない石油型の燃料供給不足等の懸念から、新しい化学エネルギー源を発見し、それを代替輸送用燃料へ転化する方法を発見する必要がある。内燃機関で駆動する輸送手段の数は世界的に、特に平均的な発展途上国において増大し続けている。主にディーゼル燃料を使用する、米国以外の世界の輸送手段の数は、米国内よりも急速に増大している。ハイブリッド及び/またはディーゼルエンジン技術を使用して、より燃費の良い輸送手段が導入されて、燃料消費及び全体的な排出物が減少しているため、この状況は変わる可能性がある。石油型燃料生産用の資源は枯渇しつつあるので、石油への依存は、非石油代替燃料、特に大気汚染の少ない合成ディーゼル燃料が開発されないかぎり、大きな問題になるであろう。さらには従来のエンジンにおける石油型燃料の通常の燃焼は、厳格な排気物質規制手段が用いられない限り、重大な環境汚染を引起す。大気汚染の少ない合成ディーゼル燃料は、ディーゼルエンジンからの排出物を減少させるのに役立つ。

10

【 0 0 0 4 】

クリーンな輸送用燃料の生産は、既存の石油型燃料の改質、あるいは未使用材料からの電力生産または燃料合成のための新規方法の発見が必要である。再生可能な有機または廃棄物炭質材料から誘導できる利用可能な供給源が多くある。これらの投入供給原料は、既にほとんど価値がないと考えられ、廃棄物として捨てられその処分が汚染性であることが多いので、合成燃料を生産するための炭質廃棄物の利用は経済的に実現可能な方法である。

20

【 0 0 0 5 】

液体輸送用燃料は、同じ圧力及び温度において気体燃料よりも高いエネルギー密度を有し、気体燃料に勝る固有の長所がある。液体燃料は、大気圧または低圧で貯蔵することができ、一方、気体燃料は、液体燃料エネルギー密度を達成するためには、高圧で輸送手段のタンクに貯蔵されなければならない。このことは、漏れまたは突然の破裂の場合に安全面での懸念材料となる。液体燃料の流通は、単純なポンプ及びパイプラインを用いるので、気体燃料よりもはるかに容易である。現存する輸送部門において液体燃料を使用する基幹施設があるので、大気汚染の少ない合成液体輸送用燃料は現存するあらゆる生産市場へ容易に組込むことができる。

30

【 0 0 0 6 】

クリーンな液体輸送用燃料の利用可能性は、国家的な優先課題である。クリーンで価値の高い合成ガソリンおよびディーゼル燃料を生産するためにフィッシャー・トロプシュプロセス (Fischer-Tropsch Process) に従った合成ガスを炭質源からクリーンかつ効率的に生産することは、輸送部門及び地域社会の健康の両方に対して利点がある。このようなプロセスとして、NO_x削減、ディーゼルエンジン排気ガス中に存在する毒性粒子状物質の除去、および正常燃焼時の汚染物質の削減のための最先端のエンジン排気物質後処理方法の適用が可能であるが、このプロセスは、現在、石油由来のディーゼル燃料の通常の供給原料の場合のように、存在する硫黄によって急速に被毒される触媒によりおこなわれ、触媒効率が低下する。具体的には、バイオマス由来の合成ガスから生産されたフィッシャー・トロプシュ液体燃料は、硫黄を含まず (sulfur-free)、芳香族化合物を含まず、合成ディーゼル燃料の場合、極めて高いセタン価を有する。

40

【 0 0 0 7 】

バイオマス材料は、再生可能燃料を生産するために用いられる最も一般的に加工処理される炭質廃棄物供給原料である。廃棄プラスチック、ゴム、肥料、作物残渣、林産物、草木切断物、及び廃水 (汚水) 処理からの生物的固形分も、転化プロセス用の供給原料の候補である。バイオマス供給原料は、電力、熱、貴重な化学物質、または燃料を生産するた

50

めに転化することができる。カリフォルニア州は、いくつかのバイオマス利用技術の使用および開発において米国内トップである。カリフォルニア州では毎年、4千5百万トン以上の都市固体廃棄物が捨てられ、廃棄物管理施設によって処理されている。この廃棄物のほぼ半分が、結局は埋立てゴミになる。例えばカリフォルニア地域のリバーサイド郡だけで、1日あたり約4000トンの廃材が処分されると推定される。ほかの概算によれば、1日あたり100,000トンを超えるバイオマスが、リバーサイド郡収集地域の埋立地に投棄される。この一般廃棄物は、約30%の古紙またはダンボール、40%の有機(植栽および食品)廃棄物、および30%の木材、紙、プラスチック、および金属廃棄物の組み合わせを含んでいる。この廃棄物材料の炭質成分は、これをクリーン燃焼燃料に転化することができるならば、この化学エネルギーは、ほかのエネルギー源への必要性を減少させることができる。炭質材料のこれらの廃棄物源は、唯一の利用可能な供給源ではない。多くの現存する炭質廃棄物材料、例えば紙は、ほかの材料に対して仕分けされ、再使用され、リサイクルされ得るが、廃棄物生産者は、もしも廃棄物が転化施設に直接送られることになれば、投棄料を支払う必要がないであろう。現在、1トンあたり30~35ドルの投棄料は通常、処分費用を埋め合わせるために、廃棄物管理局によって課せられている。したがって、廃棄物を、廃棄物から合成燃料への処理工場へ輸送することによって処分費用を削減することができるのみならず、処分費用の低減によって、さらに別の廃棄物も利用可能にすることができる。

10

20

30

40

50

【0008】

薪ストーブでの木材の燃焼は、熱エネルギーを生成するためのバイオマスの使用の一例である。残念ながらエネルギーおよび熱を得るためのバイオマス廃棄物の野焼きは、そのカロリーを利用するためのクリーンかつ効率的な方法ではない。今日、炭質廃棄物の多くの新たな利用方法が発見されつつある。例えば1つの方法は、合成液体輸送用燃料を生産することであり、もう1つの方法は、電力への転換のためにエネルギーガスを生産することである。

【0009】

再生可能なバイオマス源からの燃料の使用は、実際、温室ガス、例えば二酸化炭素の正味の蓄積を減少させることができる一方で、輸送のためにクリーンで効率的なエネルギーを供給することができる。バイオマス源からの合成液体燃料の共同生産の主要な利点の1つは、これが、地球の温暖化の原因である温室ガスの効果を減少させつつ、貯蔵可能な輸送用燃料を供給し得ることである。将来、これらの共同生産プロセスは、持続的に持続させることができる再生可能な燃料経済のために、クリーン燃焼燃料を供給できる。

【0010】

石炭およびその他の炭質材料を、クリーン燃焼輸送用燃料に転化するためのいくつかの方法が存在するが、これらは、石油ベースの燃料と市場で競争するには高価すぎる傾向があるか、またはこれらは揮発性燃料、例えばクリーンエア規制から法的免除を受けずには、高汚染地域、例えば南カリフォルニア大気区域において使用するには高すぎる蒸気圧の値を有するメタノール及びエタノールを生成する。後者の方法の一例は、ハイノールメタノール法(Hynol Methanol Process)であり、この方法は、水素添加ガス化、及び蒸気改質リアクターを利用し、固体炭質材料、及び天然ガスの共同供給によりメタノールを合成することで、ベンチスケール実物実験において85%を超える炭素転化効率を示した。

【0011】

輸送用燃料の生産のための新たな資源および方法を発見するためには、現在の石油型燃料の生産方法の改良を模索することのみならず、現在使用されていない資源および方法を用いて得られた機能的に同等の代替燃料を合成するための新たな方法の探索も必要とする。炭質材料、例えば廃棄物有機材料からの合成液体燃料の生産は、これらの課題を解決するための1つの方法である。合成燃料を生産するための炭質廃棄物材料の利用は、新たな燃料生産源を得るための実現可能な方法であると考えられる。その理由は、この材料の供給原料が既に価値のない廃棄物と考えられており、多くの場合その処分は、さら

なる環境汚染源を生み出すからである。

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0012】

本発明は、合成パラフィン系燃料、好ましくはディーゼル燃料に転化することができる合成ガスを生産するために、蒸気熱分解、水素添加ガス化、および蒸気改質を利用する。ただし、合成ガソリン及びジェット推進燃料はまた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料合成リアクターを用いて製造することもできる。別法として、この合成ガスは、共同発生電力変換及びプロセス加熱系において用いることもできる。本発明により、石炭またはその他の炭質材料の供給、及び液体の水からのクリーン燃焼液体輸送用燃料の合成、熱プロセスエネルギー、及び発電のための一般的な種類の共同生産プロセス向けの包括的な平衡熱化学解析が可能となる。これによって、共同生産される燃料、エネルギー、及び熱系への石炭またはその他のあらゆる炭質供給材料の独特な設計、操作の効率、及び包括的分析が可能になる。

10

【課題を解決するための手段】

【0013】

一実施形態において、本発明は、気体燃料として、またはフィッシャー・トロブシュリアクターへの供給として使用される液体パラフィン系燃料、回収水、及び顕熱を生産するための合成ガスを生成させるための方法、実質的に自立的な方法である分離型蒸気熱分解、水素添加ガス化、及び蒸気改質リアクターを提供する。液体水中に懸濁された炭質材料の粒子のスラリー、及び内部供給源からの水素は、過熱蒸気、メタン、二酸化炭素、及び一酸化炭素が発生する条件下で、熱分解のための蒸気発生装置及び水素添加ガス化リアクター中に供給され、そして主として水素および一酸化炭素を含む合成ガスが発生される条件下に、蒸気改質装置中に供給される。精製用の水素分離フィルターを用いて、蒸気改質装置によって発生した水素の一部分は、内部供給源からの水素として水素添加ガス化リアクターに供給される。蒸気改質装置によって発生した残りの合成ガスは、電力及びプロセス熱を生成させるために、気体燃料エンジンまたはガスタービン用の燃料として用いられるか、または液体燃料及び回収水を生成するための条件下、フィッシャー・トロブシュ燃料合成リアクター中に供給される。フィッシャー・トロブシュ燃料合成リアクター中に供給される水素対一酸化炭素分子の正確な化学量論比は、供給原料中の水対炭素比によって制御される。溶融塩ループは、発熱性水素添加ガス化リアクターから（及び液体燃料が生産されるならば、発熱性フィッシャー・トロブシュリアクターから）、熱分解のための吸熱性蒸気発生装置及び蒸気改質反応容器への熱の移動のために用いられる。

20

30

【0014】

特に本発明の実施態様は、下記の特徴がある：

【0015】

1) 水素添加ガス化のための石炭、都市及び農業のバイオマス、及び都市の固体廃棄物の任意の組み合わせを受入れることができる、多目的固体炭質材料供給システム 2) 熱分解および水素添加ガス化装置のための第一段階蒸気発生装置 3) 熱分解および水素添加ガス化装置のための第一段階蒸気発生装置の産物から水素に富む合成ガスを生産するための第二段階リアクターとしての蒸気改質装置。蒸気対炭素モル比は、化学反応を平衡に近いものにするために必要に応じて維持される 4) (a) 蒸気改質装置からの合成ガスを、硫黄を含まないクリーン燃焼液体輸送用燃料および回収水へ転化するための第三段階の最終リアクターとしての、フィッシャー・トロブシュ（合成ガスから液体への）燃料合成器、または (b) プロセス熱用燃料として、及び/または発電可能な燃料機関またはガスタービンにおける燃料としての発生した合成ガスの使用 5) 3つの熱-化学的プロセスリアクターが作動して、炭質供給原料（例えば廃材）から、追加燃料または外部エネルギー源を必要とせず、連続的自立的に、ほぼ純粋なパラフィン系炭化水素液体（石油由来ディーゼル燃料と同様なもの）及びワックス様化合物（石油由来USPパラフィン系ゼリーと同様なもので、これらは従来の方法を用いて、よりディーゼルに近い燃料にさらに精製する

40

50

ことができる)が生産される。これらのリアクター構成はまた、その他のジメチルエーテル(ディーゼルエンジンおよびガスタービンにおける輸送用燃料として用いることができる、プロパンと同様な燃料)、及び気体燃料グレード水素(エンジンおよびタービンにおいて用いることができる燃料、及び精製して一酸化炭素が除去できれば燃料電池における電気化学燃料として用いることができる燃料)などの合成燃料の生産に、ならびに複合サイクル電力変換及び電力生産のためのエネルギー合成ガスの生産に最適化することも可能である。

【0016】

もう一つ別の実施形態において、2つの独立したプロセス、すなわち、蒸気熱分解及び水素添加ガス化を一つの工程に組み合わせることにより、炭質材料をエネルギーガスに変換するための方法が提供される。この方法は、水素および蒸気の両方の存在下、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度及び圧力で炭質材料を同時に加熱することを含む。この方法は、バイオマス、一般廃棄物、木材、合成及び天然ポリマー、たとえば、プラスチック及びゴム、ならびに他の炭質材料に関して行うことができる。

10

【0017】

蒸気熱分解および水素添加ガス化を一つの工程に組み合わせる利点の一つは、水素添加ガス化単独において達成できる速度よりもはるかに速い速度での炭質材料からの炭化水素ガスを製造することである。もう一つの利点は、蒸気熱分解がないシステムより滞留時間が短くさらに小型の水素添加ガス化リアクターを使用することである。

20

【0018】

先行技術を用いて達成しうるものに勝る、この発明の基本的な利点は下記のとおりである。すなわち、(a)必要な酸素を供給するために追加のエネルギー集約的空気分離システムを通常必要とする部分酸化ガス化とは対照的に、単一の開始反応体として炭素及び水素ガスを活性化するための蒸気熱分解を用いた、炭質供給原料中の利用可能な炭素からのエネルギー効率のよい(>85%)メタン生産；(b)第二段階メタン蒸気改質リアクターにおいて生成された過剰水素ガスをフィードバックすることによる、第一段階水素添加ガス化リアクターの化学的に自立的な作動；(c)蒸気改質装置からの流出ガスを用いた、クリーン燃焼輸送用燃料のエネルギー効率的な合成、例えば(i)第三段階フィッシャー・トロプシュ燃料合成リアクターを用いたパラフィン系化合物、(ii)第三段階合成リアクターを用いたジメチルエーテル合成、及び(iii)第三段階燃料合成リアクターの必要性を伴わない水素分離及び/または精製フィルターを用いた水素生成；(d)溶融塩または水/蒸気伝熱流体の組み合わせを用いての熱及び化学エネルギーの効果的に管理、プロセス温度を開始維持するための生成物エネルギーガスの燃焼、追加の燃料及び外部エネルギー源を必要性としない発電のためのプロセス熱の回収による、すべてのリアクターの熱的に自立的な作動；(e)炭質供給材料の直接的な自然吸引燃焼(通常、開放焼却として知られている)と比較した場合、すべての閉鎖型プロセスリアクター及び/または合成ガス燃焼装置からの、空気によって運ばれた排出物の有意な減少、及び(f)従来の技術を用いた封鎖及び/または凝縮相化合物への化学的転化のために、プロセスリアクターまたはプロセス内合成ガス燃焼装置からのすべての気体二酸化炭素流出物を捕獲する能力である。

30

40

【0019】

これらのプロセスリアクターのこのような新規な構成は、合成燃料、化学物質、及びエネルギー向けの共生産プラントにおける炭質材料転化を目的とするエネルギー利用の全体的な効率を改良する可能性を有している。

【発明を実施するための最良の形態】

【0020】

本発明の一実施形態において、例えばハイノールプロセスにおいて用いられているような、熱分解のための蒸気発生装置、水素添加ガス化リアクター(HGR)、及び蒸気熱分解改質装置(SPR)(蒸気熱分解リアクター、蒸気改質装置、または蒸気リアクターと

50

も呼ばれる)は、供給原料、水素添加ガス化、及び蒸気改質反応を通して合成ガス(syngas)を生産するために用いることができる。反応はHGRにおいて開始され、炭質物質中の炭素をメタンに富む発生炉ガスに転化し、反応は続いてSPRを通して、フィッシャー・トロプシュプロセスの効率的な操作のために正確な水素および一酸化炭素化学量論量を用いて合成ガスを生産する。加工処理における最終工程としてフィッシャー・トロプシュプロセスを用いて、生成物、例えば合成ガソリン、合成ディーゼル燃料、及び回収水を生産することができる。

【0021】

供給原料の必要条件は非常に順応性がある。異なる炭質材料からなる多くの供給物(フィード)が湿式粉砕され、水スラリーを形成し得る。このスラリーは、蒸気熱分解器、水素添加ガス化器、および合成ガス生産のための蒸気改質リアクター中に高圧で供給することができる。供給物対水の質量比は、最適化された燃料合成プロセスに必要とされる炭素-水素化学量論量を維持するために、供給物の化学的含量を知ることにより、このプロセスの運転中変化させてもよい。適切な炭質材料には、バイオマス、天然ガス、油、石油コークス、石炭、石油化学精製所の副生物および廃棄物、プラスチック、タイヤ、汚物スラッジ、及びその他の有機廃棄物等がある。例えば木材は、カリフォルニア州リバーサイド郡において容易に入手可能な廃棄物バイオマス物質の一例である。この特定の廃棄物経路には、ほかの炭質材料、例えば植栽廃棄物、及びリバーサイド郡において入手することができ、さもなければ埋立地に行くような、水処理からの生物固体を加えることができる。

【0022】

輸送用燃料、例えばディーゼル燃料を製造するために用いられる場合、このプロセスは、供給原料が、必要とされるフィッシャー・トロプシュパラフィン系生成物量が最大になるように設計される。所望の産出物は、ディーゼル燃料として適切な、12~20の炭素数範囲内の液体炭化水素、例えばセタン、 $C_{16}H_{34}$ からなる。SPRからの過剰合成ガス産出物、すなわちフィッシャー・トロプシュ合成燃料生産プロセスからの「残りもの」の化学エネルギーは、電力生産用のガスタービンを運転するためのエネルギー燃料として用いることができる。水素添加ガス化器を維持するのに十分な水素をリサイクルした後、合成ガス産出物は、使用者のニーズに応じてこの目的のためにも用いることができる。下記のごとは、炭質材料の、使用可能な輸送用燃料への転化において本発明からの経済的可能性を最大限とするための方法であって、ガスタービン複合サイクルを介した直接電力生産の可能性を含む方法を提供する。

【0023】

1) 入手可能な炭質廃棄物、これらの化学組成に関するおよそのデータを見出し、このプロセスへの実際的なニーズに関するなお一層の解析を実施すること。

【0024】

2) 熱分解のための蒸気発生装置、水素添加ガス化器、蒸気改質装置、および連続流入ベースでのフィッシャー・トロプシュ(またはほかの燃料合成)リアクターからなるプロセス中の重要な反応をモデル化すること。これは、合成される燃料についての最適な化学量論量の水素対一酸化炭素モル比について、フィッシャー・トロプシュ(またはほかの燃料合成器)供給原料を最適化することによって行うことができる。

【0025】

3) これらのコストに関して経済分析を実施し、必要とされる投入材料、資本コスト、操作及び維持、並びに生成物収率及びコストを入手し、準備すること。

【0026】

具体的な実施形態が、図面に示されているフローチャートとともに下記に記載され、これは、ガスタービン複合サイクルに連結したフィッシャー・トロプシュプロセスを介した、炭質材料候補としての廃材の、液体ディーゼル輸送用燃料、回収水、及び代替電力源への転化を示している。

【0027】

炭質材料の熱-化学転化は、次の2つの主要プロセスによって起こる。すなわち、水素

10

20

30

40

50

添加ガス化及び蒸気改質であり、供給原料の蒸気熱分解が蒸気発生装置中で起こり、供給原料を前処理し、その中に含まれている炭素を活性化する。水素添加ガス化器には、熱分解された炭質廃棄物、水素、蒸気の投入が必要である。これらは、高温高圧下において容器中で反応する。具体的な実施形態において、約30 atm、1,000 である。HGRからのメタンに富む流出ガスの蒸気改質もまた、およそ30 atmの圧力と1,000 を必要とする。より一般的には各プロセスは、約700 ~ 1,200 の温度範囲、及び約20 ~ 50 atmの圧力にわたって実施することができる。より低い温度と圧力は、適切な反応触媒または蒸気熱分解プロセスの使用によって有用な反応速度にすることができる。一般的リアクター容器において蒸気熱分解および水素添加ガス化を組み合わせる場合、本発明者らは適切な反応速度が750 までの温度で達成できることを見いだした。

10

【0028】

全体的なフロー図である図1に関して、これらの主要反応プロセスを実施する一般的な方法の順序が示されている(特定の実施形態についての具体的な量は、図14~38に示されているフロー図中にある)。これらの材料をこのプロセスを通して運ぶために配管を使用する。供給物11は、粉碎機10において切り刻まれるか、微粉碎されるか、または小さい粒子にすりつぶされ、回収水12と混合され、液体懸濁スラリー16として容器またはタンク14中に入れられる。液体懸濁スラリー16は、圧縮流体としてポンプ18によって蒸気発生装置20へ輸送可能であり、ここでスラリー16は過熱され、熱分解され、続いて蒸気分離器22における蒸気分離が行われて、蒸気はポンプで汲み上げられた濃密スラリーペースト26、または配管27を通る直接蒸気熱分解供給物を送達する配管とは別個の配管24を通過する。

20

【0029】

濃密スラリーペーストフィード26、または直接蒸気熱分解供給物27は、HGR28に入る。内部供給源から(下記の水素分離フィルターを介して蒸気改質装置から)の水素、および既に生成された蒸気の小部分は、所望のアウトプット(産出)を得るためにHGR28中に流入する。これらの産出ガスは大部分、メタン、水素、一酸化炭素、および過熱蒸気からなる。HGR28によって生成されたガスは、チャンバーを離れ、SPR30へポンプで汲み上げられる。HGRからの未反応残渣(または灰)は、類似の高圧ガス化装置において通常用いられている二重緩衝型ロック-ホッパー配列を用いて、反応容器の底部から周期的に除去される。灰は、微量の金属とともに、砂、SiO₂、およびアルミナAl₂O₃からなると予想される。SPR30への投入物は、蒸気分離器22から、配管32によってヒーター34を通過して、さらには配管36によって、またはHGR28産出物配管を介して送達され、理論値以上の蒸気対炭素比をSPR30にもたらし、リアクターにおけるコークス化が緩和される。産出物は、より高い量の水素およびCOであり、下記に記載する望ましい炭化水素燃料合成プロセスに対して適性な化学量論関係を有する。

30

【0030】

SPR30の産出物は、配管38を介して熱交換器40及び42を通過して導かれる。凝縮水44は分離され、熱交換器および液体水エキスパンダー47を介してSPR産出物から除去される。SPR30の非凝縮性気体産出物は、ついで水素分離フィルター46に運ばれる。SPR産出物からの水素の一部、この実施形態においては約1/2は、フィルター46から運ばれ、熱交換器40を通り、その結果、温度上昇があり(この実施形態において、220 ~ 970)、その水素インプットとしてHGR28に送られる。SPR産出物からの高温流出物は、熱交換器40および42を通過することによって冷却され、リサイクルされた水素を加熱するため、蒸気を作るためにそれぞれ使用される。熱交換器47を離れる凝縮水44は、スラリー供給のための水供給12を行うためにリサイクルされる。このような手段によって、自立的なプロセスが得られる。

40

【0031】

ついで燃料合成ガスが、2つの選択肢のうちの1つの目的で用いられる。発熱量に基づいて、合成ガスは、直接エネルギー生産のためにガスタービン複合サイクルを通過してもよく、または燃料合成リアクター(この実施形態において、クリーンなディーゼル燃料及

50

び回収水を生成するためのフィッシャー・トロプシュプロセス)を通過してもよい。本発明の具体的な実施形態にしたがえば、合成ガスは膨張タービン48を通過して導かれ、気体フィードの圧力を低下させることによって、機械的エネルギーをフィッシャー・トロプシュリアクター50中に回収する。液体状態タービンであるブレイトン(Brayton)及びランキンサイクルタービンによって生成された機械的なパワーは、内部スラリー、水供給ポンプ、エアコンプレッサー用の電力を供給するために用いることができ、余剰分は発電を介して移出される。表1~7参照。

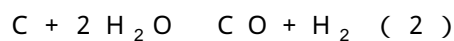
【0032】

効率は、投入及びプロセスパラメーターを調節することによって最大にすることができる。バイオマス/石炭の様々な混合物の供給物が、水の添加によってスラリーにまとめられ、これによって蒸気分離後、炭素対水素比は、このプロセスに適したものになる。スラリー供給物は、水素添加ガス化器、蒸気改質装置を運転するのに十分な水であり、蒸気分離後にこの供給物を適切なスラリーに保つのに十分な水を必要とする。固体乾燥供給物を用いたバイオマス転化における先行技術の試みは、固体を高圧および高温HGR反応室へ供給するという多くの機械的な問題を有していた。スラリー供給物のこの方法は、1995年にカリフォルニア州リバーモアのローレンス・リバーモア・ネイション・ラボラトリー(Lawrence Livermore National Laboratory, Livermore, CA)によって出版された、C.B.トースネス(Thorsnes)ら、UCRL-ID 119685による「パイロットスケール装置において高固形分スラリーを形成するための都市固体廃棄物の水熱処理(Hydrothermal Treatment of Municipal Solid Waste to Form High Solids Slurries in a Pilot Scale System)」についての結果にしたがって既に示され、研究されている。さらには石炭水スラリーフィードの製造及び操作に関して出版された関連技術がある。例えばZ.アクタス(Aktas)ら、「燃料加工処理技術(Fuel Processing Technology)」62 2000 1-15参照。ここで2つの主要プロセスの原則的反応、すなわち水素添加ガス化及び蒸気改質を示す。HGRの独立した反応は、次のように表示することができる：

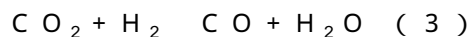
【0033】



【0034】



【0035】



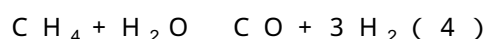
【0036】

反応2及び3は吸熱的である。反応1は、反応2及び3のための反応熱を供給するのに十分なほど発熱的である。リアクターをその操作温度にするために、HGRのなんらかの予熱が必要とする。したがってHGRは、反応がひとたび開始され、定常状態を達成したら、自立的になるよう意図される。

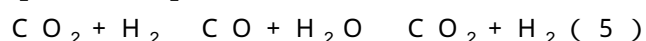
【0037】

HGRプロセスの主要目的は、供給原料からのエネルギーガス CH_4 および CO への炭素転化を最大限にすることである。このプロセスの後、SPRの中で過熱蒸気と CH_4 および CO とを反応させることによって水素が生成される。SPRにおいて、水素の半分が過熱蒸気から得られ、残りは CH_4 から得られる。SPRにおける原則的な反応は、下記のものであると考えられる：

【0038】



【0039】



【0040】

10

20

30

40

50

蒸気改質反応（４及び５）は多くの場合、上に示されている化学量論に必要とされる以上の蒸気濃度で運転される。これは、コークス形成を避けるため、および転化効率を改良するために行われる。必要とされる蒸気濃度は通常、蒸気対炭素モル比（S：C）、すなわちHGR供給物中の1炭素原子あたりの水蒸気分子の比の形態で特定される。SPR操作に対して好ましい（S：C）比は、3より大きい。この蒸気に富む条件は、水-ガス転換反応に有利である。この反応は、わずかに発熱性である（ $H^\circ = -41 \text{ kJ / mol CO}$ ）；しかしながらこの反応は、追加の水素ガスを生成し、一酸化炭素を二酸化炭素に転化する。残念ながら、望ましくない追加の二次反応が発生することがある。すなわちメタン化反応であり、これは水素を消費する：

【0041】



【0042】

2つの主要リアクターの後に結果として生じる流出物は、水素、一酸化炭素、および蒸気に富むガスの合成である。SPRにおいて生成された水素のほぼ半分が、回収されてHGRに戻される。その結果、定常状態操作を維持するために、外部水素源は必要とされない。したがってHGRおよびSPRプロセスは、化学的に自立的であると考えられることができる。その場合、残りの合成ガスは、燃料及びプロセス熱の生成のために利用可能である。

【0043】

フィッシャー・トロプシュプロセスを用いる本発明は、ゼロ硫黄、極めて高いセタン価のディーゼル様燃料、及び有用なパラフィンワックス生成物を生成できる。硫黄がないことによって、汚染物質および粒子の発生が少ないディーゼル燃料が実現できる。

【0044】

本発明はまた、副生成物源も提供する。1つの有用な副生成物は精製水であり、これはリサイクルされて、このプロセス中へのスラリー供給物を生じる。1998年の、題名が「フィッシャー・トロプシュ技術（Fischer-Tropsch technology）」というレンテック（Rentech）による報告書において（rentechinc.comでのレンテックのウェブ公開物を参照）、レンテックは、鉄触媒を用いたフィッシャー・トロプシュプロセスが、フィッシャー・トロプシュ生成物1バレルあたり約7/10バレルの水を生じると記載している。コバルト触媒のフィッシャー・トロプシュプロセスは、フィッシャー・トロプシュ生成物1バレルについて約1.1~1.3バレルの水を生じるが、これは鉄よりも多量である。この水の一部は、蒸気改質装置において蒸気を作るため、また全体のプロセスの合成ガスとフィッシャー・トロプシュ工程の両方における冷却のためにリサイクルすることができる。

【0045】

フィッシャー・トロプシュ反応はまた、水素、CO、CO₂、及び多少の軽質炭化水素ガスを含む排ガスも生成する。水素は、この排ガスから除くことができ、HGRまたはフィッシャー・トロプシュリアクターのどちらかに戻すことができる。少量のあらゆるほかのガス、例えばCOおよびCO₂は、燃焼させてもよい。

【0046】

フィッシャー・トロプシュの2つの主要生成物は、合成油および石油ワックスとみなすことができる。レンテックによれば、フィッシャー・トロプシュプロセスのこれらの特定の実施についての上記報告書において、固体ワックスミックス対液体比は、約50/50である。フィッシャー・トロプシュ生成物は、硫黄、窒素、ニッケル、バナジウム、アスファルテン、および典型的に原油中に見られる芳香族化合物をまったく含まない。これらの生成物はほぼ完全にパラフィン及びオレフィンであり、複合環状炭化水素または酸素化物をごくわずか含むか、またはまったく含まない。さもなければ、使用可能な最終生成物とするために、複合環状炭化水素または酸素化物のさらなる分離および/または加工処理が必要となるであろう。硫黄、窒素、及び芳香族化合物がないことは、有害な排出物を実質的に減少させる。

10

20

30

40

50

【0047】

ディーゼル燃料についてのカリフォルニアの大気資源委員会 (California's Air Resources Board) (CARB) 規格は、最小セタン価 48 および硫黄含量の削減を要求している。フィッシャー・トロブシュプロセスから生産されたシェル・ディーゼル燃料を用いた上記レンテックの研究は、セタン価 76 を有する。車両タンク中に入れられたディーゼル燃料中の硫黄についての CARB 標準は、500 重量 ppm であり、シェルのフィッシャー・トロブシュプロセスディーゼル燃料は、ppm 範囲内で検出可能な量を有していない。芳香族化合物含量についての CARB 標準は、10 容量% 以下である (小規模精製所の場合 20%)。シェルのフィッシャー・トロブシュプロセスディーゼル燃料は、検出可能な芳香族化合物を有していなかった。

10

【0048】

レンテックは、調査を通してさらに、このディーゼル燃料は、純度及びオレフィン生成物のためそれ以上の加工処理を必要としない場合があり、それはディーゼル原油よりもさらに有利でさえあることを確認した。フィッシャー・トロブシュディーゼルプロセスはクリーンであり、その生成物はディーゼル原油と比較した時、よりクリーンであり、より高いセタン価を有し、それ以上の加工処理をまず必要としない。

【0049】

電力生産のためのガスタービン複合サイクルは、1つの選択肢である。フィッシャー・トロブシュ生成物が予想外にコスト高ならば、合成ガスエネルギーを電気エネルギーに変換する際の全体効率 65% を基にすれば、合成ガス発熱量の使用は実行可能な選択肢である。この数値は、パイプラインから天然ガスを取ることとは対照的に、合成ガスは高温から出発するので妥当である。

20

【0050】

プロセスのモデル化は、CO 及び化学量論的な水素を高収率で得ることを最大にした合成ガスを合理的に生産するために用いることができる。最初に、水素添加ガス化器、蒸気改質装置、およびフィッシャー・トロブシュリアクターの単位操作反応がモデル化される。これは、平衡モデル化を利用する DOS 型のコンピュータプログラムであるスタンジャン (Stanchan) を用いて実施することができる。温度、圧力、もとの供給原料、および気体流量を変えることによって、コストおよび産出効果を基準にして、パラメーターの研究が実施された。水素添加ガス化器変数は、最大限の実質炭素転化効率を得るために修正された。蒸気改質装置の変数は、最大の実質 CO 産出、再利用のために十分な水素、及び最小限の CO₂ 生産のために修正された。この調査は様々なパラメーターに着目し、これによって2つの異なる値を1つの定数に対して変化させ、その結果 3-D パラメーター研究が行われたことになる。次のものは、スタンジャンプログラミングを用いた主反応のコンピュータモデリングからの結果を考察している。

30

【0051】

図2に関して、HGRにおける供給原料中の炭素の転化効率に対する、水または蒸気及び水素比の変更の影響が、800、30 atmにおいて示されている。HGRへの水素および水の投入が増加するにつれて、供給原料中の炭素の転化効率は、100%に達するまで増加する。100%転化効率区域に入る条件が、モデル化目標の1つを達成するので、これらの条件が用いられた。H₂の再利用コストがかかるのを避けるために、HGRに戻され再利用される最小量のH₂を選択しなければならない。図3は、800、30 atmでのHGRにおけるH₂およびH₂OのCH₄への影響を示している。図4は、800、30 atmでのHGRにおけるH₂およびH₂OのCO₂への影響を示している。高い量のH₂および低い量のH₂O投入では、CO₂の量は低い。目的は、合成ガス中のCO₂の量を最小限にすることであるが、HGRにおいてCO₂を最小限にする必要はない。その理由は、フィッシャー・トロブシュディーゼルフラクションの最大化のために適切な比のH₂及びCOを得るために、水-ガス-シフト反応を通してSPR反応においてCO₂が測定されているからである。図5は、800、30 atmでHGRにおけるH₂およびH₂OのCOへの影響を示している。

40

50

【 0 0 5 2 】

図 6、7、8、及び 9 は、供給原料中の C 1 モルあたり 2 . 7 6 モルの H₂ 及び 0 . 0 6 6 モルの H₂O の供給での、HGR からの流出ガスの化学組成に対する温度および圧力の変更の影響を示している。HGR への H₂ 及び H₂O インプットのこれらの条件において、炭素転化効率は、化学平衡について 8 0 0 ~ 1 , 0 0 0 の温度範囲、及び 3 0 ~ 5 0 a t m の圧力範囲で 1 0 0 % 近いと見積もられる。

【 0 0 5 3 】

図 1 0 は、8 0 0 、 3 0 a t m で S P R に添加された蒸気含量に対して、フィッシャー・トロプシュ燃料合成リアクターへの供給に利用可能な H₂ と C O の比を示している。この比は、S P R に添加された蒸気の量の増加とともに増加し、供給原料中の C 1 モルあたり添加された約 3 . 9 4 モルの蒸気（または水）で 2 . 1 に達する。この蒸気添加量を用いて、この系は、化学的および熱的自立性を達成し、セタンのフィッシャー・トロプシュ合成に対して、H₂ 及び C O の適切な比を与える。図 1 1 は、8 0 0 、 3 0 a t m で S P R に添加された H₂O の効果を示している。図 1 2 及び 1 3 は、S P R における H₂ と C O の比、及び C H₄ の転化に対する温度及び圧力の影響を示している。より高温及びより低圧において、この比はより高い。H₂ と C O の比の傾向と同様に、C H₄ の転化は、温度増加及び圧力減少とともに増加する。したがって S P R において有利なのは、高温及び低圧である。

10

【 0 0 5 4 】

フィッシャー・トロプシュパラフィン系液体燃料の生成物は、広い範囲の炭素数を有する。上記レンテックの報告書によれば、これらの生成物の約半分がディーゼル燃料である。同様にこれらの生成物の約半分が、ワックスの形態にあり、少量のガス、例えば未反応反応体および炭化水素ガス（メタン、エタン、プロパン等）を伴う。本発明を例示するために、ディーゼル範囲の中位の位置にある（C₁₁ ~ C₂₀）セタンが、ディーゼル燃料として選択された。

20

【 0 0 5 5 】

原型的な炭質供給材料としての廃材（バイオマス）の水素添加ガス化転化の熱 - 化学および熱力学モデル化の結果を用いて、本発明を詳細に調べ、特徴を例証した。合成燃料の生産を行うために必要とされる熱 - 化学条件を見出すために、プロセスリアクターのこれらの一連の新規のシミュレーションが行われた。例えば合成ディーゼル燃料の生産において、これらの目標は、第一段階水素添加ガス化器の自立的操作を達成することであった。特定の実施形態において、これは、1 , 0 0 0 （断熱的である時は 7 3 8 ）の平衡温度及び 3 0 a t m の圧力において、同様に 1 , 0 0 0 （断熱的である時 9 0 0 ）及び 3 0 a t m の圧力で操作される第二段階蒸気改質リアクター中への総水素対炭素フィードモル比が少なくとも 3 . 4 8 : 1 （断熱的である時 1 . 6 7 : 1 ）、水対炭素フィード比が少なくとも 0 . 0 7 : 1 （断熱的である時 0 . 4 3 ）、水蒸気対炭素フィードモル比が少なくとも 3 . 9 1 : 1 （断熱的である時 1 . 6 7 : 1 ）で実施され、第一段階水素添加ガス化リアクターの自立的操作のための生成物水素の量と、2 0 0 、 1 0 a t m の圧力で操作されている第三段階フィッシャー・トロプシュリアクターに供給する残留合成ガストリーム中の少なくとも 2 . 1 : 1 の適切な水素対炭素モル比のための生成物水素の量とを同時に最適化する条件、及び従来の方法で操作されている S P R およびフィッシャー・トロプシュリアクターの前にある特別な H G R 及び S P R の組み合わせリアクターの断熱的自立操作のための条件が得られる。これらの操作は完全な熱および化学的ポテンシャルエネルギー支配の下で行われる。本発明者らは、触媒を適当に変化させて、より高温のフィッシャー・トロプシュリアクターは 3 5 0 までのより高品質の発熱をもたらす得ることを見いだした。

30

40

【 0 0 5 6 】

表 1 ~ 5 は、転化プロセスの各操作モードについての各熱交換器及び電力変換構成要素中に入り、それから出るエネルギー移動総量率を示している。転化プロセスの 5 つの操作モードの各々についての質量流量、重量モル流量、熱エネルギー管理、水 / 蒸気、及び溶

50

融塩概略図はまた、それぞれ図 14 ~ 18、19 ~ 23、24 ~ 28、29 ~ 33、及び 34 ~ 38 として示されている。表 6 及び 7 は、転化プロセスの 5 つの操作モードの各々についての性能調査の結果およびプロセス構成パラメーターを要約している。

【0057】

本発明者らは記載されたプロセスの適切な動的性能は約 750 の温度で達成できることを見いだした。低い操作温度、約 800 以下では、低温熱伝導流体、たとえば、溶融塩系または水 - 蒸気系を熱伝導に用いることができる。従って、低い操作温度での熱伝導のために水 - 蒸気熱伝導ループを溶融塩ループと置換することができる。

【0058】

最初に上に記載された炭質材料供給プロセスは、水スラリー懸濁液原料供給技術を利用する。この技術はもともと、部分酸化ガス化器において使用するためにテキサコ (Texaco) によって開発され、多様な炭質材料を受入れることができ、制御されたポンプ汲み上げによって、第一段階水素ガス化リアクター (HGR) に計量供給し、高い転化効率でメタンに富むガスを生成することができる (85% 以上の供給炭素化学使用効率を有すると測定された)。第二段階蒸気 - メタン改質装置に補給されこれを作動するバイオマス - 水スラリー供給物から、過熱蒸気を発生させるのに十分な熱を利用できる。改質装置生成物ガスは、水素膜フィルター中に供給され、このフィルターによって、ほぼ純粋な水素を第一段階リアクターに戻して、バイオマスの水素添加ガス化を維持することができる。残りの第二段階生成物ガスは、水素フィルターを通過せず、冷却されて、存在する水蒸気は凝縮し、スラリー炭質供給系にリサイクルされる。非濾過ガスは、燃料合成リアクターに供給される。これらのリアクターは、200、10 atm で操作されるフィッシャー・トロプシュパラフィン炭化水素合成リアクターを含んでいる。プロセスのモデル化は、追加の燃料またはエネルギーを用いずに、化学的に純粋なクリーン燃焼 (硫黄を含まない) ディーゼル様液体燃料及び高い価値の化学的に純粋なパラフィン様ワックスの生産を最適化するために、水素 / 炭素分子供給比が少なくとも 2.1 : 1 でなければならないことを明らかにしている。(図 14 ~ 18 及び表 1、6、7、または断熱第一段階リアクター操作については図 34 ~ 38、及び表 5、6、7)。またはジメチルエーテル合成リアクターは、200、70 atm で操作される。このリアクターは、約 92.4% DME および 7.1% メタノールを生成する。メタノールが燃焼されて、約 30 MW の電力、ならびに溶融塩および水 / 蒸気熱伝達ループとの熱交換 (図 19 ~ 23、及び表 2、6、7 参照)、水素気体燃料合成 (図 24 ~ 28、及び表 3、6、7 参照)、及び燃料合成を伴わないすべての電力生産 (図 29 ~ 33、及び表 4、6、7 参照) のためのプロセス熱 20 MW が併給される。

【0059】

電力の純生産が、このシミュレーションされたバイオマス水素添加ガス化プロセスプラントの 5 つの操作モード全部において可能である。これらのシミュレーションの結果が、表 6 及び 7 に要約されている。全体のエネルギー利用は、フィッシャー・トロプシュ合成の場合の 50.7% (断熱的である時 71.2%) から水素生成の場合の 67.2% になる。最適化された電力生産は、クリーン燃焼電力変換の場合、バイオマス供給原料において化学的ポテンシャルエネルギーの約 38.2% を利用する。一般にこのプロセスモードは、第一段階水素添加ガス化リアクターのための十分に純粋な水素ガスの分離後、合成ガス生産を分配するために適切な比例弁を用いて切り替えることができる。

【0060】

図 1 に示されている全体的なモデル化の結果は、下記のように要約される。

【0061】

1. HGR の最適条件: 1, 000、30 atm での操作; 自立性を維持するために供給原料中の C 1 モルあたり 2.76 モルの H_2 ; 供給原料中の C 1 モルあたり 0.066 モルの H_2O 。

【0062】

2. SPR の最適条件: 1, 000、30 atm での操作; 供給原料中の C 1 モルあた

10

20

30

40

50

り 4.022 モルの H_2O 。

【0063】

3. フィッシャー・トロプシュ生成物：供給原料 1 トンあたり 0.199 トンのワックス；供給原料 1 トンあたり 68.3 ガロンのセタン ($C_{16}H_{34}$) ディーゼル。

【0064】

本発明のもう一つ別の実施形態において、蒸気熱分解及び水素添加ガス化を炭質材料からエネルギーガスを発生させるために一段階に組み入れる方法が提供される。この方法は、水素及び蒸気の両方の存在下で炭質材料を同時に加熱することを含む。十分な温度及び圧力で、蒸気熱分解は炭質材料の水素添加ガス化を向上させることができる。

【0065】

蒸気熱分解と水素添加ガスの組み合わせは、炭化水素ガスが植物材料、石炭および合成ポリマーなどの天然および合成炭質物質から、ならびにかかる天然および合成物質を含有するバイオマスおよび一般廃棄物などの炭質材料から製造する比率を向上させることができる。

【0066】

蒸気熱分解と水素添加ガス化を一段階に組み合わせることにより、まず炭質材料を別の蒸気熱分解工程に付すことなく炭質材料を効率よくエネルギーガスに転化することができる。さらに詳細には、本発明によると、非熱分解炭質材料は蒸気発生装置を回避し、直接水素添加ガス化リアクターに行くことができ、ここで非熱分解炭質材料が、蒸気熱分解および水素添加ガス化の複合プロセスを受けることができる。炭質材料はスラリーとして調製することができ、これはスラリーの供給源をリアクターに連結する配管を通して水素添加ガス化リアクター中に供給される。蒸気は、蒸気発生装置からの配管を通してリアクター中に供給することができ、水素を蒸気熱分解改質装置からの配管を通してリアクター中に供給することができる。

【0067】

以下の実施例は、木材（実施例 1～7）、合成ポリマー（実施例 8～10）、および石炭（実施例 11）からのエネルギーガスの生産において蒸気熱分解および水素添加ガス化を組み合わせる方法を説明するものである。

【実施例 1】

【0068】

この実施例は、ガスの実時間解析を用いてマイクロバッチリアクターにおいて蒸気熱分解および水素添加ガス化を行う方法を提供する。

松木材寝具のチップ材料を代表的な炭質材料として使用した。図 39 に関して、松木材、水及びガスをリアクター容器 62 に添加し、容器を溶融塩浴 64 中に浸漬することにより直ちに所望の温度にした。容器をサンプルインジェクター 66 ならびに熱分解及び水素添加ガス化により発生した様々なガス種の実時間解析のために残留ガス分析器 68 と直接連結させた。ガス種における分圧を反応の過程にわたって測定した。

図 40 は、実験結果の典型的なデータ記録ディスプレイを提供する。長時間にわたる分圧値を水素 70、メタン 72、一酸化炭素 74、及び二酸化炭素 76、ならびに他のガス種に関して示す。

実験の典型的なセットにおいて、蒸気熱分解と水素添加ガス化を組み合わせる方法を 3 種の他のタイプの熱分解法 - ヘリウムガスを用いる乾式熱分解、水素ガスを用いる乾式熱分解、およびヘリウムガスを用いる蒸気熱分解と比較した。

松木材サンプルおよびヘリウムをリアクター容器に添加し、次いで加熱することにより、ヘリウムガスを用いる乾式熱分解法を行った。リアクター容器に水を添加しなかったが、松木材の不完全な乾燥のために松木材中に多少の水が存在する。ヘリウムは不活性ガスであるので、この方法は熱分解の結果としてのみ生成物を生成させることができると考えられる。

松木材サンプル及び水素をリアクター容器に添加し、次いで加熱することにより、水素ガスを使用する乾式熱分解法を行った。水を添加しなかった。水素ガスは不活性でないの

10

20

30

40

50

で、水素の存在下での松木材サンプルの乾式熱分解は、バイオマス分子中の要素との還元反応、ならびに加熱分解によりバイオマス分子を分解する熱分解作用を誘発する。

ヘリウムガスを用いた蒸気熱分解法はそれ自体蒸気熱分解法の代表例と見なされる。この方法は、松木材、水及びヘリウムをリアクター容器に添加し、次いで加熱することにより行った。

表 8 は、実施例において使用した松木材の分析結果であり、従来の研究において他者が使用した松木材と比較するものである。元素分析（または「極限值」分析）の値は、この実施例において使用した松木材が他者により研究されたものに匹敵することを示す。

【実施例 2】

【0069】

この実施例は、4種の熱分解法に付された松木材からのメタンガスおよび一酸化炭素の発生についての速度定数測定値を提供する。

各熱分解法は、実施例 1 において記載されているようにして行った。プロセス温度は約 580 ~ 600 (600)、670 ~ 690 (670)、及び 770 ~ 790 (770) であった。松木材サンプルの公称粒子サイズは約 425 ミクロン (直径 0.425 mm) 未満であった。

図 4 1 は、異なる温度でのメタンの発生についての 1 分あたりの速度定数 (モル) を示す棒グラフである。各温度で、ヘリウムを使用する蒸気熱分解の場合の速度定数は、いずれの乾式熱分解法による場合の速度定数よりも大きい。たとえば、670 での蒸気熱分解の場合の速度定数 78 は、ヘリウムを使用する乾式熱分解の場合の速度定数 80 及び水素を使用する乾式熱分解の場合の速度定数 82 よりも大きい。さらに、670 及び 770 のどちらでも、蒸気熱分解と水素添加ガス化の複合プロセスの場合の速度定数は、蒸気熱分解単独の場合の速度定数よりも大きかった。たとえば、770 で、蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の速度定数 84 は、蒸気熱分解の場合の速度定数 86 の約 2 倍であった。

同様の結果は、様々な温度での一酸化炭素の発生についての速度定数を示す棒グラフである図 4 2 において示される。さらに、各温度で、蒸気熱分解の場合の速度定数は、いずれの乾式プロセスの場合よりも大きい。また、770 では、蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の速度定数は、蒸気熱分解単独についての速度定数よりも大きかった。

これらの結果は、蒸気熱分解単独、または水素添加ガス化との組み合わせは炭質材料からのメタンガス及び一酸化炭素の発生の速度の増大をもたらし、蒸気熱分解と水素添加ガス化プロセスの場合の発生速度は、蒸気熱分解単独のプロセスの場合の発生速度を超え得ることを示す。

【実施例 3】

【0070】

この実施例は、4種の熱分解プロセスに付された松木材についての炭素の炭素含有ガスへの合計転化率の測定値を提供する。

各熱分解プロセスは、実施例 2 において記載されるようにして行った。

図 4 3 は異なる温度での炭素の炭素含有ガスへの転化率 (%) を示す棒グラフである。各温度で、転化率 (%) は蒸気熱分解については、いずれかの乾式プロセスについてよりも大きい。加えて、670 及び 770 で、蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の転化率 (%) は蒸気熱分解単独の場合の転化率 (%) よりも大きかった。

これらのデータは蒸気熱分解単独、または水素添加ガス化との組み合わせは、炭素の炭素含有ガスへの合計転化率を向上させることができ、蒸気熱分解と水素添加ガス化による転化率は蒸気熱分解単独よりも大きいことを示す。さらに、蒸気熱分解と水素添加ガス化の利点は、温度の上昇にともなって向上させることができる。

【実施例 4】

【0071】

この実施例は、4種の熱分解プロセスの 1 つの付された松木材から発生するガス種の分析を提供する。

10

20

30

40

50

各熱分解反応は、約 770 のリアクター温度で実施例 1 においてと同様にして行われた。

図 4 4 は、各熱分解プロセスについての発生炉ガス組成を示す棒グラフである。結果は、蒸気熱分解が炭素の酸化物からメタンが優勢である炭化水素ガスへ発生炉ガスが移行し得ることを示す。たとえば、ヘリウムを使用した乾式熱分解の場合には、一酸化炭素ガス組成 88 は約 64%、二酸化炭素ガス組成 90 は約 18%、炭素酸化物組成合計は約 82%であった。ヘリウムを使用した乾式熱分解の場合のメタンガス組成 92 は、約 14%であった。蒸気熱分解の場合には、一酸化炭素ガス組成 94 は約 45%、二酸化炭素ガス組成 96 は約 26%、炭素酸化物組成合計は約 71%であり、一方、メタンガス組成 98 は約 22%に上昇した。

加えて、蒸気熱分解と水素添加ガス化についてのメタン組成 100 は蒸気熱分解単独についてのメタン組成 98 よりも大きかった。この結果は、蒸気熱分解と水素添加ガス化のプロセスは蒸気熱分解単独よりも多い炭化水素ガスを提供し得ることを示す。

【実施例 5】

【0072】

この実施例は、4種の熱分解プロセスに付された松木材についてのエネルギーガスへの炭素の転化率の測定値を提供する。

各熱分解反応は実施例 2 に記載されたようにして行った。

図 4 5 は、異なる温度でのエネルギーガスへの炭素転化率 (%) を示す棒グラフを提供する。エネルギーガスは二酸化炭素および水蒸気以外の発生したすべてのガスを包含していた。炭素転化率 (%) はいずれかの乾式熱分解プロセスについてよりも蒸気熱分解について大きかった。さらに、670 及び 770 で、蒸気熱分解と水素添加ガス化についての炭素転化率 (%) は蒸気熱分解単独についての炭素転化率 (%) よりも大きかった。

これらの結果は、熱分解単独、または水素添加ガス化と組み合わせられた蒸気熱分解が、炭素のエネルギーガスへの合計転化率を向上させ得ることを示し、また、蒸気熱分解と水素添加ガス化による転化率が蒸気熱分解単独よりも大きいことを示す。加えて、蒸気熱分解と水素添加ガス化の蒸気熱分解単独に勝る利点が、温度の上昇に伴って向上する。

【実施例 6】

【0073】

この実施例は、マイクロバッチにおける様々な粒子サイズでの炭素転化率 (%) を提供する。

水素を使用した乾式熱分解、及び水素添加ガス化と組み合わせた蒸気熱分解を実施例 1 においてと同様にして行った。温度範囲は 660 ~ 680 であった。3種の公称粒子サイズ範囲は：約 425 ミクロン (直径 0.425 mm) 未満；約 425 ~ 500 ミクロン (直径 0.425 ~ 0.500 mm)；及び約 500 ~ 1000 ミクロン (直径 0.500 ~ 1 mm) と評価された。

図 4 6 は、異なる粒子サイズの範囲での炭素転化率 (%) を示す棒グラフである。425 ~ 500 ミクロン粒子サイズにおける蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の炭素転化率 (%) 102 は、500 ~ 1000 ミクロン粒子サイズにおける蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の炭素転化率 (%) 104 と類似していた。この実験において、1000 ミクロン未満の粒子サイズは、使用された実験条件下でマイクロバッチリアクター中の炭素転化率を向上させないようであった。

【実施例 7】

【0074】

この実施例は、様々なマイクロバッチリアクター圧での松木材からのガス発生を示す。

水素添加ガス化と組み合わせた蒸気熱分解を約 770 ~ 790 の温度範囲で実施例 1 においてと同様にして行い、公称松木材粒子は約 425 ミクロン未満、圧力は約 10 パール (132 psig) または 39 パール (560 pi) であった。

図 4 7 は、2つの異なる圧力で発生した最も豊富なガス種のそれぞれについての発生炉ガス組成を示すグラフである。実施例 4 及び図 6 の結果と同様に、高圧での一酸化炭素及

10

20

30

40

50

び二酸化炭素の合計ガス組成は低圧での炭素酸化物の合計ガス組成よりも少ない。さらに、メタン組成は高圧でより高い。これらの結果は、圧力の増大は、炭素酸化物を消費して、炭化水素ガスの方向に炭素の還元を推進することができることを示す。これにより、同時に炭素酸化物の生成を減少させつつ、メタンガスの発生を促進するプロセスを提供することができる。

【実施例 8】

【0075】

この実施例は、ポリウレタンフォーム材料を異なる温度及び圧力で蒸気熱分解および水素添加ガス化に用いた実験の結果を提供する。

蒸気熱分解と水素添加ガス化の組み合わせを実施例 1 と同様に、炭質材料として直径約 0.5 ~ 1 mm の粉碎されたポリウレタンフォーム材料を使用して行った。図 48 は約 660 の温度、約 11.0 パールの始動圧力、及び蒸気対サンプル質量比約 0.5 : 1 で行われた反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値を水素 106、メタン 108、一酸化炭素 110、及び二酸化炭素 112 について示す。

図 49 は、約 680 の温度、約 12.4 パールの始動圧力、及び約 1 : 1 の蒸気対サンプル質量比で行われた反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値を水素 114、メタン 116、一酸化炭素 118、及び二酸化炭素 120 について示す。

図 50 は、約 680 の温度、約 19.3 パールの始動圧力、及び約 2 : 1 の蒸気対サンプル質量比で行われた反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値をメタン 122、 C_3H_8 124、一酸化炭素 126、及び二酸化炭素 128 について示す。

【実施例 9】

【0076】

この実施例は、ポリ塩化ビニル (PVC) 材料を蒸気熱分解と水素添加ガス化に用いた実験の結果を提供する。

炭質材料として直径約 0.5 ~ 1 mm の粉碎された PVC 材料及び不活性ガスとしてヘリウムの代わりにアルゴンガスを使用して、蒸気熱分解を実施例 1 と同様にして行った。図 51 は、約 720 の温度、約 41.4 パールの始動圧力、及び約 1 : 1 の蒸気対サンプル質量比で行われた蒸気熱分解反応についての結果を提供する。長時間にわたる分圧値は水素 130、メタン 132、一酸化炭素 134、二酸化炭素 136、及びアルゴンガス 138 である。

蒸気熱分解と水素添加ガス化の組み合わせを実施例 1 と同様にして、約 700 の温度、約 31.0 パールの始動圧力、及び約 1 : 1 の蒸気対サンプル質量比で行った。図 52 は反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値は水素 140 ($H_2 / 10$ として示された値)、メタン 142、 C_2H_6 144、一酸化炭素 146、及び二酸化炭素 148 である。

【実施例 10】

【0077】

この実施例は、ポリマータイヤゴム材料を蒸気熱分解と水素添加ガス化に用いた実験の結果を提供する。

炭質材料として直径約 0.5 ~ 1 mm の粉碎されたポリマータイヤゴム材料を用いてヘリウムガス中での蒸気熱分解を実施例 1 と同様にして行った。図 53 は約 700 の温度、約 45.5 パールの始動圧力、及び約 1 : 1 の蒸気対ゴム質量比で行われた反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値は、水素 150、メタン 152、 C_2H_6 154、及びおよび一酸化炭素 156 である。

図 54 は、約 700 の温度、約 41.4 パールの始動圧力、及び約 1 : 1 の蒸気対サンプル質量比で行われた蒸気熱分解と水素添加ガス化を組み合わせた反応の結果を提供する。長時間にわたる分圧値は、水素 158、メタン 160、及び C_2H_6 162 である。

実施例 8 ~ 10 において提示された実験から得られた定量データをポリウレタンフォーム (PUF)、ポリ塩化ビニル、及びポリマータイヤゴム (TR) について表 9 にまとめる。この表は：a) 使用されたプロセス、すなわち、水素添加ガス化 (HGR) 及び / ま

10

20

30

40

50

たは蒸気熱分解 (SPY) ; b) 蒸気対サンプル質量比 ; c) 溶融塩浴により維持されたバッチリアクター温度 ; d) 実験中に達成された最大内部バッチリアクター圧力 ; e) その最大生成速度を達成するための主なガス生成物、メタンについての実験の最初からの時間 (t_{max}) ; f) メタン生成の測定された最大速度 ($d[CH_4]/dt$) (モル% / 秒) ; 及び g) 前記定義の値と蒸気熱分解無しの水素添加ガス化についての基準値との比について記載する。

ポリウレタンフォーム材料についての結果は、蒸気熱分解の使用はメタンの発生についての運動速度を向上させることができることを示す。これらの実験において、蒸気対サンプル質量比 2 について測定された最大の改善は、蒸気対サンプル質量比 0.5 について測定された速度よりも 5.9 倍速い。したがって、蒸気熱分解に使用される蒸気量を増大させると、メタンの発生についての水素添加ガス化速度を向上させることができる。

PVC 材料についての結果を次に表 9 に示す。蒸気熱分解および水素添加ガス化によるメタン発生の測定された速度は、蒸気熱分解単独についてよりも 3 倍増大した。

最後に、ポリマータイヤゴム材料を試験した結果を記載する。蒸気熱分解と水素添加ガス化によるメタン発生の測定された速度は、蒸気熱分解単独についてよりも 1.5 倍増大した。

表 9 に記載した結果は、メタン発生速度の増大は、蒸気熱分解でプラスチック及びポリマーサンプルを同時に処理する場合に水素添加ガス化リアクター中で達成することができることを示す。

【実施例 11】

【0078】

この実施例において、石炭を蒸気熱分解および水素添加ガス化に付した。

蒸気熱分解と水素添加ガス化を実施例 1 と同様にして、炭質材料として石炭を使用して行った。石炭組成は、約 74.9 重量% 炭素、4.9 重量% 水素、1.2 重量% 窒素、0.7 重量% 硫黄及び 11.9 重量% 無機物であった。石炭の近似分析は、24.0 重量% 水分、10.0 重量% 灰分、35.2 重量% 揮発性物質、52.4 重量% 固定 [C]、及びメッシュ 60 を示した。すべての実験についての公称出発条件は、サンプル質量約 100 mg、塩浴設定温度約 700、ガス化剤充填圧力約 22 で約 6.0 パールであった。

表 10 は、水素ガスを使用した乾式熱分解 (Dry HGR)、ヘリウムガスを使用した乾式熱分解 (Dry pyro)、ヘリウムガスを使用した蒸気熱分解 (SPY)、及び複合蒸気熱分解および水素添加ガス化 (HGR + SPY) のプロセスについての結果を提供する。表は : a) 使用したガス ; b) 水対石炭サンプル質量比 ($[H_2O]/[C]$) ; c) 測定されたメタン発生速度 ($d[CH_4]/dt$) であって、リアクター中の絶対圧力における任意の変化について標準化されたもの ; d) 相対メタン発生速度比 (乾燥 He $[CH_4]/dt$) であって、ヘリウムガスを使用した乾式熱分解のメタン発生速度に標準化されたもの ; 及び e) 相対メタン発生速度比 (dry H $2[CH_4]/dt$) であって、水素ガスを使用した乾式熱分解のメタン発生速度に標準化したものを記載する。

結果は、蒸気熱分解と水素添加ガス化を組み合わせると、石炭中の揮発性物質からのメタンの発生を向上させることができることを示す。これらの実験において、ヘリウムガスの存在下での蒸気熱分解のメタン発生速度は、水が存在しない場合の速度よりも 4.2 倍高かった。同様に、水素ガスを用いた乾式熱分解のメタン発生速度は、不活性ガス、ヘリウムを用いた乾式熱分解の速度よりも約 40% 向上された。しかしながら、水素添加ガス化及び蒸気熱分解が組み合わせられた場合にメタン発生速度において有意な増加はなかった。たとえば、メタン発生速度は、水対石炭質量比が約 1.5 倍である場合は 10 倍近く、また水対石炭質量比が 3.0 である場合、乾式水素添加速度の 100 倍以上増加した。

これらの同じ結果を図 55 において棒グラフの形態で図示し、ここにおいて、たとえば、ある棒グラフについて、水対石炭質量比 1.64 (左軸から読み取る) は同じ棒グラフのメタン発生速度 1.66 (右軸から読み取る) の上に表示される。

これらの結果は、石炭の蒸気熱分解と水素添加ガス化を組み合わせることにより、メタ

ン発生速度を向上させることができることを示す。

本発明及びその利点が詳細に記載されているが、様々な変更、置換、及び改変が、添付されたクレームによって規定されている本発明の精神および範囲から逸脱することなく、本発明においてなされ得ると理解すべきである。さらには本出願の範囲は、本明細書に記載されているプロセスおよび装置の特定の実施形態に限定されるものではない。当業者なら本発明の開示から容易に理解するように、本明細書に記載されている対応実施形態と実質的に同じ機能を果たすか、または実質的に同じ結果を達成する、現在存在するか、またはあとで開発されることになるプロセスおよび装置は、本発明にしたがって利用することができる。したがって添付クレームは、このようなプロセスおよび装置をその範囲内に包含するように意図されている。

【表 1】

フィッシャーートロブシュパラフィンの生成に関して最適化されたバイオマス転化

成分	エネルギー比率イン (MW)			エネルギー比率アウト (MW)			
	PCE	熱	仕事	PCE	熱	仕事	
熱交換器							
HX 1		53.4		53.4			
HX 2							
部分 1				78.8			
部分 2				212.9			
HX 3							
部分 1		2.2		2.2			10
部分 2				112.0			
HX 4 (HGR)		50.2					
HX 5 (SPR)		93.3					
HX 6							
部分 1				46.6			
部分 2				8.7			
HX 7		216.3					
HX 8		43.3					
HX 2 の部分 1		78.8					
HX 9 (FTR)				45.9			
HX 10				11.8			
HX G 1				165.0			20
HX G 2				21.8			
HX G 3				68.4			
水力							
スラリーポンプ			0.3				
液状水タービン						0.2	
ブレイトンサイクル							
タービン 1						7.9	
タービン 2						75.0	
タービン 3						0.0	
エアコンプレッサー			43.4				
ランキンサイクル							
熱		290.0					
機械力			0.5				30
蒸気サイクルからの余熱							
化学転化プロセス							
生成した合成パラフィン				137			
生成した合成ディーゼル燃料*				116			
添加プロセスへのインプット							
バイオマス (廃材) input PCE	473.0						
全体的なエネルギーバランス							
合計エネルギー	473.0	827.3	44.1	137	1014.2	186.6	
廃棄された正味の余熱					186.9		
必要な正味の投入エネルギー		0.0					
電力変換プロセス							
正味のエネルギー生成						123.8	40
輸出に利用可能な全電力						123.8	
全体的な熱力学的転化効率							
						50.7%	

注:

* 生成した合成パラフィンは、50%セタンおよび50%ワックスであるとみなされる。ワックスを通常通り処理して、70%の効率でセタンを生成させることができる。

【表 2】

ジメチルエーテル (DME) の生成に関して最適化されたバイオマス転化

成分	エネルギー比率イン (MW)			エネルギー比率アウト (MW)			
	PCE	熱	仕事	PCE	熱	仕事	
熱交換器							
HX 1		53.4		53.4			
HX 2							
部分 1				54.5			
部分 2				160.0			
HX 2				3.8			10
HX 4 (HGR)		50.2					
HX 5 (SPR)		91.3					
HX 6				36.6			
HX 7		152.8					
HX 8		29.9					
HX 2 の部分 1		54.5					
HX 9 (DME-R)				32.3			
HX 10				0.7			
HX 11				1.6			
HX 12				3.2			
HX G1				150.2			
HX G2				21.3			
HX G3				66.8			20
HX G4							
部分 1 (to HX7)				49.4			
部分 2 (to HX 2)				64.5			
水力							
スラリーポンプ			0.2				
液状水タービン					0.1		
ブレイトンサイクル							
タービン 2					3.4		
タービン 3					4.0		
タービン 4					70.7		
コンプレッサー			5.2				
エアコンプレッサー			39.8				30
ランキンサイクル							
熱 (to HX3, 9,10,11 & 12)	266.1						
機械力			0.4			95.0	
蒸気サイクルからの余熱					171.5		
化学転化プロセス							
ジメチルエーテル (DME) 生成				160.6			
転化プロセスへのインプット							
バイオマス (廃材) input PCE	473.0						
全体的なエネルギーバランス							
合計エネルギー	473.0	698.2	45.6	160.6	869.8	173.2	
廃棄された正味の余熱							
必要な正味の投入エネルギー		0.0					40
電力変換プロセス							
正味のエネルギー生成					110.3		
輸出に利用可能な全電力						110.3	
全体的な熱力学的転化効率						57.3%	

【表 3】

ガス状水素燃料の生成に関して最適化されたバイオマス転化

成分	エネルギー比率イン (MW)			エネルギー比率アウト (MW)			
	PCE	熱	仕事	PCE	熱	仕事	
熱交換器							
HX 1		53.4			53.4		
HX 2							
部分 1					54.5		
部分 2					160.0		
HX 3					105.4		10
HX 4 (HGR)		50.2					
HX 5 (SPR)		91.3					
HX 6					36.6		
HX 7		152.8					
HX 8		29.9					
HX 2 の部分 1		54.5					
HX G 1					151.0		
HX G 2					20.5		
HX G 3							
部分 1 (to HX7)					10.7		
部分 2 (to HX2)					53.6		
水力							
スラリーポンプ			0.2				20
液状水タービン					0.1		
ブレイトンサイクル							
タービン 1					6.7		
タービン 2					57.3		
エアコンプレッサー			29.4				
ランキンサイクル							
熱		213.6					
機械力			0.4				
蒸気サイクルからの余熱							
化学転化プロセス							
ガス状 H ₂ 燃料生成					221.4		
転化プロセスへのインプット							
バイオマス(廃材) input PCE	473.0						30
全体的なエネルギーバランス							
合計エネルギー	473.0	645.8	29.9	221.4	783.5	140.4	
廃棄された正味の余熱					137.7		
必要な正味の投入エネルギー		0.0					
電力変換プロセス							
正味のエネルギー生成					96.4		
輸出に利用可能な全電力						96.4	
全体的な熱力学的転化効率							
						67.2%	

【表 4】

電力の生成に関して最適化されたバイオマス転化

成分	エネルギー比率イン (MW)			エネルギー比率アウト (MW)			
	PCE	熱	仕事	PCE	熱	仕事	
熱交換器							
HX 1		53.4			53.4		
HX 2							
部分 1					78.8		
部分 2					212.9		
HX 4 (HGR)		50.2					10
HX 5 (SPR)		93.3					
HX 6							
HX 7		216.3					
HX 8		43.3					
HX 2 の部分 1		78.8					
HX G 1					243.2		
HX G 2							
部分 1					73.0		
部分 2 (蒸気タービン 2)					70.3		
HX G 3							
部分 1 (to HX2)					77.1		
部分 2 (to HX7)					88.0		
HX G 4 (from cold side of G1)					56.4		20
水力							
液体ポンプ			0.3				
液状タービン						0.2	
ランキンサイクル # 1							
HX 2 (部分 2)		212.9					
HX G 3		77.1					
機械力			0.5			103.5	
蒸気サイクルからの余熱					186.3		
合成ガス燃料の CPE					596.8		
ブレイトンサイクル # 1							
タービン 1						7.9	
エアコンプレッサー			64.6				30
複合サイクル							
ガスサイクル							
タービン 2						109.3	
蒸気サイクル 2							
HX G 2		70.3					
HX G 4		56.4					
機械力			0.2				
蒸気サイクルからの余熱					81.7		
転化プロセスへのインプット							
バイオマス (廃材) input PCE	473.0						
全体的なエネルギーバランス							
合計エネルギー	473.0	1008.3	65.5	596.8	1276.9	266.2	40
廃棄された正味の余熱							
必要な正味の投入エネルギー		0.0					
電力変換プロセス							
正味のエネルギー生成						180.6	
輸出に利用可能な全電力							180.6
全体的な熱力学的転化効率							38.2%

【表 5】

増大した投入水：バイオマス比=9：1、および断熱HGR（AHGR）を用いた、フィッシャーートロブシュパラフィンの生成に関して最適化されたバイオマス転化

成分	エネルギー比率イン (MW)			エネルギー比率アウト (MW)			
	PCE	熱	仕事	PCE	熱	仕事	
熱交換器							
HX 1		22.8			22.8		
HX 2							
部分 1					49.0		
部分 2					151.1		10
HX 3							
部分 1					56.4		
部分 2					24.8		
HX 4		23.6					
HX 5 (SPR)		129.8					
HX 6		32.8			32.8		
HX 7		603.4			481.8		
HX 8		15.9					
HX 2 の部分 1		49.8					
HX 9 (FTR)					37.4		
					37.3		
HX 10					17.3		
HX G 1					122.0		20
HX G 2					23.7		
HX G 3							
部分 1		18.8					
部分 2					8.0		
水力							
液体ポンプ			0.6				
タービン 1					7.3		
タービン 2					54.9		
タービン 3					0.0		
ブレイトンサイクル							
タービン 4		20.5					
タービン 5		103.8					
タービン 6		1.0					30
コンプレッサー			2.8				
エアコンプレッサー			31.2				
コンデンサー							
熱		85.8					
タービン 7 および 8			0.1		23.6		
蒸気サイクルからの余熱							
化学転化プロセス							
生成した合成パラフィン					214.9		
生成した合成ディーゼル燃料*							
転化プロセスへのインプット							
バイオマス (廃材) input PCE	473.0						
全体的なエネルギーバランス							
合計エネルギー	473.0	1106.9	34.7	214.9	1169.2	210.8	40
廃棄された正味の余熱					62.2		
必要な正味の投入エネルギー		0.0					
電力変換プロセス							
正味のエネルギー生成					155.1		
輸出に利用可能な全電力						155.1	
全体的な熱力学的転化効率						xxxx%	

注：

* 生成した合成パラフィンは、50%セタンおよび50%ワックスであるとみなされる。ワックスを通常通り処理して、70%の効率でセタンを生成させることができる。

【表 6】

バイオマス転化プロセスの最適化性能研究のまとめ

供給原料

バイオマス	MT/日	水/バイオマス	有用な生産/日	CPE速度	CPEインプット
乾燥廃材	(k g/時)	比	%	%	%
転化プロセス	83775	2011	473.0	100.0%	100.0%

	bbbl/day	3.2	2231	bbbl/ton	MWh/ton
1 フイツシヤードプロブシユ液体 (FTL)				1.11	1.48
使用した供給水	264670	6352			
合成ディーゼル燃料	11526	277	2231	116.0	24.5%
移出された電力	295523	7093		123.8	26.2%
回収されたプロセス水	30853	740			
利用可能な過剰水	456047	10945			
燃焼用給気	122356	2937			
生成したCO2					
廃棄された余熱				187.0	39.5%
全体的エネルギー利用					50.7%

	bbbl/day	2.2	4530	bbbl/ton	MWh/ton
2 ジメチルエーテル (DME)				2.25	1.32
必要な水	184387	4425			
生成したジメチルエーテル	20045	481	4530	160.6	33.9%
移出された電力	207334	4976		110.3	23.3%
回収されたプロセス水	22947	551			
生成した過剰水	410739	9858			
燃焼用給気	119899	2878			
生成したCO2					
廃棄された余熱					
全体的エネルギー利用					57.3%

	cu m/day	1899	221.4	cu m/ton	MWh/ton
3 ガス状水素 (GH2)				0.94	1.15
必要な水	184387	4425			
ガス状水素 (GH2)	5613	135	1899	221.4	46.8%
移出された電力	180601	4334		110.3	20.4%
生成した水	- 3751	- 91			
生成した過剰水	429682	10312			
燃焼用給気	158173	3796			
生成したCO2					
廃棄された余熱					
全体的エネルギー利用					67.2%

10

20

30

40

供給原料	フィード速度 (kg/時)	MT/日	水/バイオマス 比	有用な生産/日	CPE速度	CPEインプット	%
乾燥廃材	83775	2011		473.0	100.0%		
転化オプション							
4 すべての電力 (AEP)				MWeh/day		MWeh/day	
必要な水	260393	6249	3.1	4335	180.6	38.2%	2.16
移出された電力	311110	7467					
生成した水	50717	1217					
生成した過剰水	678774	16291					
燃焼用給気	158144	3795					
生成したCO2							
廃棄された余熱							
5 水: バイオマス 9: 1 および新熱HGR (AHGR) を用いたFTL							
使用した供給水	753975	18095	9.0	3512	182.7	38.6%	1.75
合成ディーゼル燃料	18147	436			155.1	32.8%	1.85
移出された電力							
回収されたプロセス水	775890	18621					
利用可能な過剰水	21915	526					
燃焼用給気	456047	10945					
生成したCO2	122356	2937					
廃棄された余熱							
						全体的エネルギー利用	71.4%
						全体的エネルギー利用	38.2%

改訂 10/12/01

注:

すべての転化オプションには追加のエネルギーまたはエネルギー供給原料が必要ではない。すべての廃棄された余熱は40℃より低い温度で、回収可能でないとみなされる。

20℃、5.1気圧の圧力、668g/Lの密度およびLHB28.4MJ/kgで圧縮液体として貯蔵されたDME

供給原料

フリード速度 MT/日 水/バイオマス 有用な生産/日 CPE速度
(kg/時) 比 CPEインプット
83775 2011 473.0 100.0%

乾燥廃材
転化オプション

4 すべての電力 (AEP)

必要な水	260393	6249	3.1	MWh/day	
移出された電力				4335	180.6
生成した水	311110	7467			
投入条件:	T deg.C	P atm	H ₂ /C	H ₂ O/C	CO/H ₂
HGR	1000	30	3.48	0.07	CH ₄ /CO
SPR	1000	30	2.47	4.15	0.21
					0.93
					38.2%
					38.2%
					全体的エネルギー利用

5 水: バイオマス 9: 1 および断熱HGR (AHGR) を用いたFTL

使用した供給水

合成ディーゼル燃料	753975	18095	9.0		
移出された電力	18147	436		3512	182.7
回収されたプロセス水	775890	18621			155.1
投入条件:	T deg.C	P atm	H ₂ /C	H ₂ O/C	CO/H ₂
HGR	738	30	1.67	0.43	4.47
SPR	900	30	0.84	3.08	0.18
合成リアクター	200	10	1.38	0.47	0.17
					全体的エネルギー利用
					71.4%

改訂 10/9/2001

注:

すべての転化オプションには追加のエネルギーまたはエネルギー供給原料が必要ではない。
 すべての廃棄された余熱は40°Cより低い温度で、回収可能でないとみなされる。
 # 20°C、5.1気圧の圧力、668g/Lの密度およびLHHB28.4MJ/kgで圧縮液体として貯蔵されたDME
 + 1b1の圧縮液体DMEは106.2kgの質量および3.02GJのLHV CPEを有する。
 + 1気圧の圧力での1日あたりの液化水素 (m³) (20°C)
 144MJ/kgのHHVを有する水素を冷却し、液化するためには、約3.7MJ/kgが必要である。
 * すべて、10/1/2001の熱化学および熱力学的シミュレーションデータ

【表 8】

松 (木) 材料の比較元素分析および近似分析

	元素分析 (d a f 重量%)							近似分析					文献
	C	H	O	N	S	C l	湿分	VM	FC	灰分	HHV J (MJ/kg)		
松 (木)	53.00	6.00	40.70	0.20	0.080	0.02		80.60	17.70	1.70	18.00	dry wt%	1
松 (木)	45.40	4.40	37.90	0.80	N.D	N.D	10.70	74.50	13.60	0.40	20.20		2
松 (木)	51.60	4.90	42.60	0.90	N.D	N.D	11.50	74.50	13.60	0.40	20.19		3
松 (木)	44.00	5.20	34.30	0.50	0.100	N.D		77.40	21.40	1.20		dry wt%	4
松 (木)	50.18	5.41	43.96	0.45	N.D	N.D		72.00	26.67	1.30	18.61	dry wt%	5
松 (木)	47.40	6.20	45.80	0.40	0.200	N.D							6
松 (木)	48.90	6.00	43.80	0.17	0.060					0.50	17.80		7
松ベツデイング チップ	46.41	6.32	43.03	0.50	0.001	N.D							8

注 :

10

20

30

40

50

d a f : 乾燥 - 無灰分ベース

参考文献

- 1 Biaginiら Fuel、第81巻、8号、2002年5月、1041~1050ページ
- 2 Garcia-Garciaら、 Bioresource Technology、第88巻、1号、2003年5月、27~32ページ
- 3 Pintoら、 Fuel、第81巻、3号、2002年2月、291~297ページ
- 4 Panら、 Fuel、第79巻、11号、2000年9月、1317~1326ページ
- 5 Sevgi Ensoz、 Bioresoure Technology、 In Press, Corrected Proof、2003年5月28日 オンラインで入手可能
- 6 Sharypovら、 Journal of Analytical and Applied Prolysis、第64巻、1号、2002年7月、15~28ページ
- 7 Zevenhovenら、 Fuel、第81巻、4号、2002年3月、507~511ページ
- 8 本研究

【表 9】

蒸気熱分解を使用した場合の水素添加ガス化反応速度における測定された変化

物質	図	プロセス	ガス	蒸気サン プル比	Tr (°C)	Prima xバー	t m r a t e () 秒)	D t (秒	d [CH 4] / d t (モル % / 秒)	変化率
PUF	48	HGR+SPY	H2	0.5	660	11.0	560	340	0.01	1.0
PUF	49	HGR+SPY	H2	1	680	12.4	510	300	0.02	1.4
PUF	50	HGR+SPY	H2	2	680	19.3	240	100	0.07	5.9
PVC	51	SPY	Ar	1	720	41.4	220	40	0.05	1.0
PVC	52	HGR+SPY	H2	1	700	31.0	220	40	0.15	3.0
TR	53	SPY	He	1	700	45.5	370	40	0.33	1.0
TR	54	HGR+SPY	H2	1	700	41.4	260	40	0.50	1.5

10

20

30

40

【表 10】

ガス	測定されたメタン発生速度			プロセス	
	$\frac{[H_2O]}{[C]}$	$d \frac{[CH_4]}{dt}$	乾燥He $\frac{[CH_4]}{dt}$		乾燥H ₂ $\frac{[CH_4]}{dt}$
H ₂	0.00	0.00478945	1.4	1.0	Dry HGR
H ₂	1.00	0.02758865	7.9	5.8	HGR+SPY
H ₂	1.50	0.04761041	13.6	9.9	HGR+SPY
H ₂	2.00	0.13088836	37.5	27.3	HGR+SPY
H ₂	2.50	0.33396446	95.6	69.7	HGR+SPY
H ₂	3.00	0.54138853	155.0	113.0	HGR+SPY
He	0.00	0.00349205	1.0		Dry pyro.
He	1.00	0.03946821	11.3		SPY
He	1.50	0.04634509	13.3		SPY
He	2.00	0.05439925	15.6		SPY
He	2.50	0.10675709	30.6		SPY
He	3.00	0.14914457	42.7		SPY

【図面の簡単な説明】

【0079】

【図1】本発明の一実施形態の全体的なモデルを示すフローチャートである。

【図2】HPRにおける800、30atmでのH₂/CおよびH₂O/C比に対する炭素転化のプロットを示すグラフである。 40【図3】HPRにおける800、30atmでのH₂/CおよびH₂O/C比に対するC_H₄/C供給比のプロットを示すグラフである。【図4】HPRにおける800、30atmでのH₂/CおよびH₂O/C比に対するC_O₂/C供給比のプロットを示すグラフである。【図5】HPRにおける800、30atmでのH₂/CおよびH₂O/C比に対するC_O/C供給比のプロットを示すグラフである。【図6】C1モルあたり2.629モルのH₂および0.0657モルのH₂Oの固定供給での、水素添加ガス化リアクター(HGR)におけるC_O₂/H比に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。 50

【図 7】C 1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O の固定供給での、HGR における CH₄ / H 比に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。

【図 8】C 1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O の固定供給での、HGR における H₂ / C 比に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。

【図 9】C 1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O の固定供給での、HGR における CO / H 比に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。

【図 10】1,000 および 30 atm において HGR へ H₂ をリサイクルした後、正味の H₂ / CO 比による蒸気改質装置 (SPR) の性能基準に対する投入 H₂O / C 比の影響を示すグラフである。

【図 11】1,000 および 30 atm において、SPR 中の SPR 生成物、CO、CO₂、および CH₄ に対する投入 H₂O / C 比の変更の影響を示すグラフである。

【図 12】SPR 中の H₂ / CO 比 (2.76 モルの H₂O / SPR に添加された C のモル) に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。

【図 13】SPR 中の CH₄ / C 比 (2.76 モルの H₂O / SPR に添加された C のモル) に対する温度および圧力条件の影響を示すグラフである。

【図 14】フィッシャー・トロプシュパラフィン燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の質量フロー図を示す図である。

【図 15】フィッシャー・トロプシュパラフィン燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化のモルフロー図を示す図である。

【図 16】フィッシャー・トロプシュパラフィン燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の熱エネルギー管理図を示す図である。

【図 17】フィッシャー・トロプシュパラフィン燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の水 / 蒸気フロー図を示す図である。

【図 18】フィッシャー・トロプシュパラフィン燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の溶融塩フロー図を示す図である。

【図 19】ジメチルエーテルの生産のための、バイオマス水素添加ガス化の質量フロー図を示す図である。

【図 20】ジメチルエーテルの生産のための、バイオマス水素添加ガス化のモルフロー図を示す図である。

【図 21】ジメチルエーテルの生産のための、バイオマス水素添加ガス化の熱エネルギー管理図を示す図である。

【図 22】ジメチルエーテルの生産のための、バイオマス水素添加ガス化の水 / 蒸気フロー図を示す図である。

【図 23】ジメチルエーテルの生産のための、バイオマス水素添加ガス化の溶融塩フロー図を示す図である。

【図 24】気体水素燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の質量フロー図を示す図である。

【図 25】気体水素燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化のモルフロー図を示す図である。

【図 26】気体水素燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の熱エネルギー管理図を示す図である。

【図 27】気体水素燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の水 / 蒸気フロー図を示す図である。

【図 28】気体水素燃料の生産のための、バイオマス水素添加ガス化の溶融塩フロー図を示す図である。

【図 29】電力生産のための、バイオマス水素添加ガス化の質量フロー図を示す図である。

10

20

30

40

50

【図 3 0】電力生産のための、バイオマス水素添加ガス化のモルフロー図を示す図である。

【図 3 1】電力生産のための、バイオマス水素添加ガス化の熱エネルギー管理図を示す図である。

【図 3 2】電力生産のための、バイオマス水素添加ガス化の水 / 蒸気フロー図を示す図である。

【図 3 3】電力生産のための、バイオマス水素添加ガス化の溶融塩フロー図を示す図である。

【図 3 4】断熱 H G R および 9 : 1 の水供給を用いた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料生産のためのバイオマス水素添加ガス化の質量フロー図である。

【図 3 5】断熱 H G R および 9 : 1 の水供給を用いた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料生産のためのバイオマス水素添加ガス化のモルフロー図である。

【図 3 6】断熱 H G R および 9 : 1 の水供給を用いた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料生産のためのバイオマス水素添加ガス化の熱エネルギー管理図である。

【図 3 7】断熱 H G R および 9 : 1 の水供給を用いた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料生産のためのバイオマス水素添加ガス化の水 / 蒸気フロー図である。

【図 3 8】断熱 H G R および 9 : 1 の水供給を用いた、フィッシャー・トロブシュパラフィン燃料生産のためのバイオマス水素添加ガス化の溶融塩フロー図である。

【図 3 9】本発明のもう一つ別の実施形態における、残留ガス分析装置と連結された蒸気熱分解 / 水素添加ガス化マイクロバッチリアクターの溶融塩フロー図である。

【図 4 0】マイクロバッチリアクターにおいて生成したガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 4 1】松木材から発生するメタンガスの速度定数測定値のグラフである。

【図 4 2】松木材から発生する二酸化炭素ガスの速度定数測定値のグラフである。

【図 4 3】様々な温度での松木材の炭素転化率 (%) を表すグラフである。

【図 4 4】松木材の 7 7 0 での発生炉ガス組成のグラフである。

【図 4 5】様々な温度での松木材のエネルギーガスへの炭素転化率を示すグラフである。

【図 4 6】様々な粒子サイズでの松木材の炭素転化率 (%) のグラフである。

【図 4 7】様々なリアクター圧での松木材からのガス発生量のグラフである。

【図 4 8】6 6 0 でのポリウレタンフォーム材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 4 9】6 8 0 および 1 2 . 4 パールの始動圧力でポリウレタンフォーム材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 0】6 8 0 および 1 9 . 3 パールの始動圧力でポリウレタンフォーム材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 1】7 2 0 でポリ塩化ビニル材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 2】7 0 0 でポリ塩化ビニル材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 3】7 0 0 および 4 5 . 5 パールの始動圧力でポリマータイヤゴム材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 4】7 0 0 および 4 1 . 4 パールの始動圧力でポリマータイヤゴム材料から発生するガス種のデータ記録ディスプレイである。

【図 5 5】異なる熱分解条件下でのメタン生成速度のグラフである。

【符号の説明】

【 0 0 8 0 】

1 0 粉砕機

1 1 供給物

1 2 回収水

1 4 タンク

10

20

30

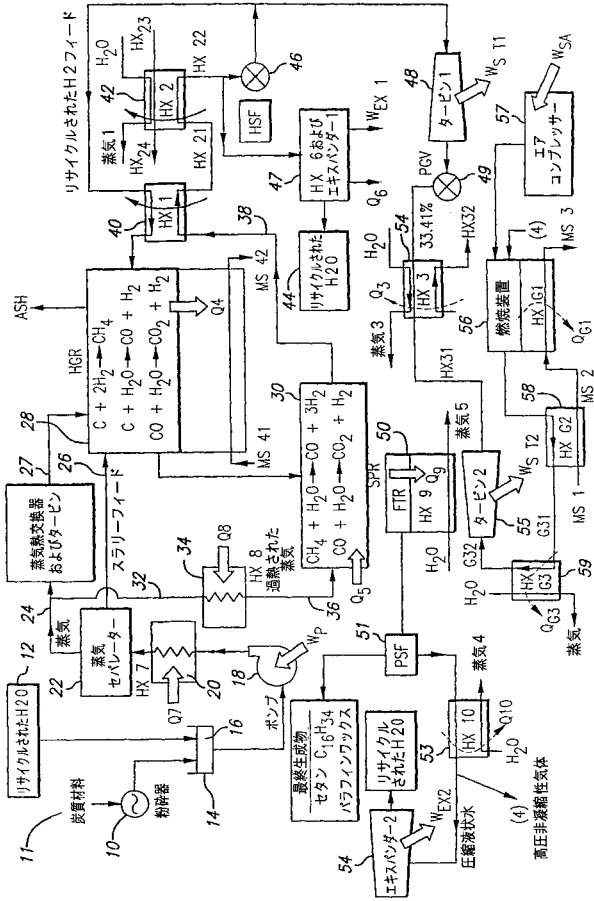
40

50

1 6	液体懸濁スラリー	
1 8	ポンプ	
2 0	蒸気発生装置	
2 2	蒸気分離器	
2 4	配管	
2 6	濃密スラリーペースト	
2 7	直接蒸気熱分解供給物（またはその配管）	
2 8	水素添加ガス化リアクター（HGR）	
3 0	蒸気熱分解改質装置（SPR）	
3 2	配管	10
3 4	ヒーター	
3 6	配管	
3 8	配管	
4 0	熱交換器	
4 2	熱交換器	
4 4	凝縮水	
4 6	水素分離フィルター	
4 7	熱交換器及び液体水エキスパンダー	
4 8	タービン	
4 9	フィルター	20
5 0	フィッシャー - トロプシュリアクター	
5 1	PSF	
5 3	熱交換器	
5 4	エキスパンダー	
5 6	燃焼装置	
5 7	エアコンプレッサー	
5 8	熱交換器	
6 2	リアクター容器	
6 4	溶融塩浴	
6 6	サンプルインジェクター	30
6 8	残留ガス分析装置	
7 0	水素	
7 2	メタン	
7 4	一酸化炭素	
7 6	二酸化炭素	
7 8	蒸気熱分解についての速度定数	
8 0	ヘリウムを使用する乾式熱分解の場合の速度定数	
8 2	水素を使用する乾式熱分解の場合の速度定数	
8 4	蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の速度定数	
8 8	ヘリウムを使用する乾式熱分解の場合の一酸化炭素ガス組成	40
9 0	ヘリウムを使用する乾式熱分解の場合の二酸化炭素ガス組成	
9 2	ヘリウムを使用する乾式熱分解の場合のメタンガス組成	
9 4	蒸気熱分解の場合の一酸化炭素ガス組成	
9 6	蒸気熱分解の場合の二酸化炭素ガス組成	
9 8	蒸気熱分解単独の場合のメタンガス組成	
1 0 0	蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合のメタンガス組成	
1 0 2	4 2 5 ~ 5 0 0 ミクロン粒子サイズにおける蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の炭素転化率（%）	
1 0 4	5 0 0 ~ 1 0 0 0 ミクロン粒子サイズにおける蒸気熱分解と水素添加ガス化の場合の炭素転化率	50

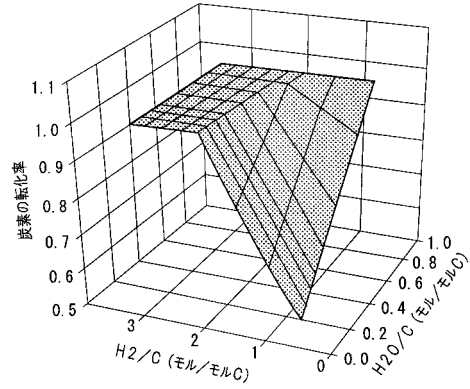
1 0 6	水素	
1 0 8	メタン	
1 1 0	一酸化炭素	
1 1 2	二酸化炭素	
1 1 4	水素	
1 1 6	メタン	
1 1 8	一酸化炭素	
1 2 0	二酸化炭素	
1 2 2	メタン	
1 2 4	C_3H_8	10
1 2 6	一酸化炭素	
1 2 8	二酸化炭素	
1 3 0	水素	
1 3 2	メタン	
1 3 4	一酸化炭素	
1 3 6	二酸化炭素	
1 3 8	アルゴンガス	
1 4 0	水素	
1 4 2	メタン	
1 4 4	C_2H_6	20
1 4 6	一酸化炭素	
1 4 8	二酸化炭素	
1 5 0	水素	
1 5 2	メタン	
1 5 4	C_2H_6	
1 5 6	一酸化炭素	
1 5 8	水素	
1 6 0	メタン	
1 6 2	C_2H_6	
1 6 4	水対石炭質量比	30
1 6 6	メタン発生速度	

【 図 1 】



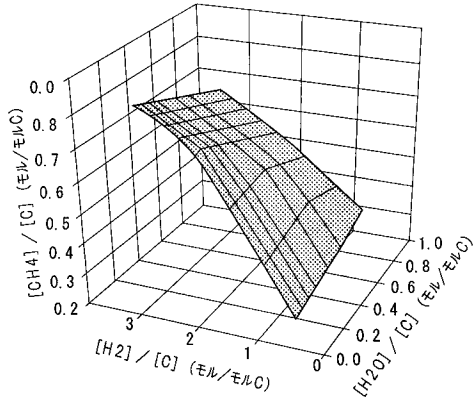
【 図 2 】

HPRにおける800℃、30atmでの炭素転化対H₂対H₂Oのプロット



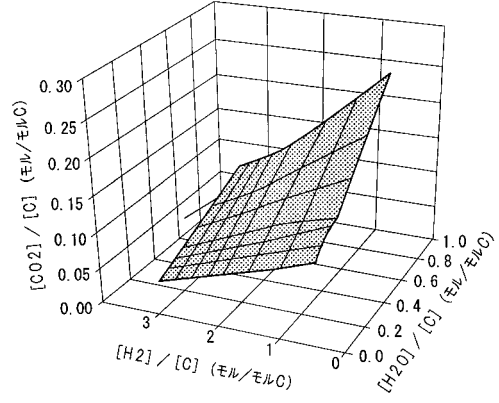
【 図 3 】

HPRにおける800℃、30atmでのCH₄対H₂対H₂Oの供給されたC1モルあたりの比のプロット



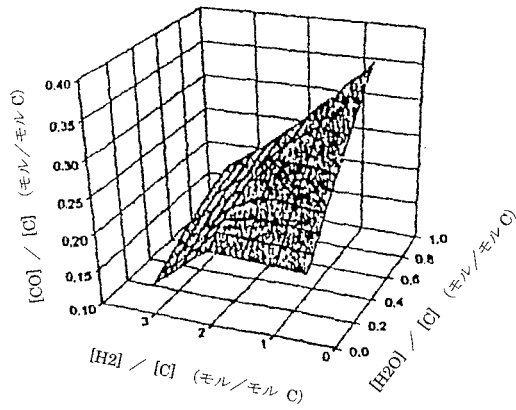
【 図 4 】

HPRにおける800℃、30atmでのCO₂対H₂対H₂Oの供給されたC1モルあたりの比のプロット



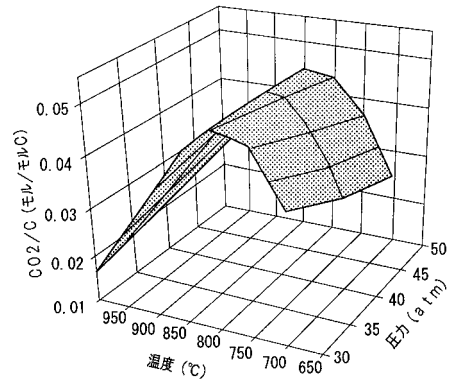
【 図 5 】

HPR における 800℃、3.0atm での CO 対 H₂ 対 H₂O の供給された C1 モルあたりの比のプロット



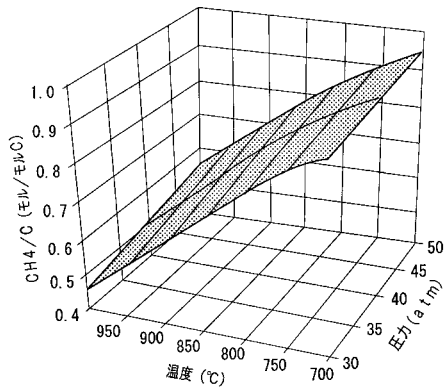
【 図 6 】

C1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O のフィードでの、HGR における CO₂ に対する温度および圧力の影響



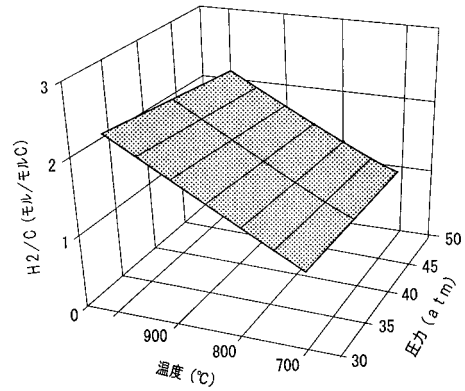
【 図 7 】

C1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O のフィードでの、HGR における CH₄ に対する温度および圧力の影響



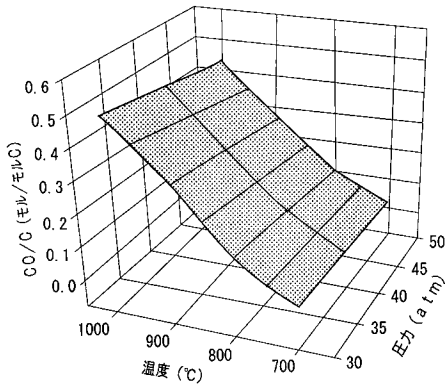
【 図 8 】

C1 モルあたり 2.629 モルの H₂ および 0.0657 モルの H₂O のフィードでの、HGR における H₂ に対する温度および圧力の影響



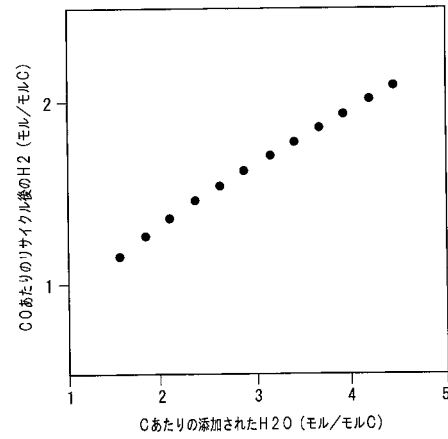
【 図 9 】

C1モルあたり2.629モルのH₂および0.0657モルのH₂Oのフィードでの、HGRにおけるCOに対する温度および圧力の影響



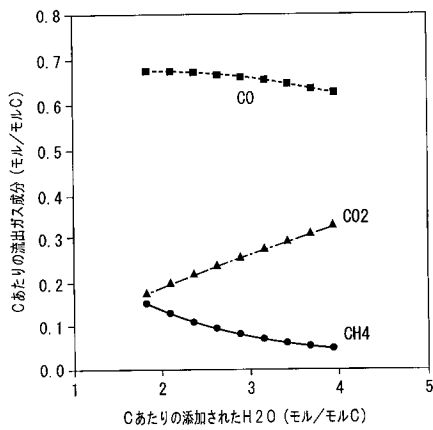
【 図 10 】

1,000°Cおよび30atmでHGRに添加されたH₂Oの影響



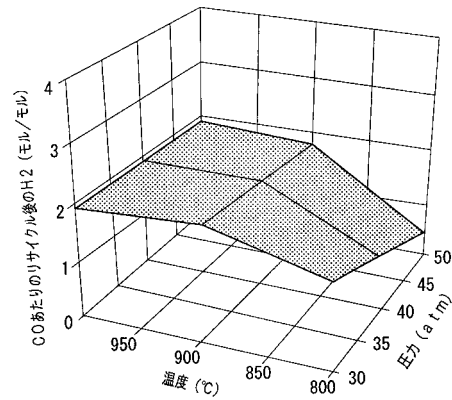
【 図 11 】

1,000°Cおよび30atmでSPR中のSPR生成物に対する添加されたH₂Oの影響



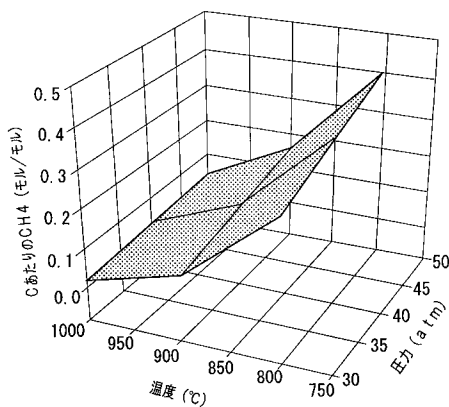
【 図 12 】

SPR中のH₂/COに対する温度および圧力の影響 (2.76モルのH₂O/SPRに添加されたCのモル)

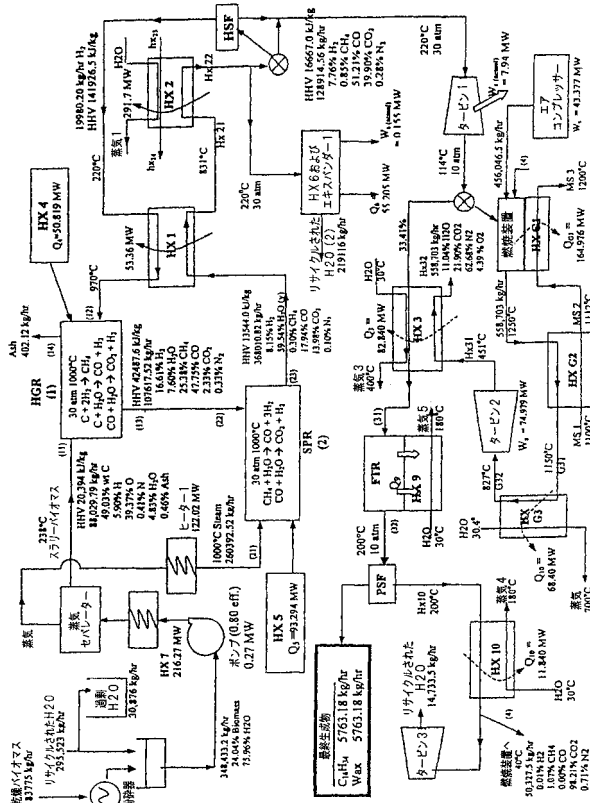


【図13】

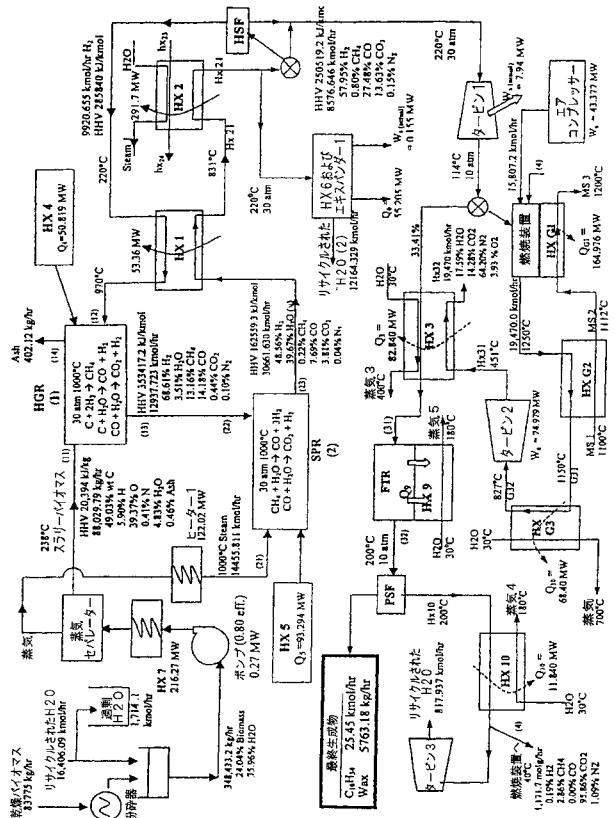
SPR中のCH₄に対する温度および圧力の影響
(2.76モルのH₂O/S PRIに添加されたCのモル)



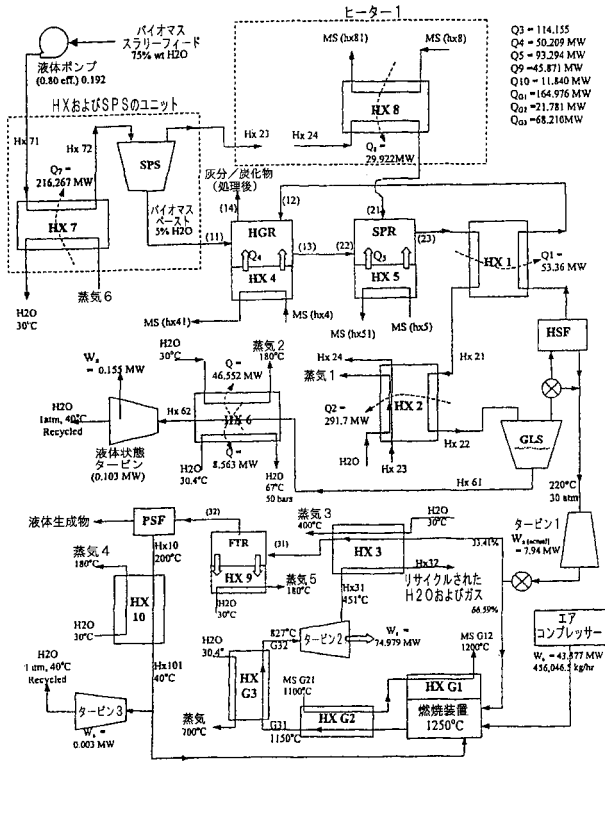
【図14】



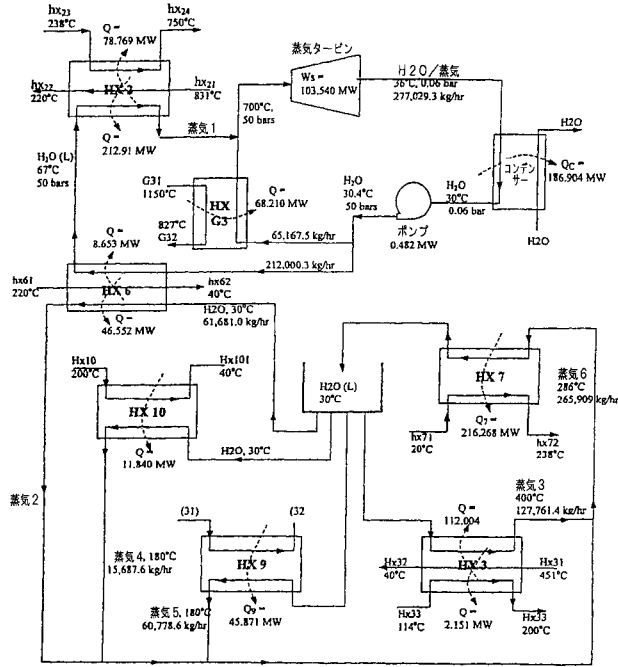
【図15】



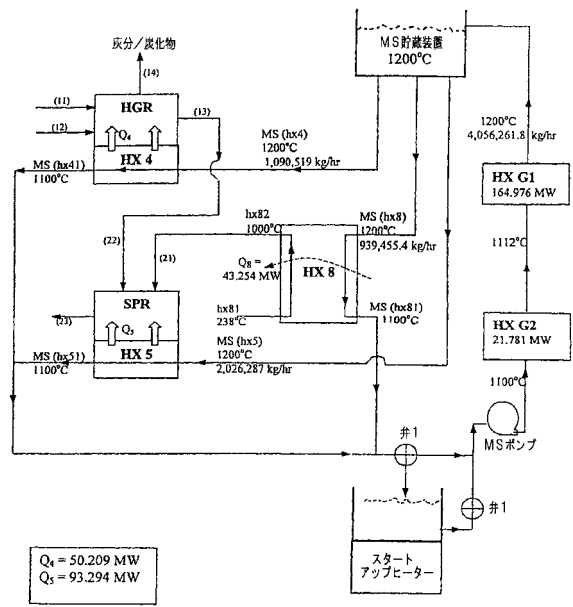
【図16】



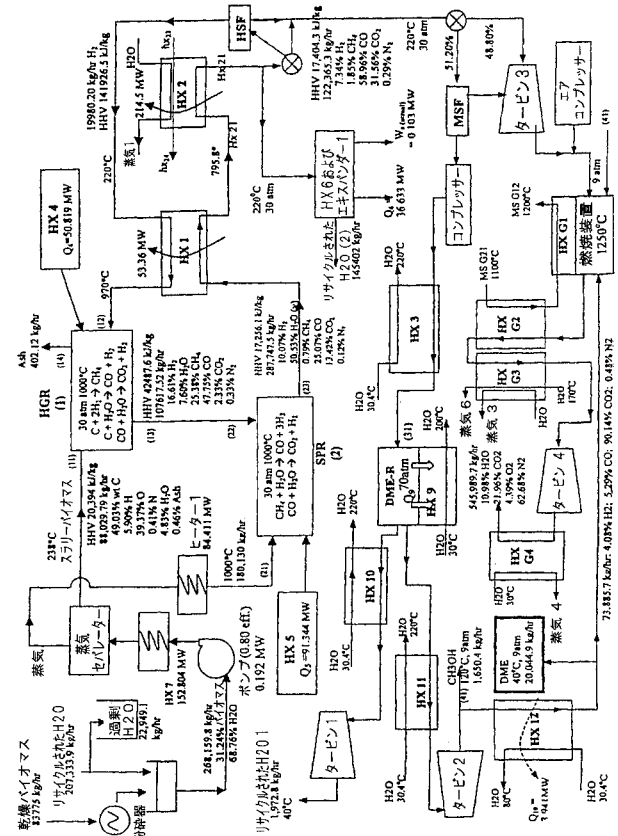
【 図 17 】



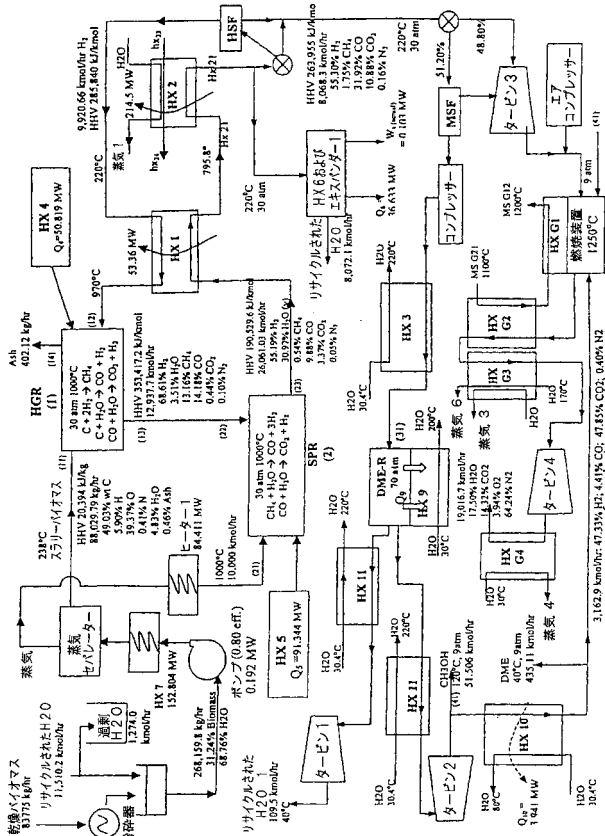
【 図 18 】



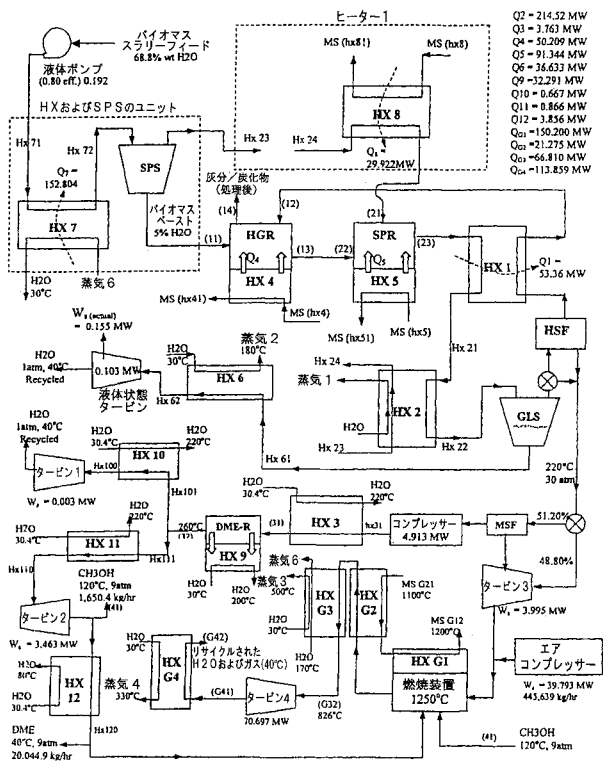
【 図 19 】



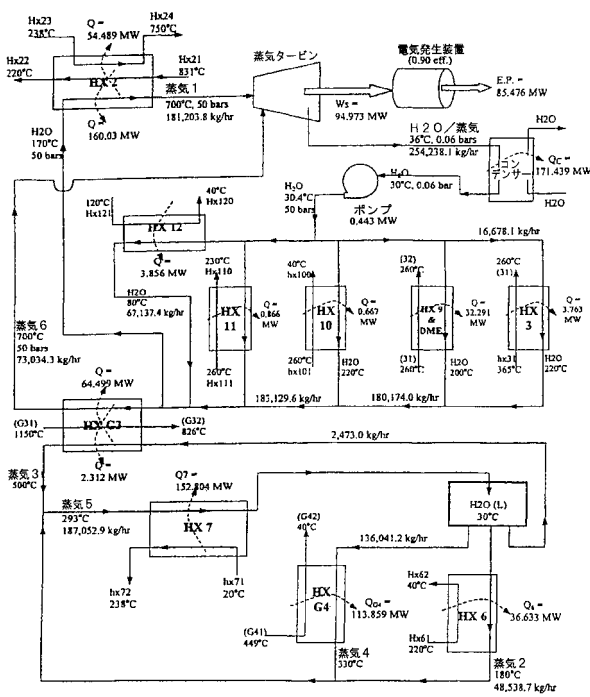
【 図 20 】



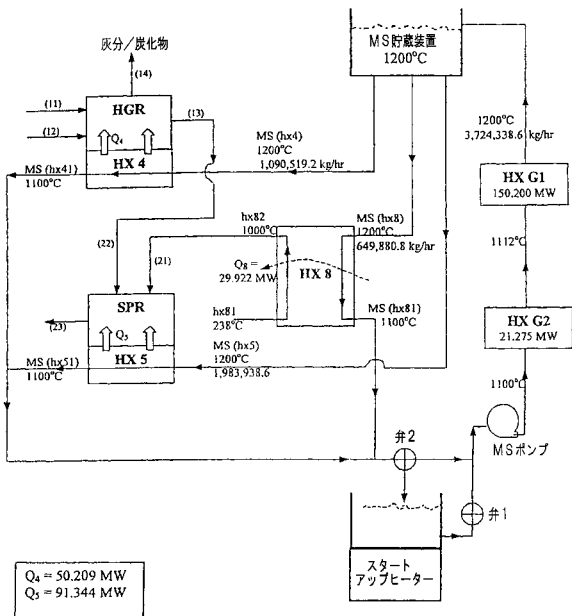
【図 2 1】



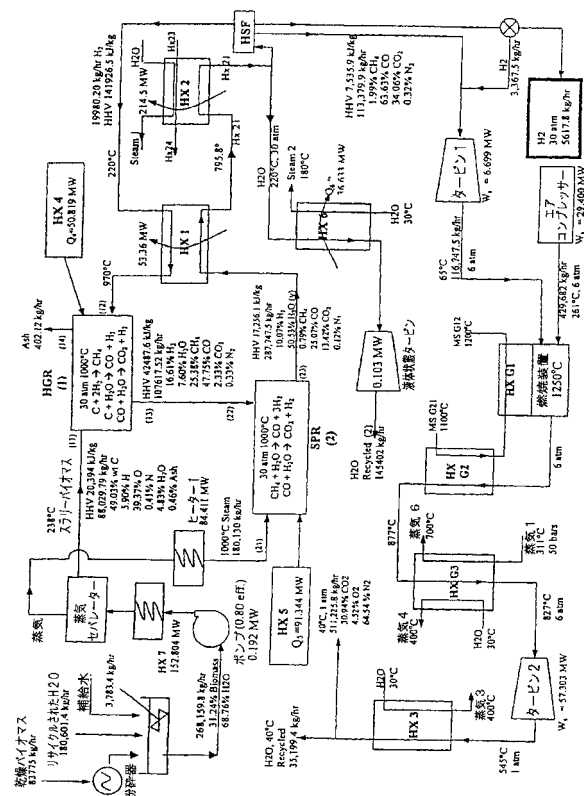
【図 2 2】



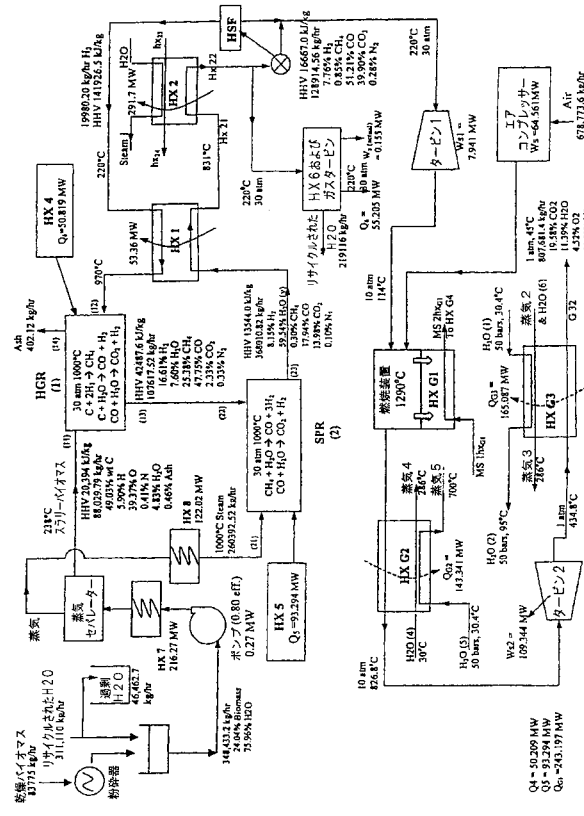
【図 2 3】



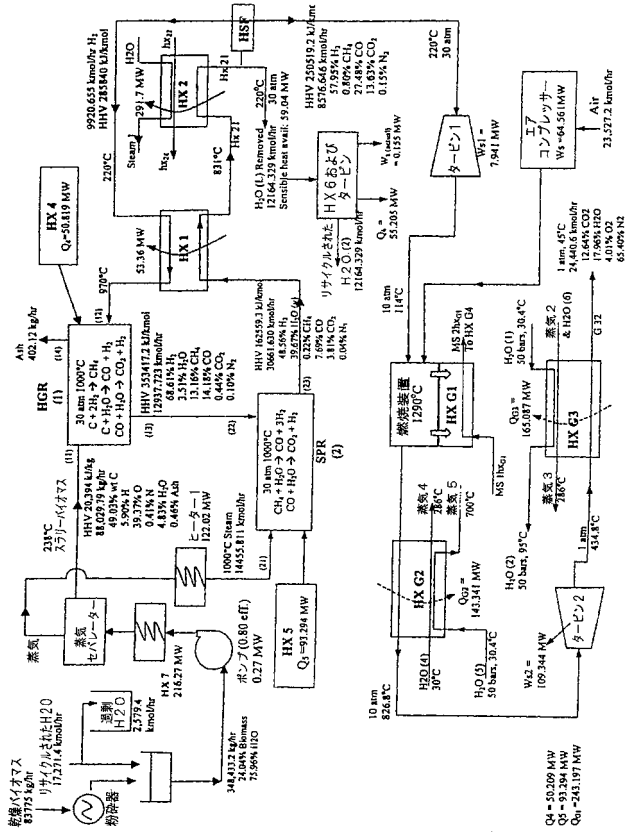
【図 2 4】



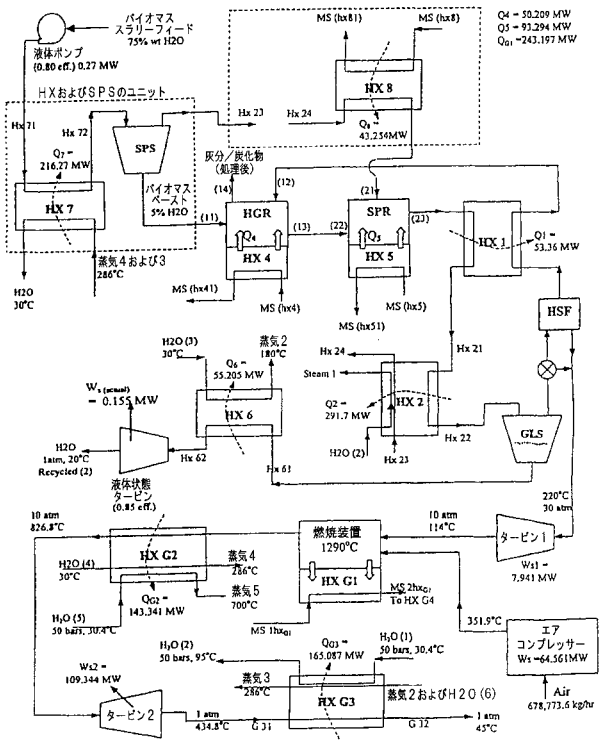
【図 29】



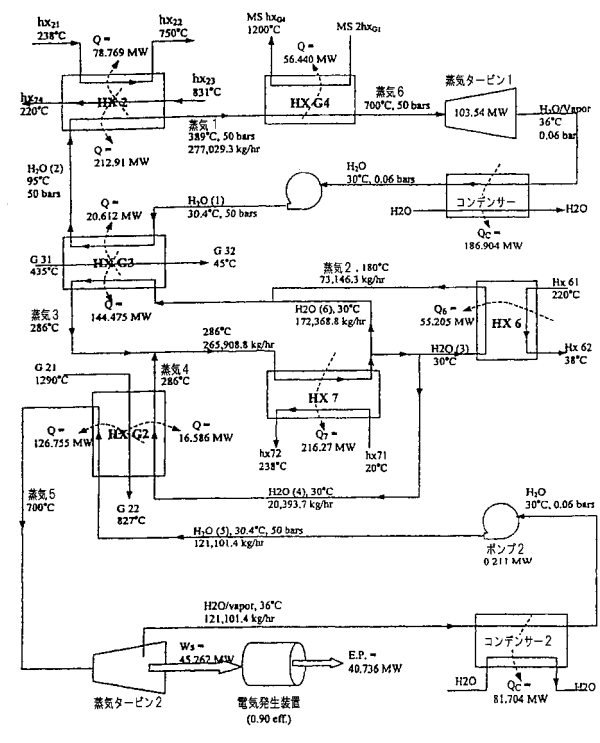
【図 30】



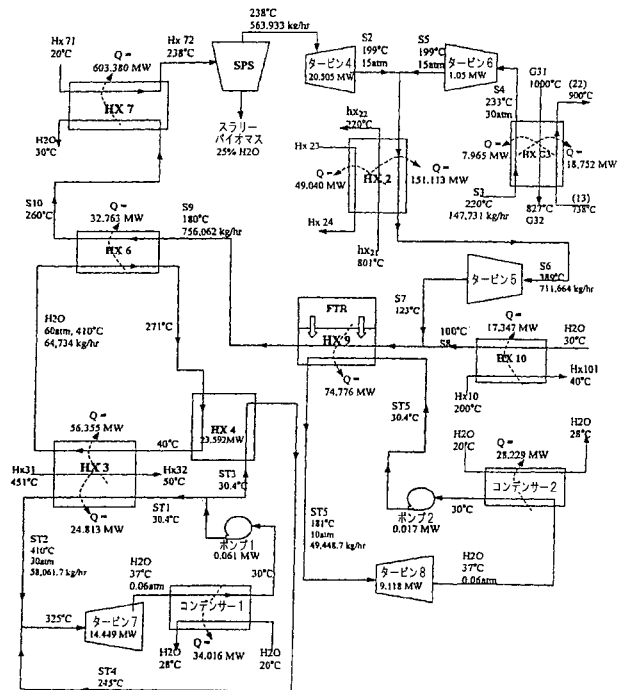
【図 31】



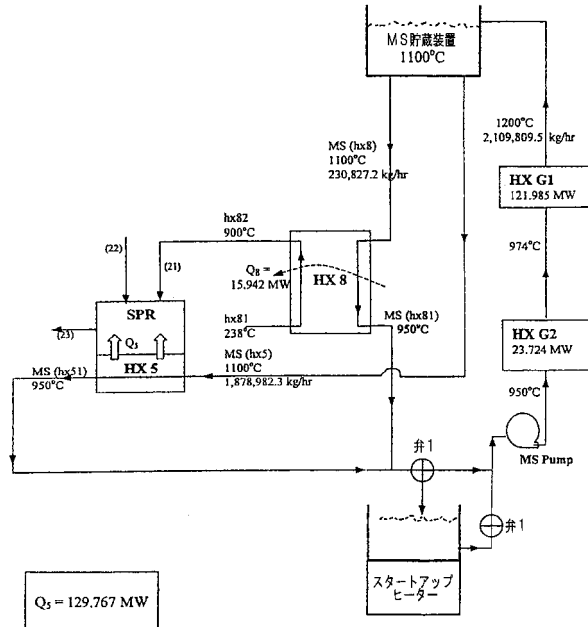
【図 32】



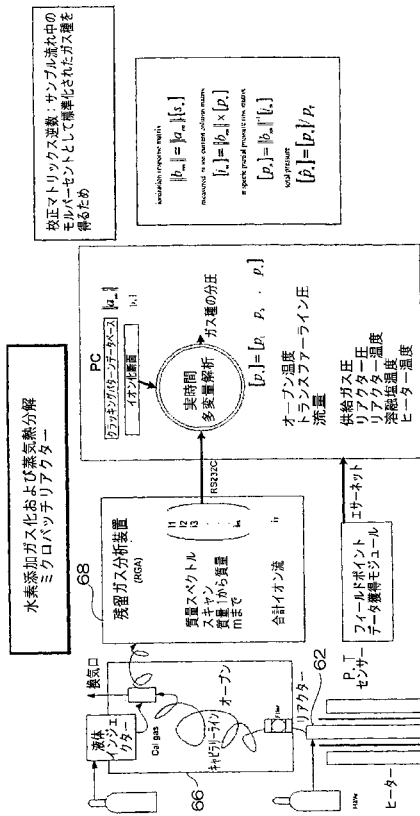
【 図 3 7 】



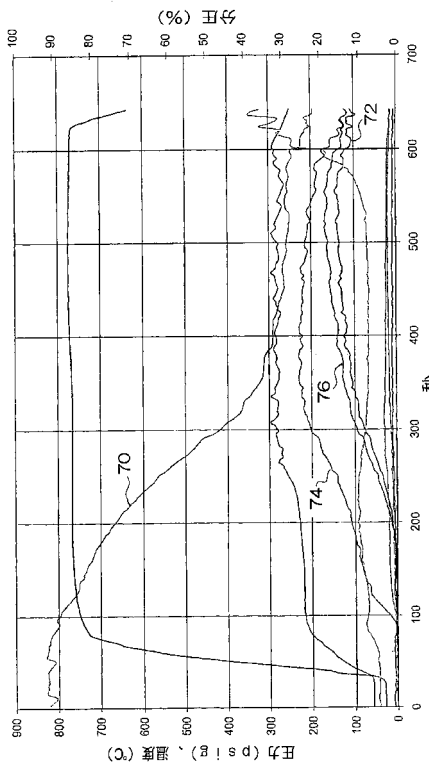
【 図 3 8 】



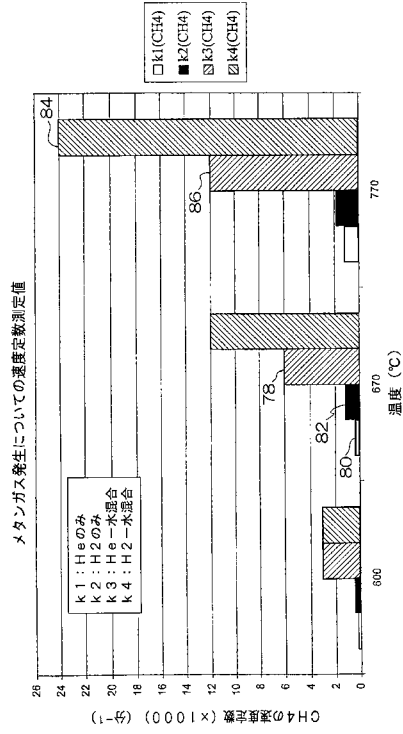
【 図 3 9 】



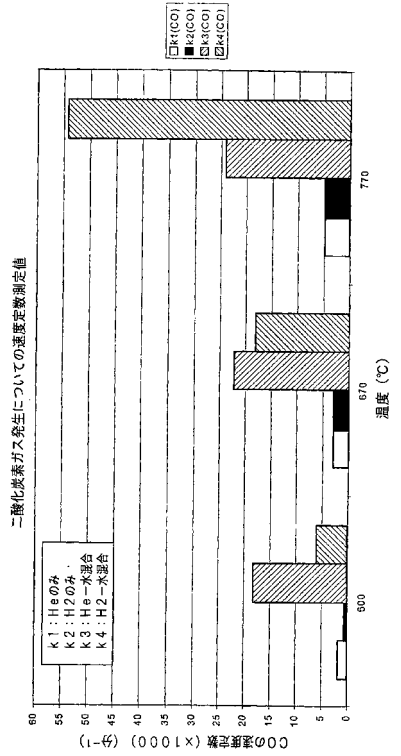
【 図 4 0 】



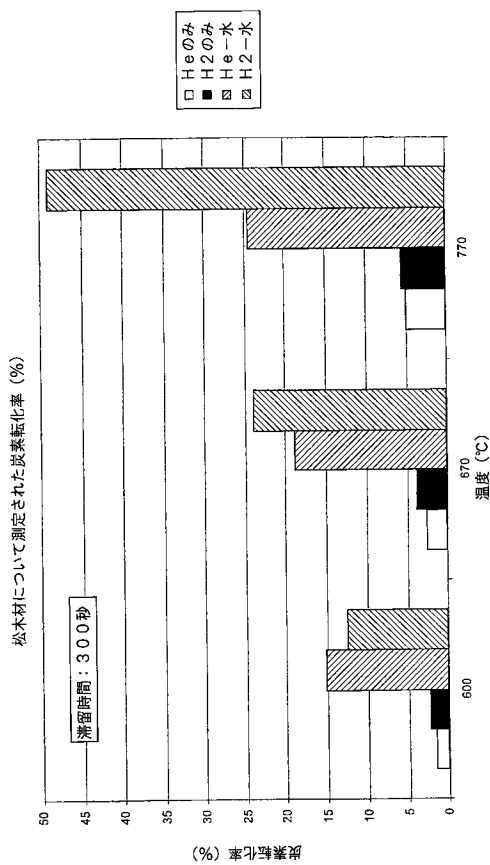
【 図 4 1 】



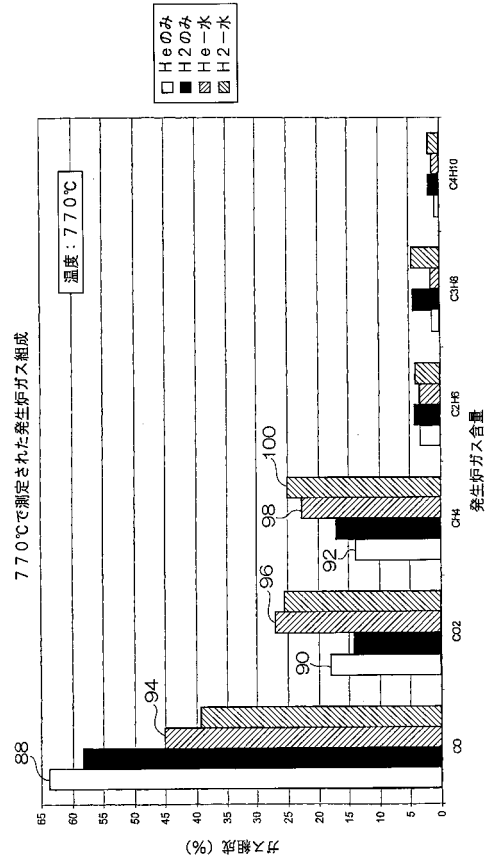
【 図 4 2 】



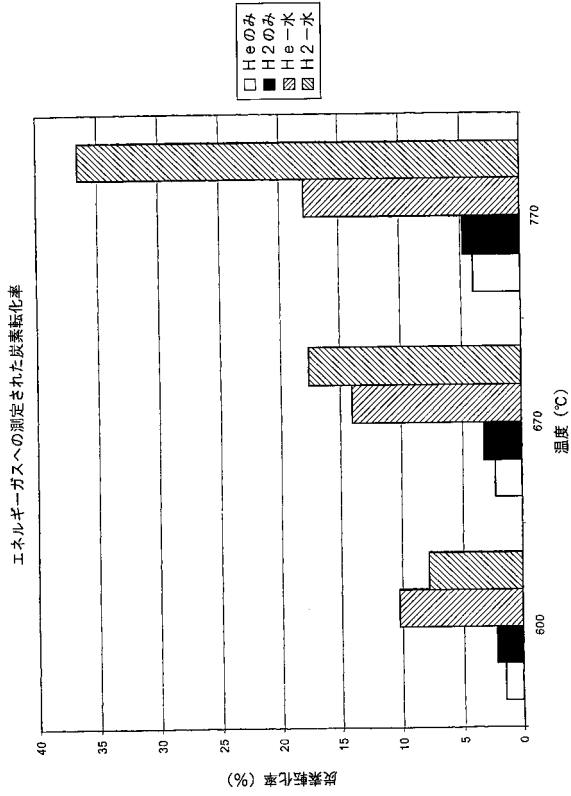
【 図 4 3 】



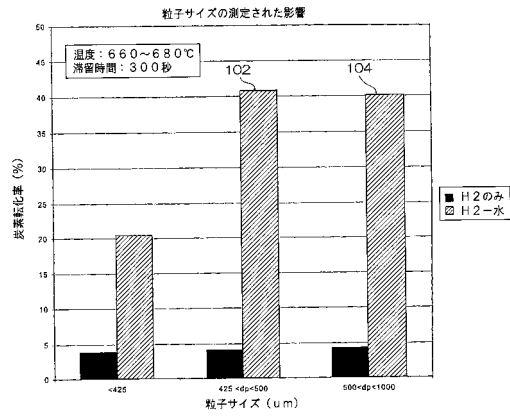
【 図 4 4 】



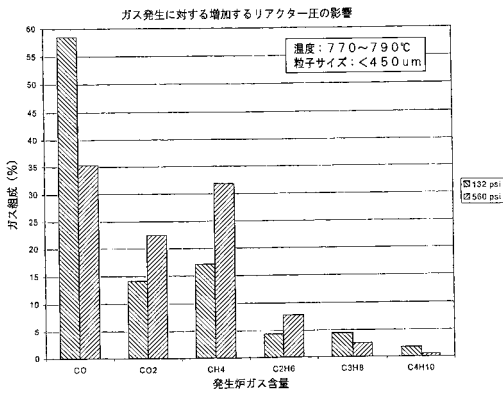
【 図 4 5 】



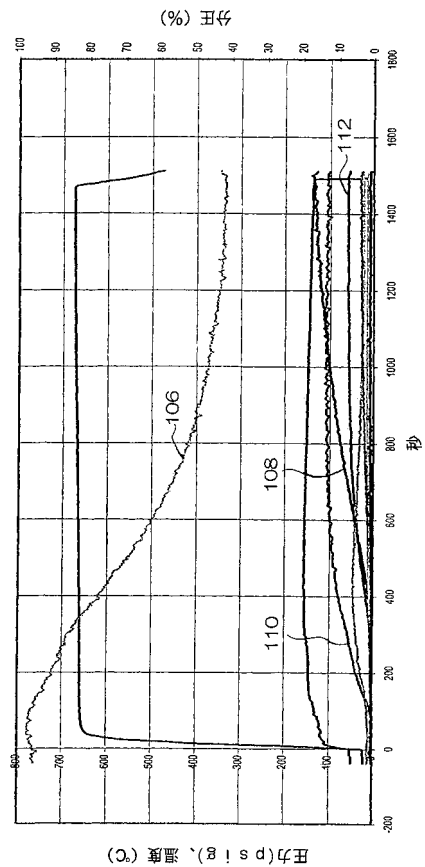
【 図 4 6 】



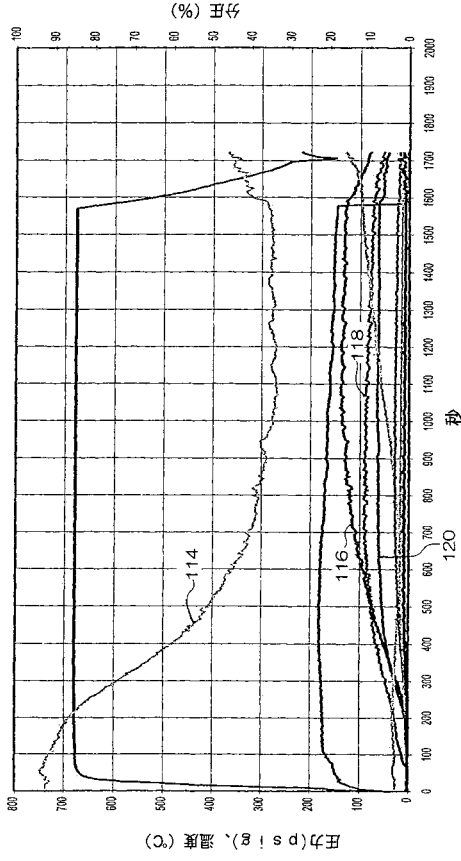
【 図 4 7 】



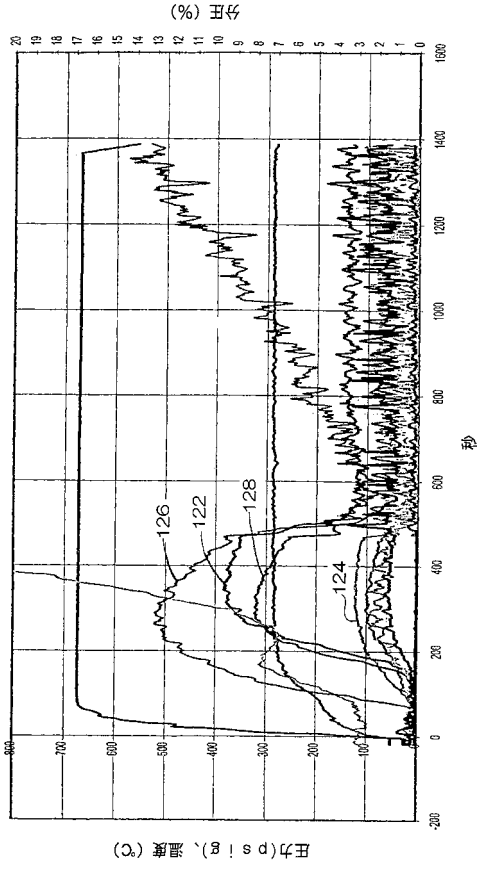
【 図 4 8 】



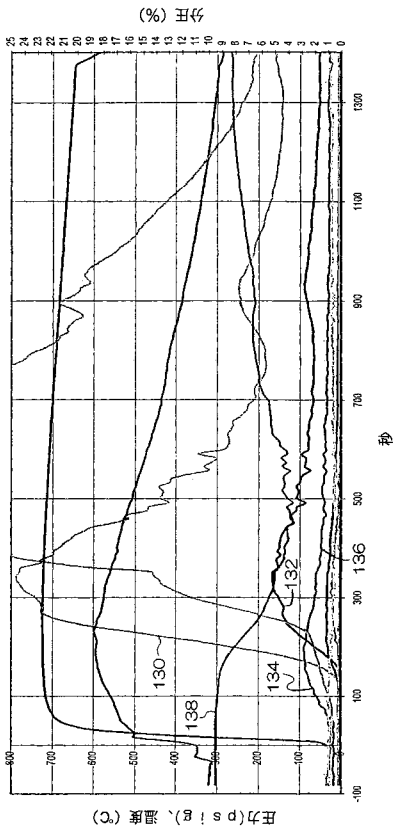
【 図 4 9 】



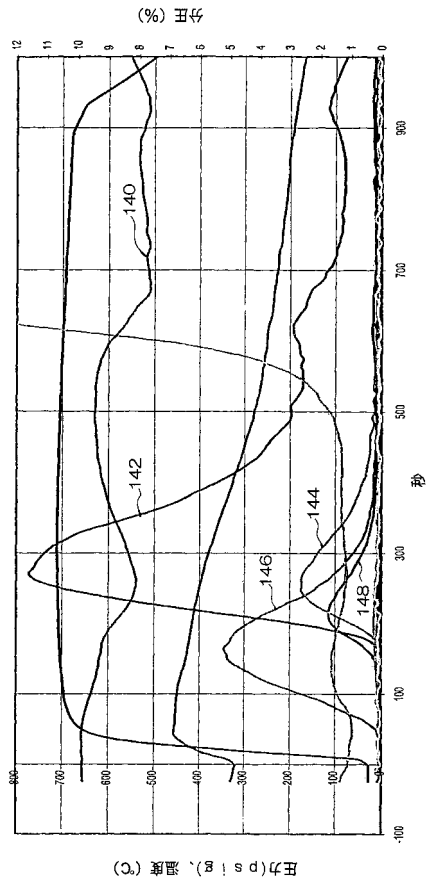
【 図 5 0 】



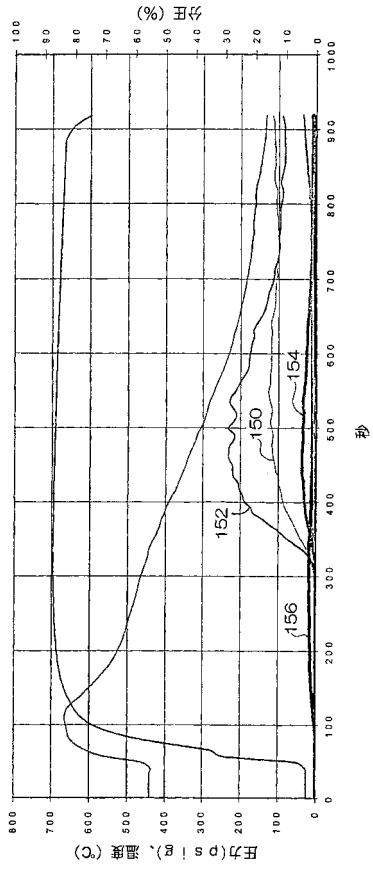
【 図 5 1 】



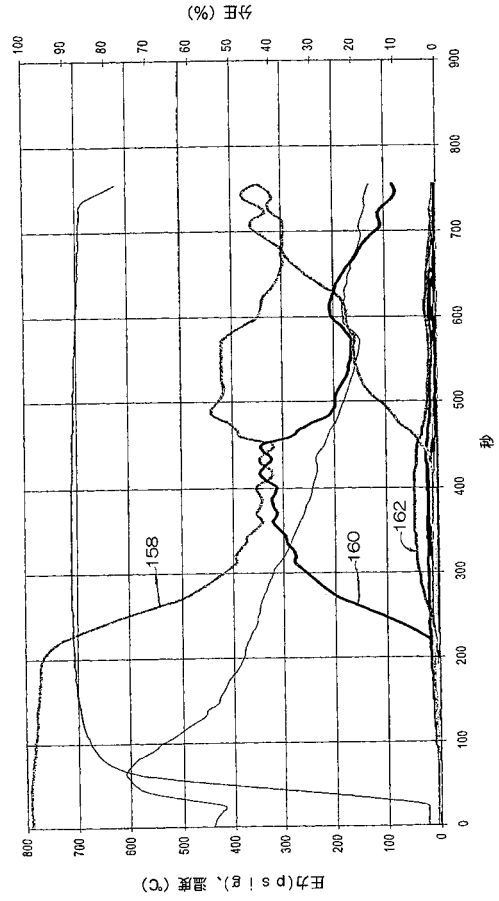
【 図 5 2 】



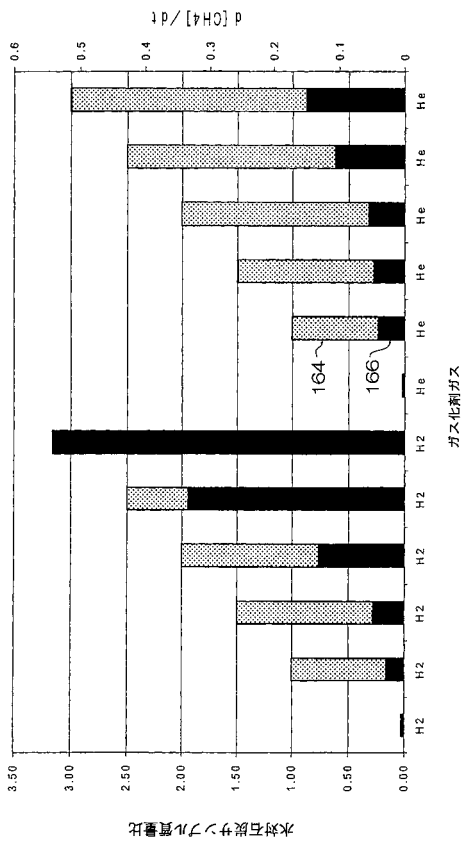
【図 5 3】



【図 5 4】



【図 5 5】



【手続補正書】

【提出日】平成19年8月2日(2007.8.2)

【手続補正1】

【補正対象書類名】特許請求の範囲

【補正対象項目名】全文

【補正方法】変更

【補正の内容】

【特許請求の範囲】

【請求項1】

炭質材料をエネルギーガスに変換する方法であって、a)炭質材料を水に添加し、b)前記炭質材料および前記水を水素の存在下で、メタンおよび一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度および圧力で加熱することを含む方法。

【請求項2】

工程b)における前記温度が約580 ~ 790 である請求項1に記載の方法。

【請求項3】

工程b)における前記圧力が約132 psi ~ 560 psiである請求項1に記載の方法。

【請求項4】

前記炭質材料が直径約1mmの公称粒子サイズを有する請求項1に記載の方法。

【請求項5】

前記炭質材料が一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項1に記載の方法。

【請求項6】

前記炭質材料がバイオマスを含む請求項5に記載の方法。

【請求項7】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項5に記載の方法。

【請求項8】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項5に記載の方法

【請求項9】

合成ガスを生成させる方法であって：

- a)炭質材料を水に添加し；
- b)前記炭質材料および前記水を、水素の存在下で、メタンおよび一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生するために十分な温度および圧力で加熱し；
- c)水素および一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で前記メタンおよび一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気改質反応に付すことを含む方法。

【請求項10】

前記炭質材料が非熱分解炭質材料である請求項9に記載の方法。

【請求項11】

前記炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項9に記載の方法。

【請求項12】

前記炭質材料がバイオマスを含む請求項11に記載の方法。

【請求項13】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項11に記載の方法。

【請求項14】

前記炭質材料が木材あるいは天然または合成ポリマーを含む合成ガスを生成させ、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で、前記メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気改質反応に付すことからなる請求項1に記載の方法。

【請求項 15】

液体燃料を製造する方法であって：

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で、前記メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気改質反応に付し；及び

液体燃料が製造される条件下で、前記合成ガスをフィッシャー・トロプシュ反応に付すことを含む液体燃料を製造する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 16】

前記炭質材料が非熱分解炭質材料である請求項 15 に記載の方法。

【請求項 17】

前記炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 15 に記載の方法。

【請求項 18】

前記炭質材料がバイオマスを含む請求項 17 に記載の方法。

【請求項 19】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 17 に記載の方法。

【請求項 20】

気体燃料として、または液体燃料を製造するためのフィッシャー・トロプシュリアクター中へのフィードとして、使用する合成ガスを製造する方法であって：

前記炭質材料を前記水に添加して前記炭質材料のスラリーを生成させ、内部供給源からの前記水素、及び前記スラリーを、メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスが発生する条件下で水素添加ガス化リアクター中に供給し；

前記水素添加ガス化リアクターからの前記メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを水蒸気メタン改質装置中に、水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生する条件下で供給し；

前記水蒸気メタン改質装置により発生した前記水素の一部を、内部供給源からの上記の水素として前記水素添加ガス化リアクター中に供給し；及び

プロセス加熱のために、または電気を発生させるエンジンの燃料として蒸気メタン改質装置により発生した前記合成ガスを利用するか、または液体燃料が製造される条件下で前記合成ガスを前記フィッシャー・トロプシュリアクター中に供給するかのいずれかを含む請求項 1 に記載の方法。

【請求項 21】

前記非熱分解炭質材料を水中で粉砕することにより前記スラリーが形成される請求項 20 に記載の方法。

【請求項 22】

前記炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 20 に記載の方法。

【請求項 23】

前記炭質材料がバイオマスを含む請求項 22 に記載の方法。

【請求項 24】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 22 に記載の方法。

【請求項 25】

上記水蒸気メタン改質装置により発生した合成ガスが、液体燃料が製造される条件下でフィッシャー・トロプシュリアクター中に供給される請求項 20 に記載の方法。

【請求項 26】

前記条件ならびに前記フィッシャー・トロプシュリアクター中の水素および一酸化炭素の相対量が、前記液体燃料が発熱的に製造されるようなものである請求項 25 に記載の方法。

【請求項 27】

前記水素添加ガス化リアクターおよび前記フィッシャー - トロプシュリアクターの一方または両方からの発熱を前記水蒸気メタン改質装置に移すことを含む請求項 2 6 に記載の方法。

【請求項 2 8】

前記水素添加ガス化リアクターおよびフィッシャー - トロプシュリアクターからの発熱を前記水蒸気メタン改質装置に移すことを含む請求項 2 6 に記載の方法。

【請求項 2 9】

上記の発熱を移すために溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループが使用される請求項 2 8 に記載の方法。

【請求項 3 0】

前記フィッシャー - トロプシュリアクター中に供給される水素および一酸化炭素の相対量が、上記の液体燃料が実質的にセタンであるようなものである請求項 2 5 に記載の方法。

【請求項 3 1】

液体燃料を製造する自立的な製造方法であって：

前記炭質材料を水に添加して、炭質材料のスラリーを形成し；

内部供給源からの前記水素、及び前記スラリーを水素添加ガス化リアクター中に、メタン及び一酸化炭素に富むガスが超大気圧下で発熱的に発生するような量及び条件下で供給し；

水素添加ガス化リアクターからの前記メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを、前記水素及び一酸化炭素を含む合成ガスが発生するような条件下で水蒸気メタン改質装置中に供給し；

水素精製フィルターを通して、前記水蒸気メタン改質装置により発生した水素の一部を、これから得られる前記水素が内部供給源からの上記の水素を構成する前記水素添加ガス化リアクター中に供給し；

前記蒸気メタン改質装置により発生した前記合成ガスの残りを前記フィッシャー - トロプシュリアクター中に、液体燃料が発熱的に製造される条件下で供給し；

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロプシュリアクターからの発熱を前記水蒸気メタン改質装置に移すことを含み、これにより実質的に自立的であるクレーム 1 に記載の製造方法。

【請求項 3 2】

上記の発熱を移すために溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループが使用される請求項 3 1 に記載の方法。

【請求項 3 3】

上記の炭質材料が、一般廃棄物、バイオマス、木材、石炭、あるいは天然または合成ポリマーを含む請求項 3 1 に記載の方法。

【請求項 3 4】

前記炭質材料がバイオマスを含む請求項 3 3 に記載の方法。

【請求項 3 5】

前記炭質材料が、木材あるいは天然または合成ポリマーを含む一般廃棄物を含む請求項 3 3 に記載の方法。

【請求項 3 6】

気体燃料として、または液体燃料を製造するためのフィッシャー - トロプシュリアクター中へのフィードとして使用される合成ガスを製造する装置であって、

炭質材料及び水の供給源；

水素添加ガス化リアクター；及び

水蒸気熱分解改質装置；

炭質材料及び水を供給して、メタン及び一酸化炭素を発生させるための、前記水素添加ガス化リアクターに炭質材料及び水の上記の供給源を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを発生させるために、前記水素添加ガス化リアク

ーにおいて発生したメタンに富む発生炉ガスを前記水蒸気熱分解改質装置に供給するための、前記蒸気熱分解改質装置に前記水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

前記水蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を前記水素添加ガス化リアクター中に供給するための、前記水素添加ガス化リアクターに前記水蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；及び

フィッシャー-トロプシュリアクター、ならびに前記水蒸気熱分解改質装置により発生した前記合成ガスの残りを前記フィッシャー-トロプシュリアクター中に供給して、液体燃料を製造するための、前記フィッシャー-トロプシュリアクターに水蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー-トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を前記水蒸気発生装置及び前記水蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための水-蒸気ループを含む装置。

【請求項 37】

実質的に自立的な方法において液体燃料を製造するための装置であって；

水素精製フィルター；

フィッシャー-トロプシュリアクター；

前記炭質材料の粒子を形成するための粉碎器；

前記炭質粒子のスラリーを形成するための前記粒子及び水の容器；及び

前記スラリーを加熱し、過熱された蒸気での熱分解により炭素を活性化させるための水蒸気発生装置を含む請求項 36 に記載の装置。

【請求項 38】

装置であって；

過熱された水蒸気を提供するための水蒸気発生装置；

炭質材料及び水を供給して、水素及び過熱された水蒸気の存在下でメタン及び一酸化炭素を発生させるための、前記水素添加ガス化リアクターに炭質材料及び水の上記の供給源を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを発生させるために、前記水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを前記水蒸気熱分解装置に供給するための、前記水蒸気熱分解改質装置に前記水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

前記水蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を水素添加ガス化リアクター中に供給するための、前記水素添加ガス化リアクターに前記水蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；

過熱された水蒸気を供給するための、前記水素添加ガス化リアクターに前記水蒸気発生装置を連結させる配管；及び

前記メタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスと反応させるために過熱された水蒸気を供給するための、前記水蒸気熱分解改質装置に前記水蒸気発生装置を連結させる配管をさらに含む請求項 36 に記載の装置。

【請求項 39】

フィッシャー-トロプシュリアクター、ならびに水蒸気熱分解改質装置により発生した前記合成ガスの残りを前記フィッシャー-トロプシュリアクターに供給して、液体燃料を製造するために、前記水蒸気熱分解改質装置を前記フィッシャー-トロプシュリアクターに連結する配管を含む請求項に 38 記載の装置。

【請求項 40】

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー-トロプシュリアクターの一方または両方からの熱を前記水蒸気発生装置及び前記水蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための溶融塩ループまたは水-蒸気ループを含む請求項 39 に記載の装置。

【請求項 41】

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー-トロプシュリアクターからの熱を前記水蒸気発生装置及び前記水蒸気熱分解改質装置に移すための溶融塩または水-蒸気ループ

ブを含む請求項 3 9 に記載の装置。

【請求項 4 2】

実質的に自立的方法において液体燃料を製造するための装置であって：

水素精製フィルター；

フィッシャー - トロブシュリアクター；

前記炭質材料の粒子を形成するための粉碎器；

前記炭質粒子のスラリーを形成するための前記粒子及び水の容器；

加熱された水蒸気を提供するための水蒸気発生装置；

前記スラリーを供給して、水素及び過熱された水蒸気の存在下でメタン及び一酸化炭素を発生させるための、前記水素添加ガス化リアクターに前記容器を連結させる配管；

過熱された水蒸気を供給するための、前記水素添加ガス化リアクターに前記水蒸気発生装置を連結させる配管；

水素及び一酸化炭素を含む合成ガスを形成するために、前記水素添加ガス化リアクターにおいて発生したメタン及び一酸化炭素に富む発生炉ガスを前記水蒸気熱分解改質装置に供給するための、前記水蒸気熱分解改質装置に前記水素添加ガス化リアクターを連結させる配管；

前記水蒸気熱分解改質装置により発生した水素の一部を前記水素添加ガス化リアクター中に供給するための、前記水素精製フィルターを介して前記水素添加ガス化リアクターに前記水蒸気熱分解改質装置を連結させる配管；及び

前記水蒸気熱分解改質装置により発生した合成ガスの残りを前記フィッシャー - トロブシュリアクター中に供給して液体燃料を製造するために、前記フィッシャー - トロブシュリアクターに前記水蒸気熱分解改質装置を連結させる配管を含む請求項 3 6 に記載の装置

。

【請求項 4 3】

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロブシュリアクターの一方または両方からの熱を前記水蒸気発生装置及び水蒸気熱分解改質装置の一方または両方に移すための溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループを含む請求項 4 2 に記載の装置。

【請求項 4 4】

前記水素添加ガス化リアクター及びフィッシャー - トロブシュリアクターからの熱を前記水蒸気発生装置及び前記水蒸気熱分解改質装置に移すための溶融塩ループまたは水 - 蒸気ループを含む請求項 4 2 に記載の装置。

【請求項 4 5】

工程 a) が、水蒸気発生装置からの過熱された蒸気を前記水素添加ガス化リアクター中に供給することをさらに含む請求項 2 0 に記載の方法。

【請求項 4 6】

前記水素添加ガス化リアクターおよびフィッシャー - トロブシュリアクターの一方または両方からの発熱を前記水蒸気発生装置に移すことをさらに含む請求項 4 5 に記載の方法

。

フロントページの続き

(51) Int.Cl.	F I			テーマコード(参考)
C 1 0 J 3/46 (2006.01)	B 0 1 J	3/00	A	4 H 0 6 0
C 1 0 G 2/00 (2006.01)	C 1 0 J	3/00	F	
C 1 0 L 1/00 (2006.01)	C 1 0 J	3/46	H	
C 1 0 K 3/04 (2006.01)	C 1 0 J	3/46	J	
	C 1 0 G	2/00		
	C 1 0 J	3/00	D	
	C 1 0 J	3/46	G	
	C 1 0 L	1/00		
	C 1 0 K	3/04		

(81) 指定国 AP(BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), EA(AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), EP(AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IT, LU, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OA(BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG), AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, YU, ZA, ZM, ZW

(74) 代理人 100085279

弁理士 西元 勝一

(72) 発明者 ノーベック、ジョセフ、エヌ.

アメリカ合衆国 9 2 5 0 7 カリフォルニア州 リヴァーサイド ウェスト セントラル 6 0
0 ナンバー 2 4 0

(72) 発明者 ハケット、コリン、イー.

アメリカ合衆国 9 2 5 0 8 カリフォルニア州 リヴァーサイド デイジー レーン 8 4 1 4

F ターム(参考) 4D004 AA02 AA04 AA07 AA11 AA12 AA46 AC05 BA03 CA04 CA27
CB13 CC01 CC03 DA02 DA03 DA06 DA07 DA20
4D059 AA03 AA07 AA08 BB03 BB06 BK11 BK12 DA70 EB07 EB08
EB10
4F401 AA03 AA27 AC02 BA03 CA14 CA70 CA75 DA01 EA44 EA46
EA47 FA01Y FA02Y FA08Y
4H013 AA01
4H029 CA00 DA00
4H060 BB12 GG08

【要約の続き】

に移すために熔融塩ループが使用される。本発明のもう一つ別の実施形態において、炭質材料は、水素及び蒸気の両方の存在下で同時に加熱されて、単段において蒸気熱分解及び水素添加ガス化を受け得る。