

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特許公報(B2)

(11) 特許番号

特許第6629431号
(P6629431)

(45) 発行日 令和2年1月15日(2020.1.15)

(24) 登録日 令和1年12月13日(2019.12.13)

(51) Int. Cl. F I
FO1K 25/10 (2006.01)
 FO1K 25/10 C
 FO1K 25/10 U

請求項の数 30 (全 54 頁)

(21) 出願番号	特願2018-510715 (P2018-510715)	(73) 特許権者	506018363
(86) (22) 出願日	平成28年4月14日 (2016. 4. 14)		サウジ アラビアン オイル カンパニー
(65) 公表番号	特表2018-529042 (P2018-529042A)		サウジアラビア国 3 1 3 1 1 ダーラン
(43) 公表日	平成30年10月4日 (2018. 10. 4)		、 イースタン アベニュー 1
(86) 国際出願番号	PCT/US2016/027413	(74) 代理人	100097320
(87) 国際公開番号	W02017/034620		弁理士 宮川 貞二
(87) 国際公開日	平成29年3月2日 (2017. 3. 2)	(74) 代理人	100131820
審査請求日	平成31年4月11日 (2019. 4. 11)		弁理士 金井 俊幸
(31) 優先権主張番号	62/209, 147	(74) 代理人	100155192
(32) 優先日	平成27年8月24日 (2015. 8. 24)		弁理士 金子 美代子
(33) 優先権主張国・地域又は機関	米国 (US)	(74) 代理人	100100398
			弁理士 柴田 茂夫
(31) 優先権主張番号	14/978, 210		
(32) 優先日	平成27年12月22日 (2015. 12. 22)		
(33) 優先権主張国・地域又は機関	米国 (US)		

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 有機ランキンサイクルに基づく、ガス処理プラント廃熱の電力への変換

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

原油随伴ガス処理プラントに配置され、前記原油随伴ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成された廃熱回収熱交換器と；

有機ランキンサイクルエネルギー変換システムと；

蓄積タンクとを備え；

前記有機ランキンサイクルエネルギー変換システムは、
 イソブタンを含む作動用流体を、11 barと12 barとの間の圧力に昇圧するように構成されたポンプと；

加熱された前記加熱用流体ストリームとの交換により前記作動用流体を加熱するように構成されたエネルギー変換熱交換器と；

加熱された前記作動用流体の膨張により発電するように構成されたタービン及び発電機と；

発電後に、前記膨張した作動用流体を冷却するように構成された冷却要素とを含み；

前記加熱用流体ストリームは、前記蓄積タンクから、前記廃熱回収熱交換器を通り、前記有機ランキンサイクルエネルギー変換システムを通して、前記蓄積タンクへ戻るように流れ；

前記原油随伴ガス処理プラントは、メタンを含むセールスガスを産生するために油井からの原油及びガス井からの天然ガスと関連するガスの少なくとも1つを処理するように構成されている；

10

20

システム。

【請求項 2】

前記エネルギー変換熱交換器の熱デューティは、3000MMBtu/時と3500MMBtu/時との間である、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 3】

前記エネルギー変換熱交換器は蒸発器を備える、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 4】

前記エネルギー変換熱交換器は、前記作動用流体を、150°F(約65.6)と160°F(約71.1)との間の温度に加熱するように構成されている、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 5】

前記エネルギー変換熱交換器は、前記作動用流体の圧力を、10barと11barとの間の圧力に下げないように構成されている、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 6】

前記作動用流体は、気相で前記タービンに入る、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 7】

前記タービン及び発電機は、少なくとも60MWの電力を発生するように構成されている、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 8】

前記冷却要素の熱デューティは、2500MMBtu/時と3000MMBtu/時との間である、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 9】

前記冷却要素は、冷却用流体との交換により膨張した前記作動用流体を冷却するように構成されている、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 10】

前記タービン及び発電機によって発生する電力の量は、前記冷却用流体の温度に基づいて変化する、

請求項 9 に記載のシステム。

【請求項 11】

前記冷却用流体の温度が65°F(約18.3)未満である場合、前記タービン及び発電機が70MWと90MWとの間の電力を発生する、

請求項 10 に記載のシステム。

【請求項 12】

前記冷却用流体の温度が少なくとも70°F(約21.1)である場合、前記タービン及び発電機が、60MWと80MWとの間の電力を発生する、

請求項 10 に記載のシステム。

【請求項 13】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントのスラグキャッチャからの蒸気ストリームを備える、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 14】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントのDGAストリップからの出力ストリームを備える、

10

20

30

40

50

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 15】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントのスイートガスストリームとセールスガスストリームとのうちの 1 つ以上を備える、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 16】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットのプロパンヘッダーを備える、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 17】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントの圧縮機からの出力ストリームを備える、

請求項 1 に記載のシステム。

【請求項 18】

メタンを含むセールスガスを産生するために油井からの原油及びガス井からの天然ガスと関連するガスの少なくとも 1 つを処理するように構成された原油随伴ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップと；

有機ランキンサイクルエネルギー変換システムにおいて発電するステップとを備え；

前記発電するステップは、

作動用流体を 11 bar と 12 bar との間の圧力に昇圧するステップと；

加熱された前記加熱用流体ストリームとの交換により前記作動用流体を加熱するステップと；

タービン及び発電機により、加熱された前記作動用流体の膨張により、発電するステップと；

発電後に、前記膨張した作動用流体を冷却するステップとを含み；

前記加熱用流体ストリームは、蓄積タンクから、廃熱回収熱交換器を通り、前記有機ランキンサイクルエネルギー変換システムを通して、前記蓄積タンクへ戻るように流れる；
方法。

【請求項 19】

前記作動用流体を、150 °F (約 65 . 6) と 160 °F (約 71 . 1) との間の温度に加熱するステップを備える；

請求項 18 に記載の方法。

【請求項 20】

作動用流体を加熱するステップは、前記作動用流体の圧力を、10 bar と 11 bar との間の圧力に下げるステップを有する；

請求項 18 に記載の方法。

【請求項 21】

発電するステップは、少なくとも 60 MW の電力を発生するステップを有する；

請求項 18 に記載の方法。

【請求項 22】

前記膨張した作動用流体を冷却するステップは、冷却用流体との交換により前記作動用流体を冷却するステップを有する；

請求項 18 に記載の方法。

【請求項 23】

前記タービン及び発電機で発電した電力の量は、前記冷却用流体の温度に基づいて変化する；

請求項 22 に記載の方法。

【請求項 24】

前記冷却用流体の温度が 65 °F (約 18 . 3) 未満である場合、前記タービン及び発電機が 70 MW と 90 MW との間の電力を発生する、

請求項 23 に記載の方法。

10

20

30

40

50

【請求項 25】

前記冷却用流体の温度が少なくとも70°F(約21.1)である場合、前記タービン及び発電機が、60MWと80MWとの間の電力を発生する、
請求項23に記載の方法。

【請求項 26】

前記原油随伴ガス処理プラントのスラグキャッチャからの蒸気ストリームとの交換により前記加熱用流体ストリームを加熱するステップを備える；
請求項18に記載の方法。

【請求項 27】

前記原油随伴ガス処理プラントのDGAストリップからの出力ストリームとの交換により前記加熱用流体ストリームを加熱するステップを備える；
請求項18に記載の方法。

10

【請求項 28】

前記原油随伴ガス処理プラントのスイートガスストリームとセールスガスストリームとのうちの1つ以上との交換により前記加熱用流体ストリームを加熱するステップを備える；
請求項18に記載の方法。

【請求項 29】

前記原油随伴ガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットのプロパンヘッダーとの交換により前記加熱用流体ストリームを加熱するステップを備える；
請求項18に記載の方法。

20

【請求項 30】

前記熱源は、前記原油随伴ガス処理プラントの圧縮機からの出力ストリームとの交換により前記加熱用流体ストリームを加熱するステップを備える、
請求項18に記載の方法。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本願は、2015年8月24日に出願された米国特許出願第62/209,147号及び2015年12月22日に出願された米国特許出願第14/978,210号に基づく優先権を主張し、当該米国特許出願の記載内容を援用する。

30

【背景技術】

【0002】

天然ガスと原油は共通の貯留層で見つかることがある。場合によっては、ガス処理プラントは、共通の不純物、例えば、水、二酸化炭素、及び硫化水素を除去することにより未処理の天然ガスを精製することができる。天然ガスを不純にする物質には経済的価値を有するものがあり、それらをさらに処理したり、販売したり、又は処理及び販売したりすることができる。原油随伴ガス処理プラントは多くの場合、多量の廃熱を環境へ放出する。

【発明の概要】

40

【0003】

一の態様において、システムは、原油随伴ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成された廃熱回収熱交換器を含む。このシステムは、イソブタンを含む作動用流体を、11bar(1.1MPa)と12bar(1.2MPa)との間の圧力に昇圧するように構成されたポンプを有する有機ランキンサイクルエネルギー変換システムを含む。有機ランキンサイクルエネルギー変換システムは、加熱された加熱用流体ストリームとの交換により作動用流体を加熱するように構成されたエネルギー変換熱交換器を含む。有機ランキンサイクルエネルギー変換システムは、タービン及び発電機を含む。タービン及び発電機は、加熱された作動用流体の膨張により発電するように構成されている。有機ランキンサイクルエネルギー変換システムは、発電後に

50

、膨張した作動用流体を冷却するように構成された冷却要素を含む。有機ランキンサイクルエネルギー変換システムは、蓄積タンクを含む。加熱用流体は、蓄積タンクから、廃熱回収熱交換器を通り、有機ランキンサイクルエネルギー変換システムを通過して、蓄積タンクへ戻るように流れる。

【0004】

実施の形態は、以下の特徴の1つ以上を含むことができる。

【0005】

エネルギー変換熱交換器は、3000MMBtu/h(単位時間あたり百万英熱量(Btu))(約3165168MJ/h(MW))と3500MMBtu/h(約3692695MJ/h(MW))との間の熱デューティを有する。

10

【0006】

エネルギー変換熱交換器は蒸発器を備える。

【0007】

エネルギー変換熱交換器は、作動用流体を、150°F(約65.6)と160°F(約71.1)との間の温度に加熱するように構成されている。

【0008】

エネルギー変換熱交換器は、作動用流体の圧力を、10bar(1.0MPa)と11bar(1.1MPa)との間の圧力に下げるように構成されている。

【0009】

作動用流体は、気相でタービンに入る。

20

【0010】

タービン及び発電機は、少なくとも60MW(メガワット)の電力を発生するように構成されている。

【0011】

冷却要素の熱デューティは、2500MMBtu/h(約2637640MJ/h(MW))と3000MMBtu/h(約3165168MJ/h(MW))の間である。

【0012】

冷却要素は、冷却用流体との交換により膨張した作動用流体を冷却するように構成されている。

【0013】

30

タービン及び発電機によって発生する電力の量は、冷却用流体の温度に基づいて変化する。冷却用流体の温度が約65°F(約18.3)未満である場合、タービン及び発電機が70MWと90MWとの間の電力を発生する。冷却用流体の温度が少なくとも70°F(約21.1)である場合、タービン及び発電機が、60MWと80MWとの間の電力を発生する。

【0014】

廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントの入口領域におけるスラグキャッチャからの蒸気ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成されている。

【0015】

廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントのDGA(ジグリコールアミン)ストリッパからの出力ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成されている。

40

【0016】

廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおけるスイートガスストリームとセールスガスストリームとのうちの1つ以上との交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成されている。

【0017】

廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおける、ガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットのプロパンヘッダーとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成されている。

50

【0018】

一の態様において、方法は、原油随伴ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、作動用流体を11 bar (1.1 MPa)と12 bar (1.2 MPa)との間の圧力に昇圧するステップと；加熱された加熱用流体ストリームとの交換により作動用流体を加熱するステップと；タービン及び発電機により、加熱された作動用流体の膨張により、発電するステップと；発電後に、膨張した作動用流体を冷却するステップとを有する有機ランキンサイクルエネルギー変換システムにおいて発電するステップを含む。加熱用流体は、蓄積タンクから、廃熱回収熱交換器を通り、有機ランキンサイクルエネルギー変換システムを通して、蓄積タンクへ戻るように流れる。

10

【0019】

実施の形態は、以下の特徴の1つ以上を含むことができる。

【0020】

この方法は、作動用流体を、150 °F (約65.6)と160 °F (約71.1)との間の温度に加熱するステップを含む。

【0021】

作動流体を加熱するステップは、作動用流体の圧力を、10 bar (1.0 MPa)と11 bar (1.1 MPa)との間の圧力に下げるステップを含む。

【0022】

発電するステップは、少なくとも60 MWの電力を発生するステップを含む。

20

【0023】

膨張した作動流体を冷却するステップは、冷却用流体との交換により作動用流体を冷却するステップを含む。

【0024】

タービン及び発電機で発電した電力の量は、冷却用流体の温度に基づいて変化する。冷却用流体の温度が約65 °F (約18.3)未満である場合、タービン及び発電機が70 MWと90 MWとの間の電力を発生する。冷却用流体の温度が少なくとも70 °F (約21.1)である場合、タービン及び発電機が、60 MWと80 MWとの間の電力を発生する。

【0025】

ガス処理プラントの入口領域におけるスラグキャッチャからの蒸気ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。

30

【0026】

ガス処理プラントのDGAストリップからの出力ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。

【0027】

ガス処理プラントにおけるスイートガスストリームとセールスガスストリームとのうちの1つ以上との交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。

【0028】

ガス処理プラントにおける、ガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットのプロパンヘッダーとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。

40

【0029】

一の態様において、システムは、原油随伴ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される廃熱回収熱交換器と；加熱された加熱用流体ストリームとの交換により作動用流体を加熱するように構成されるエネルギー変換システム熱交換器と；タービンと発電機とを含むエネルギー変換システムであって、タービンと発電機は加熱された作動用流体の膨張により電力を発生するように構成される、タービンと発電機とを含むエネルギー変換システムとを含む。

【0030】

実施の形態は、以下の特徴の1つ以上を含むことができる。

50

【0031】

このエネルギー変換システムは有機ランキンサイクルを含む。タービンと発電機は、少なくとも約65MW(メガワット)の電力、例えば少なくとも約80MWの電力、を発生するように構成される。このエネルギー変換システムは、エネルギー変換流体を約12bar(1.2MPa)未満の圧力に加圧するように構成されるポンプを含む。作動用流体はイソブタンを含む。

【0032】

このエネルギー変換システムはカーリーナサイクルを含む。作動用流体はアンモニア及び水を含む。タービン及び発電機は、少なくとも約65MWの電力、例えば少なくとも約84MWの電力、を発生するように構成される。このエネルギー変換システムは、作動用流体を約25bar(2.5MPa)未満、例えば約22bar(2.2MPa)未満の圧力、に加圧するように構成されるポンプを含む。

【0033】

このエネルギー変換システムは、改良されたゴスワミサイクルを含む。この改良されたゴスワミサイクルは、低温化用流体ストリームを冷却するチラーを含む。作動用流体の第1の部分はタービンに入り、作動用流体の第2の部分はチラーを通して流れる。チラーは、作動用流体の第2の部分との交換により低温化用流体ストリームを冷却するように構成される。冷却された低温化用流体ストリームは、ガス処理プラントでの冷却に用いられる。チラーは、少なくとも約210MMBtu/時(毎時百万英熱単位(Btu))(約221562MJ/h(MW))のプラント内冷却容量を産生するように構成される。冷却された低温化用流体ストリームは外気の冷却に用いられる。冷却された低温化用流体ストリームは、ガス処理プラントにおける外気冷却に用いられる。チラーは、少なくとも約80MMBtu/時(約84405MJ/h(MW))の外気冷却容量を産生するように構成される。冷却された低温化用流体ストリームは、ガス処理プラント外のコミュニティの外気冷却に用いられる。チラーは、少なくとも約1300MMBtu/時(約1371573MJ/h(MW))の外気冷却容量を産生するように構成されている。タービンを通して流れる作動用流体の量と、チラーを通して流れる作動用流体の量との比は、エネルギー変換システムの稼働中に調節可能である。その比をゼロとすることもできる。タービンと発電機は、少なくとも約53MWの電力を発生するように構成される。このエネルギー変換システムは、作動用流体を約14bar(1.4MPa)未満の圧力に加圧するように構成されるポンプを含む。作動用流体はアンモニアと水を含む。作動用流体は、気相でタービンに入る。タービンに入る作動用流体は、エネルギー変換サイクルの他の部分の作動用流体と比較して、アンモニアリッチである。このシステムは、液体の作動用流体から電力を発生するように構成される高圧回収タービンを含む。高圧回収タービンは、少なくとも約1MWの電力を発生するように構成される。この高圧回収タービンに入る液体の作動用流体は、エネルギー変換サイクルの他の部分の作動用流体と比較して、アンモニアリッチである。

【0034】

加熱用流体ストリームはオイルを含む。システムは蓄積タンクを含む。加熱用流体ストリームは、蓄積タンクから廃熱回収熱交換器を通り、エネルギー変換システム熱交換器を通して流れ、蓄積タンクへ戻る。

【0035】

この廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントの入口領域でのスラグキャッチャからの蒸気ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおけるジグリコールアミン(DGA)ストリップからのリーンDGAストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントでのDGAストリップからの塔頂ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおけるスイートガスストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおけるセー

10

20

30

40

50

ルスガストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。廃熱回収熱交換器は、ガス処理プラントにおける、ガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットのプロパンヘッダーとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するように構成される。

【0036】

一般的な態様において、方法は、ガス処理プラントにおける熱源との交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップと；加熱された加熱用流体ストリームとの交換により作動用流体を加熱するステップと；加熱された作動用流体の膨張により、エネルギー変換システムにおいてタービンと発電機により電力を発生するステップとを含む。

【0037】

実施の形態は、以下の特徴の1つ以上を含むことができる。

【0038】

このエネルギー変換システムは有機ランキンサイクルを含む。電力を発生するステップは、少なくとも約65 MWの電力、例えば少なくとも約80 MWの電力、を発生するステップを含む。この方法は、作動用流体に約12 bar未満の圧力をかけるステップを含む。

【0039】

このエネルギー変換システムはカーリーナサイクルを含む。電力を発生するステップは、少なくとも約65 MWの電力、例えば少なくとも約84 MWの電力、を発生するステップを含む。この方法は、作動用流体に、約25 bar未満の圧力、例えば約22 bar未満の圧力、をかけるステップを含む。

【0040】

エネルギー変換サイクルは、改良されたゴスワミサイクルを含む。この方法は、チラーにおいて作動用流体との交換により低温化用流体ストリームを冷却するステップを含む。作動用流体の第1の部分はタービンに入り、作動用流体の第2の部分はチラーを通過して流れる。この方法は、冷却された低温化用流体ストリームを、冷却のためにガス処理プラントへ提供するステップを含む。この方法は、冷却された低温化用流体ストリームを用いて少なくとも約210 MM Btu / 時のプラント内冷却を産生するステップを含む。この方法は、冷却された低温化用流体ストリームを外気冷却に用いるステップを含む。この方法は、冷却された低温化用流体ストリームをガス処理プラントでの外気冷却に用いるステップを含む。この方法は、少なくとも約80 MM Btu / 時の外気冷却容量を産生するステップを含む。この方法は、冷却された低温化用流体ストリームをガス処理プラント外のコミュニティの外気冷却に用いるステップを含む。この方法は、少なくとも約1300 MM Btu / 時の外気冷却容量を産生するステップを含む。この方法は、タービンに入る作動用流体の量と、チラーを通過して流れる作動用流体の量との比を調節するステップを含む。この比をゼロとすることもできる。電力を発生するステップは、少なくとも約53 MWの電力を発生するステップを含む。この方法は、作動用流体を約14 bar未満の圧力に加圧するステップを含む。この方法は、作動用流体が気相でタービンに入るようにするステップを含む。タービンに入る作動用流体は、エネルギー変換サイクルの他の部分の作動用流体と比較して、アンモニアリッチである。この方法は、液体の作動用流体を受け入れる高圧回収タービンによって電力を発生するステップを含む。この方法は、少なくとも約1 MWの電力を発生するステップを含む。高圧回収タービンに受け入れられる液体の作動用流体は、エネルギー変換サイクルの他の部分の作動用流体と比較して、アンモニアリッチである。

【0041】

この方法は、ガス処理プラントにおける熱源との交換のために加熱用流体ストリームを蓄積タンクからガス処理プラントにおける廃熱回収交換器へ、そしてエネルギー変換流体との交換のためにエネルギー変換熱交換器へ流し、蓄積タンクへ戻すステップを含む。

【0042】

この方法は、ガス処理プラントの入口領域におけるスラグキャッチャからの蒸気ストリ

10

20

30

40

50

ームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、ガス処理プラントにおけるDGAストリップパからのリーンDGAストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、ガス処理プラントにおけるDGAストリップパからの塔頂ストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、ガス処理プラントにおけるスイートガスストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、ガス処理プラントにおけるセールスガスストリームとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。この方法は、ガス処理プラントにおけるガス処理プラントのプロパン冷凍ユニットでのプロパンヘッダーとの交換により加熱用流体ストリームを加熱するステップを含む。

10

【0043】

ここで述べるシステムは、以下の利点の1つ以上を有する。このシステムは、原油随伴ガス処理プラントと統合されて、ガス処理プラントのエネルギー効率を高めたり、汚染を低減したり、又はその両方を達成することができる。ガス処理プラントからの低品位廃熱を無炭素発電に用いることができる。ガス処理プラントからの低品位廃熱を利用してプラント内の準外気冷却を提供し、よってガス処理プラントの燃料消費を減らすことができる。ガス処理プラントからの低品位廃熱を利用して、ガス処理プラントの工業コミュニティ又は近隣の非工業コミュニティにおける外気の空調または冷却を提供し、よってコミュニティのエネルギー消費削減に役立てることができる。

20

【0044】

記載のエネルギー変換システムを、既存の原油随伴ガス処理プラントへ、改良として統合することができる、又は、新設のガス処理プラントへ統合することができる。既存のガス処理プラントに対する改良は、ここで説明するエネルギー変換システムによりもたらされる効率、発電、及び省燃料の利点を、少ない設備投資で享受できるようにする。エネルギー変換システムは、効率的な廃熱回収及び廃熱の発電用及び冷却用ユーティリティへの変換を可能としながらも、ガス処理プラントにおける既存の構造を利用できる。既存のガス処理プラントへのエネルギー変換システムの導入は、プラント特有の運転モードに対して一般化が可能である。

【0045】

他の特徴及び利点は、以下の説明及び特許請求の範囲から明らかとなる。

30

【図面の簡単な説明】

【0046】

【図1】原油随伴ガス処理プラントの入口領域の図である。

【0047】

【図2】原油随伴ガス処理プラントの高圧ガス処理領域の図である。

【0048】

【図3】原油随伴ガス処理プラントの低圧ガス処理及び供給ガス圧縮の区画の図である。

【0049】

【図4】原油随伴ガス処理プラントの液体回収及びセールスガス圧縮ユニットの図である。

40

【0050】

【図5】原油随伴ガス処理プラントのプロパン冷媒区画の図である。

【0051】

【図6】有機ランキンサイクルに基づく、廃熱の電力変換プラントの図である。

【0052】

【図7A】有機ランキンサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【図7B】有機ランキンサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【0053】

50

【図 8】エゼクタの図である。

【0054】

【図 9 A】改良型カーリーナサイクルに基づく、廃熱の電力変換プラントの図である。

【図 9 B】改良型カーリーナサイクルに基づく、廃熱の電力変換プラントの図である。

【0055】

【図 10 A】改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【図 10 B】改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【0056】

【図 11 A】改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【図 11 B】改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【0057】

【図 12】改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱の冷却及び電力変換併合プラントの図である。

【発明を実施するための形態】

【0058】

原油随伴ガス処理プラントには、低品位廃熱回収ネットワークが統合されている。低品位廃熱回収ネットワークは、ガス処理プラントにおける様々な低品位源から廃熱を回収する、ガス処理プラントにおける熱交換器のネットワークを含むことができる。回収された廃熱を、エネルギー変換システム、例えば有機ランキンサイクル、カーリーナサイクル、又は改良型ゴスワミサイクルに基づくエネルギー変換システムへ送ることができる。

【0059】

エネルギー変換システムでは、回収された廃熱を無炭素電力への変換に利用できる。ある種のエネルギー変換システムによっては、回収された廃熱は、低温水の冷却に利用され、続いてこの低温水は処理プラントへ戻されてプラント内の準外気低温化に利用される、又は、ガス処理プラントにおいてガストリーム（流れ）を直接冷却するために利用される。よって、ガス処理プラントの機械的冷凍又はプロパン冷凍に対する依存度は低下し、エネルギー効率が高まる。ある種のエネルギー変換システムによっては、回収された廃熱を利用してガス処理プラントの工業コミュニティ又は近隣の非工業コミュニティに対して外気空調又は冷却を提供することもできる。冷却に用いられる廃熱の量に対する発電に用いられる廃熱の量は、実情、例えば、環境条件や送電網からの需要に基づいてエネルギー変換システムの運転を最適化できるように、リアルタイムで柔軟に調節できる。例えば、暑い夏の日中は、発電を犠牲にして主に外気空調を提供するようにエネルギー変換システムを構成してもよく、冬には、発電量を多くするようにエネルギー変換システムを構成してもよい。

【0060】

図 1 乃至 5 は、例えば、1 日当たり約 20 から 25 億標準立方フィートの供給容量を有する大規模な原油随伴ガス処理プラントの一部を示す。場合によっては、ガス処理プラントとは、油井から得られる原油に随伴するガスである「随伴ガス」を処理するためのプラント、又は天然ガス井から直接得られるガスである「天然ガス」を処理するためのプラントのことである。

【0061】

低品位廃熱回収ネットワークと準外気冷却システムとが、原油ガス処理プラントに対する改良として図 1 乃至 5 の原油随伴ガス処理プラントに統合されている。原油随伴ガス処理プラントに統合された熱交換器のネットワークが、ガス処理プラントにおける様々な低品位源から廃熱を回収する。回収された廃熱は、エネルギー変換システムへ送られ、そこで、回収廃熱が無炭素電力へ変換される。エネルギー変換システムにおいて、回収廃熱を

10

20

30

40

50

利用して、プラント内の準外気低温化のためにガス処理プラントへ戻される低温水を冷却することができ、よって、ガス処理プラントが冷却に用いるエネルギー消費を低減することもできる。場合によっては、回収廃熱を利用してガス処理プラントの工業コミュニティ又は近隣の非工業コミュニティに対する外気空調又は冷却を提供することもできる。

【0062】

図1乃至5に示すような原油随伴ガス処理プラントは、ここで述べる低品位廃熱回収ネットワーク及び準外気冷却システムを改良して導入する以前は、例えば空気クーラーを通じて低品位廃熱（例えば、約232°F（約111℃）未満の廃熱）を環境へ廃棄していた。一の例ではあるが、このようなプラントは、約3250MMBtu/時（約3428932MJ/h（MW））の低品位廃熱を環境へ廃棄している。加えて、このようなプラントは、改良の導入以前は、液体回収領域400（図4）を稼働させるための準外気冷却に約500MMBtu/時（約527528MJ/h（MW））を消費していた。ここで述べる低品位廃熱回収ネットワーク及び準外気冷却システムを導入することにより、環境へ放出される低品位廃熱量を削減し、液体回収領域の稼働に伴う準外気冷却負荷を減らすことができる。

10

【0063】

稼働時に、加熱用流体は、熱交換器1から7（以下の段落に記載）を介して流される。熱交換器1から7のそれぞれの入口へ流入する加熱用流体の入口温度は実質的に同じであり、例えば、約130°F（約54.4℃）と約150°F（約65.6℃）との間の温度、例えば約140°F（約60℃）、約150°F、約160°F（約71.1℃）、又は別の温度、である。各熱交換器1から7は、加熱用流体を入口温度よりも高いそれぞれの温度に加熱する。熱交換器1から7からの加熱された加熱用流体は合流して、発電システムを通して流れ、そこで、加熱された加熱用流体からの熱が発電システムの作動用流体を加熱することで、作動用流体の圧力と温度が高まる。

20

【0064】

図1を参照すると、原油随伴ガス処理プラントの入口領域100において、入口ガストリーム102、例えば3相の油井流体供給ストリームが、受入れスラグキャッチャ104、106へ流れる。スラグキャッチャ104、106は、油井ストリーム炭化水素（HC）コンデンセート、ガス、及びサワーウォータ（濃縮廃液）の第1段の3相分離器である。

30

【0065】

スラグキャッチャ104、106それぞれからの油井ストリームHCコンデンセート124、126は、フラッシング及び更なる分離のためにそれぞれ3相分離器128、129へ流れる。3相分離器128、129において、ガスは液体から分離され、HC液は、凝縮水から分離される。塔頂ガス132、134は低圧（LP）ガス分離器118へ流れる。サワーウォータ136、138は、サワーウォータストリップ予フラッシュドラム112へ流れる。HCコンデンセート140、142は3相分離器コンデンセートクーラー144を通して流れ、1つ以上のコンデンセートポンプ146によって未精製注入ヘッダー148へ圧送される。

【0066】

スラグキャッチャ104、106それぞれからの高温蒸気114、116。熱交換器1は、加熱用流体194、例えばオイル、水、有機流体、又は別の流体、との交換により、蒸気114、116から廃熱を回収する。例えば、熱交換器1は、約50MMBtu/時（約52753MJ/h（MW））と約150MMBtu/時（約158258MJ/h（MW））との間の廃熱、例えば、約50MMBtu/時、約100MMBtu/時（約105506MJ/h（MW））、約150MMBtu/時、又は別の熱量の廃熱、を回収できる。熱交換器1は、加熱用流体194の温度を、例えば、入口温度から、例えば、約180°F（約82.2℃）と約200°F（約93.3℃）との間の温度、例えば、約180°F、約190°F（約87.8℃）、約200°F、又は別の温度、へ高める一方で、スラグキャッチャ104、106からの塔頂蒸気114、116を冷却する。熱

40

50

交換器 1 を出た加熱用流体 194 は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併合プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。

【0067】

熱交換器 1 での廃熱回収に続き、蒸気 114、116 は、スラグキャッチャ蒸気クーラー 122 で冷却される。蒸気クーラー 122 の運転は季節によって変わり得る。例えば、夏期には、流入してくる蒸気 114、116 の温度は冬期よりも高くなることもあり、蒸気クーラー 112 は、夏期には冬期よりも低い熱デューティで稼動し、夏期には冬期よりも高い温度まで蒸気 114、116 を冷却できる。熱交換器 1 の存在は、クーラー 122 の熱デューティを、熱交換器 1 がいない場合と比較して低下させることができる。例えば、クーラー 122 の熱デューティを、例えば、約 20MMBtu/時 (約 21101MJ/h (MW)) と約 40MMBtu/時 (約 42202MJ/h (MW)) との間の熱デューティ、例えば、約 20MMBtu/時、約 30MMBtu/時 (約 31652MJ/h (MW))、約 40MMBtu/時、又は別の熱デューティ、へ低下させることができるが、熱交換器 1 がいない場合のクーラー 122 の熱デューティは、夏期には約 120MMBtu/時 (約 126607MJ/h (MW)) と約 140MMBtu/時 (約 147708MJ/h (MW)) との間、冬期には約 190MMBtu/時 (約 200461MJ/h (MW)) と約 210MMBtu/時との間になる。

10

【0068】

スラグキャッチャ蒸気クーラー 122 からの冷却されたサワーガスの出力ストリーム 180 は、2つの部分に分割される。冷却されたサワーガスの第 1 の部分 130 は、高圧ガス処理区画 200 (図 2) へ流れる。冷却されたサワーガスの第 2 の部分 123 は、LP ガス分離器 118、120 へ流れ、そこで、蒸気 114、116 の同伴水分が全て除去される。LP ガス分離器 118、120 の塔頂からのサワーガス 150、152 は、液体同伴に対する更なる保護を提供するデミスタパッド (不図示) を通過して流れ、低圧ガス処理区画 300 (図 3) へ送られる。LP ガス分離器 118、120 からの HC 液 154、156 は、HC コンデンセートサージドラム注入ヘッダー 158 又は未精製注入ヘッダー 148 へ送られる。

20

【0069】

各スラグキャッチャ 104、106 は、サワーウォータ 108、110 がそれぞれサワーウォータストリッパ予フラッシュドラム 112 へ送られる前に塩分を含むサワーウォータを集める、同伴沈降物を沈殿させるための水ブートを有する。予フラッシュドラム 112 において、サワーウォータは、溶解している硫化水素 (H_2S) 及び炭化水素をサワーウォータから抜き取り、サワーウォータを廃棄する前に処理されてサワーウォータから同伴油分が全て除去処理される。予フラッシュドラム 112 からの頂部酸性ガス 160 は、硫黄回収ユニット 162 へ送られる。予フラッシュドラム 112 からのサワーウォータ 164 は、サワーウォータストリッパ塔 166 の塔頂区画部に送り込まれる。サワーウォータは、ストリッパ塔 166 の充填区画部を流下して通過し、そこで、サワーウォータは、ストリッパ塔 166 の充填区画部の下側に注入される低圧スチーム 168 と接触する。スチーム 168 は、サワーウォータから H_2S を抜き取る。 H_2S 170 は、ストリッパ塔 166 の塔頂から硫黄回収ユニット 162 へ流れる。 H_2S を含まない水 172 は、ストリッパ塔 166 の塔底からサワーウォータ流出物クーラー 174、例えば空気クーラーを通過してサワーウォータ環流ポンプ 176 の吸引側へ流れる。環流ポンプ 176 は環流水を吐出して、これをストリッパ塔 166 へ戻す、又は、ガスプラント油分混じり水下水システム、例えば蒸発池 178、へ送る。

30

40

【0070】

図 2 を参照すると、ガス処理プラントの高圧ガス処理区画 200 はガス処理領域 202 と脱水ユニット 204 とを含む。高圧ガス処理区画 200 は、ガス処理プラントの入口区画 (図 1) から受け入れた高圧サワーガス 130 を処理する。ガス処理領域 202 は、例えばジグリコールアミン (DGA) を用いてサワーガス 130 を処理して不純物、例えば硫化水素 (H_2S) 及び二酸化炭素 (CO_2) を除去し、湿性スイートセールスガス 25

50

0を生成する。スイートガスは H_2S を取り除いたガスである。スイートガスは、ガスストリーム中に少量の H_2S 、例えば約10PPM(百万分の一)未満の H_2S 、を含む場合がある。

【0071】

サワー供給ガス130は、1つ以上の熱交換器又はチラー206によって冷却することができる。例えば、チラー206は、サワー供給ガス130を冷却する間欠負荷チラーとすることができる。チラー206から、サワー供給ガス130が供給ガスフィルタ分離器208へ流れる。このフィルタ分離器208内の廃棄フィルタが、サワーガス130から固体粒子、例えば泥又は硫化鉄、を除去する。フィルタ分離器208内のベンデミスタによりサワーガス130中の同伴液体が分離する。

10

【0072】

ろ過されたサワーガス131は、フィルタ分離器208を出てジグリコールアミン(DGA)接触器210の塔底に入る。サワーガスは、DGA接触器内を上昇し、液体、即ちDGA接触器210のカラムを流れ下るリーンDGAストリーム232(以下の段落で考察)からのリーンDGAと接触する。DGA接触器210内のリーンDGAは、サワーガスから H_2S と CO_2 を吸収する。湿性スイートセールスガス250は、DGA接触器の塔頂を出て、以下の段落で考察する脱水ユニット204へ入る。 H_2S と CO_2 とを多く含む液体DGAであるリッチDGA214は、DGA接触器210の塔底を出て、リッチDGAフラッシュドラム216へ流入する。セールスガスはメタンを主体とするガスであり、それよりも重いガス、例えば少量のエタンと極少量のプロパン、を含む。セールスガスは、約900と1080BTU/SCF(標準立方フィート当たりの英熱単位)との間の工業及び非工業用の発熱量を呈する。

20

【0073】

リッチDGAフラッシュドラム216では、ガスが液体リッチDGAから分離される。ガスは、フラッシュドラム216の塔頂からフラッシュガス218として放出され、例えば、ボイラで利用できるように、燃料ガスヘッダー214に合流する。

【0074】

液体リッチDGA220は、フラッシュドラム216の塔底を出て、リーン/リッチDGAクーラー219を介してDGAストリップ222へ流れる。液体リッチDGAは、DGAストリップ222の塔を流れ下り、そこでストリップ塔底リボイラストリーム224からカラムを通過して上昇する酸性ガス及びスチームと接触する。ストリップ塔底リボイラストリーム224は、交換器226において、低圧スチーム(LPS)228との交換によって加熱される。 H_2S と CO_2 はDGAと水との混合物と共に放出され、ストリップ塔底リボイラストリーム224は、2相流としてDGAストリップ222へ戻る。

30

【0075】

酸性ガスは、DGAストリップ222のカラムを通過して上昇し、凝縮したサワーウォータを含み得る酸性ガスストリーム230としてDGAストリップ222の塔頂を出る。酸性ガスストリーム230は、DGAストリップ塔頂凝縮器238へ流れ、次いで、酸性ガスとサワーウォータとを分離するDGAストリップ環流ドラム240へ流れる。酸性ガス242は上昇し、環流ドラム240の塔頂を出て、そこから酸性ガス242は、例えば、硫黄回収ユニット162又は酸フレアへ導かれる。サワーウォータ(不図示)は、環流ドラム240の塔底を出て、ストリップ環流ポンプ(不図示)によってDGAストリップ222の塔頂トレイへ搬送され、塔頂環流ストリームとして作用する。

40

【0076】

リーンDGA溶液232は、DGAストリップ222の塔底から流れ、1つ以上のDGA循環ポンプ234により圧送されてリーン/リッチDGAクーラー219、熱交換器2、及びリーンDGA溶液クーラー236を通る。熱交換器2は、加熱用流体294との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器2は、約200MMBtu/時(約211011MJ/h(MW))と約300MMBtu/時(約316517MJ/h(MW))との間の廃熱、例えば約200MMBtu/時、約250MMBtu/時(約26376

50

4 MJ/h (MW))、約300MMBtu/時、又は別の熱量の廃熱、を回収できる。熱交換器2は、加熱用流体294の温度を、例えば、入口温度から例えば、約210°F (約98.9°C)と約230°F (約110°C) Fとの間の温度、例えば約210°F、約220°F (約104°C)、約230°F、又は別の温度、に上昇させる一方で、リーンDGAストリーム232を冷却する。熱交換器2を出た加熱用流体294は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併合プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。

【0077】

熱交換器2の存在により、リーンDGAクーラー236の熱デューティの低下が可能になる。例えば、リーンDGAクーラー236の熱デューティを、例えば、以前の値である約250MMBtu/時と約300MMBtu/時との間から約30MMBtu/時と約50MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約30MMBtu/時、約40MMBtu/時、又は約50MMBtu/時、又は別の熱デューティ、に下げることができる。

10

【0078】

ガススイートニングプロセスにおいて、リーンDGAと不純物との副反応によって複雑な生成物が形成される可能性がある。こうした副反応は、リーンDGAの吸収プロセス効率を低下させる可能性がある。場合によっては、再生器(不図示)を用いてこうした複雑な生成物を変換してDGAに戻すことができる。複雑な生成物を含有するリーンDGAの流れは、複雑な生成物をDGAに変換するために、DGAストリップ222から、スチーム、例えば250psigのスチーム、を用いてリーンDGAの流れを加熱する再生器へ送ることができる。リーンDGA蒸気は、再生器の塔頂を出てDGAストリップ222へ戻る。再生されたDGAは、再生器の塔底からDGA再生器貯留槽へ流れる。環流水の側ストリームを用いて再生器内の再生温度を制御できる。

20

【0079】

脱水領域204において、DGA接触器210からの塔頂物である湿性スイートセールスガス250が処理されてガスストリームから水蒸気が除去される。湿性スイートセールスガス250は、トリエチレングリコール(TEG)接触器252の塔底に入る。湿性スイートセールスガス250は、TEG接触器252内を上昇し、液体、即ちTEG接触器252のカラムを流下するリーンTEGストリーム280(以下の段落で考察)からのリーンと接触する。場合によっては、TEG以外の吸湿性液体を用いることができる。TEG接触器252内のリーンTEGは、スイートセールスガスから水蒸気を除去する。乾燥スイートセールスガス254は、TEG接触器252の塔頂からセールスガスノックアウト(KO)ドラム256へ流れる。セールスガスKOドラム256からの塔頂物258は、ガスグリッド261へ送られる。

30

【0080】

リッチTEG259は、TEG接触器252の塔底からリッチTEGフラッシュドラム260へ流れる。セールスガスKOドラム256からの塔底物263も、リッチTEGフラッシュドラム260へ流れる。フラッシュドラム260の塔頂から、ガスがフラッシュガス262として放出され、例えば、ボイラで利用するために燃料ガスヘッダー214に合流する。

40

【0081】

液体リッチTEG264は、フラッシュドラム260の塔底を出て、リーン/リッチTEG交換器266を介してTEGストリップ268へ流れる。TEGストリップ268において、TEGストリップリボイラ(不図示)によって生成される温蒸気によって水蒸気が液体リッチTEGから抜き取られる。塔頂オフガス270は、TEGストリップ268の塔頂から塔頂凝縮器272を通過してTEGストリップオフガス環流ドラム274へ流れる。環流ドラム274は、コンデンセートからオフガスを分離する。オフガス276は、環流ドラム274の塔頂を出て、例えば、ボイラで利用するために燃料ガスヘッダー214に合流する。TEGストリップ環流ポンプ(不図示)は、コンデンセート278を環流

50

ドラム 274 の塔底から未精製注入ヘッダー 148 へ圧送すると共に、水（不図示）を廃水ストリップへ圧送する。

【0082】

TEG ストリップ 268 の塔底からのリーン TEG 280 は、1 つ以上のリーン TEG 循環ポンプ 282 によってリーン/リッチ TEG 交換器 266 へ、次いで、リーン TEG クーラー 284 へ圧送され、その後、TEG 接触器 252 の塔頂へ戻される。

【0083】

図 3 を参照すると、ガス処理プラントの低圧ガス処理及び供給ガス圧縮区画 300 は、ガス処理領域 302 と、供給ガス圧縮領域 304 とを含む。ガス処理及び圧縮区画 300 は、ガス処理プラントの入口区画 100（図 1）から受け入れたサワーガス 150、152 を処理する。

10

【0084】

ガス処理領域 302 は、スイートガス 350 を生成するために、サワーガス 150、152（集散的にサワーガス供給ストリーム 306 と称する）を処理して不純物、例えば H_2S 及び CO_2 、を除去する。サワーガス供給ストリーム 306 は、供給ガスフィルタ分離器 308 へ流れ込む。フィルタ分離器 308 内の廃棄フィルタが、サワーガス供給ストリーム 306 から固体粒子、例えば泥又は硫化鉄、を除去する。フィルタ分離器 308 内のベーンデミスタにより、サワーガス供給ストリーム 306 中の同伴液体が分離される。

【0085】

ろ過されたサワーガス供給ストリーム 307 は、フィルタ分離器 308 を出て DGA 接触器 310 の塔底に入る。サワーガスは、DGA 接触器 310 内を上昇し、DGA 接触器のカラムを流れ下るリーン DGA ストリーム 332（以下の段落で考察）からのリーン DGA に接触する。DGA 接触器 310 内のリーン DGA は、サワーガスから H_2S と CO_2 を吸収する。スイートガス 350 は、DGA 接触器 310 の塔頂から出て、以下の段落で考察する供給ガス圧縮領域 304 に入る。リッチ DGA 314 は、DGA 接触器 310 の塔底を出て、リッチ DGA フラッシュドラム 316 へ流入する。

20

【0086】

リッチ DGA フラッシュドラム 316 は、リッチ DGA 314 の圧力を下げて液体リッチ DGA からガスを分離する。ガスは、フラッシュドラム 316 の塔頂からフラッシュガス 318 として放出され、例えば、ボイラで利用するために燃料ガスヘッダー 214（図 2）に合流する。

30

【0087】

液体リッチ DGA 320 は、フラッシュドラム 316 の塔底を出て、クーラー（不図示）を介して DGA ストリップ 322 へ流れる。液体リッチ DGA は、DGA ストリップ 322 のカラムを流れ下り、ストリップ塔底リボイラストリーム 324 からカラムを通過して上昇する酸性ガス及びスチームに接触する。ストリップ塔底リボイラストリーム 324 は、交換器 326 において、低圧スチーム（LPS）328 との交換によって加熱される。 H_2S と CO_2 が、DGA と水との混合物と共に放出され、ストリップ塔底リボイラストリーム 324 は、2 相流として DGA ストリップ 322 へ戻る。

【0088】

40

酸性ガスは、DGA ストリップ 322 のカラムを通過して上昇し、酸性ガスストリーム 330 として DGA ストリップ 322 の塔頂を出る。酸性ガスストリーム 330 は、凝縮されたサワーウォータを含む場合がある。第 3 の廃熱回収交換器 5 は、DGA ストリップ 322 からの酸性ガスストリーム 330 を冷却する。熱交換器 5 は、加熱用流体 384 との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器 5 は、約 300 MMBtu/時と約 400 MMBtu/時（約 422022 MJ/h（MW））との間の廃熱、例えば、約 300 MMBtu/時、約 350 MMBtu/時（約 369270 MJ/h（MW））、約 400 MMBtu/時、又は別の熱量の廃熱、を回収できる。熱交換器 5 は、加熱用流体 384 の温度を、例えば、入口温度から例えば、約 190 °F と約 210 °F との間の温度、例えば約 190 °F、約 200 °F、約 210 °F、又は別の温度、へ上昇させる一方で、

50

酸性ガストリーム 330 を冷却する。加熱された加熱用流体 384 は、加熱された加熱用流体を、例えば発電ユニット又は冷却発電併合プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。

【0089】

熱交換器 5 の存在により、DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 の迂回が可能になる。熱交換器 5 が不在の場合、DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 が酸性ガストリーム 330 の温度を下げ、水を凝結させる。DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 は、約 300 MMBtu / 時と約 400 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 300 MMBtu / 時、約 350 MMBtu / 時、約 400 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。しかし、酸性ガストリーム 330 が熱交換器 5 によって冷却され、そのために DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 の全熱デューティが節約される場合、DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 は使用されない（例えば、DGA ストリッパ塔頂凝縮器 338 の熱デューティがゼロまで低減される）。

10

【0090】

冷却された酸性ガストリーム 330 は、分離器として作用する DGA ストリッパ環流ドラム 340 に入る。酸性ガス 342 は上昇し、環流ドラム 340 の塔頂から出て、そこから酸性ガス 342 は、例えば、硫黄回収ユニット 162 又は酸フレアへ導かれる。サワーウォータ 344 は環流ドラム 340 の塔底を出て、ストリッパ環流ポンプ 346 によって DGA ストリッパ 322 の塔頂トレイへ移送され、塔頂環流ストリームとして作用する。

20

【0091】

リーン DGA 溶液 332 は、DGA ストリッパ 322 の塔底から流れ、1つ以上の DGA 循環ポンプ 334 により DGA ストリッパ 322 からのリーン DGA ストリーム 332 を冷却する廃熱回収交換器 4 を通って圧送される。熱交換器 4 は、加熱用流体 398 との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器 4 は、約 1200 MMBtu / 時（約 1266067 MJ / h (MW)）と約 1300 MMBtu / 時との間の廃熱、例えば、約 1200 MMBtu / 時、約 1250 MMBtu / 時（約 1318820 MJ / h (MW)）、約 1300 MMBtu / 時、又は別の熱量の廃熱、を回収できる。熱交換器 4 は、加熱用流体 398 の温度を、例えば、入口温度から、例えば、約 260 °F（約 127）と約 280 °F（約 138）との間の温度、例えば、約 260 °F、約 270 °F（約 132）、約 280 °F、又は別の温度、に上昇させる一方で、リーン DGA ストリーム 332 を冷却する。加熱された加熱用流体 398 は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併合プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。冷却されたリーン DGA 溶液 332 は、DGA 接触器 310 の塔頂へ供給される。

30

【0092】

熱交換器 4 の存在により、1つ以上のリーン DGA 溶液クーラー 336 の迂回が可能になる。熱交換器 4 が不在の場合、リーン DGA 溶液 332 は、約 1200 MMBtu / 時と約 1300 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 1200 MMBtu / 時、約 1250 MMBtu / 時、約 1300 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができるリーン DGA 溶液クーラー 336 によって冷却される。しかし、リーン DGA 溶液 332 が熱交換器 4 によって冷却され、そのためにリーン DGA 溶液クーラー 336 の全熱デューティが節約される場合、リーン DGA 溶液クーラー 336 は使われない（例えば、リーン DGA 溶液クーラー 336 の熱デューティがゼロまで低減される）。

40

【0093】

ガススイートニングプロセスにおいて、リーン DGA と不純物との副反応によって複雑な生成物が形成される可能性がある。こうした副反応は、リーン DGA の吸収プロセス効率を低下させる可能性がある。場合によっては、再生器（不図示）を用いてこうした複雑な生成物を変換して DGA に戻すことができる。複雑な生成物を含有するリーン DGA の流れを、複雑な生成物を DGA へ変換するために、DGA ストリッパ 322 から、スチームを用いてリーン DGA の流れを加熱する再生器へ送ることができる。リーン DGA 蒸気

50

は、再生器の塔頂を出てDGAストリップパ322へ戻る。再生されたDGAは、再生器の塔底からDGA再生器貯留槽へ流れる。環流水の側ストリームを用いて、再生器内の再生温度を制御できる。

【0094】

供給ガス圧縮領域304において、DGA接触器310からの塔頂物であるスイートガス350は、圧縮され冷却される。スイートガス350は、DGA接触器310から、ガス処理領域302と供給圧縮機吸引洗浄機352との間の配管で凝縮する水を除去する吸引洗浄機352へ流入する。例えば、吸引洗浄機352は、水除去用のワイヤーメッシュデミスタパッドを有することができる。吸引洗浄機354内に集まる液体356は、DGAフラッシュドラム（不図示）へ戻される。乾燥ガス358は、吸引洗浄機354の塔頂を出て、例えば、4段遠心圧縮機とすることができる供給圧縮機360の吸引側へ流れる。場合によっては、供給圧縮機360は、多数の供給ガス圧縮トレインを有することができる。供給圧縮機360の供給ガス圧縮トレインのそれぞれからの吐出は、単一ヘッダー362に合流する。

10

【0095】

供給圧縮機360の後、ヘッダー362は廃熱回収交換器3によって冷却され、続いてクーラー364によって冷却される。熱交換器3は、加熱用流体394との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器3は、約250MMBtu/時と約350MMBtu/時との間の廃熱、例えば、約250MMBtu/時、約300MMBtu/時、約350MMBtu/時、又は別の量の廃熱、を回収できる。熱交換器3は、加熱用流体394の温度を、例えば、入口温度から、例えば、約260°Fと約280°Fとの間の温度、例えば、約260°F、約270°F、約280°F、又は別の温度、に上昇させる一方、ヘッダー362の吐出ガスを冷却する。加熱された加熱用流体394は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併合プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。冷却されたヘッダー362は、液体回収ユニット400（図4）内の低温化区画へ流れる。

20

【0096】

熱交換器3の存在は、クーラー364の後の圧縮機の熱デューティを下げることを可能にする。例えば、クーラー364の後の圧縮機の熱デューティを、例えば、以前の値の約300MMBtu/時と約400MMBtu/時との間の熱デューティから、約20MMBtu/時と約40MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約20MMBtu/時、約30MMBtu/時、約40MMBtu/時、又は別の熱デューティへ下げることができる。

30

【0097】

図4は、低压ガス処理及び供給ガス圧縮区画300から受け入れたヘッダー362（供給ガス362とも言う）を冷却し圧縮する、ガス処理プラントの液体回収及びセールスガス圧縮ユニット400を示す。液体回収及びセールスガス圧縮ユニット400は、第1の低温化トレイン402、第2の低温化トレイン404、第3の低温化トレイン406、及び脱メタン塔区画部408を含む。液体回収及びセールスガス圧縮ユニット400は、プロパン冷媒区画500（図5）及びエタン冷媒区画（不図示）を更に含む。

40

【0098】

液体回収及びセールスガス圧縮ユニット400は、水チラー10、12を含む低温水ネットワークを含む。水チラー10、12は、冷却及び発電併合プラント（例えば、図13A乃至13B及び14A乃至14Cに示すような）において產生される低温水を用いて改良型液体回収ユニット490内の供給ガスを冷却する。水チラー10、12に供給される低温水の温度は、例えば、約35°F（約1.67）と約45°F（約7.22）Fとの間の温度、例えば、約35°F、約40°F（約4.44）、約45°F、又は別の温度（これらの温度を初期温水温度ということがある）、とすることができる。水チラー10、12は、液体回収ユニット400（図4）で用いるプロパン冷凍又は機械的冷凍に置き換わる。

50

【 0 0 9 9 】

低圧ガス処理及び供給ガス圧縮区画 3 0 0 からの供給ガス 3 6 2 は、供給ガス 3 6 2 を冷却する第 1 の低温化トレイン 4 0 2 に入る。供給ガス 3 6 2 は、以下の段落で考察する高圧残留ガス 4 5 4 との交換により供給ガス 3 6 2 を冷却する第 1 の残留 / 供給交換器 4 1 0 を通って流れる。供給ガス 3 6 2 は水チラー 1 0 で更に冷却される。水チラー 1 0 の冷却デューティは、例えば、約 5 0 M M B t u / 時と約 1 5 0 M M B t u / 時との間の冷却デューティ、例えば、約 5 0 M M B t u / 時、約 1 0 0 M M B t u / 時、約 1 5 0 M M B t u / 時、又は別の冷却デューティである。水チラー 1 0 は、低温水 4 8 2 の温度を、例えば、初期低温水温度から約 9 0 ° F (約 3 2 . 2) と約 1 1 0 ° F (約 4 3 . 3) との間の温度、例えば、約 9 0 ° F、約 1 0 0 ° F (約 3 7 . 8)、約 1 1 0 ° F、又は別の温度に上昇させる一方で、供給ガス 3 6 2 を冷却する。

10

【 0 1 0 0 】

水チラー 1 0 が不在の場合、供給ガス 3 6 2 は、第 1 のプロパン供給チラーのシェル側でプロパン冷媒を気化させることにより供給ガス 3 6 2 を冷却する第 1 のプロパン供給チラーにおいて更に冷却できる。第 1 のプロパン供給チラーの熱デューティは、例えば、約 5 0 M M B t u / 時と約 1 5 0 M M B t u / 時との間の熱デューティ、例えば、約 5 0 M M B t u / 時、約 1 0 0 M M B t u / 時、約 1 5 0 M M B t u / 時、又は別の熱デューティとすることができる。しかし、供給ガス 3 6 2 が水チラー 1 0 によって冷却され、そのために第 1 のプロパン供給チラーの全熱デューティが節約される場合、第 1 のプロパン供給チラーは使われない。

20

【 0 1 0 1 】

水チラー 1 0 からの供給ガス 3 6 2 は、供給ガス 3 6 2 を、炭化水素供給ガス 4 1 6 と、凝縮炭化水素 4 1 8 と、水 4 2 0 との 3 相に分離する第 1 の低温化分離器 4 1 4 を通って流れる。水 4 2 0 は分離器ブートに流入し、プロセス水回収ドラムへ送られ、そこから水を、ガス処理ユニットにおいて、例えば補給水として利用できる。

【 0 1 0 2 】

第 1 の低温液 4 1 8 とも言う凝縮炭化水素 4 1 8 は、1 つ以上の液体脱水機供給ポンプ 4 2 4 によって第 1 の低温化分離器 4 1 4 から圧送される。第 1 の低温液 4 1 8 は、脱メタン塔供給コアレッサ 4 2 6 を通して圧送され、例えば、下流の脱水機の損傷を回避するために、第 1 の低温液 4 1 8 に随伴する遊離水が除去される。除去された水 4 2 8 は、コンデンセートサージドラム (不図示) へ流れる。残りの第 1 の低温液 4 1 9 は、1 つ以上の液体脱水機 4 3 0、例えば一対の液体脱水機、へ圧送される。液体脱水機 4 3 0 における乾燥は、一方の液体脱水機を再生している間に他方の液体脱水機内の活性アルミナ床に第 1 の低温液 4 1 9 を通過させることにより達成できる。アルミナは、第 1 の低温液 4 1 9 の条件で、水に対して強い親和性を有する。第 1 の液体脱水機内のアルミナが飽和したら、第 1 の液体脱水機をオフラインで取り出し、第 2 の液体脱水機に第 1 の低温液 4 1 9 を通過させている間に再生する。脱水された第 1 の低温液 4 2 1 は液体脱水機 4 3 0 を出て脱メタン塔のカラム 4 3 2 へ送られる。

30

【 0 1 0 3 】

第 1 の低温化分離器 4 1 4 からの炭化水素供給ガス 4 1 6 は、デミスタ (不図示) を通って乾燥用の 1 つ以上の供給ガス脱水機 4 3 4、例えば 3 つの供給ガス脱水機、へ流れる。3 つのガス脱水機のうちの 2 つは、第 3 のガス脱水機が再生又は待機している間に、いつでも稼動状態にすることができる。ガス脱水機 4 3 4 での乾燥は、分子篩床に炭化水素供給ガス 4 1 6 を通すことによって達成できる。篩は、供給ガス 4 1 6 の条件で水に対して強い親和性がある。ガス脱水機のうちの 1 つの篩が飽和したら、そのガス脱水機を再生のためにオフラインで取り出し、それまで待機状態にあったガス脱水機を稼動状態にする。

40

【 0 1 0 4 】

脱水された供給ガス 4 1 7 は、供給ガス脱水機 4 3 4 を出て、供給ガスを冷却する第 2 の低温化トレイン 4 0 4 に入る。第 2 の低温化トレイン 4 0 4 において、脱水された供給

50

ガス417は、水チラー12で冷却される。水チラー12冷却デューティは、例えば、約50MMBtu/時と約150MMBtu/時との間の冷却デューティ、例えば、約50MMBtu/時、約100MMBtu/時、約150MMBtu/時、又は別の冷却デューティ、である。水チラー12は、低温水484の温度を、例えば、初期低温水温度から、約55°F(約12.8)と約75°F(約23.9)との間の温度、例えば約55°F、約65°F(約18.3)、約75°F、又は別の温度、に上昇させる一方、供給ガス416を冷却する。水チラー10、12からの加熱された低温水482、484は冷却及び発電併合プラントへ戻る。

【0105】

水チラー12を経て冷却され、脱水された供給ガス417は、脱メタン塔リボイラ436のチューブ側に入る。脱メタン塔のカラム432の第1のトレイ上に捕捉された液体438は、脱メタン塔リボイラポンプ441によって脱メタン塔リボイラ436のシェル側に圧送される。脱水された供給ガス417は、脱メタン塔リボイラ436内の液体438を加熱し、液体438の少なくとも一部を気化させる。加熱された液体438は、トリムリボイラ443を介して脱メタン塔のカラム432へ戻る。脱水された供給ガス417は、液体438との交換により冷却される。

10

【0106】

水チラー12がない場合、脱水された供給ガス417は、第2のプロパン供給チラーにおいて、低温プロパンとの交換により更に冷却される。第2のプロパン供給チラーは、例えば、約50MMBtu/時と約150MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約50MMBtu/時、約100MMBtu/時、約150MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。しかし、脱水された供給ガス417が水チラー12によって冷却され、そのために第2のプロパン供給チラーの全熱デューティが節約される場合、第2のプロパン供給チラーは使われない。

20

【0107】

低温の脱水された供給ガス417は、次いで、高圧残留ガス454との交換により低温の脱水された供給ガス417を冷却する第2の残留/供給ガス交換器442へ送られる。以下の段落で考察する第3の残留/供給ガス交換器446からの冷却媒体444(例えば非凝縮ガス)は、第2の残留/供給ガス交換器442のシェル側を通して流れ、脱水された供給ガス417の温度を下げる。脱水された供給ガス417は、次いで低温プロパンとの交換により、脱水された供給ガス417を更に冷却する第3のプロパン供給チラー448を通過する。

30

【0108】

第3の供給チラー448からの脱水された供給ガス417及び凝縮炭化水素液は、第2の低温化分離器450に入る。第2の低温化分離器450において、炭化水素液452(第2の低温化液体452とも言う)は、供給ガス423から分離される。第2の低温化液452は、脱メタン塔のカラム432、例えば、脱メタン塔のカラム432のトレイ10へ流れを絞って送られる。供給ガス423は、第3の低温化トレイン406の中の第3の残留/供給ガス交換器446へ流れる。

【0109】

第3の低温化トレイン406は供給ガス423を2段階で冷却する。第1段階において、第2の低温化分離器450からの供給ガス423は、第3の残留/供給ガス交換器446のチューブ側に入る。第3の残留/供給ガス交換器446は、第3の残留/供給ガス交換器のシェル側の高圧残留ガス454との交換により供給ガス423を冷却する。

40

【0110】

第3の低温化トレイン406の第2段階において、供給ガス423は、エタン冷媒を用いて供給ガス23の温度を下げる最終の供給チラー456を通過する。最終の供給チラー456からの供給ガス423凝縮炭化水素液は、第3の低温化分離器458に入る。第3の低温化分離器458は、供給ガス454から炭化水素液460(第3の低温化液460とも言う)を分離する。第3の低温化液460は、脱メタン塔のカラム432へ送り込ま

50

れる。

【 0 1 1 1 】

高圧残留ガス 4 5 4 とも言う、第 3 の低温化分離器 4 5 8 からの供給ガス 4 5 4 は、第 3 の残留 / 供給ガス交換器において、入ってくる脱水された供給ガス 4 1 7 を冷却するために用いられる一方、それ自体は加熱される。高圧残留ガス 4 5 4 は、第 2 の残留 / 供給ガス交換器 4 4 2 を通って流れ、そこで、脱水された供給ガス 4 1 7 は冷却され、高圧残留ガス 4 5 4 は加熱される。次いで、高圧残留ガス 4 5 4 は、第 1 の残留 / 供給ガス交換器 4 1 0 を通って流れ、そこで、供給ガス 3 6 2 は冷却され、高圧残留ガス 4 5 4 は加熱される。

【 0 1 1 2 】

脱メタン塔区画 4 0 8 は、低温化トレイン 4 0 2、4 0 4、4 0 6 において供給ガスから凝縮した炭化水素からメタンを除去する。脱メタン塔 4 3 2 は、4 つの主供給ストリームを受け入れる。脱メタン塔 4 3 2、例えば、脱メタン塔 4 3 2 のトレイ 4、への第 1 の供給ストリームは、第 1 の低温化分離器 4 1 4 からの第 1 の低温化液 4 1 8 を含む。第 1 の供給ストリームは、1 つ以上の脱メタン塔リボイラポンプからの最小流量循環を含むことができる。脱メタン塔 4 3 2、例えば脱メタン塔 4 3 2 のトレイ 1 0、への第 2 の供給ストリームは、第 2 の低温化分離器 4 5 2 からの第 2 の低温化液 4 5 2 を含む。脱メタン塔 4 3 2、例えば脱メタン塔 4 3 2 のトレイ 1 9、への第 3 の供給ストリームは、第 3 の低温化分離器 4 5 8 からの第 3 の低温化液体 4 6 0 を含む。脱メタン塔 4 3 2 への第 4 の供給ストリーム（不図示）は、プロパンサージドラム 5 2 6（図 5）からの排出口、プロパン凝縮器からの排出口、脱メタン塔底ポンプ 4 6 2 からの排出口及び最小流量管路、並びに天然ガス液（NGL）サージ域からのサージ排気管路、からのストリームを含むことができる。脱メタン塔の塔底物 4 6 8 は、脱メタン塔の塔底物ポンプ 4 6 2 によって NGLサージ域 4 7 0 へ圧送される。

【 0 1 1 3 】

脱メタン塔 4 3 2 からの塔頂低圧（LP）残留ガス 4 6 4 は、脱メタン塔 4 3 2 の塔頂からエタン・サブクーラー 4 6 6 のチューブ側へ流れる。エタン・サージドラム（不図示）を出た凝縮エタンはエタン・サブクーラー 4 6 6 のシェル側を通して流れる。エタン・サブクーラー 4 6 6 において、LP 残留ガス 4 6 4 は凝縮エタンから熱を回収して温度を上げる一方、凝縮エタンを冷却する。エタン・サブクーラー 4 6 6 を出た LP 残留ガス 4 6 4 はプロパン・サブクーラー（不図示）のチューブ側へ流れる。プロパン・サージドラム 5 2 6（図 5）を出た凝縮プロパンは、プロパン・サブクーラーのシェル側を通して流れる。プロパン・サブクーラーにおいて、LP 残留ガス 4 6 4 は凝縮プロパンから熱を回収し、凝縮プロパンとの交換により温度を上げる。加熱された LP 残留ガス 4 6 4 は、燃料ガス圧縮機 4 7 2 において圧縮され、燃料ガス圧縮機アフタークーラー 4 7 4 によって冷却されてから、セールスガス圧縮機 4 7 6 で圧縮される。

【 0 1 1 4 】

廃熱回収交換器 6 は、セールスガス圧縮機 4 7 6 における圧縮後の LP 残留ガス 4 6 4 を冷却する。熱交換器 6 は、加熱用流体 4 9 4 との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器 6 は、約 1 0 0 M M B t u / 時と約 2 0 0 M M B t u / 時との間の廃熱、例えば約 1 0 0 M M B t u / 時、約 1 5 0 M M B t u / 時、約 2 0 0 M M B t u / 時、又は別の量の廃熱、を回収できる。熱交換器 6 は、加熱用流体 4 9 4 の温度を、例えば、入口温度から例えば、約 2 6 0 ° F と約 2 8 0 ° F との間の温度、例えば約 2 6 0 ° F、約 2 7 0 ° F、約 2 8 0 ° F、又は別の温度に上げる一方で、LP 残留ガス 4 6 4 を冷却する。加熱された加熱用流体 4 9 4 は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併用プラントへ運ぶ加熱用流体システムヘッダーへ送られる。圧縮され冷却された LP 残留ガス 4 6 4 は、セールスガス・パイプライン 4 8 0 へ流れる。熱交換器 6 の存在は、クーラー 4 7 8 後のセールスガス圧縮機の迂回を可能とし、そのため、クーラー 4 7 8 後のセールスガス圧縮機の全熱デューティを節約する。

【 0 1 1 5 】

10

20

30

40

50

図5を参照すると、プロパン冷媒区画500は、プロパン冷媒を低温化トレイン402、404、406(図4)に供給する3段閉ループシステムである。このプロパン冷媒システム500において、圧縮機502は、3つのプロパンストリーム504、506、508からのガスを圧縮して共通プロパンガスヘッダー510と成す。圧縮機502による圧縮前に、吸引洗浄機512によってプロパンストリーム504、506、508から液体が除去される。プロパンストリーム504、506、508は、LPエコノマイザ514、高圧(HP)エコノマイザ515、及びプロパンチラー206、440、448からプロパン蒸気を受け入れる。

【0116】

廃熱回収交換器7は、プロパンガスヘッダー510を冷却する。熱交換器7は、加熱用流体594との交換により廃熱を回収する。例えば、熱交換器7は、約700MMBtu/時(約738539MJ/h(MW))と約800MMBtu/時(約844045MJ/h(MW))との間の廃熱、例えば、約700MMBtu/時、約750MMBtu/時(約791292MJ/h(MW))、約800MMBtu/時、又は別の量の廃熱、を回収できる。熱交換器7は、加熱用流体594の温度を、例えば、入口温度から、例えば、約180°Fと約200°Fとの間の温度、例えば約180°F、約190°F、約200°F、又は別の温度、に上昇させる一方で、プロパンガスヘッダー510を冷却する。加熱された加熱用流体594は、加熱された加熱用流体を、例えば、発電ユニット又は冷却及び発電併合プラントへ移送する加熱用流体システムヘッダーへ送られる。

【0117】

熱交換器7がない場合、プロパンガスヘッダー510は、例えば、約750MMBtu/時と約850MMBtu/時(約896797MJ/h(MW))との間の熱デューティ、例えば、約750MMBtu/時、約800MMBtu/時、約850MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができるプロパン凝縮器522で冷却される。しかし、プロパンガスヘッダー510が熱交換器7で冷却され、そのためにプロパン凝縮器522の全熱デューティが節約される場合には、プロパン凝縮器522は使われない。

【0118】

熱交換器7に続き、冷却されたプロパンガスヘッダー510は、1つ以上のプロパンサージドラム524へ流れる。プロパンサージドラム524を出た液体プロパン526は、第1のプロパン・サブクーラーと第2のプロパン・サブクーラー(集合的にプロパン・サブクーラー528として図示する)のシェル側を通過する。図4では第1の供給チラー412(訳注:図4に「412」はありません。)として示されている第1のプロパン・サブクーラーは、エタン・サブクーラー466(図4)を出たLP残留ガス464との熱交換により液体プロパン526の温度を下げる。第2のプロパン・サブクーラーは、例えば、NGLサージ域470からのNGL生成物との熱交換により液体プロパン526の温度を更に下げる。第2のプロパン・サブクーラーは、再生ガス空気クーラーと、湿性再生ガスチラー(不図示)とを含む。

【0119】

プロパン・サブクーラー528を出た冷却された液体プロパン526は、HP DGAユニット及びHPエコノマイザ515におけるチラー206(図2)のシェル側へフラッシングされる。HPエコノマイザ515は、プロパン・サブクーラー528から受け入れたプロパンを貯蔵する。HPエコノマイザからの塔頂蒸気は、吸引洗浄機512へ戻る第3のプロパンガスストリーム508へ出て行く。HPエコノマイザ515は更に、プロパンを、LPエコノマイザ514、第2の供給チラー440、及び脱エタン等の塔頂凝縮器へ送る。LPエコノマイザ514は、HPエコノマイザ515からの液体プロパンを貯蔵する。LPエコノマイザからの塔頂蒸気は、吸引洗浄機512へ戻る第2のプロパンガスストリーム506へ出て行く。LPエコノマイザ512内のプロパン液体は、第3のプロパン供給チラー448で、以下で考察する(不図示)エタン圧縮機下流のエタン凝縮器に対して用いられる。

【0120】

10

20

30

40

50

液体回収ユニット400は、エタン冷媒を最終の供給チラー456(図4)へ供給する単段の閉ループシステムであるエタン冷媒システム(不図示)を含む。このエタン冷媒システムは、最終の供給チラー456から受け入れたエタン蒸気からエタン液体を除去する吸引洗浄機を含む。エタン蒸気は、吸引洗浄機からエタン圧縮機へ流れる。エタン圧縮機を出た圧縮されたエタン蒸気は、エタン凝縮器のチューブ側を通過し、そこで、蒸気は、エタン凝縮器のシェル側を通過して流れるプロパン冷媒によって凝縮される。

【0121】

エタン凝縮器のチューブ側からの凝縮したエタンの流れは、エタンサージドラム内に蓄積する。エタンサージドラムからの凝縮したエタンは、エタン・サブクーラー466のチューブ側のLP残留ガス464を冷却媒体として用いて、凝縮したエタンの温度を下げるエタン・サブクーラー466(図4)のシェル側を通過する。エタン・サブクーラー466を出たエタン液体は最終の供給チラー456のシェル側に流入し、そこで冷却される。

10

【0122】

ガス処理プラントへの負荷は、需要変動に因り季節変化するため、熱交換器1から7のうちの一つ以上への負荷は、例えば、季節ごとに変化し得る。熱交換器1から7は、熱交換器が作動可能な全負荷よりも熱交換器1から7のデューティが小さい部分負荷運転モードで稼動することができる。

【0123】

加熱用流体を熱交換器1から7を通して流すための加熱用流体回路は、手動又は自動で操作可能な複数の弁を含むことができる。例えば、ガス処理プラントは、加熱用流体流パイプ及び弁を取り付けることができる。オペレータは、回路内の各弁を手動で開いて加熱用流体が回路を通過して流れるようにすることができる。例えば、修理若しくはメンテナンスなどを行うために、又は他の理由で廃熱回収を停止するために、オペレータは、回路内の各弁を手動で閉じることができる。代替として、制御システム、例えば、コンピュータ制御の制御システムを回路内の各弁に接続することができる。制御システムは、例えば、回路の様々な場所に設置されたセンサ(例えば、温度センサ、圧力センサ又は他のセンサ)からのフィードバックに基づいて、自動的に弁を制御することが可能である。オペレータが制御システムを操作することもできる。

20

【0124】

上記に考察した熱交換器1から7のネットワークによって原油随伴ガス処理プラントから回収される廃熱は、発電、プラント内の準外気冷却、又は周辺の空調若しくは冷却に用いることができる。電力及び冷却用低温水を、エネルギー変換システム、例えば有機ランキンサイクル、カーリーナサイクル、又は改良型ゴスワミサイクルに基づくエネルギー変換システムによって発生することができる。

30

【0125】

図6を参照すると、図1乃至5に示す熱交換器1から7のネットワークを通じて回収される、原油随伴ガス処理プラントからの廃熱を利用して、有機ランキンサイクルに基づく廃熱を電力に変換するプラント600へ電力を供給できる。有機ランキンサイクル(ORC)は、閉ループ配置構成において有機流体、例えばイソブタン、を用いるエネルギー変換システムである。廃熱を電力へ変換するプラント600は、加熱用流体、例えば、オイル、水、有機流体、又は別の加熱用流体、を貯蔵する蓄積タンク602を含む。加熱用流体604は、加熱用流体循環ポンプ606によって蓄積タンク602から熱交換器1から7(図1乃至5)へ圧送される。例えば、加熱用流体604は、約130°Fと約150°Fとの間の温度、例えば約130°F、約140°F、約150°F、又は別の温度、とすることができる。

40

【0126】

熱交換器1から7のそれぞれからの加熱された加熱用流体(例えば、熱交換器1から7のそれぞれで、廃熱回収によって加熱された加熱用流体)は、合流して共通の高温流体ヘッダー608となる。高温流体ヘッダー608は、例えば、約210°Fと約230°Fとの間の温度、例えば、約210°F、約220°F、約230°F、又は別の温度、と

50

することができる。高温流体ヘッダー608における流体の体積は、例えば、約0.6 MMT/D(百万トン/日)と約0.8 MMT/Dとの間、例えば、約0.6 MMT/D、約0.7 MMT/D、約0.8 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0127】

加熱された加熱用流体からの熱はORCの作動用流体を加熱し、それによって、作動用流体の圧力と温度を上げ、加熱用流体の温度を下げる。次いで、加熱用流体は、蓄積タンク602に集められ、熱交換器1から7を通じて圧送されて元に戻って廃熱回収サイクルを再開する。廃熱を電力へ変換するプラント600は、夏期よりも冬期に多く発電することができる。例えば、廃熱を電力へ変換するプラント600は、冬期には、例えば、約70 MWと約90 MWとの間の電力、例えば、約70 MW、約80 MW、約90 MW、又は別の量の電力、を発生することができる、夏期には、約60と約80 MWとの間の電力、例えば約60 MW、約70 MW、約80 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。

10

【0128】

ORCシステム610はポンプ612、例えばイソブタンポンプ、を含む。ポンプ612は、例えば、約4 MWと約5 MWとの間の電力、例えば、約4 MW、約4.5 MW、約5 MW、又は別の量の電力、を消費することがある。ポンプ612は、イソブタン液体614を、例えば、約4 bar(0.4 MPa)と約5 bar(0.5 MPa)との間の開始圧力、例えば、約4 bar、約4.5 bar(0.45 MPa)、約5 bar、又は別の開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約11 bar(1.1 MPa)と約12 barとの間の出口圧力、例えば、約11 bar、約11.5 bar(1.15 MPa)、約12 bar、又は別の出口圧力、まで加圧できる。ポンプ612の大きさは、例えば、約0.15 MMT/Dと約0.25 MMT/Dとの間のイソブタン液体614、例えば、約0.15 MMT/D、約0.2 MMT/D、約0.25 MMT/D、又は別の量のイソブタン液体、を加圧できる大きさとするすることができる。

20

【0129】

イソブタン液体614は、例えば、3000 MMBtu/時(約3165168 MJ/h(MW))と約3500 MMBtu/時(約3692695 MJ/h(MW))との間の熱デューティ、例えば約3000 MMBtu/時、約3100 MMBtu/時(約3270673 MJ/h(MW))、約3200 MMBtu/時(約3376179 MJ/h(MW))、約3300 MMBtu/時(約3481684 MJ/h(MW))、約3400 MMBtu/時(約3587190 MJ/h(MW))、約3500 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有する蒸発器616を通して圧送される。蒸発器616において、イソブタン614は、高温流体ヘッダー608との交換により加熱されて蒸発する。例えば、蒸発器616は、イソブタン614を、例えば、約80°F(約26.7)と約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F(約29.4)、約90°F、又は別の温度、から、例えば、約150°Fと約160°Fとの間の温度、例えば、約150°F、約155°F(約68.3)、約160°F、又は別の温度、まで加熱できる。イソブタン614の圧力は、例えば、約10 bar(1.0 MPa)と約11 barとの間の圧力、例えば、約10 bar、約10.5 bar(1.05 MPa)、約11 bar、又は別の出口圧力、まで下がる。蒸発器616におけるイソブタンとの交換により、高温流体ヘッダー608は、例えば、約130°Fと約150°Fとの間の温度、例えば、約130°F、約140°F、約150°F、又は別の温度、に冷却される。冷却された高温流体ヘッダー608は蓄積タンク602へ戻る。

30

40

【0130】

加熱されたイソブタン614は、出力タービン618、例えばガスタービン、に動力を供給する。タービン618は、発電機(不図示)との組み合わせで、夏期よりも冬期に多く発電することができる。例えば、タービン618は、冬期には少なくとも約70 MW、例えば、約70 MWと約90 MWとの間の電力、例えば、約70 MW、約80 MW、約90 MW、又は別の量の電力、を発電できる。夏期には、少なくとも約60 MW、例えば、

50

約 60 MW と約 80 MW との間の電力、例えば、約 60 MW、約 70 MW、約 80 MW、又は別の量の電力、を発電できる。イソブタン 614 は、タービン 618 に入るときの温度よりも低い温度でタービン 618 を出る。例えば、イソブタン 614 は、約 110 °F と約 120 °F (約 48.9) との間の温度、例えば、約 110 °F、約 115 °F (約 46.1)、約 120 °F、又は他の温度、でタービン 618 を出ることができる。

【0131】

タービン 618 を出るイソブタン 614 は、クーラー 620、例えば空気クーラー又は冷却水凝縮器、において、冷却水 622 との交換により更に冷却される。クーラー 620 は、例えば、約 2500 MMBtu/時 (約 2637640 MJ/h (MW)) と約 3000 MMBtu/時 との間の熱デューティ、例えば約 2500 MMBtu/時、約 2600 MMBtu/時 (約 2743145 MJ/h (MW))、約 2700 MMBtu/時 (約 2848651 MJ/h (MW))、約 2800 MMBtu/時 (約 2954156 MJ/h (MW))、約 2900 MMBtu/時 (約 3059662 MJ/h (MW))、約 3000 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー 620 は、年間の季節に応じて様々な温度にイソブタン 614 を冷却し、例えば、冬期には夏期よりも低い温度にイソブタン 614 を冷却する。冬期には、クーラー 620 は、イソブタン 614 を、約 60 °F (約 15.6) と約 80 °F との間の温度、例えば、約 60 °F、約 70 °F (約 21.1)、約 80 °F、又は別の温度、に冷却する。夏期には、クーラー 620 は、イソブタン 614 を、約 80 °F と約 100 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 90 °F、約 100 °F、又は別の温度、に冷却する。

【0132】

クーラー 620 へ流入する冷却水 622 の温度は、年間の季節に応じて様々である。例えば、冬期には、冷却水 622 の温度は約 55 と約 65 °F との間の温度、例えば、約 55 °F、約 60 °F、約 65 °F、又は別の温度である。夏期には、冷却水 622 の温度は、例えば、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 70 °F、約 75 °F、約 80 °F、又は別の温度である。冷却水 622 の温度は、クーラー 620 での交換によって、例えば、約 5 °F、約 10 °F、約 15 °F、又は別の温度分だけ、上昇し得る。クーラー 620 を通って流れる冷却水 622 の体積は、例えば、約 2.5 MMT/D と約 3.5 MMT/D との間の体積、例えば、約 2.5 MMT/D、約 3 MMT/D、約 3.5 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0133】

図 7A 及び 7B を参照すると、図 1 乃至 5 に示す熱交換器 1 から 7 のネットワークを通じて回収される、原油随伴ガス処理プラントからの廃熱を利用して、有機ランキンサイクルに基づく廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 650、651 にそれぞれ電力を供給することができる。廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 650、651 は、加熱用流体、例えばオイル、水、有機流体、又は別の加熱用流体、を貯蔵する蓄積タンク 652 を含む。加熱用流体 654 は、加熱用流体循環ポンプ 656 によって蓄積タンク 652 から熱交換器 1 から 7 (図 1 乃至 5) に圧送される。例えば、加熱用流体 654 は、約 130 °F と約 150 °F との間の温度、例えば、約 130 °F、約 140 °F、約 150 °F、又は別の温度、とすることができる。

【0134】

熱交換器 1 から 7 のそれぞれからの加熱された加熱用流体 (例えば、熱交換器 1 から 7 のそれぞれで廃熱回収によって加熱された加熱用流体) は、合流して共通の高温流体ヘッダー 658 となる。高温流体ヘッダー 658 の温度は、例えば、約 210 °F と約 230 °F との間の温度、例えば、約 210 °F、約 220 °F、約 230 °F、又は別の温度、とすることができる。高温流体ヘッダー 658 における流体の体積は、例えば、約 0.9 MMT/D と約 1.1 MMT/D との間の体積、例えば、約 0.9 MMT/D、約 1.0 MMT/D、約 1.1 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0135】

加熱された加熱用流体からの熱は ORC の作動用流体 (例えばイソブタン) を加熱する

ことによって、作動用流体の圧力と温度を上げ、加熱用流体の温度を下げる。次いで、加熱用流体は、集積タンク 652 に集められ、熱交換器 1 から 7 を通じて圧送されて元に戻って廃熱回収サイクルを再開する。加熱された作動用流体を用いてタービンへ動力を供給し、よってガス処理プラントからの回収廃熱から電力を発生する。場合によっては、作動用流体を用いてガス処理プラントにおいてガストリームを冷却することによって、プラント内処理冷却を実現し、冷却水費用の節約を可能とする。場合によっては、作動用流体を利用して、ガス処理プラント又は近隣の工業コミュニティにおける周辺の空調又は冷却に用いられる冷却水のストリームを冷却する。

【0136】

場合によっては、廃熱で冷却し廃熱を電力へ変換する併合システム 650 は、例えば、約 40 MW と約 60 MW との間の電力、例えば約 40 MW、約 50 MW、約 60 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合システム 650 は、ガストリームのプラント内冷却を実現し、機械的冷凍若しくはプロパン冷凍、外気の空調若しくは冷却を提供するための冷却水の冷却、又はその両方を置き換えることもできる。例えば、約 60 MW と約 85 MW との間の冷凍負荷又は空調負荷、例えば約 60 MW、約 70 MW、約 80 MW、85 MW、又は別の量の負荷に置き換わる冷却能力を提供することができる。

10

【0137】

具体的に図 7A を参照すると、有機ランキンサイクル 660 はポンプ 662、例えばイソブタンポンプ、を含む。ポンプ 662 は、例えば、約 4 MW と約 5 MW との間の電力、例えば、約 4 MW、約 4.5 MW、約 5 MW、又は別の量の電力、を消費し得る。ポンプ 662 は、イソブタン液体 664 を、例えば、約 4 bar と約 5 bar との間の開始圧力、例えば、約 4 bar、約 4.5 bar、約 5 bar、又は別の開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約 11 bar と約 12 bar との間の出口圧力、例えば、約 11 bar、約 11.5 bar、約 12 bar、又は別の出口圧力、に加圧できる。ポンプ 662 の大きさは、例えば、約 0.15 MMT/D と約 0.25 MMT/D との間のイソブタン液体 664、例えば約 0.15 MMT/D、約 0.2 MMT/D、約 0.25 MMT/D、又は別の量のイソブタン液体 664、を加圧できる大きさとするすることができる。

20

【0138】

イソブタン液体 664 は、例えば、3000 MMBtu/時と約 3500 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 3000 MMBtu/時、約 3100 MMBtu/時、約 3200 MMBtu/時、約 3300 MMBtu/時、約 3400 MMBtu/時、約 3500 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有する蒸発器 666 を通して圧送される。蒸発器 666 において、イソブタン 664 は、高温流体ヘッダー 658 との交換により加熱されて蒸発する。例えば、蒸発器 666 は、イソブタン 664 を、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85 °F、約 90 °F、又は別の温度から、例えば、約 150 °F と約 160 °F との間の温度、例えば、約 150 °F、約 155 °F、約 160 °F、又は別の温度、に加熱することができる。イソブタン 664 の圧力は、例えば、約 10 bar と約 11 bar との間、例えば約 10 bar、約 10.5 bar、約 11 bar、又は別の出口圧力、に低下する。蒸発器 666 におけるイソブタンとの交換により、高温流体ヘッダー 658 は、例えば、約 130 °F と約 150 °F との間の温度、例えば、約 130 °F、約 140 °F、約 150 °F、又は別の温度、に冷却される。冷却された高温流体ヘッダー 658 は蓄積タンク 652 へ戻る。

30

40

【0139】

加熱されたイソブタン 664 は、例えば、約 27% と約 38% との間の分割比で 2 つの部分に分割される。図 7A の実施例では、分割比は 27% である。加熱されたイソブタン 664 の第 1 の部分 676 (例えば、約 73%) は、出力タービン 668、例えばガスタービン、へ動力を供給する。タービン 668 は、発電機 (不図示) との組み合わせで、少なくとも約 50 MW の電力、例えば 50 MW と約 70 MW との間、例えば約 50 MW、約 60 MW、約 70 MW、又は別の量の電力、を発生可能である。イソブタンストリーム 6

50

59は、タービン668へ入るときの温度よりも低い温度及び圧力でタービン668を出る。例えば、イソブタンストリーム659は、約110°Fと約120°Fとの間の温度、例えば、約110°F、約115°F、約120°F、又は別の温度、及び約4barと約5barとの間の圧力、例えば、約4bar、約4.5bar、約5bar、又は別の圧力、でタービン668を出ることができる。

【0140】

加熱されたイソブタン664の第2の部分678（例えば、約27%）は、一次流ストリームとしてエゼクタ674へ流入する。冷却サブシステム685（以下の段落で考察）からのイソブタン蒸気696のストリームが二次流ストリームとしてエゼクタ674へ流入する。イソブタン677のストリームが、エゼクタ674を出てタービン668を出るイソブタンストリーム659と合流してイソブタンストリーム680を形成する。

10

【0141】

更に図8を参照すると、エゼクタ674は吸引チャンバ区画部80を含み、そこを通過して、加熱されたイソブタン678及びイソブタン蒸気696がエゼクタへ入る。加熱されたイソブタン678は、最小断面積が A_t である狭い通路84（スロート部）を有するノズル82を通過して流入する。低圧イソブタン蒸気696は、断面積が A_e である低圧開口85を通過して流入する。2つのイソブタンストリームは、断面積が A_3 である定面積区画部86において定圧力で混合される。混合されたイソブタンは、イソブタンストリーム677としてディフューザ区画部88を介してエゼクタを出る。

【0142】

エゼクタ674の幾何学的形状は、エゼクタに入るイソブタンストリーム678、696におけるイソブタンガス圧力と、エゼクタを出て凝縮器670へ流入するイソブタンガスストリーム677の圧力とに基づいて選択される。タービン668手前の分割比が約27%と約38%との間であり、ポンプ662手前の分割比が約8%と約10%の間である図7の実施例において、エゼクタ674は約3.5の同伴比を有することができる。ノズル84の通路の断面積（ A_t ）に対する定面積区画86の断面積 A_3 の比（ $A_3 : A_t$ ）は最大6.4である。ノズル82の通路84の断面積（ A_t ）に対する低圧開口85の断面積（ A_e ）の比（ $A_e : A_t$ ）は最大2.9である。

20

【0143】

エゼクタ674の幾何学的形状は、システム650におけるイソブタンのガス圧に応じて異なる。例えば、ガス処理施設用の、図7の冷却及び発電システムの実施例では、 $A_3 : A_t$ の比は、約3.3と約6.4との間、例えば、約3.3、約4、約4.5、約5.0、約5.5、約6.0、約6.4、又は別の比、とすることができる。図7Aの特定の実施例では、 $A_e : A_t$ の比は、約1.3と約2.9との間、例えば、約1.3、約1.5、約2.0、約2.5、約2.9、又は別の比、とすることができる。同伴比は、約3と約5との間、例えば、約3、約3.5、約4、約4.5、約5、又は別の比、とすることができる。場合によっては、複数のエゼクタを並行に用いることができる。並行に用いるエゼクタの数は、ストリーム678、696におけるイソブタンの体積流量に依存し得る。

30

【0144】

再び図7Aを参照すると、イソブタンストリーム680は約110°Fと約120°Fとの間の温度、例えば、約110°F、約115°F、約120°F、又は別の温度、を有することができる。イソブタンストリーム680は、クーラー670、例えば空気クーラー又は冷却水凝縮器、において冷却水672との交換により更に冷却される。クーラー670は、例えば、約3000MMBtu/時と約3500MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約3000MMBtu/時、約3100MMBtu/時、約3200MMBtu/時、約3300MMBtu/時、約3400MMBtu/時、約3500MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー670は、年間の季節に応じて様々な温度にイソブタン680を冷却でき、例えば、冬期には夏期よりも低い温度にイソブタン680を冷却する。冬期には、クーラー670はイソブタン680

40

50

を、約 60 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 60 °F、約 70 °F、約 80 °F、又は別の温度、に冷却する。夏期には、クーラー 670 はイソブタン 680 を、約 80 °F と約 100 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 90 °F、約 100 °F、又は別の温度、に冷却する。

【0145】

クーラー 672 へ流入する冷却水 670 の温度は、年間の季節に応じて様々である。例えば、冬期には、冷却水 672 は、約 55 と約 65 °F との間の温度、例えば、約 55 °F、約 60 °F、約 65 °F、又は別の温度、を有することができる。夏期には、冷却水 672 は、例えば、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 70 °F、約 75 °F、約 80 °F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 672 の温度は、クーラー 670 での交換によって、例えば、約 5 °F、約 10 °F、約 15 °F、又は別の温度分だけ上昇し得る。クーラー 670 を通って流れる冷却水 672 の体積は、例えば、約 2.5 MMT / D と約 3.5 MMT / D との間の体積、例えば約 2.5 MMT / D、約 3 MMT / D、約 3.5 MMT / D、又は別の体積、とすることができる。

10

【0146】

冷却されたイソブタンストリーム 680 は、例えば、約 8 % と約 10 % との間の分割比で、2つの部分に分割される。図示の実施例において、分割比は約 8 % である。ポンプ 662 によって圧送されるイソブタン液体 664 が第 1 の部分であり、例えば、約 92 % の体積の冷却されたイソブタンストリームを含む。冷却されたイソブタンストリーム 680 の第 2 の部分 665 (例えば、約 8 %) は、冷却サブシステム 685 へ導かれる。イソブタンの第 2 の部分 665 は、イソブタンを更に冷却する降下弁 682 を通過する。降下弁 682 は、イソブタンを冷却し、例えば、約 45 °F と約 55 °F との間の温度、例えば、約 45 °F、約 50 °F (約 10)、約 55 °F、又は別の温度、及び、例えば、約 2 bar (0.2 MPa) と約 3 bar (0.3 MPa) との間の圧力、例えば、約 2 bar、約 2.5 bar (0.25 MPa)、約 3 bar、又は別の圧力、とすることができる。

20

【0147】

降下弁 682 から放出される冷却されたイソブタンは、第 1 の部分 684 と第 2 の部分 686 に分割され、両方ともプラント内プロセス冷却に用いられる。第 1 の部分 684 及び第 2 の部分 686 の体積は、相対的に等しくすることができる。例えば、第 1 の部分 684 と第 2 の部分 686 の分割比を約 50 % とすることができる。

30

【0148】

冷却されたイソブタンの第 1 の部分 684 はチラー 688 を通過する。チラー 688 は、例えば、約 50 MMBtu / 時と約 150 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 50 MMBtu / 時、約 60 MMBtu / 時 (約 63303 MJ / h (MW))、約 70 MMBtu / 時 (約 73854 MJ / h (MW))、約 80 MMBtu / 時、約 90 MMBtu / 時 (約 94955 MJ / h (MW))、約 100 MMBtu / 時、約 110 MMBtu / 時 (約 116056 MJ / h (MW))、約 120 MMBtu / 時、約 130 MMBtu / 時 (約 137157 MJ / h (MW))、約 140 MMBtu / 時、約 150 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。チラー 688 は、イソブタンの第 1 の部分 684 を加熱する一方で、ガス処理プラントにおいてガストリーム 690 を低温化する。場合によっては、チラー 688 によって冷却されたガストリーム 690 を、上記の供給ガス 362 とすることができる。例えば、チラー 688 は、ガストリーム 690 を、約 110 °F と約 120 °F との間の温度、例えば、約 110 °F、約 115 °F、約 120 °F、又は別の温度、から、約 75 °F と約 85 °F との間の温度、例えば、約 75 °F、約 80 °F、約 85 °F の温度、又は別の温度、に低温化できる。チラー 688 は、イソブタンの第 1 の部分 684 を、例えば、約 85 °F と約 95 °F (約 35) との間の温度、例えば、約 85 °F、約 90 °F、約 95 °F、又は別の温度、に加熱できる。

40

【0149】

50

冷却されたイソブタンの第2の部分686はチラー692を通過する。チラー692は、例えば、約50MMBtu/時と約150MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約50MMBtu/時、約60MMBtu/時、約70MMBtu/時、約80MMBtu/時、約90MMBtu/時、約100MMBtu/時、約110MMBtu/時、約120MMBtu/時、約130MMBtu/時、約140MMBtu/時、約150MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。チラー692は、ガストリーム694をガス処理プラントにおいて、例えば、約75°Fと約85°Fとの間の温度、例えば、約75°F、約80°F、約85°F、又は別の温度、から、約60°Fと約70°Fとの間の温度、例えば、約60°F、約65°F、約70°Fの温度、又は別の温度、に低温化できる。場合によっては、チラー692によって冷却されたガストリーム694を、上記の脱水された供給ガス417とすることができる。チラー692は、イソブタンの第2の部分684を、例えば、約65°Fと約75°Fとの間の温度、例えば、約65°F、約70°F、約75°F、又は別の温度、に加熱できる。

10

【0150】

ガス処理プラントにおいて、チラー688、692を用いてガストリームを部分的に冷却することで、ガス処理プラントにおける冷却負荷は軽減され、よって省電力が可能となる。例えば、チラー688によって冷却されるガストリーム690が供給ガス362である場合、第1の低温化トレイン402(図4)の構成要素に対する冷却負荷を軽減できる。同様に、チラー692によって冷却されるガストリーム694が脱水された供給ガス417である場合、第2の低温化トレイン404(図4)の構成要素に対する冷却負荷を軽減できる。

20

【0151】

加熱された第1及び第2の部分684、686は、再合流してイソブタンストリーム696となり、上記で考察したように、エゼクタ674へ流入する。イソブタンストリーム696は、例えば、約75°Fと約85°Fとの間の温度、例えば、約75°F、約80°F、約85°F、又は別の温度、及び、例えば、約1.5bar(0.15MPa)と約2.5barとの間の圧力、例えば、約1.5bar、約2bar、約2.5bar、又は別の圧力、を有するイソブタン蒸気のストリームとすることができる。

【0152】

プラント内冷却容量の生成に寄与するエゼクタ674の使用にはいくつかの利点がある。例えば、エゼクタは、冷凍構成要素よりも資本コストが低い。エゼクタの使用は、ガス処理プラントにおけるそのような冷凍構成要素に対する負荷を軽減するので、より小型で安価な冷凍構成要素をガス処理プラントで使える。加えて、ガス処理プラントでの冷凍構成要素の稼動に使われる電力を節約したり、他で利用したりすることができる。

30

【0153】

場合によっては、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント650は、異なる量の冷却容量を提供するように調節できる。例えば、ポンプ662手前の分割比、タービン668手前の分割比、又はその両方を大きくし、冷却サブシステム685へ供給するイソブタンの量を増やし、よって発電を犠牲にして冷却量を増やすことができる。分割比は、例えば、ガス処理プラントにおける冷却の必要性の高まりに応じて大きくすることができる。例えば、ガス処理プラントの冷却の必要性は季節によって変動し、冬期よりも夏期の方が、冷却負荷が高くなる可能性がある。

40

【0154】

分割比を調節する場合、エゼクタ674の幾何学的形状を、エゼクタ674へ流入するイソブタンの体積の変化に対応するように変更できる。例えば、ノズル82の通路84の断面積(A_t)、低圧開口85の断面積(A_e)、又は定面積区画部86の断面積(A_3)を調節できる。場合によっては、可変エゼクタを用いて、システムの分割比に基づき可変エゼクタの幾何学的形状を調節できる。場合によっては、複数のエゼクタを並列に接続し、システムの分割比に基づいてイソブタンストリーム678、696の流れを適切な幾何学的形状を有するエゼクタへ切り替えることができる。

50

【 0 1 5 5 】

図 7 B を参照すると、有機ランキンサイクル 6 6 1 は、ガス処理プラントにおける発電プラント内の準外気冷却、及び、例えば、ガス処理プラントで働く職員（ガス処理プラントの工業コミュニティとも言う）、近隣の非工業コミュニティ、又はその両方のための周辺の空気冷却又は空調を提供する。

【 0 1 5 6 】

加熱されたイソブタン 6 6 4 は、タービン 6 6 8 手前で、例えば、約 2 7 % と約 3 8 % との間の分割比で 2 つの部分に分割される。図 7 B の実施例では、分割比は 3 8 % である。図 7 A について先に説明したように、タービン 6 6 8 と発電機（不図示）によって電力を発生する。タービン 6 6 8 と発電機は、少なくとも約 3 0 MW の電力、例えば、約 3 0 MW と約 5 0 MW との間、例えば、約 3 0 MW、約 4 0 MW、約 5 0 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。

10

【 0 1 5 7 】

冷却容量は、クーラー 6 7 0 からイソブタンの第 2 の部分 6 6 5 を受け入れる冷却サブシステム 6 8 7 によって提供される。冷却されたイソブタン 6 8 0 の第 2 及び第 1 の部分 6 6 5、6 6 4 の分割比は、それぞれ約 8 % と約 1 0 % との間とすることができる。図 7 B の実施例では、分割比は約 1 0 % である。イソブタンの第 2 の部分 6 6 5 はイソブタンを冷却して、例えば、約 4 5 ° F と約 5 5 ° F との間の温度、例えば、約 4 5 ° F、約 5 0 ° F、約 5 5 ° F、又は別の温度、及び、例えば、約 2 b a r と約 3 b a r との間の圧力、例えば、約 2 b a r、約 2 . 5 b a r、約 3 b a r、又は別の圧力、とする降下弁 6 8 2 を通過する。

20

【 0 1 5 8 】

冷却サブシステム 6 8 7 において、降下弁 6 8 2 から放出される冷却されたイソブタンは、第 1 の部分 6 7 3、第 2 の部分 6 7 5、及び第 3 の部分 6 7 1 に分割される。イソブタンの第 1 の部分 6 7 3 及び第 2 の部分 6 7 5 は、上記のように、ガス処理プラントにおいてそれぞれチラー 6 8 8、6 9 2 を通過し、ガストリーム 6 9 0、6 9 4 を低温化する。冷却されたイソブタンの第 3 の部分 6 7 1 は、チラー 6 7 7 を通過する。チラー 6 7 7 は、例えば、約 5 0 M M B t u / 時と約 1 0 0 M M B t u / 時との間の熱デューティ、例えば、約 5 0 M M B t u / 時、約 6 0 M M B t u / 時、約 7 0 M M B t u / 時、約 8 0 M M B t u / 時、約 9 0 M M B t u / 時、約 1 0 0 M M B t u / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。チラー 6 7 7 は、ガス処理プラントの工業コミュニティ又は近隣の非工業コミュニティの周辺の空気冷却又は空調を提供するために用いることができる低温水ストリーム 6 7 9 を低温化できる。チラー 6 7 7 は、低温水ストリーム 6 7 9 を、例えば、約 5 5 ° F と約 6 5 ° F との間の温度、例えば、約 5 5 ° F、約 6 0 ° F、約 6 5 ° F、又は別の温度、から、約 5 0 ° F と約 6 0 ° F との間の温度、例えば、約 5 0 ° F、約 5 5 ° F、約 6 0 ° F の温度又は別の温度、に低温化できる。

30

【 0 1 5 9 】

図 7 B の例では、第 1 の部分 6 7 3 は、降下弁 6 8 2 から放出されるイソブタン 6 6 5 から 3 5 % の体積を受け取り、第 2 の部分 6 7 5 は体積の 3 6 % を受け取り、第 3 の部分 6 7 1 は 2 9 % を受け取る。これらの体積比を調節して、冷却サブシステム 6 8 7 が提供する工業用冷却容量と周辺の空気冷却又は空調容量の相対量を調節できる。例えば、周辺の空気冷却又は空調の需要が高まる夏期には、第 3 の部分 6 7 1 が受け取るイソブタンの体積を増やすことにより、周辺の空気冷却又は空調容量を増やし、工業用冷却容量を減らすことができる。場合によっては、第 3 の部分 6 7 1 は、冷却サブシステム 6 8 7 が周辺の空気冷却又は空調の容量のみを提供するように、降下弁 6 8 2 から放出されるイソブタンの体積の 1 0 0 % を受け取ることができる。場合によっては、第 3 の部分 6 7 1 は、冷却サブシステム 6 8 7 が流れを受け取らずに工業用冷却容量のみを提供するようにすることもできる。

40

【 0 1 6 0 】

冷却サブシステム 6 8 7 を出ると、イソブタンの第 1 の部分 6 7 3、第 2 の部分 6 7 5

50

、及び第3の部分671は、合流して上記のようにエゼクタ674へ流入する低圧イソブタン蒸気のストリーム696となる。ストリーム696は、例えば、約70°Fと約80°Fとの間の温度、例えば、約70°F、約75°F、約80°F、又は別の温度、及び、例えば、約1.5 barと約2.5 barとの間の圧力、例えば、約1.5 bar、約2 bar、約2.5 bar、又は別の圧力、を有することができる。

【0161】

図9A及び9Bを参照すると、熱交換器1から7のネットワーク(図1乃至5)を通じて回収される原油随伴ガス処理プラントからの廃熱を用いて、改良型カーリーナサイクルに基づく廃熱を電力へ変換するプラント700、750へ電力を供給できる。カーリーナサイクルは、閉ループ配置構成においてアンモニアと水との混合物を用いるエネルギー変換システムである。図9Aのプラント700において、カーリーナサイクルは約20 bar(2.0 MPa)で運転され、図9Bのプラント750において、カーリーナサイクルは約25 barで運転される。

10

【0162】

廃熱を電力へ変換するプラント700、750はそれぞれ、加熱用流体、例えばオイル、水、有機流体、又は別の加熱用流体、を貯蔵する蓄積タンク702を含む。加熱用流体704は、加熱用流体循環ポンプ706によって蓄積タンク702から熱交換器1から7(図1乃至5)へ圧送される。例えば、加熱用流体704は、約130°Fと約150°Fとの間の温度、例えば、約130°F、約140°F、約150°F、又は別の温度、とすることができる。

20

【0163】

熱交換器1から7のそれぞれからの加熱された加熱用流体(例えば、熱交換器1から7のそれぞれで廃熱回収によって加熱された加熱用流体)は合流して、共通の高温流体ヘッダー708となる。高温流体ヘッダー708は、例えば、約210°Fと約230°Fとの間の温度、例えば、約210°F、約220°F、約230°F、又は別の温度、とすることができる。高温流体ヘッダー708における流体の体積は、例えば、約0.6 MMT/Dと約0.8 MMT/Dとの間、例えば、約0.6 MMT/D、約0.7 MMT/D、約0.8 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0164】

高温流体ヘッダー708からの熱を用いて、カーリーナサイクルにおいてアンモニア・水混合物を加熱し、これを用いて出力タービンへ動力を供給し、よってガス処理プラントから回収される廃熱から電力を発生する。プラント750において、作動圧力(例えば、プラント750の場合は25 bar、それに対しプラント700の場合は20 bar)が高いほどタービンでの発電量は増加するが、熱交換器コストは上昇する。例えば、プラント750における発電量は、プラント700よりも約2 MWと約3 MWとの間分だけ多い量、例えば、約2 MW分だけ多い量、約2.5 MW分だけ多い量、約3 MW分だけ多い量、又は別の分だけ多い量、であってよい。

30

【0165】

特に図9Aを参照すると、廃熱を電力に変換するプラント700は、カーリーナサイクル710により、アンモニア約70%と水30%のアンモニア・水混合物712を用い、約20 barで電力を産生する。例えば、プラント700は、約80 MWと約90 MWとの間の電力、例えば、約80 MW、約85 MW、約90 MW、又は別の量の電力、を産生できる。

40

【0166】

カーリーナサイクル710はポンプ714を含む。ポンプ714は、例えば、約3.5 MWと約4.5 MWとの間の電力、例えば、約3.5 MW、約4 MW、約4.5 MW、又は別の量の電力、を消費し得る。ポンプ714は、アンモニア・水混合物712を、例えば、約7 bar(0.7 MPa)と約8 bar(0.8 MPa)との間の開始圧力、例えば、約7 bar、約7.5 bar(0.75 MPa)、又は約8 barの開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約20 barと約22 barとの間の出口圧力、例えば、約2

50

0 bar、約 21 bar (2.1 MPa)、約 22 bar、又は別の出口圧力、に加圧できる。ポンプ 714 の大きさは、例えば、約 0.10 MMT/D と約 0.20 MMT/D との間、例えば、約 0.10 MMT/D、約 0.15 MMT/D、約 0.20 MMT/D、又は別の量、のアンモニア・水混合物 712 を加圧できる大きさである。

【0167】

アンモニア・水混合物 712 は、加熱用流体 704 からの熱を用いてアンモニア・水混合物 712 の部分的な蒸発を共に達成する熱交換器 716、718、720、722 のネットワークへポンプ 714 によって圧送される。熱交換器 716 及び 720 は、例えば、約 1000 MMBtu/時 (約 1055060 MJ/h (MW)) と約 1200 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 1000 MMBtu/時、約 1100 MMBtu/時 (約 1160561 MJ/h (MW))、約 1200 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。熱交換器 718 及び 722 は、例えば、約 800 MMBtu/時と約 1000 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 800 MMBtu/時、約 900 MMBtu/時 (約 949550 MJ/h (MW))、約 1000 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。

10

【0168】

ポンプ 714 を出たアンモニア・水混合物 712 は、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85 °F、約 90 °F、又は別の温度、を有することができる。ポンプ 714 からのアンモニア・水混合物 712 は、例えば、約 50% の分割比で 2 つの部分に分割される。ポンプ 714 からのアンモニア・水混合物 712 の第 1 の部分 724 は、熱交換器 716、718 において、加熱用流体 708 との交換により予熱され部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 1 の部分 724 は、約 185 °F と約 195 °F (約 90.6) との間の温度、例えば、約 185 °F (約 85)、約 190 °F、約 195 °F、又は別の温度、に加熱される。ポンプ 714 からのアンモニア・水混合物 712 の第 2 の部分 732 は、熱交換器 720 において、液体アンモニア及び水 728 (以下の段落に記載する気液分離器 726 からの) との交換により予熱されて部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 2 の部分 732 は、約 155 °F と約 165 °F (約 73.9) との間の温度、例えば、約 155 °F、約 160 °F、約 165 °F、又は別の温度、に加熱される。

20

【0169】

加熱された第 2 の部分 732 は、熱交換器 722 において、加熱用流体 708 との交換により更に加熱されて部分的に気化する。例えば、第 2 の部分 732 は、約 185 °F と約 195 °F との間の温度、例えば、約 185 °F、約 190 °F、約 195 °F、又は別の温度、に更に加熱される。

30

【0170】

熱交換器 716、718、722 のネットワークを流れる加熱用流体 708 は、冷えて、蓄積タンク 702 へ戻る。例えば、熱交換器 716、718、722 のネットワークへ流入する加熱用流体 708 は、約 210 °F と約 230 °F との間の温度、例えば、約 210 °F、約 220 °F、約 230 °F、又は別の温度、を有することができる。加熱用流体 708 は、約 130 °F と約 150 °F との間の温度、例えば、約 130 °F、約 140 °F、約 150 °F、又は別の温度、で熱交換器のネットワークを出る。

40

【0171】

加熱され、部分的に気化した第 1 及び第 2 の部分 724 及び 732 は、アンモニア・水の蒸気から液体アンモニアと水を分離する気液分離器 726 に流入する。分離器 724 へ入った直後の第 1 及び第 2 の部分 724 及び 732 の圧力は、例えば、約 19 bar (1.9 MPa) と約 21 bar との間、例えば、約 19 bar、約 20 bar、約 21 bar、又は別の圧力、とすることができる。純度の低いリーンストリームである液体アンモニアと水 728 は分離器 726 の塔底を出て、アンモニア・水の蒸気 730 は分離器 726 の塔頂を出る。

【0172】

50

純度の高いリッチストリームであるアンモニア・水の蒸気 730 は電力を発生させ（発電機（不図示）との組み合わせで）、場合によっては夏期と冬期で異なる量の電力を発生することができるタービン 734 へ流れる。例えば、タービン 734 は、夏期には少なくとも約 60 MW の電力、例えば夏期には、約 60 MW と約 70 MW との間の電力、例えば、約 60 MW、約 65 MW、約 70 MW、又は別の量の電力、を発生することができ、冬期には少なくとも約 80 MW の電力、例えば、冬期には、約 80 MW と約 90 MW との間の電力、例えば、約 80 MW、約 85 MW、約 90 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。電力は、タービン 734 により、アンモニア・水の蒸気 730 の一定の体積、例えば、約 0.04 MMT/D と約 0.06 MMT/D との間の一定の体積、例えば、0.04 MMT/D、約 0.05 MMT/D、約 0.06 MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて発生させる。タービン 734 は、アンモニア・水の蒸気 730 の圧力を、例えば、約 7 bar と約 8 bar との間の圧力、例えば、約 7 bar、約 7.5 bar、約 8 bar、又は別の圧力、に下げ、アンモニア・水の蒸気 730 の温度を、例えば、約 100 °F と約 110 °F との間、例えば、約 100 °F、約 105 °F（約 40.6）、約 110 °F、又は別の温度、に下げる。

【0173】

液体アンモニアと水 728 は、熱交換器 720 を介して更なる発電のための高圧回収タービン（HPRT）736、例えば油圧液体タービン、へ流れる。HPRT 736 は、例えば、約 1 MW と約 2 MW との間の電力、例えば、約 1 MW、約 1.5 MW、約 2 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。HPRT 736 により、液体アンモニアと水 728 の一定の体積、例えば、約 0.05 MMT/D と約 0.15 MMT/D との間の一定の体積、例えば、約 0.05 MMT/D、約 0.1 MMT/D、約 0.15 MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて電力を発生する。HPRT 736 は、液体アンモニアと水 728 の圧力を、例えば、約 7 bar と約 9 bar（0.9 MPa）との間、例えば、約 7 bar、約 7.5 bar、約 8 bar、約 8.5 bar（0.85 MPa）、約 9 bar、又は別の圧力、に下げる。熱交換器 720 での交換後、液体アンモニアと水 728 は、例えば、約 100 °F と 110 °F との間の温度、例えば、約 100 °F、約 105 °F、約 110 °F、又は別の温度、となる。

【0174】

アンモニア・水の蒸気 730 及び液体アンモニアと水 728 は、タービン 734、736 を出た後に合流してアンモニア・水混合物 712 となる。アンモニア・水混合物 712 は、クーラー 738、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却水 740 との交換により冷却される。クーラー 738 は、例えば、約 2800 MMBtu/時と約 3200 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 2800 MMBtu/時、約 2900 MMBtu/時、約 3000 MMBtu/時、約 3100 MMBtu/時、約 3200 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー 738 は、年間の季節に応じて様々な温度にアンモニア・水混合物 712 を冷却し、例えば、冬期には夏期よりも低い温度にアンモニア・水混合物 712 を冷却する。冬期には、クーラー 738 がアンモニア・水混合物 712 を、例えば、約 60 °F と約 70 °F との間の温度、例えば、約 60 °F、約 62 °F（約 16.7）、約 64 °F（約 17.8）、約 66 °F（約 18.9）、約 68 °F（約 20）、約 70 °F、又は別の温度、に冷却する。夏期には、クーラー 620 は、イソブタン 614 を、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 82 °F（約 27.8）、約 84 °F（約 28.9）、約 86 °F（約 30）、約 88 °F（約 31.1）、約 90 °F、又は別の温度、に冷却する。

【0175】

クーラー 738 へ流入する冷却水 740 は、年間の季節に応じて様々な温度を有することができる。例えば、冬期には、冷却水 740 は、約 55 と約 65 °F との間の温度、例えば、約 55 °F、約 60 °F、約 65 °F、又は別の温度、を有することができる。夏期には、冷却水 740 は、例えば、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 7

10

20

30

40

50

0 ° F、約 75 ° F、約 80 ° F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 740 の温度は、クーラー 738 での交換によって、例えば、約 15 ° F、約 18 ° F、約 20 ° F、又は別の温度、の分だけ上昇し得る。クーラー 738 を通って流れる冷却水 740 の体積は、例えば、約 1.5 MMT / D と約 2.5 MMT / D の間の体積、例えば、約 1.5 MMT / D、約 2 MMT / D、約 2.5 MMT / D、又は別の体積、とすることができる。

【 0 1 7 6 】

具体的には、図 9 B を参照すると、廃熱を電力へ変換するプラント 750 は、カーリーナサイクル 760 により、アンモニア約 78 % と水 22 % のアンモニア・水混合物 762 を用いて約 25 bar で電力を産生する。例えば、プラント 750 は、約 75 MW と約 95 MW との間の電力、例えば、約 75 MW、約 80 MW、約 85 MW、約 90 MW、又は別の量の電力、を産生できる。

10

【 0 1 7 7 】

カーリーナサイクル 760 はポンプ 764 を含む。ポンプ 764 は、例えば、約 4.5 MW と約 5.5 MW との間の電力、例えば、約 4.5 MW、約 5 MW、約 5.5 MW、又は別の量の電力、を消費し得る。ポンプ 764 は、アンモニア・水混合物 712 を、例えば、約 8.5 bar と約 9.5 bar (0.95 MPa) との間の開始圧力、例えば、約 8.5 bar、約 9 bar、又は約 9.5 bar の開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約 24 bar (2.4 MPa) と約 26 bar (2.6 MPa) との間の出口圧力、例えば、約 24 bar、約 24.5 bar (2.45 MPa)、約 25 bar、約 25.5 (2.55 MPa) bar、約 26 bar、又は別の出口圧力、へ加圧できる。ポンプ 764 の大きさは、例えば、約 0.10 MMT / D と約 0.20 MMT / D との間のアンモニア・水混合物 712、例えば約 0.10 MMT / D、約 0.15 MMT / D、約 0.2 MMT / D、又は別の量、を加圧できる大きさとするすることができる。

20

【 0 1 7 8 】

アンモニア・水混合物 762 は、ポンプ 764 によって、加熱用流体 704 からの熱を用いて共にアンモニア・水混合物 762 の部分的な蒸発を達成する熱交換器 766、768、770、77 のネットワーク 2 へ圧送される。熱交換器 766 及び 770 は、例えば、約 1000 MMBtu / 時と約 1200 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 1000 MMBtu / 時、約 1100 MMBtu / 時、約 1200 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。熱交換器 768 及び 772 は、例えば、約 800 MMBtu / 時と約 1000 MMBtu / 時との間、例えば、約 800 MMBtu / 時、約 900 MMBtu / 時、約 1000 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。

30

【 0 1 7 9 】

ポンプ 764 を出たアンモニア・水混合物 762 は、例えば、約 80 ° F と約 90 ° F との間の温度、例えば約 80 ° F、約 85 ° F、約 90 ° F、又は別の温度、を有する。ポンプ 764 からのアンモニア・水混合物 762 は、例えば、約 50 % の分割比で 2 つの部分に分割される。ポンプ 764 からのアンモニア・水混合物 762 の第 1 の部分 774 (例えば 50 %) は、熱交換器 766、768 において、加熱用流体 704 との交換により予熱され部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 1 の部分 772 は、約 170 ° F (約 76.7) と約 180 ° F との間の温度、例えば、約 170 ° F、約 175 ° F (約 79.4)、約 180 ° F、又は別の温度、に加熱される。ポンプ 764 からのアンモニア・水混合物 762 の第 2 の部分 782 (例えば 50 %) は、熱交換器 720 において、液体アンモニアと水 728 (以下の段落に記載する気液分離器 726 からの) との交換により予熱され、部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 2 の部分 782 は、約 155 ° F と約 165 ° F との間の温度、例えば、約 155 ° F、約 160 ° F、約 165 ° F、又は別の温度、に加熱される。

40

【 0 1 8 0 】

加熱された第 2 の部分 782 は、熱交換器 722 において、加熱用流体 708 との交換

50

により更に加熱され、部分的に気化する。例えば、第2の部分782は、約170°Fと約180°Fとの間の温度、例えば、約170°F、約175°F、約180°F、又は別の温度、に更に加熱される。熱交換器のネットワークを流れる加熱用流体708は、冷えて蓄積タンク702へ戻る。例えば、熱交換器716、718、722のネットワークへ流入する加熱用流体708は、約210°Fと約230°Fとの間の温度、例えば、約210°F、約220°F、約230°F、又は別の温度、を有することができる。加熱用流体708は、約130°Fと約150°Fとの間の温度、例えば、約130°F、約140°F、約150°F、又は別の温度、で熱交換器のネットワークを出る。

【0181】

加熱され、部分的に気化した第1及び第2の部分774及び782は、アンモニア・水の蒸気から液体アンモニアと水を分離する気液分離器776へ流入する。分離器776へ流入した直後の第1及び第2の部分774及び782の圧力は、例えば、約23 bar (2.3 MPa) と約25 bar との間の圧力、例えば約23 bar、約24 bar、約25 bar、又は別の圧力、とすることができる。純度の低いリーンストリームである液体アンモニアと水778は、分離器776の塔底を出て、アンモニア・水の蒸気780は分離器776の塔頂を出る。

【0182】

純度の高いリッチストリームであるアンモニア・水の蒸気780は電力を発生させ（発電機（不図示）との組み合わせで）、場合によっては夏期と冬期で異なる量の電力を発生することができるタービン784へ流れる。例えば、タービン734は、夏期には約65 MWと約75 MWとの間の、例えば、約65 MW、約70 MW、約75 MW、又は別の量の電力を、冬期には約85 MWと約95 MWとの間の、例えば約85 MW、約90 MW、約95 MW、又は別の量の、電力を発生することができる。電力は、タービン784により、アンモニア・水の蒸気780の一定の体積、例えば、約0.05 MMT/Dと約0.06 MMT/Dとの間の一定の体積、例えば、0.05 MMT/D、約0.06 MMT/D、約0.07 MMT/D、又は別の体積、を用いて発生させる。タービン784は、アンモニア・水の蒸気780の圧力を、例えば、約8 bar と約9 bar との間の圧力、例えば、約8 bar、約8.5 bar、約9 bar、又は別の圧力、に下げ、アンモニア・水の蒸気780の温度を、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に下げる。

【0183】

液体アンモニアと水778は、熱交換器770を介して更なる発電のための高圧回収タービン（HPRT）786、例えば、液圧タービンへ流れる。HPRT782は、例えば、約1.5 MWと約2.5 MWとの間の電力、例えば約1.5 MW、約2 MW、約2.5 MW、又は別の量の電力を発生することができる。電力は、HPRT786により、液体アンモニアと水778の一定の体積、例えば、約0.05 MMT/Dと約0.15 MMT/Dとの間の一定の体積、例えば約0.05 MMT/D、約0.1 MMT/D、約0.15 MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて発生させる。HPRT786は、液体アンモニアと水782の圧力を、例えば、約8 bar と約9 bar との間の圧力、例えば、約8 bar、約8.5 bar、約9 bar、又は別の圧力、に下げる。熱交換器770での交換後、液体アンモニアと水778の温度は、例えば、約95°Fと約105°Fとの間の温度、例え、約95°F、約100°F、約105°F、又は別の温度、となる。

【0184】

アンモニア・水の蒸気780と、液体アンモニアと水778は、タービン784、786を出た後に合流してアンモニア・水混合物762となる。アンモニア・水混合物762は、クーラー788、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却水790との交換により冷却される。クーラー788は、例えば、約2500 MMBtu/時と約3000 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約2500 MMBtu/時、約2600 MMBtu/時、約2700 MMBtu/時、約2800 MMBtu/時、約2900 MMBtu/時、約3000 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することが

10

20

30

40

50

できる。クーラー 788 は、年間の季節に応じて様々な温度にアンモニア・水混合物 762 を冷却し、例えば、冬期には夏期よりも低い温度にアンモニア・水混合物 762 を冷却する。冬期には、クーラー 788 は、アンモニア・水混合物 762 を、例えば、約 60 °F と約 70 °F との間の温度、例えば、約 60 °F、約 62 °F、約 64 °F、約 66 °F、約 68 °F、約 70 °F、又は別の温度、に冷却する。夏期には、クーラー 620 は、イソブタン 614 を、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 82 °F、約 84 °F、約 86 °F、約 88 °F、約 90 °F、又は別の温度、に冷却する。

【0185】

クーラー 788 へ流入する冷却水 790 は、年間の季節に応じて様々な温度を有することができる。例えば、冬期には、冷却水 790 は、約 55 と約 65 °F との間の温度、例えば、約 55 °F、約 60 °F、約 65 °F、又は別の温度、を有することができる。夏期には、冷却水 790 は、例えば、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 70 °F、約 75 °F、約 80 °F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 740 の温度は、クーラー 738 での交換によって、例えば、約 15 °F、約 18 °F、約 20 °F、又は別の温度、の分だけ上昇し得る。クーラー 738 を通って流れる冷却水 740 の体積は、例えば、約 1.5 MMT/D と約 2.5 MMT/D との間の体積、例えば、約 1.5 MMT/D、約 2 MMT/D、約 2.5 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0186】

カーリーナサイクルには利点がある。カーリーナサイクルは、アンモニア・水混合物の組成を調節できるという点で、ORC サイクルよりも自由度を一つ多くもたらす。この追加の自由度により、エネルギー変換及び熱伝達を改善又は最適化するために、カーリーナサイクルを特定の運転条件、例えば特定の熱源又は特定の冷却用流体に適合させることができる。更に、アンモニアは分子量が水と同程度なので、アンモニア・水の蒸気は水蒸気と同様の挙動を示し、そのため、標準的な水蒸気タービン構成要素を用いることができる。同時に、2 元流体の使用は、例えば、サイクル全体を通じて流体の組成を変え、蒸発器によりリッチな組成物を提供し、凝縮器によりリーンな組成物を提供することを可能にする。加えて、アンモニアは環境に優しい化合物であり、ORC サイクルでよく用いられるイソブタンなどの化合物よりも危険性が低い。

【0187】

図 10A 及び 10B を参照すると、熱交換器 716、718、722 のネットワーク（図 1 乃至 5）を通じて回収される、原油随伴ガス処理プラントからの廃熱を利用して、改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱を、冷却及び電力変換併合プラント 800、850 へ電力供給することができる。ゴスワミサイクルは、閉ループ配置構成においてアンモニアと水、例えば、アンモニア 50% と水 50% の混合物を用いるエネルギー変換システムである。図 10A 及び 10B の実施例では、それぞれの改良型ゴスワミサイクル 810、855 は、いずれも約 12 bar で運転される。ゴスワミサイクルは、低熱源温度、例えば約 200 未満の温度、を利用して発電できる。ゴスワミサイクルは、ランキンサイクルと吸収冷凍サイクルとを組み合わせて冷却と発電の複合化を実現する。ゴスワミサイクルのタービンでは、高濃度アンモニア蒸気が用いられる。高濃度アンモニアは、凝縮させずに膨張させて非常に低い温度とすることができる。次いで、この非常に低い温度のアンモニアを用いて、冷凍出力を提供できる。改良型ゴスワミサイクル 810、855 において、発電と冷却の両機能を提供することによって大量の冷却が可能になる。

【0188】

廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 800、850 はそれぞれ、加熱用流体、例えばオイル、水、有機流体、又は別の加熱用流体、を貯蔵する蓄積タンク 802 を含む。加熱用流体 804 は、加熱用流体循環ポンプ 806 によって蓄積タンク 802 から熱交換器 1 から 7（図 1 乃至 5）へ圧送される。例えば、加熱用流体 804 は、約 130 °F と約 150 °F との間の温度、例えば約 130 °F、約 140 °F、約 150 °F

10

20

30

40

50

、又は別の温度、とすることができる。

【0189】

熱交換器1から7のそれぞれからの加熱された加熱用流体（例えば、熱交換器1から7のそれぞれで廃熱の回収によって加熱された加熱用流体）は、合流して共通の高温流体ヘッダー808となる。高温流体ヘッダー808は、例えば、約210°Fと約230°Fとの間の温度、例えば、約210°F、約220°F、約230°F、又は別の温度、とすることができる。高温流体ヘッダー808における流体の体積は、例えば、約0.6MMT/Dと約0.8MMT/Dとの間の体積、例えば、約0.6MMT/D、約0.7MMT/D、約0.8MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0190】

高温流体ヘッダー808からの熱を利用して、改良型ゴスワミサイクル810、855においてアンモニア・水混合物を加熱する。加熱されたアンモニア・水混合物を用いてタービンへ動力を供給する。したがって、ガス処理プラントから回収された廃熱から電力を発生する。アンモニア・水混合物は、ガス処理プラントにおいてプラント内の準外気冷却に使われる低温水を冷却するためにも用いられ、よって冷却水費用を節約できる。例えば、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント800、850を、例えば、ガス処理プラントにおける準外気冷却のベース負荷の約42%に充てることことができる。

【0191】

具体的には、図10Aを参照すると、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント800は、アンモニア約50%と水約50%のアンモニア・水混合物812を用いる改良型ゴスワミサイクル810によって、電力と、低温水プラント内の準外気冷却容量とを産生できる。例えば、プラント800は、約50MWと約60MWとの間の電力、例えば、約50MW、約55MW、約60MW、又は別の量の電力、を産生できる。

【0192】

廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント800における改良型ゴスワミサイクル810はポンプ814を含む。ポンプ814は、例えば、約2.5MWと約3.5MWとの間の電力、例えば、約2.5MW、約3MW、約3.5MW、又は別の量の電力、を消費し得る。ポンプ814は、アンモニア・水混合物812を、例えば、約3barと約4barとの間の開始圧力、例えば約3bar、約3.5bar、又は約4barの開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約11.5barと約12.5bar（1.25MPa）との間の出口圧力、例えば、約11.5bar、約12bar、約12.5bar、又は別の出口圧力、へ加圧できる。ポンプ814の大きさは、例えば、約0.15MMT/Dと約0.25MMT/Dとの間の量のアンモニア・水混合物812、例えば、約0.15MMT/D、約0.2MMT/D、約0.25MMT/D、又は別の量、のアンモニア・水混合物を加圧できる大きさとしてすることができる。

【0193】

アンモニア・水混合物812は、ポンプ814によって、加熱用流体804からの熱を用いてアンモニア・水混合物812の部分的な蒸発を共に達成する熱交換器816、818、820、822のネットワークへ圧送される。熱交換器816及び820は、例えば、約1300MMBtu/時と約1400MMBtu/時（約1477078MJ/h（MW））との間、例えば、約1300MMBtu/時、約1350MMBtu/時（約1424325MJ/h（MW））、約1500MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。熱交換器818及び822は、例えば、約850MMBtu/時と約950MMBtu/時（約1002300MJ/h（MW））との間の熱デューティ、例えば、約850MMBtu/時、約900MMBtu/時、約950MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。

【0194】

ポンプ814を出たアンモニア・水混合物812は、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、を有する。アンモニア・水混合物812は、例えば、約50%の分割比で2つの部分に分割される。

10

20

30

40

50

ポンプ 814 からのアンモニア・水混合物 812 の第 1 の部分 824 (例えば 50%) は、熱交換器 816、818 において、加熱用流体 808 との交換により予熱され、部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 1 の部分 824 は、約 190 °F と約 200 °F との間の温度、例えば、約 190 °F、約 195 °F、約 200 °F、又は別の温度、に加熱される。ポンプ 814 からのアンモニア・水混合物 812 の第 2 の部分 832 (例えば 50%) は、熱交換器 820 において、液体アンモニアと水 828 (以下の段落に記載する気液分離器 826 からの) との交換により予熱され、部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第 2 の部分 832 は、約 165 °F と約 175 °F との間の温度、例えば、約 165 °F、約 170 °F、約 175 °F、又は別の温度、に加熱される。

10

【0195】

加熱された第 2 の部分 832 は、熱交換器 822 において、例えば加熱用流体 804 との交換により更に加熱され、部分的に気化する。例えば、第 2 の部分 832 は、約 190 °F と約 200 °F との間の温度、例えば、約 190 °F、約 195 °F、約 200 °F、又は別の温度、に更に加熱される。

【0196】

熱交換器 816、818、822 のネットワークを流れる加熱用流体 808 は、冷えて蓄積タンク 802 へ戻る。例えば、熱交換器 816、818、822 のネットワークへ流入する加熱用流体 808 は、約 210 °F と約 230 °F との間の温度、例えば、約 210 °F、約 220 °F、約 230 °F、又は別の温度、を有することができる。加熱用流体 808 は、約 130 °F と約 150 °F との間の温度、例えば、約 130 °F、約 140 °F、約 150 °F、又は別の温度、で熱交換器のネットワークを出る。

20

【0197】

加熱され、部分的に気化した第 1 及び第 2 の部分 824 及び 832 は、アンモニア・水の蒸気から液体アンモニアと水を分離する気液分離器 826 へ流入する。分離器 826 へ流入した直後の第 1 及び第 2 の部分 824 及び 832 の圧力は、例えば、約 10.5 bar と約 11.5 bar との間の圧力、例えば約 10.5 bar、約 11 bar、約 11.5 bar、又は別の圧力、とすることができる。純度の低いリーンストリームである液体アンモニアと水 828 は、分離器 826 の塔底を出て、純度の高いリッチストリームであるアンモニア・水の蒸気 830 は分離器 826 の塔頂を出る。

30

【0198】

液体アンモニアと水 828 は、高圧回収タービン (HPRT) 836、例えば、液圧タービンへ流れる。HPRT 836 は、例えば、約 1 MW と約 2 MW との間の電力、例えば、約 1 MW、約 1.5 MW、約 2 MW、又は別の量の電力、を発生することができる。電力は、HPRT 836 により、液体アンモニアと水 828 の一定の体積、例えば、約 0.15 MMT/D と約 0.2 MMT/D との間一定の体積、例えば、約 0.15 MMT/D、約 0.2 MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて発生する。HPRT 836 は、液体アンモニアと水 828 の圧力を、例えば、約 3 bar と約 4 bar との間の圧力、例えば、約 3 bar、約 3.5 bar (0.35 MPa)、約 4 bar、又は別の圧力、に低下させる。熱交換器 820 での交換後、液体アンモニアと水 828 の温度は、例えば、約 110 °F と約 120 °F との間、例えば、約 110 °F、約 115 °F、約 120 °F、又は別の温度、となる。

40

【0199】

アンモニア・水の蒸気 830 は、第 1 の部分 840 と第 2 の部分 842 とに分割される。第 2 の部分 842 に分割される蒸気 830 のパーセンテージである分割比は、例えば、約 10% と約 20% の間、例えば、約 10%、約 15%、約 20%、又は別の分割比、とすることができる。第 1 の部分 840 は、タービン 834 へ流れ、アンモニア・水の蒸気 830 の第 2 の部分 842 は、以下の段落で考察する水クーラー 854 へ流れる。タービン 834 は (発電機、(不図示) との組み合わせで)、例えば、少なくとも約 50 MW の電力、例えば、約 50 MW と約 60 MW との間の電力、例えば、約 50 MW、約 55 MW

50

、約60MW、又は別の量の電力、を発生することができる。電力は、タービン834により、アンモニア・水の蒸気830の一定の体積、例えば、約0.03MMT/Dと約0.05MMT/Dの間の一定の体積、例えば、0.03MMT/D、約0.04MMT/D、約0.05MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて発生する。タービン834は、アンモニア・水の蒸気830の圧力を、例えば、約3barと約4barとの間の圧力、例えば、約3bar、約3.5bar、約4bar、又は別の圧力、に下げ、アンモニア・水の蒸気830の温度を、例えば、約115°Fと約125°F(約51.7)との間の温度、例えば、約115°F、約120°F、約125°F、又は別の温度、に下げる。

【0200】

タービン834、836からのストリーム(アンモニア・水の蒸気の第1の部分840及び液体アンモニアと水828)は、クーラー846、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却水850との交換により冷却されるタービン出力ストリーム848に合流する。クーラー846は、例えば、約2800MMBtu/時と約3200MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約2800MMBtu/時、約2900MMBtu/時、約3000MMBtu/時、約3100MMBtu/時、約3200MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー846は、タービン出力ストリーム848を、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に冷却する。

【0201】

クーラー846に流入する冷却水851は、約70と約80°Fとの間の温度、例えば、約70°F、約75°F、約80°F、又は別の温度、を有することができる。冷却水851は、クーラー846での交換により、例えば、約95°Fと約110°Fとの間の温度、例えば、約95°F、約100°F、約105°F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー846を流れる冷却水851の体積は、例えば、約1MMT/Dと約2MMT/Dとの間の体積、例えば約1MMT/D、約1.5MMT/D、約2MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0202】

第2の部分842(リッチアンモニアストリーム842とも言う)は、クーラー852、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、で冷却される。クーラー852は、例えば、約200MMBtu/時と約300MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約200MMBtu/時、約250MMBtu/時、約300MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー852は、リッチアンモニアストリーム842を、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に冷却する。冷却されたリッチアンモニアストリーム842は、リッチアンモニアストリーム842を更に冷却する降下弁856を通過する。例えば、降下弁856は、リッチアンモニアストリーム842を、約25°F(約-3.89)と約35°F(約1.67)との間の温度、例えば、約25°F、約30°F、約35°F、又は別の温度、に冷却する。

【0203】

クーラー852に流入する冷却水854は、約70°Fと約80°Fとの間の温度、例えば、約70°F、約75°F、約80°F、又は別の温度、を有することができる。冷却水854は、クーラー852での交換により、例えば、約80°Fと約90°Fのとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー852を流れる冷却水854の体積は、例えば、約0.2MMT/Dと約0.4MMT/Dとの間の体積、例えば、約0.2MMT/D、約0.3MMT/D、約0.4MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

【0204】

降下弁856から放出されるリッチアンモニアストリーム842は、プラント内の準外気冷却に用いる低温水を生成するために用いられる。リッチアンモニアストリーム842

10

20

30

40

50

の第1の部分858は、水チラー860を通過する。水チラー860は、例えば、約50MMBtu/時と約150MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約50MMBtu/時、約60MMBtu/時、約70MMBtu/時、約80MMBtu/時、約90MMBtu/時、約100MMBtu/時、約110MMBtu/時、約120MMBtu/時、約130MMBtu/時、約140MMBtu/時、約150MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー860は、リッチアンモニアの第1の部分858を加熱する一方で、低温水のストリーム862を低温化する。例えば、水チラー860は、低温水のストリーム862を、約95°Fと約105°Fとの間の温度、例えば、約95°F、約100°F、約105°F、又は別の温度、から、約35°Fと約45°Fとの間の温度、例えば、約35°F、約40°F、約45°Fの温度、又は別の温度、に低温化できる。水チラー860は、リッチアンモニアの第1の部分858を、例えば、約85°Fと約95°Fとの間の温度、例えば、約85°F、約90°F、約95°F、又は別の温度、に加熱できる。

10

【0205】

リッチアンモニアストリーム842の第2の部分864は、水チラー866を通過する。水チラー866は、例えば、約50MMBtu/時と約150MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約50MMBtu/時、約60MMBtu/時、約70MMBtu/時、約80MMBtu/時、約90MMBtu/時、約100MMBtu/時、約110MMBtu/時、約120MMBtu/時、約130MMBtu/時、約140MMBtu/時、約150MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー866は、低温水のストリーム868を、例えば、約60°Fと約70°Fとの間の温度、例えば、約60°F、約65°F、約70°F、又は別の温度、から、約35°Fと約45°Fとの間の温度、例えば、約35°F、約40°F、約45°Fの温度、又は別の温度、に低温化できる。

20

【0206】

低温水ストリーム862、868は、図1乃至5のガス処理プラントにおけるプラント内冷却に用いることができる。場合によっては、低温水ストリーム862、868は、例えば、約200MMBtu/時と約250MMBtu/時との間の低温水の準外気冷却容量、例えば、約200MMBtu/時、約210MMBtu/時、約220MMBtu/時(約232112MJ/h(MW))、約230MMBtu/時(約242663MJ/h(MW))、約250MMBtu/時、約250MMBtu/時、又は別の低温水の準外気冷却容量を産生できる。場合によっては、降下弁856から放出されるリッチアンモニアストリーム842は、低温水ストリーム862、868を緩衝液として用いることなくプラント内の準外気冷却に直接用いることができる。

30

【0207】

具体的には、図10Bを参照すると、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント850において加熱されたアンモニア・水混合物は、先の段落で説明したように、タービン834、836へ動力を供給するとともに、追加のタービン870へ動力を供給するために用いられる。アンモニア・水混合物は、ガス処理プラントにおいてプラント内の準外気冷却に用いられる低温水を冷却するためにも用いられ、よって冷却水費用を節約する。廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント850は、アンモニア約50%と水約50%のアンモニア・水混合物812を用いる改良型ゴスワミサイクル855によって、電力と、低温水プラント内の準外気冷却容量とを産生できる。例えば、プラント850は、約45MWと約55MWとの間の電力、例えば、約45MW、約50MW、約55MW、又は別の量の電力、を産生できる。プラント850は更に、約200MMBtu/時と約250MMBtu/時との間の低温水プラント内の準外気冷却容量、例えば約200MMBtu/時、約210MMBtu/時、約220MMBtu/時、約230MMBtu/時、約240MMBtu/時(約253213MJ/h(MW))、約250MMBtu/時、又は別の準外気冷却容量、を産生できる。

40

【0208】

50

アンモニア・水の蒸気 830 は、第 1 の部分 872 と第 2 の部分 874 とに分割される。第 2 の部分 874 に分割される蒸気 830 のパーセンテージである分割比は、例えば、約 20% と約 30% との間、例えば約 20%、約 25%、約 30%、又は別の量、とすることができる。第 1 の部分 872 はタービン 834 へ流れ、第 2 の部分 874 は水クーラー 876 へ流れる。タービン 834 (発電機 (不図示) との組み合わせで) は、アンモニア・水の蒸気 872 を用いて、例えば、少なくとも約 40 MW の電力、例えば約 40 MW、約 42 MW、約 44 MW、約 46 MW、又は別の量の電力、を発生できる。タービン 834 により、アンモニア・水の蒸気 872 の一定の体積、例えば、約 0.025 MMT/D と約 0.035 MMT/D との間の一定の体積、例えば 0.025 MMT/D、約 0.03 MMT/D、約 0.035 MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて電力を発生する。タービン 834 は、アンモニア・水の蒸気 872 の圧力を、例えば、約 3 bar と約 4 bar との間、例えば、約 3 bar、約 3.5 bar、約 4 bar、又は別の圧力、に下げ、アンモニア・水の蒸気 872 の温度を、例えば、約 115 °F と約 125 °F との間、例えば、約 115 °F、約 120 °F、約 125 °F、又は別の温度、に下げる。

10

【0209】

タービン 834 からのアンモニア・水の蒸気 872 は、液体アンモニアと水 828 と合流してタービン出力ストリーム 848 となり、クーラー 878、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却される。クーラー 878 は、例えば、約 2500 MMBtu/時と約 3000 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 2500 MMBtu/時、約 2600 MMBtu/時、約 2700 MMBtu/時、約 2800 MMBtu/時、約 2900 MMBtu/時、約 3000 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー 878 は、タービン出力ストリーム 848 を、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85 °F、約 90 °F、又は別の温度、に冷却する。

20

【0210】

クーラー 878 へ流入する冷却水 851 は、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 70 °F、約 75 °F、約 80 °F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 851 は、クーラー 846 での交換により、例えば、約 95 °F と約 105 °F との間の温度、例えば、約 95 °F、約 100 °F、約 105 °F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー 846 を通って流れる冷却水 851 の体積は、例えば、約 1 MMT/D と約 2 MMT/D との間の体積、例えば、約 1 MMT/D、約 1.5 MMT/D、約 2 MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

30

【0211】

第 2 の部分 874 (リッチアンモニアストリーム 874 とも言う) は、クーラー 876 で冷却される。クーラー 876 は、例えば、約 250 MMBtu/時と約 350 MMBtu/時との間、例えば、約 250 MMBtu/時、約 300 MMBtu/時、約 350 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー 876 は、リッチアンモニアストリーム 874 を、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85 °F、約 90 °F、又は別の温度、に冷却する。冷却されたリッチアンモニアストリーム 874 は、リッチアンモニアストリーム 874 中の液体 884 から蒸気 882 を分離するアンモニア/水分離器 880 へ流入する。蒸気 882 は、例えば、約 6 MW と約 7 MW との間の電力、例えば、約 6 MW、約 6.5 MW、約 7 MW、又は別の量の電力、を (発電機 (不図示) との組み合わせで) 発生させるタービン 870 を通って流れる。液体 884 は、液体 884 を約 25 と約 35 の °F との間の温度、例えば、約 25 °F、約 30 °F、約 35 °F、又は別の温度、に更に冷却する降下弁 886 を通って流れる。タービン 843 に加えてタービン 870 を用いると、電力変換プラント 850 が冷却水の温度の変動に対処する助けとなる。例えば、タービン 870 は、冷却媒体の温度が上昇した場合 (例えば、夏期に) に発生し得る発電量の低下の埋め合わせに役立ち得る。

40

【0212】

50

クーラー 876 へ流入する冷却水 854 は、約 70 と約 80 ° F との間の温度、例えば、約 70 ° F、約 75 ° F、約 80 ° F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 854 は、クーラー 876 での交換により、例えば、約 80 ° F と約 90 ° F との間、例えば、約 80 ° F、約 85 ° F、約 90 ° F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー 852 を通って流れる冷却水 854 の体積は、例えば、約 0.2 MMT / D と約 0.4 MMT / D との間の体積、例えば、約 0.2 MMT / D、約 0.3 MMT / D、約 0.4 MMT / D、又は別の体積、とすることができる。

【0213】

蒸気 882 と液体 884 ストリームとは合流してリッチアンモニアストリーム 888 を形成する。リッチアンモニアストリーム 888 の第 1 の部分 890 は水チラー 860 を通過し、リッチアンモニアストリーム 888 の第 2 の部分 892 は水チラー 866 を通過する。水チラー 860、866 は、先の段落で説明したように、プラント内の準外気冷却を提供するために稼動する。場合によっては、リッチアンモニアストリーム 888 は、低温水ストリーム 862、868 を緩衝液として用いることなくプラント内の準外気冷却に直接用いることができる。

10

【0214】

場合によっては、先の段落に記載の廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 800、850 のパラメータ、例えば、アンモニア・水の蒸気 830 を第 1 及び第 2 の部分 840 及び 842 に分割するための分割比；作動圧力；アンモニア・水ストリーム 812 中のアンモニア・水濃度；温度；又は他のパラメータは、例えば、場所特有又は環境特有の特性、例えば冷却水の入手の容易さの変化、又は冷却水の供給温度若しくは戻り温度に対する制約；に基づいて変化させることができる。熱交換器の表面積とプラント内冷却に低温水を用いて達成される発電量又は省電力量との間にはトレードオフがある。

20

【0215】

図 11A 及び 11B を参照すると、熱交換器 1 から 7 のネットワーク（図 1 乃至 5）を通じて回収される原油随伴ガス処理プラントからの廃熱を用いて、改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 900、950 へ電力を供給することができる。図 11A 及び 11B の実施例では、改良型ゴスワミサイクル 910、960 は、アンモニア 50% と水 50% の混合物を用いて 12 bar で運転される。

【0216】

廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 900、950 はそれぞれ、加熱用流体、例えばオイル、水、有機流体、又は別の加熱用流体、を貯蔵する蓄積タンク 902 を含む。加熱用流体 904 は、加熱用流体循環ポンプ 906 によって蓄積タンク 902 から熱交換器 1 から 7（図 1 乃至 5）へ圧送される。例えば、加熱用流体 904 は、約 130 ° F と約 150 ° F との間の温度、例えば、約 130 ° F、約 140 ° F、約 150 ° F、又は別の温度、とすることができる。

30

【0217】

熱交換器 1 から 7 のそれぞれからの加熱された加熱用流体（例えば、熱交換器 1 から 7 のそれぞれでの廃熱回収によって加熱された加熱用流体）は合流して共通の高温流体ヘッダー 908 となる。高温流体ヘッダー 908 は、例えば、約 210 ° F と約 230 ° F との間の温度、例えば、約 210 ° F、約 220 ° F、約 230 ° F、又は別の温度、とすることができる。高温流体ヘッダー 908 における流体の体積は、例えば、約 0.6 MMT / D と約 0.8 MMT / D との間の体積、例えば、約 0.6 MMT / D、約 0.7 MMT / D、約 0.8 MMT / D、又は別の体積、とすることができる。

40

【0218】

高温流体ヘッダー 908 からの熱を用いて改良型ゴスワミサイクル 910、960 においてアンモニア・水混合物を加熱する。加熱されたアンモニア・水混合物はタービンに動力を供給するために用いられ、よってガス処理プラントから回収された廃熱から電力を発生する。アンモニア・水混合物は、ガス処理プラントにおいてプラント内の準外気冷却に用いられる低温水の冷却にも用いられ、よって冷却水費用を節約できる。加えて、アンモ

50

ニア・水混合物は、ガス処理プラントで働く職員（ガス処理プラントの工業コミュニティとも言う）、近隣の非工業コミュニティ、又はその両方のための空調又は空気冷却に用いられる。

【0219】

廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900、950は、ガス処理プラントにおける準外気冷却のためのベース負荷の一部、例えば、約40%と約50%との間のベース負荷の一部、例えば、約40%、約42%、約44%、約46%、約48%、約50%、又は別のベース負荷の一部、をまかなうことができる。廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900、950は、ガス処理プラントの工業コミュニティにおいて約2,000人分の外気冷却を提供できる。場合によっては、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900、950は、近隣の非工業コミュニティにおいて最大約40,000人分、例えば最大約35,000人、最大約36,000人、最大約37,000人、最大約38,000人、最大約39,000人、最大約40,000人、又は別の人数分の外気冷却を提供できる。場合によっては、例えば、発電を犠牲にして周辺の冷却負荷の増大又は増加（例えば、暑い夏の日に）を満たすために、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900、950の構成に対してリアルタイムで調節できる。

10

【0220】

具体的には、図11Aを参照すると、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900について示す構成において、アンモニア約50%と水約50%のアンモニア・水混合物912を用いる改良型ゴスワミサイクル910によって、電力と、プラント内の準外気冷却用低温水を産生できる。例えば、プラント900は、約45MWと約55MWとの間の電力、例えば、約45MW、約50MW、約55MW、又は別の量の電力、を産生できる。プラント900は更に、約200MMBtu/時と約250MMBtu/時との間の低温水プラント内の準外気冷却容量、例えば、約200MMBtu/時、約210MMBtu/時、約220MMBtu/時、約230MMBtu/時、約240MMBtu/時、約250MMBtu/時、又は別の準外気冷却容量、を産生できる。廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900は更に、約75MMBtu/時（約79129MJ/h（MW））と約85MMBtu/時（約89680MJ/h（MW））との間の周辺空調又は空気冷却用低温水、例えば、約75MMBtu/時、約80MMBtu/時、約85MMBtu/時、又は別の量の周辺空調又は空気冷却用低温水を産生できる。この量の低温水は、例えば、ガス処理プラントで働く最大約2,000人に役立てることができる。しかし、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900の様々なパラメータを調節することにより、例えば、生み出す電力量を下げるのと引き換えに、周辺の空気冷却負荷を追加したり、増やしたりすることに充てられる。

20

30

【0221】

廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900における改良型ゴスワミサイクル910はポンプ914を含む。ポンプ914は、例えば、約2.5MWと約3.5MWとの間の電力、例えば、約2.5MW、約3MW、約3.5MW、又は別の量の電力、を消費し得る。ポンプ914は、アンモニア・水混合物912を、例えば、約3barと約4barとの間の開始圧力、例えば、約3bar、約3.5bar、又は約4barの開始圧力、から、それよりも高い、例えば、約11barと約13bar（1.3MPa）との間の出口圧力、例えば、約11bar、約12bar、約13bar、又は別の出口圧力、へ加圧できる。ポンプ914の大きさは、例えば、約0.15MMT/Dと約0.25MMT/Dとの間の量のアンモニア・水混合物812、例えば、約0.15MMT/D、約0.2MMT/D、約0.25MMT/D、又は別の量、を加圧できる大きさとすることができる。

40

【0222】

アンモニア・水混合物912は、ポンプ914によって、加熱用流体904からの熱を用いてアンモニア・水混合物912の部分的な蒸発を共に達成する熱交換器916、918

50

、 920、922のネットワークへ圧送される。熱交換器916及び920は、例えば、約1300MMBtu/時と約1400MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約1300MMBtu/時、約1350MMBtu/時、約1500MMBtu/時(約1582584MJ/h(MW))、又は別の熱デューティ、を有することができる。熱交換器918及び922は、例えば、約850MMBtu/時と約950MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約850MMBtu/時、約900MMBtu/時、約950MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。

【0223】

ポンプ914を出たアンモニア・水混合物912は、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、を有する。アンモニア・水混合物912は、例えば、約50%の分割比で2つの部分に分割される。ポンプ914からのアンモニア・水混合物912の第1の部分924は、熱交換器916、918において、加熱用流体908との交換により予熱され、部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第1の部分924は、約190°Fと約200°Fとの間の温度、例えば、約190°F、約195°F、約200°F、又は別の温度、に加熱される。ポンプ914からのアンモニア・水混合物912の第2の部分932は、熱交換器920において、液体アンモニアと水928(以下の段落に記載する気液分離器926からの)との交換により予熱され、部分的に気化する。例えば、アンモニア・水混合物の第2の部分932は、約165°Fと約175°Fとの間の温度、例えば、約165°F、約170°F、約175°F、又は別の温度、に加熱される。

【0224】

加熱された第2の部分932は、熱交換器922において、加熱用流体908との交換により更に加熱され、部分的に気化する。例えば、第2の部分932は、約190°Fと約200°Fとの間の温度、例えば、約190°F、約195°F、約200°F、又は別の温度、に更に加熱される。

【0225】

熱交換器のネットワーク916、918、922を流れる加熱用流体908は、冷えて蓄積タンク902へ戻る。例えば、熱交換器のネットワーク916、918、922へ流入する加熱用流体908は、約210°Fと約230°Fとの間の温度、例えば、約210°F、約220°F、約230°F、又は別の温度、を有することができる。加熱用流体908は、約130°Fと約150°Fとの間の温度、例えば、約130°F、約140°F、約150°F、又は別の温度、で熱交換器のネットワークを出る。

【0226】

加熱され、部分的に気化した第1及び第2の部分924及び932は、アンモニア・水の蒸気から液体アンモニアと水を分離する気液分離器926へ流入する。分離器926へ流入した直後の第1及び第2の部分924及び932の圧力は、例えば、約10.5barと約11.5barとの間、例えば、約10.5bar、約11bar、約11.5bar、又は別の圧力、とすることができる。純度の低いリーンストリームである液体アンモニアと水928は、分離器926の塔底を出て、純度の高いリッチストリームであるアンモニア・水の蒸気930は分離器926の塔頂を出る。

【0227】

液体アンモニアと水928は、高圧回収タービン(HPR T)936、例えば、液圧タービン、へ流れる。HPR T936は、例えば、約1MWと約2MWとの間の電力、例えば、約1MW、約1.5MW、約2MW、又は別の量の電力、を発生することができる。電力は、HPR T936により、液体アンモニアと水928の一定の体積、例えば、約0.15MMT/Dと約0.2MMT/Dとの間の一定の体積、例えば、約0.15MMT/D、約0.2MMT/D、又は別の一定の体積、を用いることにより発生する。HPR T936は、液体アンモニアと水928の圧力を、例えば、約3barと約4barとの間の圧力、例えば、約3bar、約3.5bar、約4bar、又は別の圧力、に下げる。熱交換器920での交換後、液体アンモニアと水928の温度は、例えば、約110°

10

20

30

40

50

Fと約120°Fとの間、例えば、約110°F、約115°F、約120°F、又は別の温度、となる。

【0228】

アンモニア・水の蒸気930は、第1の部分940と第2の部分942とに分割される。第2の部分942に分割される蒸気930のパーセンテージである分割比は、例えば、約10%と約20%との間の分割比、例えば、約10%、約15%、約20%、又は別の分割比、とすることができる。第1の部分940はタービン934へ流れ、第2の部分942は、以下の段落で考察するクーラー952へ流れる。第1の部分940は発電に用いられる。タービン934は（発電機（不図示）との組み合わせで）、約45MWと約55MWとの間の電力、例えば、約45MW、約50MW、約55MW、又は別の量の電力、を発生することができる。タービン934により、アンモニア・水の蒸気930の一定の体積、例えば、約0.03MMT/Dと約0.04MMT/Dとの間の一定の体積、例えば0.03MMT/D、約0.035MMT/D、約0.04MMT/D、又は別の一定の体積、を用いて電力を発生する。タービン934は、アンモニア・水の蒸気930の圧力を、例えば、約3barと約4barとの間、例えば、約3bar、約3.5bar、約4bar、又は別の圧力に下げ、アンモニア・水の蒸気930の温度を、例えば、約105°Fと約115°Fとの間の温度、例えば、約105°F、約110°F、約115°F、又は別の温度に下げる。

10

【0229】

タービン934、936からのストリーム（それぞれアンモニア・水の蒸気930の第1の部分940及び液体アンモニアと水928）は、クーラー946、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却水951との交換により冷却されるタービン出力ストリーム948に合流する。クーラー946は、例えば、約2500MMBtu/時と約3000MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約2500MMBtu/時、約2600MMBtu/時、約2700MMBtu/時、約2800MMBtu/時、約2900MMBtu/時、約3000MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー946は、タービン出力ストリーム948を、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に冷却する。

20

【0230】

クーラー946に流入する冷却水951は、約70°Fと約80°Fとの間の温度、例えば、約70°F、約75°F、約80°F、又は別の温度、を有することができる。冷却水951は、クーラー946での交換により、例えば、約95°Fと約105°Fとの間の温度、例えば、約95°F、約100°F、約105°F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー946を流れる冷却水951の体積は、例えば、約1MMT/Dと約2MMT/Dとの間の体積、例えば、約1MMT/D、約1.5MMT/D、約2MMT/D、又は別の体積、とすることができる。

30

【0231】

第2の部分942（リッチアンモニアストリーム942とも言う）は冷却に用いられる。リッチアンモニアストリーム942は、クーラー952、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却される。クーラー952は、例えば、約300MMBtu/時と約400MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約300MMBtu/時、約350MMBtu/時、約400MMBtu/時、又は別の熱デューティを有することができる。クーラー952は、リッチアンモニアストリーム942を、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、に冷却する。冷却されたリッチアンモニアストリーム942は、リッチアンモニアストリーム942を更に冷却する降下弁956を通過する。例えば、降下弁956は、リッチアンモニアストリーム942を、約25°Fと約35°Fとの間の温度、例えば、約25°F、約30°F、約35°F、又は別の温度に冷却する。

40

【0232】

50

クーラー 952 に流入する冷却水 954 は、約 70 °F と約 80 °F との間の温度、例えば、約 70 °F、約 75 °F、約 80 °F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 954 は、クーラー 952 での交換により、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85 °F、約 90 °F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー 952 を通って流れる冷却水 954 の体積は、例えば、約 0.3 MMBtu/D と約 0.5 MMBtu/D との間の体積、例えば、約 0.3 MMBtu/D、約 0.4 MMBtu/D、約 0.5 MMBtu/D、又は別の体積、とすることができる。

【0233】

降下弁 956 から放出されるリッチアンモニアストリーム 942 は、プラント内の準外気冷却、及びプラント内の空調又は空気の冷却に用いられる低温水を生成するために用いられる。リッチアンモニアストリーム 942 の第 1 の部分 958 及び第 2 の部分 964 は、プラント内の準外気冷却に用いられる。リッチアンモニアストリーム 942 の第 1 の部分 958 は、水チラー 960 を通過する。水チラー 960 は、例えば、約 50 MMBtu/時と約 150 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 50 MMBtu/時、約 60 MMBtu/時、約 70 MMBtu/時、約 80 MMBtu/時、約 90 MMBtu/時、約 100 MMBtu/時、約 110 MMBtu/時、約 120 MMBtu/時、約 130 MMBtu/時、約 140 MMBtu/時、約 150 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー 960 は、リッチアンモニアの第 1 の部分 958 を加熱する一方で、低温水のストリーム 962 を低温化することができる。例えば、水チラー 960 は、低温水のストリーム 962 を、約 95 °F と約 105 °F との間の温度、例えば、約 95 °F、約 100 °F、約 105 °F、又は別の温度、から、約 35 °F と約 45 °F との間の温度、例えば、約 35 °F、約 40 °F、約 45 °F の温度、又は別の温度、へ低温化できる。水チラー 960 は、リッチアンモニアの第 1 の部分 958 を、例えば、約 85 °F と約 95 °F との間の温度、例えば、約 85 °F、約 90 °F、約 95 °F、又は別の温度、に加熱できる。

【0234】

リッチアンモニアストリーム 942 の第 2 の部分 964 は、水チラー 966 を通過する。水チラー 966 は、例えば、約 50 MMBtu/時と約 150 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 50 MMBtu/時、約 60 MMBtu/時、約 70 MMBtu/時、約 80 MMBtu/時、約 90 MMBtu/時、約 100 MMBtu/時、約 110 MMBtu/時、約 120 MMBtu/時、約 130 MMBtu/時、約 140 MMBtu/時、約 150 MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー 966 は、低温水のストリーム 968 を、例えば、約 60 °F と約 70 °F との間の温度、例えば、約 60 °F、約 65 °F、約 70 °F、又は別の温度、から、約 35 °F と約 45 °F との間の温度、例えば、約 35 °F、約 40 °F、約 45 °F の温度、又は別の温度、へ低温化できる。

【0235】

低温水ストリーム 962、968 は、図 1 乃至 5 のガス処理プラントにおけるプラント内冷却に用いることができる。場合によっては、低温水ストリーム 962、968 は、例えば、約 200 MMBtu/時と約 250 MMBtu/時との間の低温水準外気冷却容量、例えば、約 200 MMBtu/時、約 210 MMBtu/時、約 220 MMBtu/時、約 230 MMBtu/時、約 250 MMBtu/時、約 250 MMBtu/時、又は別の量の低温水準外気冷却容量、を産生できる。場合によっては、降下弁 956 から放出されるリッチアンモニアストリーム 942 は、低温水ストリーム 962、968 を緩衝液として用いることなくプラント内の準外気冷却に直接用いることができる。

【0236】

リッチアンモニアストリーム 942 の第 3 の部分 970 は、プラント内の空調又は空気冷却に用いられる。リッチアンモニアストリーム 942 の第 3 の部分 970 は、水チラー 972 を通過する。水チラー 972 は、例えば、約 75 MMBtu/時と約 85 MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約 85 MMBtu/時、約 80 MMBtu/時、

10

20

30

40

50

約 85 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラーは、リッチアンモニアの第 1 の部分 970 を加熱する一方で、低温水のストリーム 974 を低温化できる。例えば、水チラー 972 は、低温水のストリーム 974 を、約 40 °F と約 50 °F との間の温度、例えば、約 40 °F、約 45 °F、約 50 °F、又は別の温度、から、約 35 °F と約 45 °F との間の温度、例えば、約 35 °F、約 40 °F、約 45 °F の温度、又は別の温度、へ低温化できる。水チラー 972 は、リッチアンモニアの第 3 の部分 970 を、例えば、約 30 °F と約 40 °F との間の温度、例えば、約 30 °F、約 35 °F、約 40 °F、又は別の温度、に加熱できる。低温水ストリーム 974 は、ガス処理プラントの工業コミュニティの空気冷却又は空調に用いられる。低温水ストリーム 974 は、例えば、約 75 MMBtu / 時と約 85 MMBtu / 時との間の空気冷却又は空調用低温水、例えば、約 75 MMBtu / 時、約 80 MMBtu / 時、約 85 MMBtu / 時、又は別の量の低温水、を産生できる。

10

【 0 2 3 7 】

場合によっては、例えば、追加又はより大きな冷却負荷をみたすために、アンモニア・水の蒸気 930 の第 1 の部分 940 と第 2 の部分との分割比を変更できる。例えば、分割比を、例えば、10%、15%、20%、30%、40%、50%、又は別の比とすることができる。例えば、夏期には周辺の温度の上昇による空気冷却要求の追加を充たすように分割比を大きくする一方で、周辺の冷却がさほど使われない冬期には、分割比を大きくすることができる。

【 0 2 3 8 】

20

図 11B を参照すると、冷却電力変換併合プラント 950 は、発電をほとんど又は全く伴わずに冷却のためだけに構成できる。冷却電力変換併合プラント 950 は、冷却電力変換併合プラント 900 の運転とほぼ同様の運転を行う。しかし、アンモニア・水の蒸気 930 は全て、冷却目的のためにリッチアンモニアストリーム 942 へ導かれ、アンモニア・水の蒸気はタービン 934 には送られない。すなわち、分割比は 100% ということである。

【 0 2 3 9 】

図示の構成において、廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント 950 は、アンモニア約 50% と水約 50% のアンモニア・水混合物 912 を用いる改良型ゴスワミサイクル 960 により、プラント内の準外気の冷却用低温水及び周辺空調又は空気冷却用低温水を産生できる。例えば、プラント 950 は、約 200 MMBtu / 時と約 250 MMBtu / 時との間の低温水プラント内の準外気冷却容量、例えば、約 200 MMBtu / 時、約 210 MMBtu / 時、約 220 MMBtu / 時、約 230 MMBtu / 時、約 240 MMBtu / 時 (約 253213 MJ / h (MW))、約 250 MMBtu / 時、又は別の準外気冷却容量を産生できる。プラント 950 は更に、約 1200 MMBtu / 時と約 1400 MMBtu / 時との間の周辺空調又は空気冷却用低温水、例えば、約 1200 MMBtu / 時、約 1300 MMBtu / 時、約 1400 MMBtu / 時、又は別の量の周辺空調又は冷却容量用の低温水、を産生できる。この量の低温水は、例えば、ガス処理プラントの工業コミュニティにおける最大約 2,000 人分と近隣の非工業コミュニティにおける約 31,000 人分の冷却容量を提供できる。

30

40

【 0 2 4 0 】

リッチアンモニアストリーム 942 は、クーラー 953、例えば冷却水凝縮器又は空気クーラー、において冷却される。クーラー 953 は、例えば、約 2000 MMBtu / 時 (約 2110112 MJ / h (MW)) と約 2500 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 2000 MMBtu / 時、約 2100 MMBtu / 時 (約 2215617 MJ / h (MW))、約 2200 MMBtu / 時 (約 2321123 MJ / h (MW))、約 2300 MMBtu / 時 (約 2426628 MJ / h (MW))、約 2400 MMBtu / 時 (約 2532134 MJ / h (MW))、約 2500 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。クーラー 953 は、リッチアンモニアストリーム 942 を、例えば、約 80 °F と約 90 °F との間の温度、例えば、約 80 °F、約 85

50

° F、約 90 ° F、又は別の温度、に冷却する。冷却されたリッチアンモニアストリーム 942 は、リッチアンモニアストリーム 942 を更に冷却する降下弁 956 を通過する。例えば、降下弁 956 は、リッチアンモニアストリーム 942 を、約 25 ° F と約 35 ° F との間の温度、例えば、約 25 ° F、約 30 ° F、約 35 ° F、又は別の温度、に冷却できる。

【0241】

クーラー 952 に流入する冷却水 954 は、約 70 と約 80 ° F との間の温度、例えば、約 70 ° F、約 75 ° F、約 80 ° F、又は別の温度、を有することができる。冷却水 954 は、クーラー 953 での交換により、例えば、約 80 ° F と約 90 ° F との間の温度、例えば約 80 ° F、約 85 ° F、約 90 ° F、又は別の温度、に加熱できる。クーラー 953 を通って流れる冷却水 954 の体積は、例えば、約 2 MMT / D と約 3 MMT / D との間の体積、例えば、約 2 MMT / D、約 2.5 MMT / D、約 3 MMT / D、又は別の体積、とすることができる。

10

【0242】

降下弁 956 から放出されるリッチアンモニアストリーム 942 は、プラント内の準外気冷却、及びプラント内の空調又は空気冷却に用いられる低温水を生成するために用いられる。先の段落に記載したように、リッチアンモニアストリーム 942 の第 1 の部分 958 及び第 2 の部分 964 は、例えば、水チラー 960、966 における低温水ストリーム 962、968 との交換によりプラント内の準外気冷却に用いられる。場合によっては、低温水ストリーム 962、968 は、例えば、約 200 MMBtu / 時と約 250 MMBtu / 時との間の低温水準外気冷却容量、例えば、約 200 MMBtu / 時、約 210 MMBtu / 時、約 220 MMBtu / 時、約 230 MMBtu / 時、約 250 MMBtu / 時、約 250 MMBtu / 時、又は別の量の低温水準外気冷却容量、を産生できる。場合によっては、降下弁 956 から放出されるリッチアンモニアストリーム 942 は、低温水ストリーム 962、968 を緩衝液として用いることなくプラント内の準外気冷却に直接用いることができる。

20

【0243】

リッチアンモニアストリーム 942 の第 3 の部分 970 は、プラント内空調又は空気冷却に用いられる。リッチアンモニアストリーム 942 の第 3 の部分 970 は、水チラー 973 を通過する。水チラー 973 は、例えば、約 1200 MMBtu / 時と約 1400 MMBtu / 時との間の熱デューティ、例えば、約 1200 MMBtu / 時、約 1300 MMBtu / 時、約 1400 MMBtu / 時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー 973 は、リッチアンモニアの第 3 の部分 970 を加熱する一方で、低温水ストリーム 974 を低温化できる。例えば、水チラー 973 は、低温水のストリーム 974 を、約 40 ° F と約 50 ° F との間の温度、例えば、約 40 ° F、約 45 ° F、約 50 ° F、又は別の温度、から、約 35 ° F と約 45 ° F との間の温度、例えば、約 35 ° F、約 40 ° F、約 45 ° F の温度、又は別の温度、へ低温化できる。水チラー 973 は、リッチアンモニアの第 3 の部分 970 を、例えば、約 30 ° F と約 40 ° F との間の温度、例えば、約 30 ° F、約 35 ° F、約 40 ° F、又は別の温度、に加熱できる。低温水ストリーム 974 は、ガス処理プラントの工業コミュニティの空気冷却又は空調に用いられる。低温水ストリーム 974 は、例えば、約 1200 MMBtu / 時と約 1400 MMBtu / 時との間の空気冷却又は空調用低温水、例えば、約 1200 MMBtu / 時、約 1300 MMBtu / 時、約 1400 MMBtu / 時、又は別の量の空気冷却又は空調用低温水、を産生できる。この量の低温水は、例えば、ガス処理プラントの工業コミュニティで働く職員約 2,000 人分と、隣接する非工業コミュニティで働く職員約 31,000 人分の冷却容量を提供できる。

30

40

【0244】

図 12 を参照すると、熱交換器 1 から 7 のネットワーク (図 1 乃至 5) を通じて回収される、原油随伴ガス処理プラントからの廃熱は、発電をほとんど又は全く伴わずに冷却のためだけに構成された改良型ゴスワミサイクルに基づく廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換

50

する併合プラント980へ電力を供給するために用いることができる。冷却及び電力変換併合プラント980は、上記の冷却及び電力変換併合プラント900、950の運転とほぼ同様の運転を行う。プラント980の構成は、アンモニア約50%と水約50%のアンモニア・水混合物912を用いる改良型ゴスワミサイクル990によって、プラント内の準外気冷却及び空調又は空気冷却用低温水を提供できる。例えば、プラント980は、約200MMBtu/時と約250MMBtu/時との間の低温水プラント内の準外気冷却容量、例えば、約200MMBtu/時、約210MMBtu/時、約220MMBtu/時、約230MMBtu/時、約240MMBtu/時、約250MMBtu/時、又は別の量の低温水プラント内の準外気冷却容量を産生できる。プラント980は更に、約1400MMBtu/時と約1600MMBtu/時(約1688089MJ/h(MW))との間の周辺空調又は空気冷却用低温水、例えば、約1400MMBtu/時、約1500MMBtu/時、約1600MMBtu/時、又は別の量の周辺空調又は冷却容量用の低温水、を産生できる。この量の低温水は、例えば、ガス処理プラントの工業コミュニティにおける約2,000人分と、近隣の非工業コミュニティにおける約35,000人分の冷却容量を提供できる。

10

【0245】

プラント980では、精留塔982、例えば4トレイ(棚段)精留塔が分離器926(図11A及び11B)に代えて用いられる。精留塔982は、アンモニア・水混合物の供給物984を受け入れる。供給物984は、例えば、約80°Fと約90°Fとの間の温度、例えば、約80°F、約85°F、約90°F、又は別の温度、を有することができる、約10barと約15bar(1.5MPa)との間の圧力、例えば、約10bar、約11bar、約12bar、約13bar、約14bar、約15bar、又は別の圧力、とすることができる。精留塔982への供給物984の分割比は、例えば、アンモニア・水混合物912の最大約5%、例えば約1%、約2%、約3%、約4%、約%、又は別の分割比、とすることができる。残りのアンモニア・水混合物912は、第1及び第2の部分924及び932に均等に分割される。第1及び第2の部分924及び932と供給物994との分割比は、冷却負荷を決定し、例えば、冷却需要の変化において最大約13%の柔軟性を与えることができる。

20

【0246】

高純度のアンモニアを含む、精留塔982からの塔頂排出物986は、水クーラー955へ流れ、そこから塔頂排出物986は、チラー960、966及び水チラー975へ冷却容量を提供する。水チラー975は、約1200MMBtu/時と約1600MMBtu/時との間の熱デューティ、例えば、約1200MMBtu/時、約1300MMBtu/時、約1400MMBtu/時、約1500MMBtu/時、約1600MMBtu/時、又は別の熱デューティ、を有することができる。水チラー975は、リッチアンモニアの第3の部分970を加熱する一方で、低温水ストリーム974を低温化できる。例えば、水チラー975は、低温水のストリーム974を、約40°Fと約50°Fとの間の温度、例えば、約40°F、約45°F、約50°F、又は別の温度、から、約35°Fと約45°Fとの間の温度、例えば、約35°F、約40°F、約45°Fの温度、又は別の温度、へ低温化できる。水チラー975は、リッチアンモニアの第3の部分970を、例えば、約30°Fと約40°Fとの間の温度、例えば約30°F、約35°F、約40°F、又は別の温度に加熱できる。精留塔982からの塔底ストリーム990は、熱交換器920を介してタービン936へ流れる。

30

40

【0247】

場合によっては、先の段落に記載の廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラント900、950、980のパラメータ、例えばアンモニア・水の蒸気930を第1及び第2の部分940及び942に分割するための分割比; 作動圧力; アンモニア・水ストリーム912中のアンモニア・水濃度; 又は他のパラメータは、例えば、場所特有又は環境特有の特性、例えば冷却水の入手の容易さの変化又は冷却水の供給温度若しくは戻り温度に対する制約; に基づき変化させることができる。熱交換器の表面積とプラント内冷却に低

50

温水を用いて達成される発電量又は省電力量との間にはトレードオフがある。

【0248】

上記の廃熱で冷却し、廃熱を電力へ変換する併合プラントにおいて、過剰な冷却容量が生成されることがある。過剰な冷却容量は、他の用途に用いられる冷却グリッドへ送ることができる。

【0249】

他の実装も、以下の特許請求の範囲の適用範囲内である。

【符号の説明】

【0250】

1 ~ 7	熱交換器	10
104、106	スラグキャッチャ	
146	コンデンセートポンプ	
166	ストリッパ塔	
176	サワーウォータ環流ポンプ	
200	高圧ガス処理区画	
202	ガス処理領域	
204	脱水ユニット	
222、322	DGAストリッパ	
234、334	DGA循環ポンプ	
268	TEGストリッパ	20
282	リーンTEG循環ポンプ	
300	低圧ガス処理区画	
302	ガス処理領域	
304	供給ガス圧縮領域	
346	ストリッパ環流ポンプ	
400	液体回収ユニット	
402	第1の低温化トレイン	
404	第2の低温化トレイン	
406	第3の低温化トレイン	
408	脱メタン塔区画部	30
424	液体脱水機供給ポンプ	
441	脱メタン塔リボイラポンプ	
462	脱メタン塔底ポンプ	
500	プロパン冷媒区画	
600、700、750	プラント	
602、652、702、802、902	蓄積タンク	
606、656、706、806、906	加熱用流体循環ポンプ	
610	ORCシステム	
612、662	ポンプ	
616、666	蒸発器	40
618	タービン	
650、651	併合プラント	
660、661	有機ランキンサイクル	
674	エゼクタ	
710、760	カリナサイクル	
714、764、814、914	ポンプ	
800、850、900、950、980	電力変換併合プラント	
810、855、910、960	改良型ゴスワミサイクル	

【 1 】

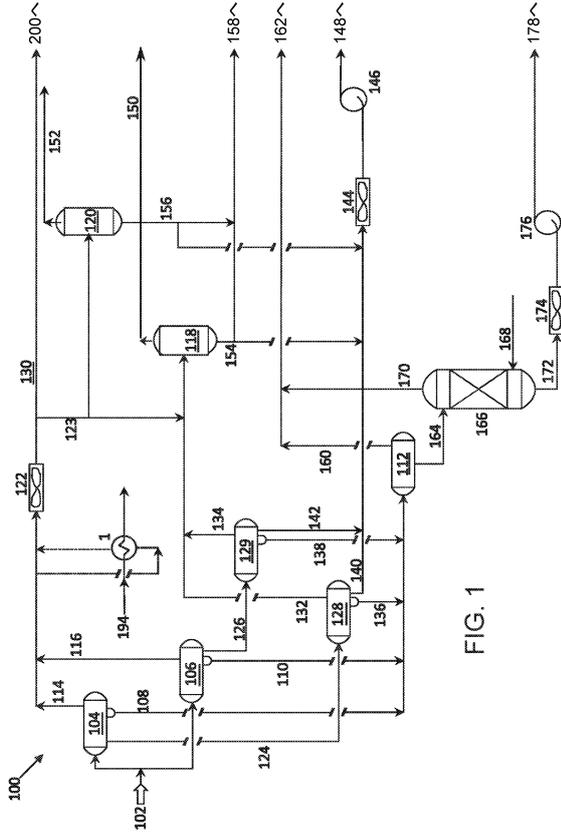


FIG. 1

【 2 】

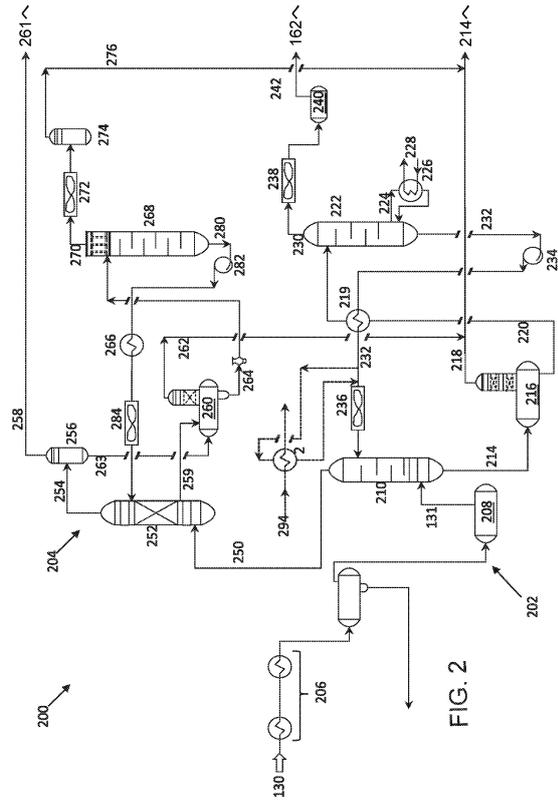


FIG. 2

【 3 】

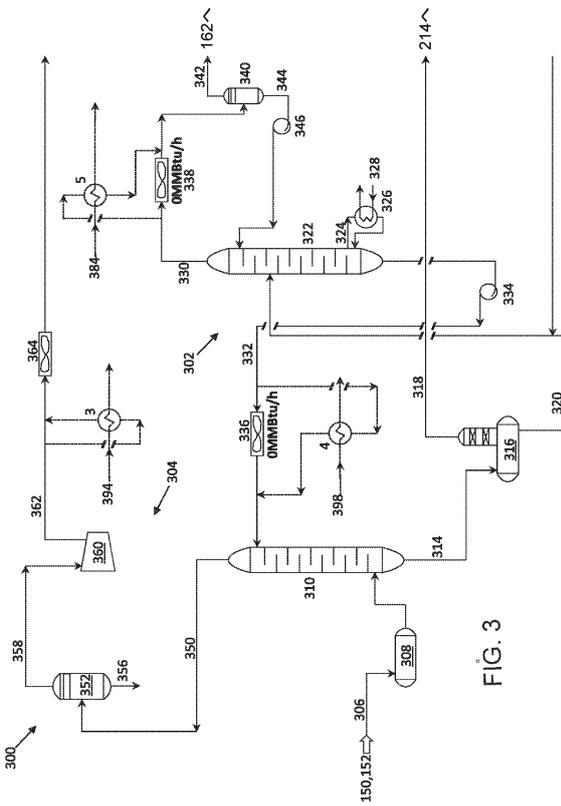


FIG. 3

【 4 】

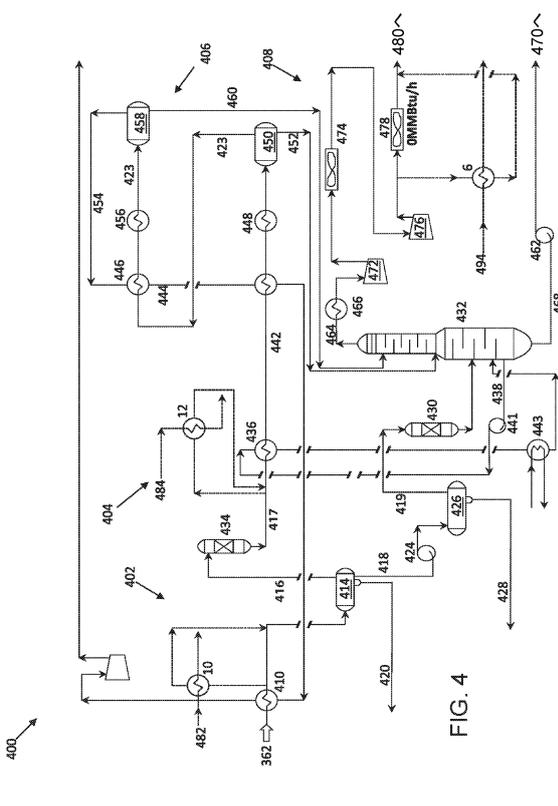
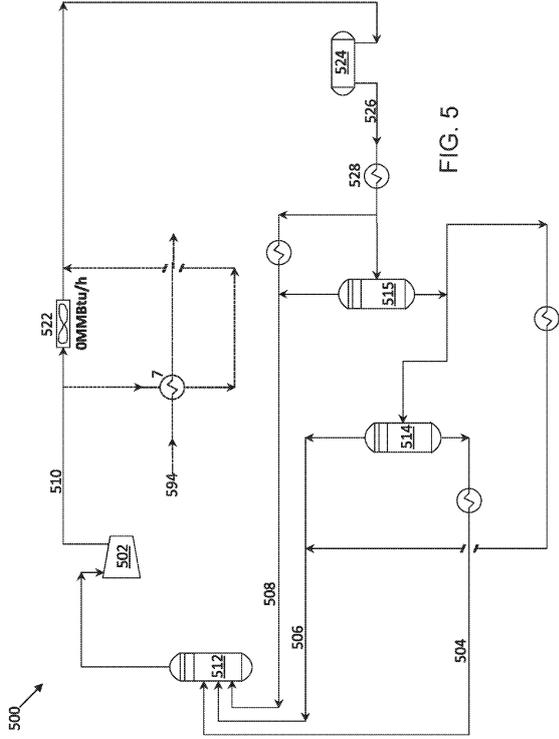
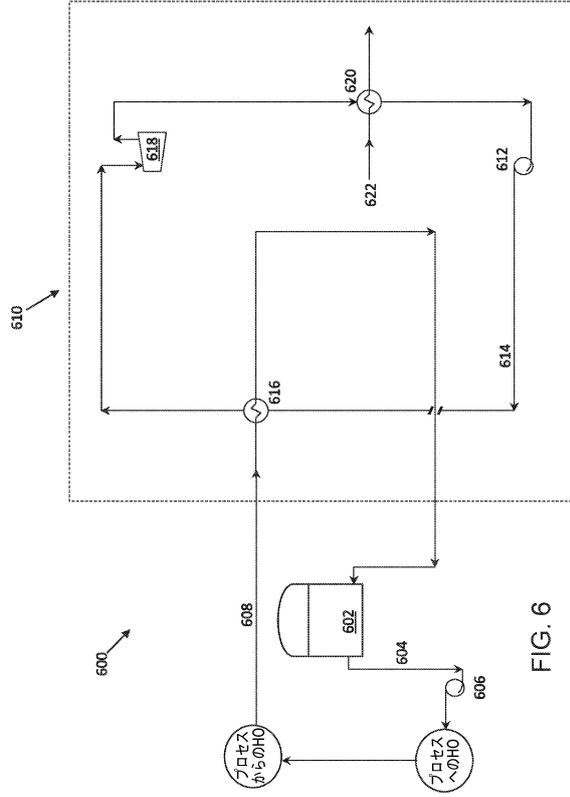


FIG. 4

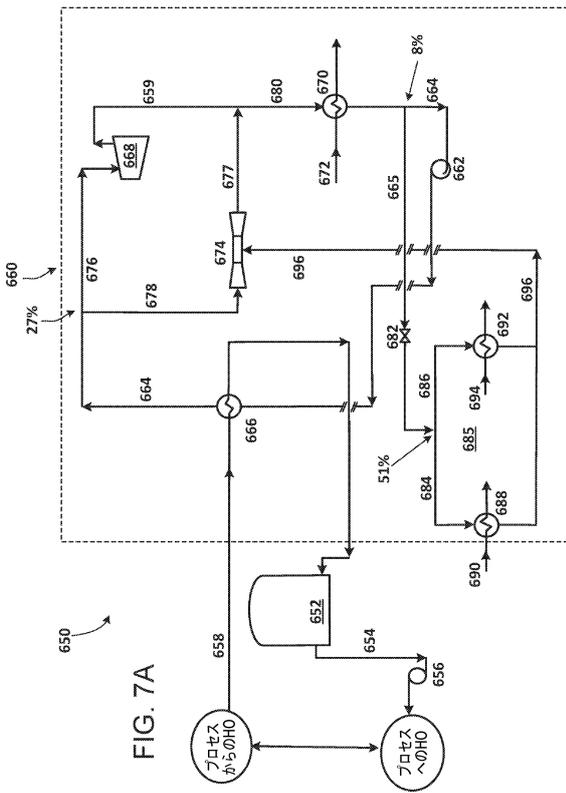
【 図 5 】



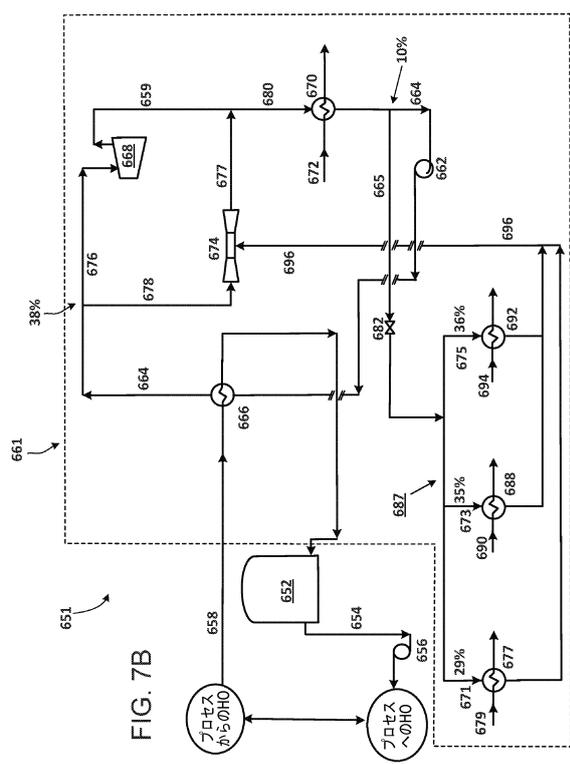
【 図 6 】



【 図 7 A 】



【 図 7 B 】



【 図 8 】

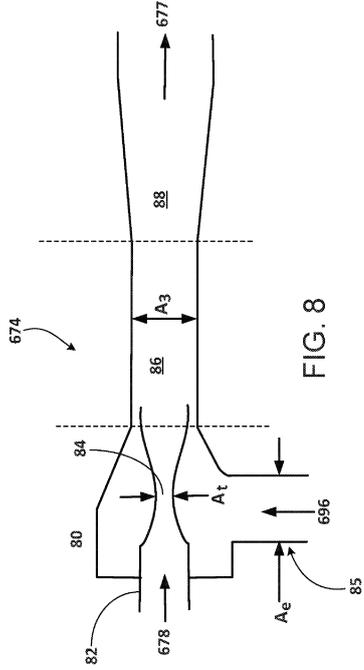


FIG. 8

【 図 9 A 】

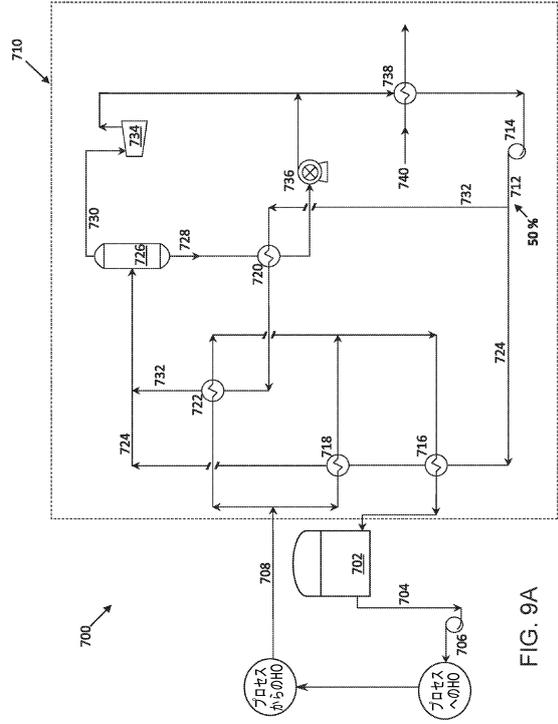


FIG. 9A

【 図 9 B 】

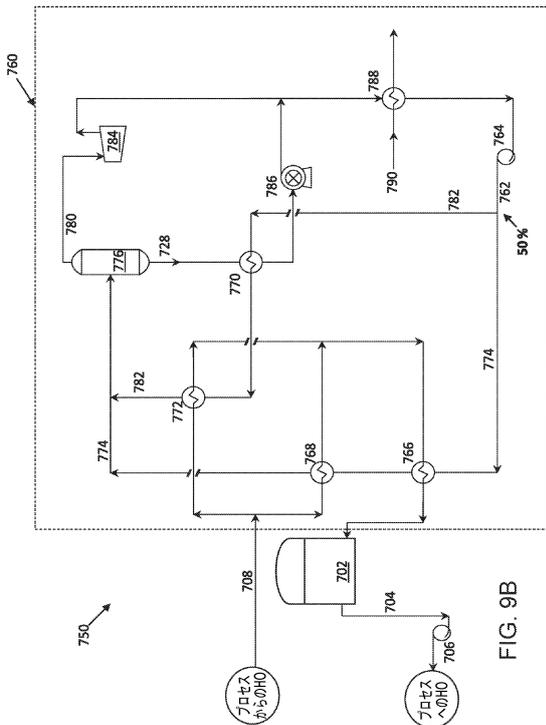


FIG. 9B

【 図 10 A 】

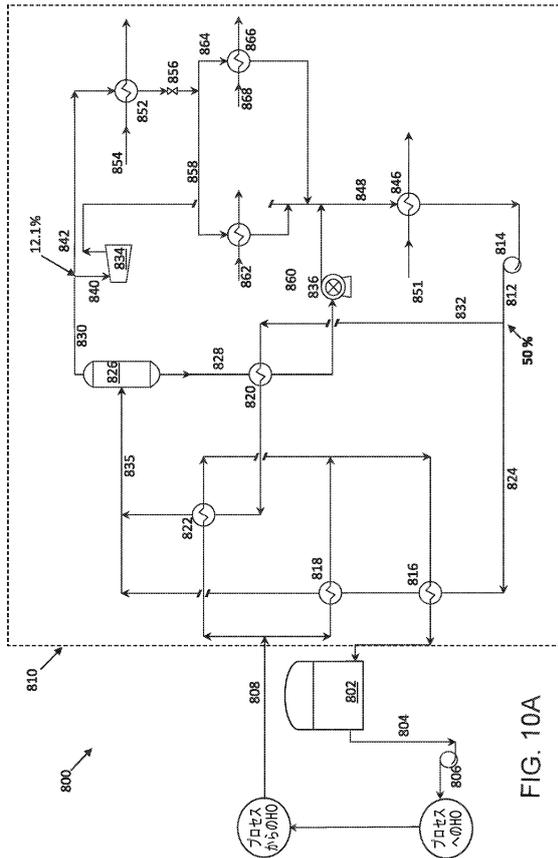


FIG. 10A

【 図 10 B 】

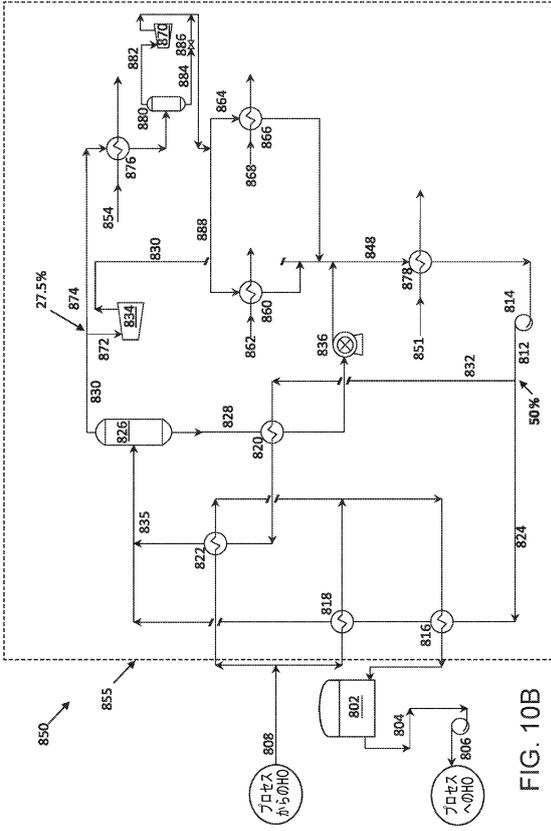


FIG. 10B

【 図 11 A 】

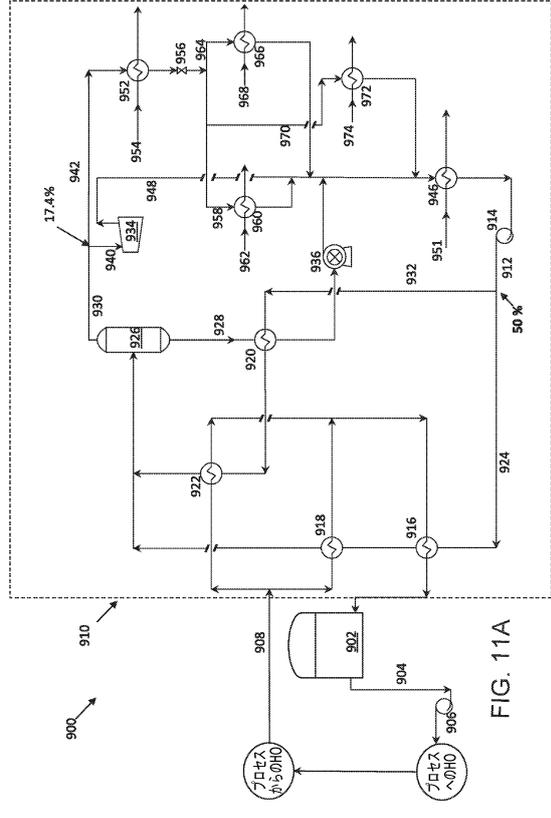


FIG. 11A

【 図 11 B 】

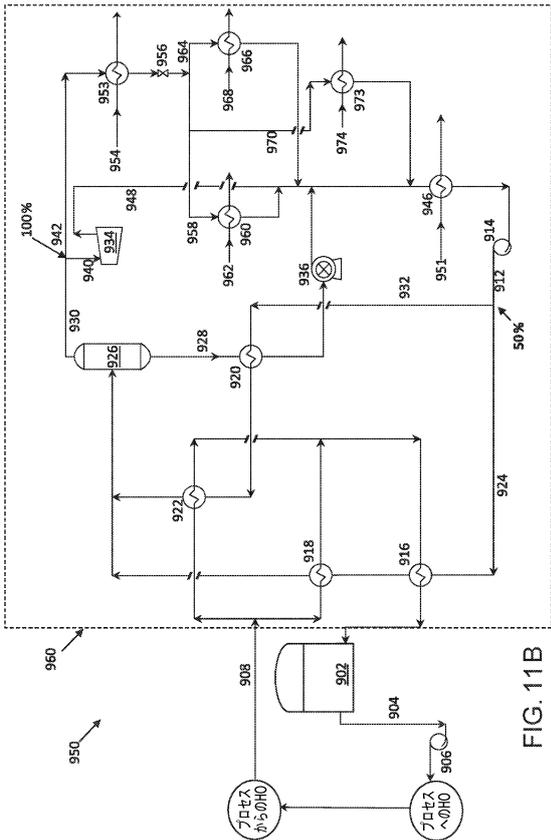


FIG. 11B

【 図 12 】

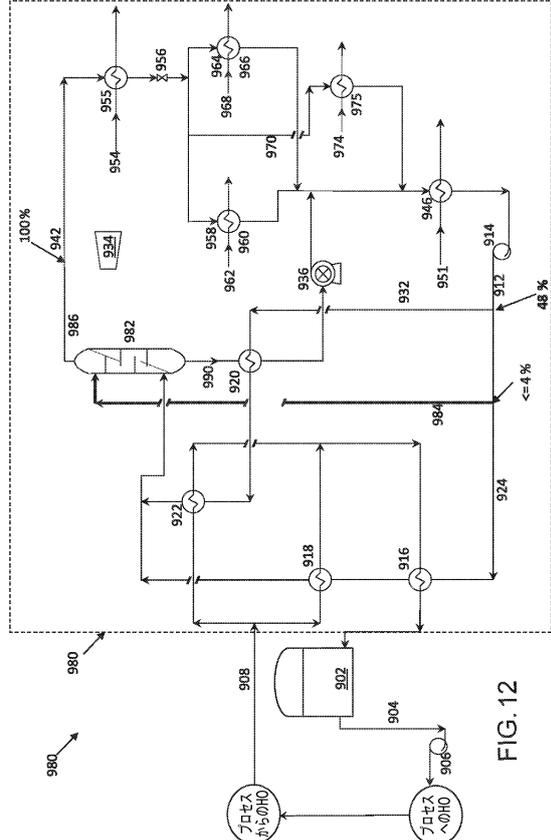


FIG. 12

フロントページの続き

早期審査対象出願

(72)発明者 ヌレディン, マフムード バイ マフムード
サウジアラビア王国 ダーラン 31311, ピー.オー.ボックス 13470, サウジ アラ
ムコ

(72)発明者 カメル, アクラム ハミド モハメド
サウジアラビア王国 ダーラン 31311, ピー.オー.ボックス 13470, サウジ アラ
ムコ

審査官 中村 大輔

(56)参考文献 特開昭54-140042(JP, A)
米国特許出願公開第2009/0301087(US, A1)
米国特許出願公開第2013/0145763(US, A1)
特開昭57-036292(JP, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)
F01K 25/10