

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公開特許公報(A)

(11) 特許出願公開番号

特開2015-195061  
(P2015-195061A)

(43) 公開日 平成27年11月5日(2015.11.5)

(51) Int.Cl.	F I	テーマコード (参考)
G05B 13/04 (2006.01)	G05B 13/04	5H004
G05B 13/02 (2006.01)	G05B 13/02 J	
C10J 3/54 (2006.01)	C10J 3/54 L	

審査請求 未請求 請求項の数 11 O L 外国語出願 (全 60 頁)

(21) 出願番号 特願2015-155844 (P2015-155844)  
 (22) 出願日 平成27年8月6日(2015.8.6)  
 (62) 分割の表示 特願2013-152996 (P2013-152996)の分割  
 原出願日 平成25年7月23日(2013.7.23)  
 (31) 優先権主張番号 61/674, 659  
 (32) 優先日 平成24年7月23日(2012.7.23)  
 (33) 優先権主張国 米国 (US)  
 (31) 優先権主張番号 13/946, 115  
 (32) 優先日 平成25年7月19日(2013.7.19)  
 (33) 優先権主張国 米国 (US)

(71) 出願人 503416353  
 アルストム テクノロジー リミテッド  
 ALSTOM Technology Ltd  
 スイス国 バーデン ブラウン ボヴェリ  
 シュトラッセ 7  
 Brown Boveri Strasse 7, CH-5400 Baden, Switzerland  
 (74) 代理人 100114890  
 弁理士 アイゼル・フェリックス＝ライ  
 ンハルト  
 (74) 代理人 100099483  
 弁理士 久野 琢也

最終頁に続く

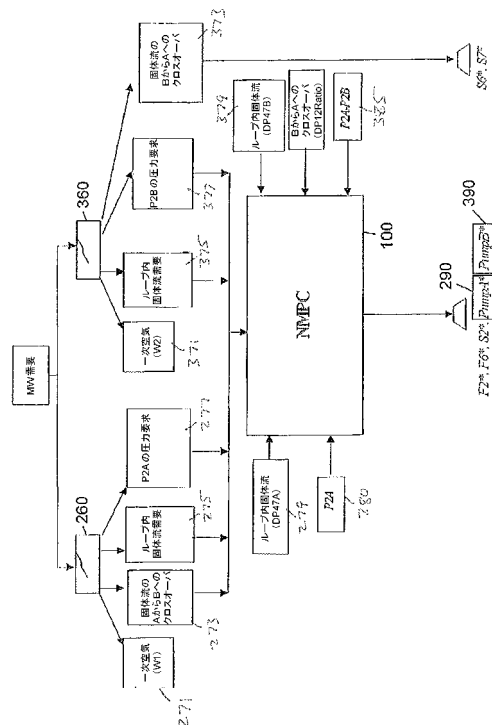
(54) 【発明の名称】 ケミカルループ処理のための非線形モデル予測制御

(57) 【要約】

【課題】改善されたループAおよびループBを含むケミカルループプラントの動作最適化方法を提供する。

【解決手段】前記方法は、ライザ、ディップレグおよびリターンレグのそれぞれに関する、空気および粒子の加速度、質量流量、圧力降下、圧力に関する項を用いる質量平衡式を生成することと、摩擦を定める項以外のリターンレグに関する圧力降下項を削除することと、リターンレグにおける加速度項を削除することと、摩擦によるリターンレグの圧力降下を定数に設定することにより、次数低減モデル(ROM)を生成するステップと、ROMに種々の入力( $u_i$ )を供給し、ROMの出力( $y_i$ )を監視して、ケミカルループプラントに関する最適設定を決定するステップと、ケミカルループプラントの最適動作を得るために、最適設定をケミカルループプラントに供給するステップと、を含む。

【選択図】図4



## 【特許請求の範囲】

## 【請求項 1】

ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化方法であって、  
前記ループの各々は、空気 / ガス中に同伴された固体粒子を上方に、次いで水平上方パイプラインを介して、前記空気 / ガスの流体から前記固体粒子を分離する分離ユニットへと運ぶライザを含み、

前記分離ユニットは、前記固体粒子を、ディップレグを介してシールポットへと下方に供給し、

前記シールポットは、接続点において、クロスオーバーパイプを介して他方のループへ、  
または、リターンレグを介して下方パイプラインへと前記固体粒子を選択的に送り、

前記流体は前記下方パイプライン内に導かれて、前記固体粒子は前記下方パイプラインの上方へと前記ライザまで吹き戻され、

前記方法は、

前記ライザ、ディップレグおよびリターンレグ毎に、空気および固体粒子の圧力、  
圧力降下、質量流量、加速度に関する項を用いる質量平衡式を生成することと、

摩擦を定める項以外のリターンレグに関する圧力降下項を削除することと、

前記リターンレグにおける加速度項を削除することと、

摩擦による前記リターンレグの圧力降下を定数に設定することと、

により、次数低減モデル (ROM) を生成するステップと、

前記次数低減モデル (ROM) に種々の入力 ( $u_i$ ) を供給し、前記次数低減モデル (ROM) の出力 ( $y_i$ ) を監視して、前記ケミカルループプラントに関する最適設定を決定するステップと、

前記ケミカルループプラントの最適動作を得るために、前記最適設定を前記ケミカルループプラントに供給するステップと、

を含む、

ことを特徴とする方法。

## 【請求項 2】

非線形最適化器は、前記次数低減モデル (ROM) に種々の入力 ( $u_i$ ) を供給するよう前記次数低減モデル (ROM) と相互に影響し、前記最適設定を決定するよう前記次数低減モデル (ROM) の出力 ( $y_i$ ) を監視する、

請求項 1 記載の方法。

## 【請求項 3】

ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムであって、

前記制御器システムは、非線形モデル予測制御器 (NMPC) およびオブザーバを有し、

前記非線形モデル予測制御器 (NMPC) は、

ループ A およびループ B の両方の、複数のユーザ設定値、複数の圧力測定値、複数の固体質量流量および複数の固体レベルを受け取り、

ループ A およびループ B に関する、シールポットに対する最適信号 ( $F_1 / F_2$ 、 $F_4 / F_5$ 、 $S_1 / S_2$ 、 $S_6 / S_7$ ) および真空ポンプ / 吸い込みファンに対する最適信号 ( $Pump A$ 、 $Pump B$ ) を生成し、

シールポット弁を制御するための前記信号 ( $F_1 / F_2$ 、 $F_4 / F_5$ ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記信号 ( $Pump A$ ) をループ A に供給し、

シールポット弁を制御するための前記算出された設定 ( $S_1 / S_2$ 、 $S_6 / S_7$ ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記算出された設定 ( $Pump B$ ) をループ B に供給する

よう適合されており、

前記オブザーバは、

ループ A およびループ B から圧力および差圧の測定値を受け取り、

10

20

30

40

50

ループ A およびループ B における固体質量流量および固体レベルを計算し、

前記ループ A およびループ B の固体質量流量および固体レベルを前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) に供給する

よう適合されている、

ことを特徴とする制御器システム。

【請求項 4】

前記ユーザ設定値は、ループ A の差圧 ( D P 4 7 A ) およびループ B の差圧 ( D P 4 7 B )、ループ A の圧力 ( P 2 )、ループ B の圧力 ( P 2 b )、ならびに、ループ A における差圧の、ループ A およびループ B の両方の全体差圧に対する比 (  $D P 1 2 / ( D P 1 2 + D P 1 2 b )$  ) である、

請求項 3 記載の制御器システム。

【請求項 5】

ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムであって、

前記制御器システムは、非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) およびオブザーバを有し、

前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) は、

ループ A およびループ B の両方の、複数のユーザ設定値、複数の圧力測定値、複数の固体質量流量および複数の固体レベルを受け取り、

ループ A およびループ B の、シールポットに対する最適信号 ( F 1 / F 2、F 4 / F 5、S 1 / S 2、S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンに対する最適信号 ( P u m p A、P u m p B ) を生成し、

ループ A に、シールポット弁を制御するための前記信号 ( F 1 / F 2、F 4 / F 5 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記信号 ( P u m p A ) を供給し、

ループ B に、シールポット弁を制御するための前記算出信号 ( S 1 / S 2、S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記算出信号 ( P u m p B ) を供給する

よう適合されており、

前記オブザーバが、

ループ A およびループ B から圧力および差圧の測定値を受け取り、

ループ A およびループ B における固体質量流量を計算し、

ループ A およびループ B の前記固体質量流量を前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) に供給する

よう適合されている、

ことを特徴とする制御器システム。

【請求項 6】

前記ユーザ設定値は、ループ A の差圧 ( D P 4 7 A )、ループ B の差圧 ( D P 4 7 B )、ループ A の圧力 ( P 2 )、ループ B の圧力 ( P 2 b )、および、ループ A およびループ B の両方の全体差圧に対する比 (  $D P 1 2 / ( D P 1 2 + D P 1 2 b )$  ) である、

請求項 5 記載の制御器システム。

【請求項 7】

ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムであって、

前記制御器システムは、非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) を有し、前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) は、

複数のユーザ設定値、ループ A およびループ B の両方の、複数の内部状態変数の値を受け取り、

ループ A およびループ B の、シールポットに対する最適信号 ( F 1 / F 2、F 4 / F 5、S 1 / S 2、S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンに対する最適信号 ( P u m p A、P u m p B ) を生成し、

10

20

30

40

50

ループ A に、シールポット弁を制御するための前記信号 ( F 1 / F 2 、 F 4 / F 5 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記信号 ( P u m p A ) を供給し、  
ループ B に、シールポット弁を制御するための前記算出信号 ( S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための前記算出信号 ( P u m p B ) を供給する

よう適合されており、

ループ A は、前記ループ A の内部状態変数の値を前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) に供給し、

ループ B は、前記ループ B の内部状態変数の値を前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) に供給する、

ことを特徴とする制御器システム。

【請求項 8】

前記ユーザ設定値は、ループ A 内の固体質量流量速度 ( m s A ) 、ループ B 内の固体質量流量速度 ( m s B ) 、ループ A からループ B への固体質量流量 ( m s A t o B ) 、ループ B からループ A への固体質量流量 ( m s B t o A ) およびディップレグにおける固体レベル ( L d s ) である、

請求項 7 記載の制御器システム。

【請求項 9】

ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のためのニューラルネットワーク型 ( N N ) 制御器システムであって、

ループ A の差圧 ( D P 4 7 A ) およびループ B の差圧 ( D P 4 7 B ) を受け取り、

ループ A のシールポット弁に対する最適信号 ( F 1 / F 2 ) 、ならびに、ループ A およびループ B の真空ポンプ / 吸い込みファンについてループ B のシールポット弁に対する最適信号 ( S 1 / S 2 ) を生成し、

ループ A およびループ B に、シールポット弁を制御するために前記信号 ( F 1 / F 2 ) および ( S 1 / S 2 ) をそれぞれ供給し、

ループ B に、シールポット弁を制御するために前記信号 ( S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) を供給し、ループ B の真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するために前記信号 ( P u m p B ) を供給する

よう適合されたニューラルネットワーク型非線形モデル予測制御器 ( N N N M P C ) と、

ループ A から圧力 ( P 2 A ) およびループ B から圧力 ( P 2 B ) を受け取り、差圧信号 ( D P 6 ) を生成するよう適合された差分装置と、

前記差分装置に接続されており、前記差圧信号 ( D P 6 ) を受け取り、ループ B の空気ポンプを駆動する信号 ( P u m p B ) を生成する P I D 2 と、

ループ A から差圧 ( D P 1 2 A ) およびループ B から差圧 ( D P 1 2 B ) を受け取り、入力値の比に関連した信号 ( D P 1 2 R a t i o ) を生成するよう適合された比装置と、

前記比装置に接続されており、前記信号 ( D P 1 2 R a t i o ) を受け取り、ループ B の前記シールポット弁を動作する信号 ( S 6 / S 7 ) を生成するよう適合された P I D 1 と、

ループ A に供給される信号 W 1 、および、ループ B に供給される信号 W 3 を生成する負荷ベース F F 制御器と、

を有しており、

ループ A は、信号 ( P 2 A ) 、信号 ( D P 1 2 A ) および信号 ( D P 4 7 A ) を前記差分装置、前記比装置および前記ニューラルネットワーク型非線形モデル予測制御器 ( N N N M P C ) にそれぞれ供給し、

ループ B は、信号 ( P 2 B ) 、信号 ( D P 1 2 B ) および信号 ( D P 4 7 B ) を前記差分装置、前記比装置および前記ニューラルネットワーク型非線形モデル予測制御器 ( N N N M P C ) にそれぞれ供給する、

ことを特徴とする制御器システム。

10

20

30

40

50

## 【請求項 10】

燃料リアクトルおよび空気リアクトルを有するケミカルループプラントの動作最適化方法であって、

前記燃料リアクトルは、空気/ガス中に同伴された固体粒子を上方に、次いで、水平上方パイプラインを介して、前記空気/ガスの流体から前記固体粒子を分離するよう適合された第1の分離ユニットに運ぶための燃料リアクタを有し、

前記分離ユニットは、前記固体粒子を下方に第1のディップレグを介して第1のシールポットに供給し、

前記第1のシールポットは前記固体粒子を、リターンレグを介して前記燃料リアクタに送り、

前記燃料リアクタは、第2のシールポットと動作可能に結合されており、

前記第2のシールポットは、前記固体粒子を選択的に、クロスオーバーパイプを介して空気リアクタに送るか、または、前記燃料リアクタへと上方へ輸送し、

前記空気リアクトルは、空気/ガス中に同伴された固体粒子を、上方に、次いで、水平上方パイプラインを介して、前記流体から前記固体粒子を分離するために適合された分離ユニットに運ぶための空気リアクタを有し、

前記分離ユニットは、前記固体粒子を、ディップレグを介して下方に第3のシールポットおよび第4のシールポットに供給し、

前記第3のシールポットは、前記固体粒子を、リターンパイプを介して前記空気リアクタに選択的に送り、

前記第4のシールポットは、前記固体粒子を、クロスオーバーパイプを介して前記燃料リアクトルに選択的に送り、

前記方法は、

前記リアクタ、ディップレグおよびリターンレグ毎に、空気および固体粒子の圧力、圧力降下、質量流量、加速度に関する項を用いる質量平衡式を生成することと、

摩擦を定める項以外のリターンレグに関する圧力降下項を削除することと、

前記リターンレグにおける加速度項を削除することと、

摩擦による前記リターンレグの圧力降下を定数に設定することと、

により、次数低減モデル(ROM)を生成するステップと、

前記次数低減モデル(ROM)入力( $u_i$ )を供給し、前記次数低減モデル(ROM)の出力( $y_i$ )を監視して、前記ケミカルループプラントに関する最適設定を決定するステップと、

前記ケミカルループプラントの最適動作を得るために、前記最適設定を前記ケミカルループプラントに供給するステップと

を含む、ことを特徴とする方法。

## 【請求項 11】

非線形最適化器は、前記次数低減モデル(ROM)に種々の入力( $u_i$ )を供給するよう前記次数低減モデル(ROM)と相互に影響し、前記最適設定を決定するよう前記次数低減モデル(ROM)の出力( $y_i$ )を監視する、

請求項10記載の方法。

## 【発明の詳細な説明】

## 【技術分野】

## 【0001】

政府支援の研究または開発に関する表示

アメリカ合衆国政府は、エネルギー省契約 No. DE-FC26-07 NT 43095 に従い、本発明における所定の権利を有する。

## 【0002】

関連出願の相互参照

本願は、米国仮特許出願第 61/674,659 号(“Nonlinear Model Predictive Control for Chemical Looping Process.”、2012年7月23日出願)(その全ての開

10

20

30

40

50

示は参照により本明細書中に含まれる)の優先権の利益を主張する。

【0003】

本発明は、米国特許第8,160,730号(“Fuzzy Logic Control and Optimization System”、発明者:Xinsheng Lou、2012年4月17日発行)、米国特許出願公開第2011/0190939号(“Control and Optimization System and Method for Chemical Looping Processes”、発明者:Xinsheng Lou、Abhinaya Joshi、Hao Lei、2011年8月4日公開)、米国特許出願公開第2009/0222136号(“Control and Optimization System”、発明者:Xinsheng Lou、2009年9月3日公開)、米国特許出願公開第2009/0222108号(“Integrated Controls Design Optimization”、発明者:Xinsheng Lou、2009年9月3日公開)(いずれも全体が参照により本明細書中に含まれる)に関連する。

10

【背景技術】

【0004】

本発明は、ケミカルループプロセスのための動作最適化システムに関し、より詳細には、非線形モデル予測制御器を用いるケミカルループプロセスのための制御最適化システムに関する。

【0005】

ケミカルループ処理

典型的なケミカルループ(CL)システムでは、カルシウムベースまたは金属ベースの化合物などの固体が、たとえば、第1のリアクタ(酸化器と呼ばれる)と第2のリアクタ(還元器と呼ばれる)との間で「ループされる」、高温プロセスが用いられる。酸化器内では、酸化器に注入された空気からの酸素が酸化反応において固体により捕捉される。捕捉された酸素は、その後、酸化固体により、たとえば石炭などの燃焼および/またはガス化のために用いられるべき還元器まで運ばれる。還元器内での還元反応の後、固体(もはや捕捉酸素を有しない)は再び酸化されるために酸化器に戻され、このサイクルが繰り返される。

20

【0006】

燃料と空気との比に依存して、酸化反応および還元反応において異なるガスが生成される。結果として、燃料と空気の比は、CLシステムが異なるやり方で利用可能なように制御可能である:たとえば、ガスタービン、燃料電池および/または他の水素ベースの用途のための水素を生成するハイブリッド燃焼-ガス化プロセスとして;ガスタービンおよび/または燃料電池用の種々の量の水素と二酸化炭素を含有する合成ガス(シンガス)を生成するハイブリッド燃焼-ガス化プロセスとして;または、燃焼ベースの蒸気発電プラント用の燃焼プロセスとして。

30

【0007】

CLプロセスは、たとえば、従来の循環流動層燃焼(CFB)プラントなどの伝統的なプラントのプロセスよりも複雑である。結果として、CLプロセスに用いられる伝統的なプラント制御は、不可避免的に、各CLループのための個別の制御ループとなる。しかし、正確な制御は各ループにおける多数のパラメタの調整制御に依存し、パラメタはループ間で重なるため、各CLループ用の個別の制御ループを用いることは非効率的であり、CLプロセスの性能を最適化しない。

40

【0008】

さらに、CLプロセスは多層流および化学反応を含み、これらは質量輸送および化学反応速度に起因するプロセスの時間遅延および非線形性によって特徴付けられる。結果として、プロセス設計の初期段階における制御最適化システムを考慮しない伝統的な発電プラントの設計は、プロセスパフォーマンスおよびシステムオペラビリティの全体最適化に関してさらに不十分である。

【0009】

また、CLプロセスにおける変数の多くは、他の変数との非線形な関係、たとえば変数のループ間相互作用、を有する。結果として、プロセスモデルは、これらの多重相互依存

50

変数関係を効果的に特徴化するように開発される必要がある。

【0010】

ケミカルループ技術は、隔離可能なCO<sub>2</sub>の個別流を生成可能な熱生成方法であり、温室効果ガスの排出を低減できる。このコンセプトは、高温の化学的および熱的ループ技術を利用するプロセスに基づいている。先プロジェクトにおいて研究を行った際、ケミカルループプラントは、最大95%のCO<sub>2</sub>を捕捉できる一方で、資本コストおよび電気コストに関して非常に好ましく評価された。しかし、プロセスの本質的な非線形性および固体粒子の多重ループ相互作用に起因して、システムが所望の化学反応を維持し、安定なエネルギー生産を提供することができるように、粒子流を制御し、ループ内の反応物(固体)の輸送を安定化することは、非常に困難な課題である。

10

【0011】

非線形モデル予測制御

ケミカルループプロセスに関する安定性および最大利益性という目標を達成するため、高度なプロセス制御設計は、この技術の開発における重要な要素の1つとなっている。モデル予測制御(MPC)は、モデルに基づくプロセス制御の高度な方法の1つである。これは、プロセスの内部動的モデルと、最適な制御移動を計算するための最適化ソルバとを用いる、多変数制御アルゴリズムである。非線形モデルに基づき、線形または非線形コスト関数と、状態および入力変数についての一般非線形制約とを考慮するMPCスキームは、よく考えられた非線形モデル予測制御(NMPC)である。非線形モデル予測制御(NMPC)は図1に概略的に示されている。

20

【0012】

プラント1への入力変数(または操作変数)について値が与えられており、すなわち、制御が意図されている。プラント1は、NMPC100に供給される出力を生成し、NMPC100は、少なくとも1つの入力と少なくとも1つの出力との間の非線形式によって定められる内部非線形モデル120を含む。

【0013】

非線形モデル120は、プラント1の種々のプロセスの数学モデルであり、これらの数学モデルはそれぞれに同じ入力供給されたときに、プラント1と同様の出力を与える。

【0014】

さらに、NMPC100は、非線形最適化器130を有する。非線形最適化器130は、入力制約範囲と少なくとも1つの目標を受け取る。非線形最適化器130は、出力を生成する非線形モデル120に、制約範囲内の入力値を与える。非線形最適化器130は、非線形モデル120の出力を監視し、保存する。非線形最適化器130は、出力を監視および保存しつつ、制約範囲にわたる複数の入力変数値についてこのプロセスを繰り返す。次いで、非線形最適化器は出力および目標を分析し、最適出力および当該最適出力に関連する入力を決定する。

30

【0015】

予測器110は、非線形モデル120と相互作用し、与えられた入力および出力変数について内部状態の値を予測する。

【先行技術文献】

40

【特許文献】

【0016】

【特許文献1】米国特許第8,160,730号

【特許文献2】米国特許出願公開第2011/0190939号

【特許文献3】米国特許出願公開第2009/0222136号

【特許文献4】米国特許出願公開第2009/0222108号

【特許文献5】米国特許第7,083,658号

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【0017】

50

N M P Cを開発するため、ケミカルループシステムの数学モデルは、ケミカルループシステムの機能およびその制御構造を正確に表すように設計されなければならない。

【 0 0 1 8 】

通常、これらのモデルは非線形問題を解くものであり、各出力計算に必要な多数の計算によって、計算的に求められる。したがって、実用的には、高速に予測された出力に至るためには、モデルを用いる方法が存在しなければならない。

【 0 0 1 9 】

ケミカルループプラントを稼働するコストを考慮することは重要である。したがって、制御目標の1つは、単に動作を最適化する代わりに、動作コストを最適化することを含むべきである。したがって、その動作を安定化しかつその動作コストを最小化可能な、ケミカルループプロセスのための制御器が現在必要とされている。

【 0 0 2 0 】

上述のおよび他の特徴は、添付の図面および以下の詳細な説明に例示されている。

【 0 0 2 1 】

参照される図面は、例示的な実施形態を示し、同様の要素は同様の番号を有する。

【図面の簡単な説明】

【 0 0 2 2 】

【図 1】非線形予測制御器の概略図である。

【図 2】本発明に適合するケミカルループシステムの概略図である。

【図 3】本発明に適合可能なケミカルループシステムの別の実施形態の概略図である。

【図 4】図 2 のケミカルループシステムを制御する非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) の概略図である。

【図 5】非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) を用いる 2 レベルカスケード制御構造である。

【図 6】非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) を用いる 3 レベルカスケード制御構造である。

【図 7】圧力測定値のみが利用可能なケミカルループシステムの制御のための N M P C の概略図である。

【図 8】圧力測定値および固体レベル測定値のみが利用可能なケミカルループシステムの制御のための N M P C の概略図である。

【図 9】全ての測定値が利用可能なケミカルループシステムの制御のための N M P C の概略図である。

【図 1 0】二重ループ型ケミカルループシステムを制御するための N M P C / P I D ニューラルネットワーク型制御器の概略図である。

【発明を実施するための形態】

【 0 0 2 3 】

本明細書中には、ケミカルループ ( C L ) プラントの C L システム用の統合型プロセス設計および制御最適化システムが開示されており、これは米国特許第 7 , 0 8 3 , 6 5 8 号 ( その全体が本明細書中に参照により含まれる ) に、より詳細に記載されているものと同様である。

【 0 0 2 4 】

図面、特に図 2 を参照して、本発明に適合するケミカルループシステムが示されている。

【 0 0 2 5 】

C L プロセスは、質量輸送速度および化学反応速度に起因する時間遅延とプロセス非線形性によって特徴付けられる、多層流および化学反応を含む。したがって、以下でより詳細に記載されるように、非線形最適化および制御技術は C L プロセスの制御に有用である。詳細には、例示的な実施形態には、第一原理式 (たとえば、質量、運動量、エネルギーおよび化学種の平衡) から導かれる非線形動的ケミカルループモデリングおよびシミュレーションを含む。このモデリングおよびシミュレーションには、常微分方程式 ( O D E )

10

20

30

40

50



、代数方程式 ( A E ) および偏微分方程式 ( P D E ) の任意の組み合わせが含まれる。

【 0 0 2 6 】

ケミカルループシステムは、第 1 のループすなわちループ A ( 2 0 0 ) と、第 2 のループすなわちループ B ( 3 0 0 ) とを有する。ループ A はループ A からループ B へ粒状物質を通すクロスオーバーパイプ 2 2 0 を有する。同様に、クロスオーバーパイプ 3 2 0 は、ループ B からループ A に粒状物質を運ぶ。

【 0 0 2 7 】

微粉および / または破碎炭素燃料、例えば石炭がループ A のインレットパイプ 2 1 9 に供給される。

【 0 0 2 8 】

これは、リターンレグ 2 1 7 を降下する粒状物質と混合され、下方パイプライン 2 5 1、ライザ 2 5 3 および上方パイプライン 2 5 5 と吹き上げられ、ガス / 粒子分離器 ( サイクロン 2 1 1 として示される ) に送られる。

【 0 0 2 9 】

ガスはサイクロン 2 1 1 の頂部から通される一方、粒状物質はディップレグ 2 1 3 を介してシールポット 2 1 5 へ通される。シールポット 2 1 5 は、数個の入力弁を有し、これらの入力弁は信号 F 1、F 2、F 4 および F 5 により遠隔より作動されて、特定量の粒状物質をシールポット 2 1 5 からリターンレグ 2 1 7 へまたはクロスオーバーパイプ 2 2 0 からループ B へと吹き出す。

【 0 0 3 0 】

同様に、ループ B は同様に機能する同様の部分を有する。シールポット 3 1 5 は数個の入力弁を有し、これらの入力弁は信号 S 1、S 2、S 6 および S 7 により遠隔より作動されて、特定量の粒状物質をシールポット 3 1 5 からリターンレグ 3 1 7 へまたはクロスオーバーパイプ 3 2 0 からループ A へと吹き出す。

【 0 0 3 1 】

各ループ内の酸素および燃料の量の調整により、ケミカルキャリアはループ A 内で酸化され、ループ B 内で還元される。

【 0 0 3 2 】

キャリアは酸素を運ぶのみであるため、燃料が酸化されて、C O <sub>2</sub> および H <sub>2</sub> O を生じ、これらは分離されて C O <sub>2</sub> が隔離される。これは N M P C でもって制御されるべきプロセスである。

【 0 0 3 3 】

図 3 は、ケミカルループシステムの代替的实施形態を示す。図 3 は、2 つのリアクターループ、すなわち、燃料リアクターループ 5 0 0 および空気リアクターループ 6 0 0 を示す。この図中の 5 0 0 番台および 6 0 0 番台の符号は、図 2 中の 2 0 0 番台および 3 0 0 番台で示される符号と機能的に対応している。固体または反応物としても知られる粒状物質は、ループ内を循環し、一方のループから他方のループへ通される。シールポットから出される粒状物質は、リアクタの底部または底部付近に供給される輸送空気またはガスによって、リアクタの上方に輸送される。

【 0 0 3 4 】

燃料リアクターループ 5 0 0 において、粒状物質はパイプ 5 5 5 を通り、サイクロン 5 1 1 A および 5 1 1 B 内で分離され、サイクロン 5 1 1 A に動作可能に接続された第 1 のディップレグ 5 1 3 A を介して、サイクロン 5 1 1 B に動作可能に接続された第 2 のディップレグ 5 1 3 B を介して、シールポット 5 1 5 A 内で収集される。粒状物質はその後シールポット 5 1 5 A からリターンレグ 5 1 7 を介して燃料リアクタ 5 2 3 に通される。シールポット 5 1 5 A は信号 F 1 および F 2 により遠隔的に作動される入力弁を有し、シールポット 5 1 5 A から燃料リアクタ 5 2 3 へと特定量の粒状物質を吹き出す。シールポット 5 1 5 B は信号 F 4 および F 5 により遠隔的に作動される入力弁を有し、シールポット 5 1 5 B から燃料リアクタ 5 2 3 へと特定量の粒状物質を吹き出すとともに、クロスオーバーパイプ 5 2 0 を介して空気リアクタ 6 5 3 へと特定量の粒状物質を吹き出す。

10

20

30

40

50

## 【 0 0 3 5 】

空気リアクター 6 0 0 において、粒状物質はパイプ 6 5 5 を通り、ディップレグ 6 1 3 内で収集される前にサイクロン 6 1 1 内で分離され、シールポット 6 1 5 A および 6 1 5 B 内へと分離される。シールポット 6 1 5 A は信号 S 1 および S 2 により遠隔的に作動される数個の入力弁を有し、シールポット 6 1 5 A からリターンレグ 6 1 7 へと特定量の粒状物質を吹き出す。シールポット 6 1 5 B は信号 S 6 および S 7 により遠隔的に作動される数個の入力弁を有し、シールポット 6 1 5 B からクロスオーバーパイプ 6 2 0 を介して燃料リアクタ 5 2 3 へと特定量の粒状物質を吹き出す。

## 【 0 0 3 6 】

圧力制御装置 5 9 0、6 9 0、たとえば真空ポンプまたは吸い込みドラフトファンは、燃料リアクターおよび空気リアクターの圧力をそれぞれ制御する。図 2 および 4 に関連して本明細書中に同様に記載されるように、N M P C 1 0 0 は、燃料リアクター 5 0 0 の圧力 ( P 2 ) を制御する圧力制御装置 5 9 0 を作動する信号 ( P u m p A ) を供給する。同様に、N M P C 1 0 0 は、空気リアクター 6 0 0 ( ループ B ) の圧力 ( P 2 b ) を制御する圧力制御装置 6 9 0 を作動する信号 ( P u m p B ) を供給する。

10

## 【 0 0 3 7 】

図 2 と異なり、図 3 のケミカルループシステムは、図 2 に示される下方パイプライン 2 5 1 を用いず、シールポット 5 1 5 A および 6 1 5 A からの粒状物質はリアクタ 5 2 3 および 6 5 3 に直接落ちる。また、燃料リアクター 5 0 0 は、2 つのサイクロン、関連するディップレグおよび 2 つの個別のシールポット 5 1 5 A および 5 1 5 B を備えている。空気リアクター 6 0 0 は、2 つの個別のシールポット 6 1 5 A および 6 1 5 B を備える。

20

## 【 0 0 3 8 】

図 2 および 3 に記載されるようなケミカルループプロセスに非線形モデル予測制御を適用するためには、いくつかの解決すべき問題がある。非線形モデル予測制御は図 2 のケミカルループの実施形態でもって以下で詳細に説明される一方、非線形モデル予測制御は図 3 のケミカルループの実施形態にも同様に適用可能である。

## 【 0 0 3 9 】

解決すべき技術的問題

1 . どのように非線形予測モデルを構築するか

30

プロセスモデルは N M P C において決定的な役割を果たし、良いものの開発は産業において N M P C を広く適用するための大きな挑戦である。

## 【 0 0 4 0 】

2 . どのように計算時間を削減するか

非線形モデリングは計算的 ( コンピュータ的 ) に費用がかかる傾向にあるため、計算的要件は N M P C の適用に関する基本的な制限を構成する。N M P C のケミカルループプロセスへの適用が成功するには、各制御時ステップにおける計算時間が分単位でなければならない。

## 【 0 0 4 1 】

3 . どのように制御構造を定めるか

40

多重ループ相互作用のため、ケミカルループプロセスの制御は、複雑な多重入出力制御の問題である。さらに、固体質量流量についておよびディップレグ内の固体残留量の長さについての測定値がないことから、N M P C の利点が得られる全体制御構造をどのように設計するかは未解決の問題である。

## 【 0 0 4 2 】

4 . どのようにコスト関数を設計し、制約を識別するか

N M P C は非線形最適化に基づく制御手法であり、N M P C は制約およびコスト関数に基づく次の最適な制御移動を与えうる。直接コスト ( たとえば燃料および電力のコスト ) と、間接コスト ( たとえば制御パフォーマンス ) との両方を含むコスト関数をどのように設計するかが、N M P C のケミカルループプロセスへの適用のメリットを決定する。

50

## 【0043】

## 可能な解決策

NMPC用の非線形モデルを生成する2つの方法がある。1つはテストデータに基づく経験的モデルを構築することである。もう1つは質量平衡、運動量保存およびエネルギー平衡ならびに化学種平衡を用いることにより、第一原理モデルを構築することである。

## 【0044】

第1のアプローチについて、いくつかの非線形モデル識別技術、たとえばニューラルネットワークがある。一方、第2のアプローチについては、Alstom社のシミュレーションおよび制御チームは第一原理に基づくケミカルループプロセスのためのシミュレータを開発している。このシミュレータは、制御目的のモデルを開発するためのよいスタート地点を提供する。

10

## 【0045】

1つの大きな問題は、NMPCから結果を得るために必要な計算時間が長いことである。これは、NMPC用の予測モデルが非常に複雑であり、予測時に結果を得るために長い計算時間を必要とすることによる。しかし、これは次数低減モデル(ROM)を用いることにより解決可能である。

## 【0046】

もう1つの問題は、解くべき結果式が収束しない場合があることである。このため、大域的最適値を見つけ出すための最適化ソフトウェアのために長い時間がかかる場合がある。しかし、最近十年の大規模計算および最適化の大きな進歩により、非線形プログラミングに関する計算時間もまた大きく低減されている。

20

## 【0047】

単純化NMPC解法は、多数の動作点(たとえば単位負荷状態)における多重線形モデルに基づくMPCを設計することである。全体の制御手法は最大の動作範囲に関して非線形を維持するが、制御器は各動作点において線形MPC設計に制限される。

## 【0048】

ケミカルループプロセスおよび多重ループにおける変数同士の結合についてさらに理解することにより、コスト関数の設計改善およびNMPCについての制約のよりよい識別が可能である。

## 【0049】

## 新たに開発された特徴

## 1. ケミカルループプロセスの制御に適用されるNMPC

MPCは石油化学産業および製油産業において用いられてきたが、NMPCに対する適用例は未だほとんど無い。さらに、ケミカルループプロセスは、開発途上の新たな技術であり、NMPCをこの新たな技術に適用することは初めてである。

30

## 【0050】

## 2. ケミカルループのための次数低減モデル

文献にある既存のモデリング方法と異なり、本発明にかかる二層流用の次数低減モデルは、モデルに基づく制御のための簡単かつ信頼性あるモデルを構築するためのより容易な方法を提供する。さらに、モデルの予測とともに、この次数低減モデルはプロセスを最適化するためにも用いることができる。

40

## 【0051】

## 3. ケミカルループのためのニューラルネットワーク型NMPC

次数低減またはモデル識別のためのニューラルネットワークモデルを用いて、NMPCモデリングへの代替的な解法が提供される。さらに、第一原理および経験的モデリングの両方を組み合わせることにより、今後のケミカルループプロセスシミュレーションおよび制御最適化に価値が加えられる。

## 【0052】

## 4. ケミカルループプロセスにおけるNMPCの制御構造

NMPCのケミカルループ処理への適用の3つの異なる制御構造が、本発明においてま

50

とめられている。これらの異なる制御構造には、基本的に、ケミカルループプロセスの制御におけるNMP Cの3つの異なる役割が課される。

【0053】

5. コスト最適化(最小化)の設計

二重ループまたは多重ループにおける固体残留量の平衡を維持するため、NMP Cについてのコスト関数の設計は圧力降下の比を含むべきである。伝統的な二次コスト関数はシステム全体の安定性を保証しない場合がある。さらに、安定な反応およびエネルギー生産を維持するため、温度、圧力、固体流および空気/ガス注入がコスト関数の設計に含まれるべきである。

【0054】

実装の説明

次数低減モデル(ROM)

NMP Cに関する次数低減モデルを設計するため、2つの制約を考慮しなければならない。一方では、モデルがプロセス動的特性を捕捉し、将来の出力を正確に予測するために十分正確でなければならない。他方では、モデルはリアルタイム制御器計算を実現するために十分単純でなければならない。本発明では、単純化第一原理モデル(制御目的の「次数低減モデル(ROM)」という)が提供される。二重ループケミカルループプロセスのためのROMを構築する方法の詳細を以下に示す。さらに、このROM方法に対して課されるべきいくつかの事項が存在する。

【0055】

a) このROM方法は、パイプ内の空気速度に従う圧力降下と固体質量流量との間の関係をモデル化するための方法を提供する。これはまた、制御設計において用いられるべき重要な関係の1つである。

【0056】

b) このROM方法は第一原理モデルの複雑性の次数を大きく低減可能である。たとえば、パイプ内の固体-ガス流の動的特性を記述するためには、一般的に4つの偏微分方程式(PDE)を必要とする。しかし、このROM法では、ただ1つの常微分方程式(ODE)しか用いられない。

【0057】

c) このROM法はケミカルループプロセスの理解に基づき、たとえば、ライザにおける圧力降下と相互接続部における参照圧力との間の関係などの圧力関係についての単純な記述を表している。

【0058】

数学的ROMの別の代替は、経験モデル(たとえばニューラルネットワーク)および他の種類の非線形モデル構造である。これは、第一原理モデルから次数低減モデルへの実行可能なアプローチであり、後述する。

【0059】

1. ケミカルループプロセスのどこにNMP Cを適用するか

a) NMP Cは監督制御器としてケミカルループプロセスに適用可能であり、たとえば、NMP Cはプロセスを直接操作しないが、線形モデル予測制御器(LMPC)または比例積分微分(PID)制御器などの従属制御器のための設定点を提供する。NMP Cは、連続的にプロセスを変化させるための動的リアルタイム最適化器(RTO)エンジンとして構成可能である。

【0060】

b) NMP Cは負荷変化における固体流を制御するために直接制御器としてケミカルループプロセスに用いられる。

【0061】

次世代発電プラントのための新技術として、ケミカルループプロセスは送電システムからの負荷需要に高速に追従する能力を有すると期待されている。これにはさらにケミカルループプロセスにおける制御システムがはるかに広い動作範囲でプロセスを変化させる能力を

10

20

30

40

50

有することが必要である。この場合において、（従来の制御設計によって通常用いられる）線形動的仮定は一般にNMP C制御のための必要性をほぼ示唆し続けない。NMP Cを用いるパイロットケミカルループプロセスのための負荷変化制御の一般概念を図4に示す。

【0062】

図4は図2のケミカルループの実施形態に関するNMP C制御を提供する。NMP C制御はまた、図3のケミカルループの実施形態にも適用可能であり、同様の参照符号は同様の機能を有する。異なるメガワット需要の要求は、制御器260および制御器360に供給される。

【0063】

制御器260は一次空気/ガス(W1)271、ループAからループBへの質量移動273、ループAに関するループ内固体流需要275、および、P2Aに必要な圧力277を予測する。

【0064】

同様に、制御器360は一次空気/ガス(W2)371、ループBからループAへの質量移動373、ループBに関するループ内固体流需要375、および、P2Bに必要な圧力377を予測する。

【0065】

NMP C100は制御器260および360の全ての出力、ならびに、ループ内の測定された入力値、すなわち、ループAについてのループ内固体流(DP47A)279、ループBについてのループ内固体流(DP47B)379、ループA内の圧力(P2A)280、ループAおよびループBの圧力間の差圧(P2A - P2B)385、を受け取る。NMP C100はその後シールポット215の空気/ガスインレット弁F2を作動させる。シールポット215はループAのリターンレグ217を通る固体流の量、および、ループAからループBへの固体流の量を制御する。

【0066】

同様に、NMP C100は次いでシールポット315の空気/ガスインレット弁S2を作動させる。シールポット315はループBのリターンレグ317を通る固体流の量、および、ループBからループAへの固体流の量を制御する。

【0067】

同様に、NMP C100はループAの圧力(P2)を調整する真空ポンプ（または吸い込みファンまたは圧力制御装置）290を作動する信号(PumpA)を供給する。NMP C100はループBの圧力(P2b)を調整する真空ポンプ（または吸い込みファンまたは圧力制御装置）390を作動する信号(PumpB)を供給する。

【0068】

NMP C監督制御器を用いた制御構造

NMP Cを用いた2レベルカスケード制御構造

図5は、NMP Cを用いた2レベルカスケード制御構造を示す（これはまた図2を参照して説明される）。この制御構造において、NMP C100は監督モードにある。NMP C100は下位レベルのPID制御器410に設定点を供給する。しかし、ケミカルループプロセスプラント1は、NMP C100により割り当てられた設定点に従ってPID制御器により直接調整される。

【0069】

NMP Cを用いた3レベルカスケード制御構造

NMP C100を用いた3レベルカスケード制御構造が図6に示されている。この制御構造において、NMP C100は、動的リアルタイム最適化(RTO)としての役割を果たす。NMP C100は多数の制約に対する異なる動作点における独立変数の最適値を計算する。これらの値は、外部目標としてLMPC420に渡される。次いで、下位レベル制御器LMPC420は、これらの外部目標に関する設定点をどのように動かすかを決定し、設定点の次の移動をPID制御器410に供給する。PID制御器410はシステム

10

20

30

40

50

の操作された変数を直接制御し、システムの調整された変数を L M P C 4 2 0 により割り当てられた設定点に調整する。

【 0 0 7 0 】

異なる測定値に対して、N M P C 制御構造は異なる。3つの典型的な制御構造は、異なる測定値を対して固体質量流量を制御するために識別される。

【 0 0 7 1 】

以下の記載は、図7を参照する。使用モデルにおいて少なくとも14の状態変数が存在し、このモデルには圧力、固体質量流量および固体レベルが含まれる。圧力のみが測定可能であるとき、N M P C を実装するため、固体質量流量および固体レベルの状態変数の値を予測するため、オブザーバ400を構築する必要がある。図7に示される制御構造において、 $DP12 / (DP12 + DP12b)$  は両方のループにおける固体平衡を示す重要な変数である。

10

【 0 0 7 2 】

図7中、N M P C 1 0 0 は、ループAおよびループBに関する圧力測定値のみが利用可能であるプラントにおいて用いられる。N M P C 1 0 0 は所望の設定点を受け取る。

DP47A : ライザの差圧 (ループA)

P2 : 接合部の圧力 (ループA)

$DP12 / (DP12 + DP12b)$  : ループAおよびループBの間の圧力降下の比

P2b : 接合部の圧力 (ループB)

DP47B : ライザの差圧 (ループB)

20

【 0 0 7 3 】

N M P C 1 0 0 は以下の操作された変数に関する値を計算し、これをループAに供給する。

F1 / F2 : シールポット弁への信号 (ループA)

Pump A : 真空ポンプまたは吸い込みファンへの信号 (ループA)

F4 / F5 : シールポット弁への信号 (ループA)

【 0 0 7 4 】

また、N M P C 1 0 0 は以下の操作された変数に関する値を計算し、これをループBに供給する。

S1 / S2 : シールポット弁への信号 (ループB)

Pump B : 真空ポンプまたは吸い込みファンへの信号 (ループB)

S6 / S7 : シールポット弁への信号 (ループB)

30

【 0 0 7 5 】

オブザーバ400は、ループAおよびループBにおける種々の圧力を測定し、次の計算に用いられるべき固体質量流量および固体レベルをN M P C 1 0 0 に供給する。

【 0 0 7 6 】

本発明の別の実施形態が図8に示されている。N M P C 1 0 0 は所望の設定点を受け取る。

DP47s : ライザの差圧 (ループA)

P2s : 接合部の圧力 (ループA)

Lds : ディップレグレベル

40

【 0 0 7 7 】

N M P C 1 0 0 はさらに以下のものに対する可変値を受け取る。

W1 : 一次空気 / ガス (ループA)

ms\_in A : 質量入力 (ループA)

S6 / S7 : シールポット弁への信号 (ループB)

W3 : 一次空気 / ガス (ループB)

【 0 0 7 8 】

また、N M P C 1 0 0 は、以下の操作された変数についての値を計算し、これをループAに供給する。

50

F 1 / F 2 : シールポット弁への信号 ( ループ A )  
 F 4 / F 5 : シールポット弁値への信号 ( ループ A )  
 P u m p A : 真空ポンプまたは吸い込みファンへの信号 ( ループ A )

## 【 0 0 7 9 】

以下の入力はループ A に直接供給される。

W 1 : 一次空気 / ガス ( ループ A )  
 m s \_ i n A : 質量入力 ( ループ A )

## 【 0 0 8 0 】

また、N M P C 1 0 0 は、以下の操作された変数についての値を計算し、これをループ B に供給する。

S 1 / S 2 : シールポット弁への信号 ( ループ B )  
 S 8 / S 9 : シールポット弁への信号 ( ループ B )  
 P u m p B : 真空ポンプまたは吸い込みファンへの信号 ( ループ B )

以下の入力はループ B に直接供給される。

W 3 : 一次空気 / ガス ( ループ B )  
 S 6 / S 7 : シールポット弁への信号 ( ループ B )

## 【 0 0 8 1 】

オブザーバ 4 0 0 は、ループ A およびループ B 内の種々の圧力を測定し、固定質量流量を決定し、この情報を N M P C 1 0 0 に戻す。ループ A およびループ B 内の固体レベルおよび固体質量流量は次の計算に用いられる。

## 【 0 0 8 2 】

完全な情報制御構造における、N M P C を用いたケミカルループプロセスにおける負荷変化に関する典型的な動的応答が、図 9 に示されている。ここで、ループ A 2 0 0 およびループ B 3 0 0 は、内部状態変数の完全な情報を供給する。

## 【 0 0 8 3 】

ニューラルネットワーク

第一原理モデルの他に、上記に記載されかつ示されたように、経験モデルもケミカルループプロセスの制御に組み込み可能である。ニューラルネットワークは非線形システムのためのシステム識別方法の 1 つである。ニューラルネットワークモデルを用いたケミカルループプロセスのための N M P C が、図 1 0 に示されている。

## 【 0 0 8 4 】

図 1 0 は、二重ループ型ループシステムを制御するための N M P C / P I D ニューラルネットワーク型制御器の概略図である。ニューラルネットワーク型非線形モデル予測制御器 ( N N N M P C ) はループ A およびループ B における圧力降下の測定値 ( D P 4 7 A および D P 4 7 B ) を入力として受け取る。これらの入力から、N N N M P C はその予めプログラムされた出力をループ A のシールポット弁 ( F 1 / F 2 ) およびループ B のシールポット弁 ( S 1 / S 2 ) に供給する。差分装置 9 2 0 は、圧力入力 P 2 A および P 2 B における差に基づいて差圧信号 ( D P 6 ) を生成し、比例積分微分器 ( P I D 2 ) 9 5 0 に信号 ( D P 6 ) を供給する。P I D 2 9 5 0 は信号 ( P u m p B ) でもってループ B の真空ポンプ / 吸い込みファンを動作させる。

## 【 0 0 8 5 】

比装置 9 3 0 は、ループ A における圧力降下 ( D P 1 2 A ) およびループ B における圧力降下 ( D P 1 2 B ) を受け取り、入力値の比に基づく差圧信号 ( D P 1 2 R a t i o ) を生成する。信号 ( D P 1 2 R a t i o ) はループ B のシールポット弁 ( S 6 / S 7 ) を動作させる P I D 1 9 6 0 に供給される。

## 【 0 0 8 6 】

負荷に基づく F F 制御器 9 4 0 は、ループ A の信号 ( W 1 )、( F 4 / F 5 )、およびループ B の信号 ( W 3 ) を制御する。ループ A は、圧力 ( P 2 A )、圧力差 ( D P 1 2 A ) および圧力差 ( D P 4 7 A ) を、差分装置 9 2 0、比装置 9 3 0 および N N N M P C 9 1 0 にそれぞれフィードバックとして供給する。

10

20

30

40

50

## 【 0 0 8 7 】

同様に、ループ B は、圧力 (  $P_{2B}$  )、圧力差 (  $DP_{12B}$  ) および圧力差 (  $DP_{47B}$  ) を、差分装置 920、比装置 930 および NN NMPC 910 にそれぞれフィードバックとして供給する。

## 【 0 0 8 8 】

二重ループにおける固体平衡

ケミカルループプロセスの異なる部分における圧力比は、レベルセンサ無しで制御する場合に関して、コスト関数に含まれなければならない。

## 【 0 0 8 9 】

二重ループ型ケミカルループプロセスについての制御設計において、主要な制御目的の 1 つは、2 つのループ間の固体輸送を平衡化することである。しかし、いくつかの重要な測定可能変数 (たとえば、SPCV から来る固体質量流量およびディップレグ内の固体レベル) がないことから、測定可能変数 (たとえばシステム内の圧力または圧力降下) を用いた伝統的な二次コスト関数は、この状況下では制御目的を達成できない場合がある。理由の 1 つは、圧力および圧力降下が固体質量流量速度に高度に関係しているものの、これらは他の不明な変数により容易に影響されることである。

## 【 0 0 9 0 】

しかし、実際の設備から観察され、理論分析に基づいて計算されるように、二重ループ型ケミカルループプロセスが定常モードで動作するとき、システム全体は圧力平衡にある。したがって、システムの異なる部分における圧力降下の比は固体質量流量およびディップレグの残留量レベルの合理的な表示を提供すべきである。結果として、圧力降下の比は、システム全体の安定性を維持するため、コスト関数において含まれるべきである。

## 【 0 0 9 1 】

部分 I のパイプラインについての次数低減モデル

使用される用語

## 【表 1】

$A$	面積
$V$	体積
$g$	重力加速度
$m_s$	固体質量流量速度
$\Delta P$	圧力降下
$L$	長さ
$\alpha$	摩擦係数
$\tau$	パイプ内特性時間
$P$	圧力
$\rho_g$	ガス密度
$\rho_s$	固体密度
$v_g$	ガス速度
$v_s$	固体速度
$\varepsilon$	ボイド率
$r$	パイプ径

## 【 0 0 9 2 】

部分 I において考慮されるべき 4 つの主要な要素、すなわち、リターンレグ、クロスオーバーパイプ、ディップレグおよび SPVCV がある。

## 【 0 0 9 3 】

質量平衡に基づいて、リターンレグに関する集中化モデルは以下のように書ける。



$$(A.1) \quad \frac{d[\rho_s(1-\varepsilon_{out})V]}{dt} = A[\rho_s(1-\varepsilon_{in})v_{s\_in} - \rho_s(1-\varepsilon_{out})v_{s\_out}]$$

【 0 0 9 4 】

表記の意味についての用語を参照されたい。  $m_{s\_in} = \rho_s A (1 - \varepsilon_{in}) v_{s\_in}$ 、  $m_{s\_out} = \rho_s A (1 - \varepsilon_{out}) v_{s\_out}$  として、式 ( A . 1 ) は以下のように書き直せる。

$$(A.2) \quad \frac{d\left(\frac{m_s V}{A v_{s\_out}}\right)}{dt} = m_{s\_in} - m_s$$

10

【 0 0 9 5 】

パイプ内の特性時間である、  $\tau = (V / A v_{s\_out})$  を定義する。リターンレグ内の固体速度は、それほど変わらないため、 ( A . 2 ) は最終的に以下のように書ける。

$$(A.3) \quad \tau \frac{dm_s}{dt} = m_{s\_in} - m_s$$

【 0 0 9 6 】

リターンレグ内で、摩擦が、圧力降下への主要な寄与および停止した固体の影響を構成し、加速効果がパイプ内の空気速度および固体速度が低いために無視できると仮定する。すなわち、

$$(A.4) \quad \Delta P_{re} = \Delta P_{ms} + \Delta P_f$$

であり、式中、  $\Delta P_{ms}$  および  $\Delta P_f$  は停止固体および摩擦の影響からの圧力降下をそれぞれ表す。

【 0 0 9 7 】

さらに、  $\Delta P_{ms}$  は以下のように書ける。

$$(A.5) \quad \Delta P_{ms} = \frac{m_s g \tau}{A_{in}}$$

30

【 0 0 9 8 】

摩擦は2つの部分で構成されている。1つは空気とパイプ壁との間の摩擦であり、もう1つは空気と固体との間の摩擦である。リターンレグ内の空気速度は非常に低く、ほとんど変化しないため、空気とパイプ壁との間の摩擦から生じる圧力降下はほぼ一定であると仮定する。ファニング式に基づいて、摩擦による圧力降下は一般的に相対速度の二乗に比例する。空気速度が低く、固体質量流量速度が固体速度に関係することを考慮して、おおよそ摩擦による圧力降下は以下のように書ける。

40

$$(A.6) \quad \Delta P_f = \alpha m_s^2 + \beta v_g^2 = \alpha m_s^2 + c_f$$

【 0 0 9 9 】

式 ( A . 4 ) から、以下が得られる。

$$(A.7) \quad d\Delta P_{re} = \left( \frac{g\tau}{A_m} + 2\alpha m_s \right) dm_s$$

$$(A.8) \quad m_s = \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha}$$

【 0 1 0 0 】

( A . 7 ) および ( A . 8 ) を ( A . 3 ) に代入して、最終的に以下が得られる。

10

$$(A.9) \quad \tau \frac{d(\Delta P_{re})}{dt} = \sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha} \right)$$

【 0 1 0 1 】

クロスオーバーパイプに関して、モデル方法は同じ着想に従うようにすることができる。

【 0 1 0 2 】

20

ディップレグについて、捕捉されるべき2つの重要な関係が存在する。1つは固体のレベル変化であり、もう1つはディップレグ内の圧力降下である。ディップレグ内の固体レベルについてのモデルは質量平衡に基づいて以下のように構築できる。

$$(A.10) \quad \frac{dL}{dt} = \frac{m_{s\_in} - m_{s\_out}}{\rho_s \pi d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

【 0 1 0 3 】

実際の施設におけるテストから、ディップレグ内の圧力降下はライザ内の圧力降下と関係し、サイクロンとの相互接続点からの圧力降下に比例することが観察されている。この次数低減モデルにおいて、代数式が ( A . 1 1 ) に示されるようなこの関係を記述するために採用される。

30

$$(A.11) \quad \Delta P_{dip\_leg} = a(P_{cyclone} - P_2 - \Delta P_{re}) + b$$

式中、a および b は、決定される実験定数である。

【 0 1 0 4 】

以下の関係が S P C V における関係を表すために用いられる。

$$(A.12) \quad \begin{pmatrix} m_A \\ m_B \\ m_{AtoB} \\ m_{BtoA} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f_1(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_2(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_3(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_4(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \end{pmatrix}$$

40

【 0 1 0 5 】

部分 I I におけるパイプラインのための次数低減モデル

ライザは、部分 I I における最も重要な構成要素である。部分 I におけるパイプラインと異なり、固体速度は部分 I I においてはるかに速い。したがって、空気とパイプ壁との間の摩擦も、モデルにおいて考慮されるべきである。

50

## 【 0 1 0 6 】

ライザ内で、圧力降下は停止固体および摩擦からも生じる。したがって、以下のようになる。

$$(A.13) \quad \Delta P_{riser} = \Delta P_{ms} + \Delta P_f$$

$$(A.14) \quad \Delta P_{ms} = \frac{m_s g \tau}{A_{in}} \quad \text{かつ} \quad \Delta P_f = \alpha m_s^2 + \beta v_g^2$$

## 【 0 1 0 7 】

10

(A.13) から、以下が容易に得られる。

$$(A.15) \quad d\Delta P_{riser} = \left( \frac{g\tau}{A_{in}} + 2\alpha m_s \right) dm_s + 2\beta v_g dv_g$$

$$(A.16) \quad m_s = \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_{in}} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha}$$

## 【 0 1 0 8 】

20

(A.15) および (A.16) を (A.3) に代入して、ライザに関する次数低減モデルは以下のように書ける。

$$(A.17) \quad \tau \frac{d\Delta P_{riser}}{dt} = 2\alpha v_g \frac{dv_g}{dt} + \sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_{in}} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_{in}} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

30

## 【 0 1 0 9 】

空気速度の動的特性が高速であると仮定して、 $dv_g/dt$  は式中で無視できる。最終的に以下が得られる。

$$(A.18) \quad \tau \frac{d\Delta P_{riser}}{dt} = \sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_{in}} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_{in}} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

40

## 【 0 1 1 0 】

ライザ内の圧力降下を用いた線形関係は、相互接続点における推測圧力に用いられる。

$$(A.19) \quad P_2 = P_{cyclone} + c\Delta P_{47} + d$$

式中、c および d は決定される定数である。

## 【 0 1 1 1 】

まとめると、二重ループ型ケミカルループプロセスについての動的次数低減モデルは以下のように書ける。

50

$$\tau \frac{d(\Delta P_{re\_A})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} \left( f_1(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{re\_B})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} \left( f_2(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right) \quad 10$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{AtoB})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} \left( f_3(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{BtoA})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} \left( f_4(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right) \quad 20$$

$$\tau \frac{d\Delta P_{riser\_A}}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} \left( m_{riser\_A} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d\Delta P_{riser\_B}}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} \left( m_{riser\_B} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right) \quad 30$$

$$\frac{dL_A}{dt} = \frac{m_{L\_A} - f_1(u) - f_3(u)}{\rho_s \pi r_d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

$$\frac{dL_B}{dt} = \frac{m_{L\_B} - f_2(u) - f_4(u)}{\rho_s \pi r_d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

40

式中、 $u$  はシステムの制御入力であり、これらは S P C V に流入する空気流であり、下記式が満たされる。

$$\begin{aligned}
 m_{riser\_A} &= \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} + \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha}, \\
 m_{riser\_B} &= \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} + \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha}, \\
 m_{L\_A} &= \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \\
 m_{L\_B} &= \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha}
 \end{aligned}
 \tag{10}$$

## 【 0 1 1 2 】

最終的に 8 つの O D E が存在し、これらはこの R O M を定義するために用いられる。

## 【 0 1 1 3 】

制約の扱い

制約の設計はケミカルループプロセスの制御に大きく影響する。二種類の制約が存在する。

## 【 0 1 1 4 】

1 つは「ハードな制約」であり、これはプロセス動作全体の間で違反されることはない。アクティブなハードな制約によって、N M P C 制御器における余分のフィードバック項が導入される場合がある。これは、所定のアクティブな集合を有する制約された閉ループシステムの不安定性をもたらす、そして、これは調整パラメタの選択によらない。ケミカルループプロセスにおけるハードな制約には、S P C V からの固体流を生成する最小吹込空気流速、物理設計に起因する最大空気流速、圧力シールを維持するためのディップレグ内の最小固体レベル、および、ライザ内の最大固体質量流量が含まれる。

## 【 0 1 1 5 】

もう 1 つは「ソフトな制約」であり、これは、プロセス中に違反されることはあるが、コスト関数にペナルティが加えられる。ケミカルループプロセスにおけるソフトな制約には、所望レベル付近での許容範囲内の固体レベルの変化、空気流の許容動作範囲、および、所望の動作点の上下の圧力降下の許容変動が含まれる。

## 【 0 1 1 6 】

プラント / モデルミスマッチを有する定常状態オフセットの排除

プラントと R O M との間でのミスマッチは常に存在する。実際、このミスマッチは N M P C 制御における定常状態エラーを引き起こす場合がある。この複雑性を避けるため、制御ループは、定常状態オフセットをなくすために積分器要素を含んでいなければならない。ケミカルループプロセスについての N M P C の設計において、ライザ内の圧力降下は重要であり、これには正確な制御が必要であるため、ライザ内の圧力降下に関する積分器要素は、プラント / モデルのミスマッチからくる定常状態オフセットをなくすために非線形 R O M に直接加えられて良い。

## 【 0 1 1 7 】

代替的实施形態

本発明は、以下において用いることができる。

- 1 . 化学的および熱的な製造と二層流輸送、たとえば循環流動層およびケミカルループプロセスを含む、化学ユニットのための設計モデルに基づく制御。
- 2 . 制御設計および制御調整をサポートする化学ユニットのシミュレーション。

### 3. 二層流型化学ユニットにおけるプロセスおよびパフォーマンスの最適化。

#### 【0118】

一実施形態では、本明細書中にはループAおよびループBを含むケミカルループプラントの動作最適化方法が記載されており、該方法において、各ループは、空気/ガス中に同伴された固体粒子を上方に、次いで水平上方パイプラインを介して、流体から固体粒子を分離する分離ユニットへと運ぶライザを含み、分離ユニットは、固体粒子をディップレグを介してシールポットへと下方に供給し、シールポットは、接続点において、クロスオーバーパイプを介して他方のループへ、または、リターンレグを介して下方パイプラインへと固体粒子を選択的に送り、流体は下方パイプライン内に導かれて、固体粒子は前記下方パイプラインの上方へとライザまで吹き戻される。該方法は、ライザ、ディップレグおよびリターンレグ毎に、空気および粒子の加速度、質量流量、圧力降下、圧力に関する項を用いる質量平衡式を生成することと、摩擦を定める項以外のリターンレグに関する圧力降下項を削除することと、リターンレグにおける加速度項を削除することと、摩擦によるリターンレグの圧力降下を定数に設定することとにより、次数低減モデル(ROM)を生成するステップと、ROMに種々の入力( $u_i$ )を供給し、ROMの出力( $y_i$ )を監視して、ケミカルループプラントに関する最適設定を決定するステップと、ケミカルループプラントの最適動作を得るために、最適設定をケミカルループプラントに供給するステップと、を含む。

10

#### 【0119】

より特定のな実施形態では、非線形最適化器は、ROMに種々の入力値( $u_i$ )を供給するようROMと相互に影響し、最適な入力設定( $u_i$ )を決定するようROMの出力( $y_i$ )を監視する。

20

#### 【0120】

別の実施形態では、ループAおよびループBを含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムが記載されている。該システムは、非線形モデル予測制御器(NMPC)と、オブザーバとを有し、非線形モデル予測制御器(NMPC)は、ループAおよびループBの両方の、複数のユーザ設定値、複数の圧力測定値、複数の固体質量流量および複数の固体レベルを受け取り、ループAおよびループBに関する、シールポットに対する最適信号( $F1/F2$ 、 $F4/F5$ 、 $S1/S2$ 、 $S6/S7$ )および真空ポンプ/吸い込みファンに対する最適信号(Pump A、Pump B)を生成し、シールポット弁を制御するための信号( $F1/F2$ 、 $F4/F5$ )および真空ポンプ/吸い込みファンを制御するための信号(Pump A)をループAに供給し、シールポット弁を制御するための算出された設定( $S1/S2$ 、 $S6/S7$ )および真空ポンプ/吸い込みファンを制御するための算出された設定(Pump B)をループBに供給するよう適合されており、オブザーバは、ループAおよびループBから圧力および差圧の測定値を受け取り、ループAおよびループBにおける固体質量流量および固体レベルを計算し、ループAおよびループBの固体質量流量および固体レベルをNMPCに供給するよう適合されている。

30

#### 【0121】

より特定のな実施形態では、ユーザ設定値は、ループAの差圧( $DP47A$ )およびループBの差圧( $DP47B$ )、 $F2$ 、 $F2b$ 、ならびに、ループAにおける差圧の、ループAおよびループBの両方の全体差圧に対する比( $DP12 / (DP12 + DP12b)$ )である。

40

#### 【0122】

別の実施形態では、ループAおよびループBを含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムが記載されている。該システムは、非線形モデル予測制御器(NMPC)と、オブザーバとを有し、非線形モデル予測制御器(NMPC)は、ループAおよびループBの両方の、複数のユーザ設定値、複数の圧力測定値、複数の固体質量流量および複数の固体レベルを受け取り、ループAおよびループBの、シールポットに対する最適信号( $F1/F2$ 、 $F4/F5$ 、 $S1/S2$ 、 $S6/S7$ )および真空ポンプ/吸い込みファンに対する最適信号(Pump A、Pump B)を生成し、ループAの、シール

50

ポット弁を制御するための信号 ( F 1 / F 2 、 F 4 / F 5 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための信号 ( P u m p A ) を供給し、ループ B の、シールポット弁を制御するための算出信号 ( S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための算出信号 ( P u m p B ) を供給するよう適合されており、オブザーバが、ループ A およびループ B から圧力および差圧の測定値を受け取り、ループ A およびループ B における固体質量流量を計算し、ループ A およびループ B の固体質量流量を N M P C に供給するよう適合されている。

【 0 1 2 3 】

より特定のな実施形態では、ユーザ設定値は、 D P 4 7 A 、 D P 4 7 B 、 F 2 、 F 2 b および D P 1 2 / ( D P 1 2 + D P 1 2 b ) である。

10

【 0 1 2 4 】

別の実施形態では、ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のための制御器システムが記載されている。制御器システムは、非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) を有し、前記非線形モデル予測制御器 ( N M P C ) は、複数のユーザ設定値、ループ A およびループ B の両方の、複数の内部状態変数の値を受け取り、ループ A およびループ B の、シールポットに対する最適信号 ( F 1 / F 2 、 F 4 / F 5 、 S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンに対する最適信号 ( P u m p A 、 P u m p B ) を生成し、ループ A の、シールポット弁を制御するための信号 ( F 1 / F 2 、 F 4 / F 5 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための信号 ( P u m p A ) を供給し、ループ B の、シールポット弁を制御するための算出信号 ( S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) および真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するための算出信号 ( P u m p B ) を供給するよう適合されており、ループ A は該ループ A の内部状態変数の値を N M P C に供給し、ループ B は該ループ B の内部状態変数の値を N M P C に供給する。

20

【 0 1 2 5 】

より特定のな実施形態では、ユーザ設定値は、ループ A 内の固体質量流量速度 ( m s A ) 、ループ B 内の固体質量流量速度 ( m s B ) 、ループ A からループ B への固体質量流量 ( m s A t o B ) 、ループ B からループ A への固体質量流量 ( m s B t o A ) およびディップレグにおける固体レベル ( L d s ) である。

【 0 1 2 6 】

別の実施形態では、ループ A およびループ B を含むケミカルループプラントの動作最適化のためのニューラルネットワーク型 ( N N ) 制御器システムが記載されている。該システムは、ループ A の差圧 ( D P 4 7 A ) およびループ B の差圧 ( D P 4 7 B ) を受け取り、ループ A のシールポット弁に対する最適信号 ( F 1 / F 2 ) 、ならびに、ループ A およびループ B の真空ポンプ / 吸い込みファンについてのループ B のシールポット弁に対する最適信号 ( S 1 / S 2 ) を生成し、ループ A およびループ B のシールポット弁を制御するために信号 ( F 1 / F 2 ) および ( S 1 / S 2 ) をそれぞれ供給し、ループ B のシールポット弁を制御するために信号 ( S 1 / S 2 、 S 6 / S 7 ) を供給し、ループ B の真空ポンプ / 吸い込みファンを制御するために信号 ( P u m p B ) を供給するよう適合されたニューラルネットワーク型非線形モデル予測制御器 ( N N N M P C ) と、ループ A から圧力 ( P 2 A ) およびループ B から圧力 ( P 2 B ) を受け取り、差圧信号 ( D P 6 ) を生成するよう適合された差分装置と、差分装置に接続されており、差圧信号 ( D P 6 ) を受け取り、ループ B の空気ポンプを駆動する信号 ( P u m p B ) を生成する P I D 2 と、ループ A から差圧 ( D P 1 2 A ) およびループ B から差圧 ( D P 1 2 B ) を受け取り、入力値の比に関連した信号 ( D P 1 2 R a t i o ) を生成するよう適合された比装置と、比装置に接続されており、信号 ( D P 1 2 R a t i o ) を受け取り、ループ B のシールポット弁を動作する信号 ( S 6 / S 7 ) を生成するよう適合された P I D 1 と、ループ A に供給される信号 W 1 、および、ループ B に供給される信号 W 3 を生成する負荷ベース F F 制御器と、を有しており、ループ A は信号 ( P 2 A ) 、信号 ( D P 1 2 A ) および信号 ( D P 4 7 A ) を差分装置、比装置および N N N M P C にそれぞれ供給し、ループ B は信号 ( P 2 B ) 、信号 ( D P 1 2 B ) および信号 ( D P 4 7 B ) を差分装置、比装置および N N N

30

40

50

M P C にそれぞれ供給する。

【 0 1 2 7 】

別の実施形態では、燃料リアクターループおよび空気リアクターループを有するケミカルループプラントの動作最適化方法が記載されている。該方法において、燃料リアクターループは、空気/ガス中に同伴された固体粒子を上方に、次いで、水平上方パイプラインを介して、流体から固体粒子を分離するよう適合された第1の分離ユニットに運ぶための燃料リアクタを有し、分離ユニットは、固体粒子を下方に第1のディップレグを介して第1のシールポットに供給し、第1のシールポットは固体粒子をリターンレグを介して燃料リアクタに送り、燃料リアクタは、第2のシールポットと動作可能に結合されており、第2のシールポットは、粒子を選択的に、クロスオーバーパイプを介して空気リアクタに送るか、または、燃料リアクタへと上方へ輸送し、空気リアクターループは、空気/ガス中に同伴された固体粒子を、上方に、次いで、水平上方パイプラインを介して、流体から固体粒子を分離するために適合された分離ユニットに運ぶための空気リアクタを有し、分離ユニットは、固体粒子をディップレグを介して下方に第3のシールポットおよび第4のシールポットに供給し、第3のシールポットは、固体粒子をリターンパイプを介して空気リアクタに選択的に送り、第4のシールポットは、固体粒子をクロスオーバーパイプを介して燃料リアクターループに選択的に送る。該方法は、リアクタ、ディップレグおよびリターンレグ毎に、圧力、圧力降下、質量流量、空気および粒子の加速度に関する項を用いる質量平衡式を生成することと、摩擦を定める項以外のリターンレグに関する圧力降下項を削除することと、リターンレグにおける加速度項を削除することと、摩擦によるリターンレグの圧力降下を定数に設定することとにより次数低減モデル (ROM) を生成するステップと、ROMに入力 ( $u_i$ ) を供給し、ROMの出力 ( $y_i$ ) を監視して、ケミカルループプラントに関する最適設定を決定するステップと、ケミカルループプラントの最適動作を得るために、最適設定をケミカルループプラントに供給するステップとを含む。

10

20

【 0 1 2 8 】

より特定のな実施形態では、非線形最適化器は、ROMに種々の入力値 ( $u_i$ ) を供給するようROMと相互に影響し、最適な入力設定 ( $u_i$ ) を決定するようROMの出力 ( $y_i$ ) を監視する。

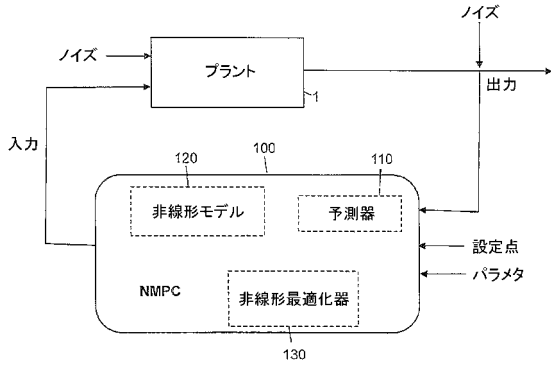
【 0 1 2 9 】

本発明について種々の例示的实施形態に関して説明したが、本発明の範囲から逸脱すること無く、種々の変更が可能であり、等価物をその構成要素と置換可能であることは当業者には理解されるであろう。さらに、本発明の実質的な範囲から逸脱すること無く、特定の状態または内容を本発明の教示に適合するために多くの修正がなしえる。したがって、本発明は、本発明を実施するためにおこなわれた最良の形態として開示された特定の实施形態に限定されず、本発明は、添付の請求項の範囲にある全ての实施形態を含む。

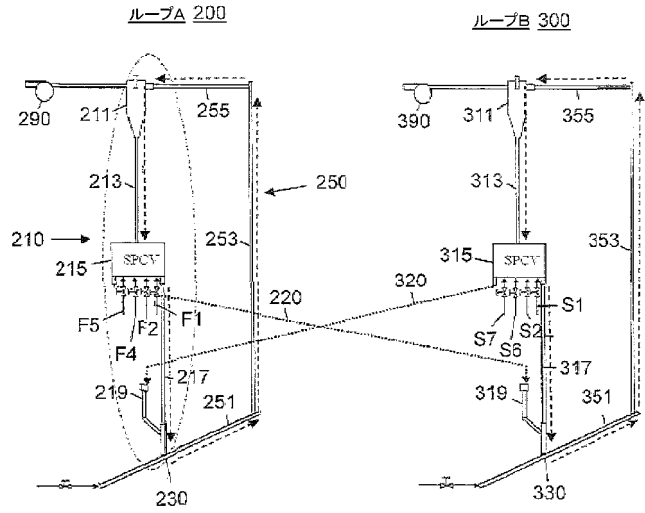
30



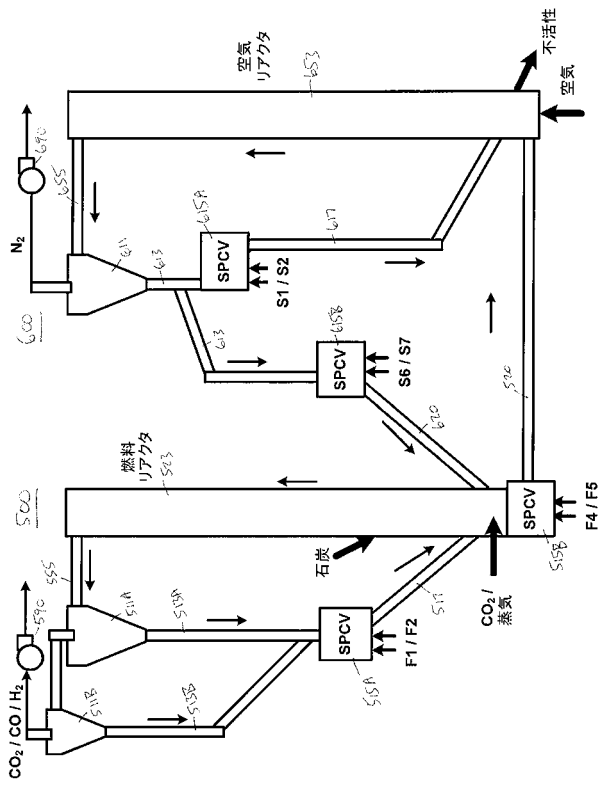
【図1】



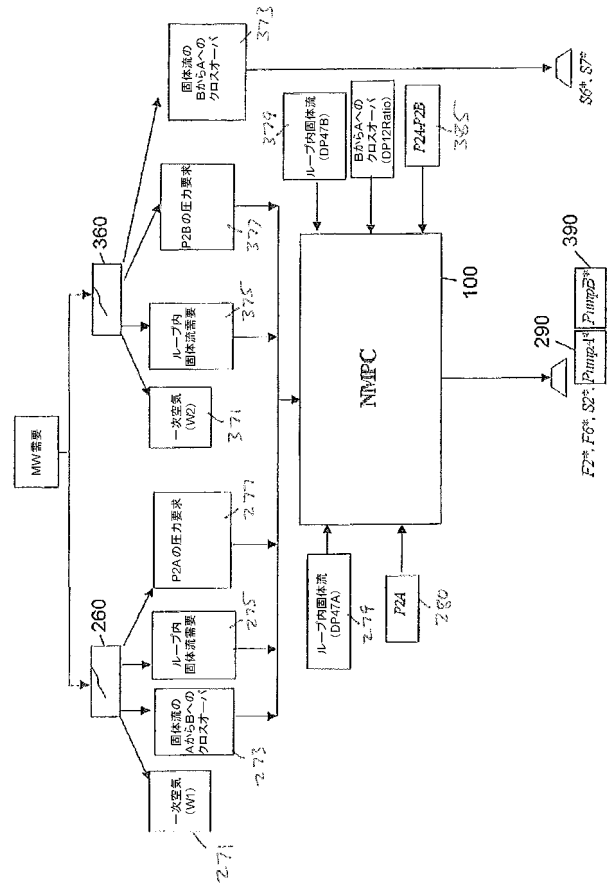
【図2】



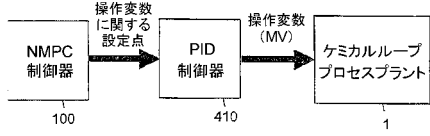
【図3】



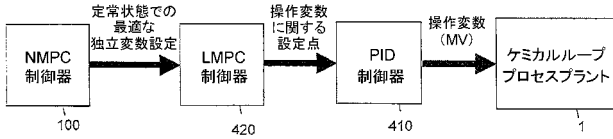
【図4】



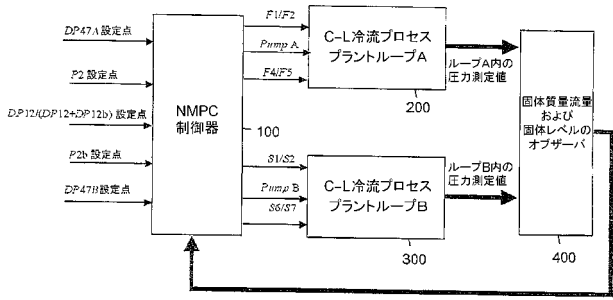
【 図 5 】



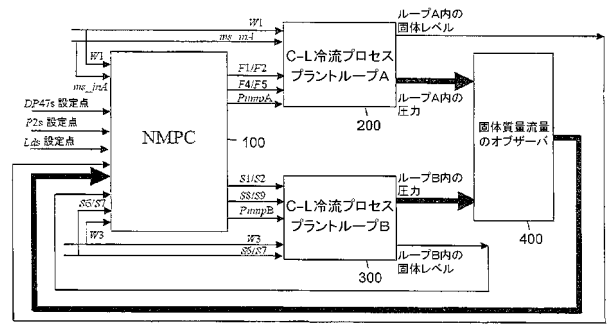
【 図 6 】



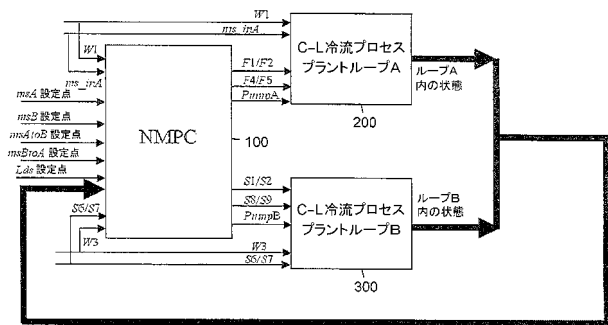
【 図 7 】



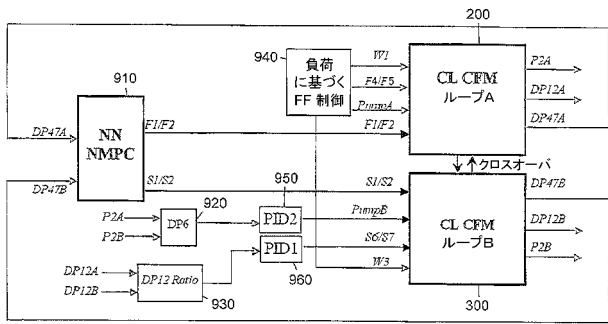
【 図 8 】



【 図 9 】



【 図 10 】



---

フロントページの続き

(72)発明者 アブヒナヤ ジョシ

アメリカ合衆国 コネチカット グラストンベリー ハンプシャー・ドライブ 176

(72)発明者 ハオ レイ

アメリカ合衆国 オハイオ メイソン マーブル・リッジ・レーン 4160

(72)発明者 シンシェン ロウ

アメリカ合衆国 コネチカット ウェスト・ハートフォード プロクター・ドライブ 25

Fターム(参考) 5H004 GB02 GB04 HA02 HA03 HB02 HB03 JB21 KB01 KC27 KC33

KD31

【 外国語明細書 】

## Title of Invention

# NONLINEAR MODEL PREDICTIVE CONTROL FOR CHEMICAL LOOPING PROCESS

## Detailed Explanation of the Invention

### STATEMENT REGARDING FEDERALLY SPONSORED RESEARCH OR DEVELOPMENT

The United States Government has certain rights in this invention pursuant to Department of Energy Contract No. DE-FC26-07 NT 43095.

### CROSS-REFERENCE TO RELATED APPLICATIONS

This application claims the benefit of priority filing of U.S. Provisional Application Ser. No. 61/674,659, entitled "Nonlinear Model Predictive Control for Chemical Looping Process." Filed July 23, 2012, the entire disclosure of which is hereby incorporated by reference.

The present invention is related to issued U.S. Patent 8,160,730 "*Fuzzy Logic Control and Optimization System*" by Xinsheng Lou, issued April 17, 2012;

U.S. Patent application Publication No. 2011/0190939 "*Control and Optimization System and Method for Chemical Looping Processes*", by Xinsheng Lou, Abhinaya Joshi, Hao Lei published Aug. 4, 2011;

U.S. Patent application Publication No. 2009/0222136 "*Control and Optimization System*", by Xinsheng Lou, published September 3, 2009;

U.S. Patent application Publication No. 2009/0222108 "*Integrated Controls Design Optimization*" by Xinsheng Lou, published September 3, 2009, all of which are incorporated by reference in their entirety.

### TECHNICAL FIELD

The present invention relates to a control optimization system for a chemical looping process, and more specifically to a control optimization system for a chemical looping process employing a nonlinear model predictive controller.

### BACKGROUND

The Chemical Looping Process

A typical chemical looping (CL) system utilizes a high temperature process, whereby solids such as calcium- or metal-based compounds, for example, are “looped” between a first reactor, called an oxidizer, and a second reactor, called a reducer. In the oxidizer, oxygen from air injected into the oxidizer is captured by the solids in an oxidation reaction. The captured oxygen is then carried by the oxidized solids to the reducer to be used for combustion and/or gasification of a fuel such as coal, for example. After a reduction reaction in the reducer, the solids, no longer having the captured oxygen, are returned to the oxidizer to be oxidized again, and the cycle repeats.

Depending on a ratio of the fuel to the air, different gases are produced in the oxidation and reduction reactions. As a result, the ratio of fuel to air can be controlled such that the CL system may be utilized in different ways, such as: as a hybrid combustion-gasification process which produces hydrogen for gas turbines, fuel cells and/or other hydrogen-based applications; as a hybrid combustion-gasification process which produces a synthesis gas (syngas) containing varying amounts of hydrogen and carbon dioxide for gas turbines and/or fuel cells; or as a combustion process for a combustion-based steam power plant.

The CL process is more complicated than processes of traditional plants such as conventional circulating fluidized bed (CFB) plants, for example. As a result, traditional plant controls applied to the CL process necessarily result in separate control loops for each CL loop. However, using separate control loops for each CL loop is inefficient and does not optimize performance of the CL process, since accurate control depends on coordinated control of multiple parameters in each loop, and parameters which crossover between loops.

In addition, the CL process has multi-phase flows and chemical reactions which are characterized by process nonlinearities and time delays due to mass transport and chemical reaction rates. As a result, traditional power plant design without considering control optimization systems in early stages of process design are further inadequate for integrated optimization of process performance and system operability.

Further, many of the variables in the CL process have nonlinear relationships with other variables, e.g., inter-loop interaction of variables. As a result, process models need to be developed so as to effectively characterize these multi-interdependent variable relationships.

Chemical looping technology is a method of heat production that can produce a separate stream of CO<sub>2</sub> that can be sequestered, reducing the exhaust of greenhouse gases. This concept is based on a process utilizing high temperature chemical and thermal looping technology. As studied in previous projects, the chemical looping plant was assessed very favorably in terms of capital cost and electricity cost with up to 95% CO<sub>2</sub> capture. However, due to the inherent nonlinearity of the process and the multi-loop interactions of solid particles, it is a quite challenging problem to control the particle flows and stabilize the reactants (solids) transport in the loops such that the system can sustain desired chemical reactions and provide stable energy production.

### Nonlinear Model Predictive Control

In order to achieve the goals of stability and maximum profitability for the chemical looping process, the design of advanced process control becomes one of the important components in the development of this technology. Model predictive control (“MPC”) is an advanced method of model based process control. It is a multivariable control algorithm that uses an internal dynamic model of the process and an optimization solver to calculate the optimum control moves. MPC schemes that are based on nonlinear models and consider linear or non-linear cost-functions and general nonlinear constraints on the state and input variables are considered nonlinear model predictive control (NMPC). Nonlinear model predictive control (NMPC) is presented schematically in Figure 1.

Values are provided for input variables (or manipulated variables) to a plant 1, that is intended to be controlled. The plant 1 produces outputs that are fed to a NMPC 100 that includes an internal nonlinear model 120 that is defined by non-linear equations between at least one input and at least one output.

Nonlinear model 120 is a mathematical model of various processes of plant 1 that provide outputs similar to plant 1 when each are supplied with the same inputs.

NMPC 100 also includes a nonlinear optimizer 130. The nonlinear optimizer 130 receives input constraint ranges and at least one goal. Nonlinear optimizer 130 provides input values within the constraint range to the nonlinear model 120 which creates outputs. Nonlinear optimizer 130 monitors and stores the outputs of the nonlinear model 120. Nonlinear optimizer

130 repeats this process for a plurality of input variable values spanning the constraint range while monitoring and storing the outputs. It then analyzes the outputs and goals to determine an optimum output and the inputs associated with the optimum output.

An estimator 110 interacts with nonlinear model 120 to estimate the values of internal state variables for given input and output variables.

To develop an NMPC a mathematical model of the chemical looping system must be designed which accurately depicts the functioning of the chemical looping system and its control structures.

Usually these models solve non-linear problems, and are therefore are computationally demanding due to the large number of computations required for each output calculation. Therefore, to be practical, there must be a way to use the model to arrive at estimated output quickly.

It is important to consider costs of running a chemical looping plant. Therefore, one of the control goals should include optimization of operating costs instead of simply optimizing operation. Therefore, there is currently a need for a controller for a chemical looping process that can stabilize its operation and minimize its operating costs.

The above described and other features are exemplified by the following figures and detailed description.

Referring now to the figures, which are exemplary embodiments, and wherein the like elements are numbered alike.

### **Brief Explanation of the Drawings**

Figure 1 is a general schematic diagram of a non-linear predictive controller.

Figure 2 is schematic illustration of a chemical looping system that is compatible with present invention.

Figure 3 is schematic illustration of another embodiment of chemical looping system that is also compatible with present invention. Figure 4 is schematic illustration of a non-linear model predictive controller (NMPC) controlling a chemical looping system of Figure 2.

Figure 5 is a two level cascade control structure employing a nonlinear model predictive controller (“NMPC”).

Figure 6 is a three level cascade control structure employing a nonlinear model predictive controller (“NMPC”).

Figure 7 is a schematic illustration of a NMPC for controlling a chemical looping system for which only pressure measurements are available.

Figure 8 is a schematic illustration of a NMPC for controlling a chemical looping system for which only pressure measurements and solid levels measurements are available.

Figure 9 is a schematic illustration of a NMPC for controlling a chemical looping system for which full measurements are available.

Figure 10 is a schematic illustration of an NMPC/PID neural network controller for controlling a dual loop chemical looping system.

## **DETAILED DESCRIPTION**

Disclosed herein is an integrated process design and control optimization system for a chemical looping (CL) system of a CL plant, similar to that described in greater detail in U.S. Patent No. 7,083,658, which is incorporated herein by reference in its entirety.

Referring now to the drawings, and more particularly to Figure 2, a chemical looping system that is compatible with present invention is shown.

The CL process involves multi-phase flows and chemical reactions characterized by process nonlinearities and time delays due to mass transport rates and chemical reaction rates. Thus, as will be described in greater detail below, nonlinear optimization and control techniques are beneficial for controlling the CL process. Specifically, an exemplary embodiment includes nonlinear dynamic chemical looping modeling and simulation derived from first principle equations (mass, momentum, energy, and chemical species balances, for example). The modeling and simulation includes any combination of ordinary differential equations (“ODEs”), algebraic equations (“AEs”), and partial differential equations (“PDEs”).



The chemical looping system has a first loop, loop A (200) and a second loop, loop B (300). Loop A has a crossover pipe 220 that passes particulate matter from loop A to loop B. Similarly, a crossover pipe 320 carries particulate material from loop B to loop A.

Pulverized and/or crushed carbonaceous fuel, such as coal, is provided into inlet pipe 219 of loop A.

This mixes with the particulate material falling down return leg 217, and is blown up lower pipeline 251, riser 253 and upper pipeline 255 to be received by a gas/particle separator, shown here as a cyclone 211.

Gases pass out of the top of cyclone 211, while particulate matter is passed through dip leg 213 to a seal pot 215. Seal pot 215 has several input valves that are remotely activated by signals F1, F2, F4 and F5 to blow a specified amount of particulate matter from the seal pot into either the return leg 217 or crossover pipe 220 to loop B.

Similarly, loop B has similar parts that function in the same manner. Seal pot 315 has several input valves that are remotely activated by signals S1, S2, S6 and S7 to blow a specified amount of particulate matter from the seal pot 315 into either the return leg 317 or crossover pipe 320 to loop A.

By adjusting the amount of oxygen and fuel in each loop, chemical carriers are oxidized in loop A and are reduced in loop B.

Since the carriers only carry oxygen, the fuel is oxidized to create CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O that are separated to result in CO<sub>2</sub> for sequestration. This is the process that is to be controlled with the NMPC.

Figure 3 provides an alternative embodiment of a chemical looping system. Figure 3 provides two reactor loops, fuel reactor loop 500 and air reactor loop 600. The labels in the 500 and 600 series provided in this Figure generally corresponding in function to the labels provided in the 200 and 300 series of Figure 2. Particulate matter, also known as solids or reactants, circulate within each loop and pass from one loop to another. The particulate matter that is ejected out of seal pots are transported up the reactors by the use of a transport air or gas supplied at or near the bottom of reactors.

In the fuel reactor loop 500, the particulate matter passes through a pipe 555 and is separated in cyclones 511A and 511B and collected in a seal pot 515A via a primary dip leg 513A operably associated with the cyclone 511A, and secondary dip leg 513B operably associated with the cyclone 511B. The particulate matter then passes from seal pot 515A through a return leg 517 to a fuel reactor 523. Seal pot 515A has input valves that are remotely activated by signals F1 and F2 to blow a specified amount of particulate matter from the seal pot 515A to the fuel reactor 523. Seal pot 515B has input valves that are remotely activated by signals F4 and F5 to blow a specified amount of particulate matter from the seal pot 515B to the fuel reactor and air reactor 653.

In the air reactor loop 600, the particulate matter passes through a pipe 655 and is separated in a cyclone 611 before being collected in dip leg 613 and separated into seal pot 615A and 615B. Seal pot 615A has several input valves that are remotely activated by signals S1, S2, to blow a specified amount of particulate matter from the seal pot 615A into the return leg 617. Seal pot 615B has several input valves that are remotely activated by signals S6 and S7 to blow a specified amount of particulate matter from seal pot 615B through the crossover pipe 620 into fuel reactor 523.

Pressure control device 590, 690, such as a vacuum pump or an induced draft fan, regulates the pressure of the fuel reactor loop and air reactor loop, respectively. As similarly discussed herein in relation to Figures 2 and 4, NMPC 100 provides a signal (Pump A) to actuate pressure control device 590 regulating pressure (P2) of the fuel reactor loop 500. Likewise, NMPC 100 provides a signal (Pump B) to actuate a pressure control device 690 regulating pressure (P2b) of the air reactor loop 600 loop B.

In comparison to Figure 2, the chemical looping system in Figure 3 does not utilize a lower pipeline 251 as shown in Figure 2, as the particulate matter from seal pots 515A and 615A drop directly to reactors 523 and 653, respectively. Further, the fuel reactor loop 500 provides two cyclones and associated dip legs and two separate seal pots 515A and 515B. The air reactor loop 600 provides two separate seal pots 615A and 615B.

To apply nonlinear model predictive control to the chemical looping process, such as described in Figures 2 and 3, there are several technical problems to be solved. While nonlinear model predictive controls are described below in detail to with the chemical looping embodiment

of Figure 2, the nonlinear model predictive controls can be similarly applied to the chemical looping embodiment of Figure 3.

#### Technical Problems to Overcome:

##### 1. How to build a nonlinear prediction model

The process model plays a decisive role in NMPC and developing a good one is a major challenge to widely apply NMPC in the industry.

##### 2. How to reduce computational time

Computational requirements constitute the primary limitation for application of NMPC, since the nonlinear programming tends to be computationally expensive. The success of applying NMPC to chemical looping process requires the calculation time at each control time step should be in minutes.

##### 3. How to define control structure

Due to the multi-loop interactions, the control of chemical looping process is a complicated multiple inputs and multiple outputs control problem. Moreover, because of the lack of measurements on the solid mass flow and the length of solid inventory at the dip leg, how to design the whole control structure to take advantage of NMPC is an unsolved problem.

##### 4. How to design cost function and identify constraints

NMPC is a nonlinear optimization based control strategy and it can give the next optimum control move based on the constraints and the cost function. How to design the cost function that includes both the direct cost, e.g., the cost of fuel and power, and the indirect cost, e.g., the control performance, determines the benefit of applying NMPC to chemical looping process.

#### Possible Solutions

There are two ways to create nonlinear models for NMPC. One is to build an empirical model based upon test data. The other is to construct the first principle model by using mass balance, momentum conservation and energy balance, as well as chemical species balance.

For the first approach, there are some typical nonlinear model identification techniques, e.g., neural network. While for the second approach, the simulation and control team in Alstom has developed a simulator for chemical looping process based on the first principles. This simulator provides a good start point to develop the model for control purposes.

One major problem is that the computational time required to get results from a NMPC is long. This is due to the prediction model for NMPC being too complicated and requiring long calculation time to result at a prediction. However, this can be solved by developing reduced order models (ROM).

Another problem is that the resulting equations to be solved may not converge. Therefore, it may take a long time for optimization software to find a global optimum. While with a big progress in the large-scale computation and optimization in the last decade, the computational time for nonlinear programming is also reduced significantly.

A simplified NMPC solution is to design multiple linearized models based MPC a multiple operating points (e.g. unit load conditions). The whole control strategy will remain nonlinear for the full operating envelope while the controller at each operating point is reduced to linear MPC design.

With a further understanding about the chemical looping process and the coupling between variables in multiple loops, improved design of the cost function and better identification of the constraints for NMPC is possible.

### Newly Developed Features

#### **1. An NMPC Applied to Controlling a Chemical Looping Process**

Although MPC has been applied to petrochemical and refinery industries, there are still few application examples for NMPC. Moreover, the chemical looping process is a new technology under developing and it is the first time to apply NMPC to this new technology.

## 2. A Reduced Order Model for Chemical Looping

Comparing existing modeling methods in the literature, the reduced order modeling for two-phase flow proposed in this invention provides an easier way to construct a simple and reliable model for model-based control. Furthermore, with the prediction of the model, it can also be used to optimize the process.

## 3. Neural Network NMPC for Chemical Looping

Using a Neural Network model for order reduction or model identification provides an alternative solution to NMPC modeling. Further, combining both first principle and empirical modeling would add values to future chemical looping process simulation and controls optimization.

## 4. The Control Structures of NMPC in Chemical Looping Process

The three different control structures of applying NMPC to chemical looping process are summarized in this invention. These different control structures basically address three different roles of NMPC in controlling chemical looping process.

## 5. The Design of Cost Optimization (Minimization)

In order to keep the solid inventory balance in the dual loop or multi-loop process, the design of cost function for NMPC should include the ratio of pressure drop. The traditional quadratic cost function may not guarantee the stability of the whole system. In addition, temperatures, pressures, solids flow, and air/gas injections should be included in the design of the cost function to maintain stable reactions and energy production.

### Implementation Description

#### Reduced Order Mathematical Models (ROM)

To design a reduced order mathematical model for NMPC two requirements should be considered. On one hand, the model should be accurate enough to capture the process dynamics and precisely predict the future outputs. On the other hand, it should be simple enough to achieve the real-time controller calculation. In this invention, a simplified first principle model, referred to as a 'reduced order mathematical model' ("ROM") for control purpose is proposed.

The details of how to build an ROM for dual loop chemical looping process is described below. In addition, there are a few things to be addressed for this ROM method:

a). This ROM method provides a way to model the relationship between the solid mass flow and the pressure drop according to the air velocity in pipe. This is also one of the key relationships to be used in the control design.

b). This ROM method can significantly reduce the order of complexity of the first principle models. For example, it generally needs four partial differential equations ("PDEs") to describe the dynamics of solid-gas flow in a pipe. While in this ROM method, only one ordinary differential equation ("ODE") is used.

c). This ROM method presents a simple description about the pressure relationships based on the understanding of the chemical looping process, e.g., the relationship between the reference pressure at the interconnection and the pressure drop in riser.

Another alternative to a mathematical ROM is an empirical model (e.g. Neural Network) and other types of nonlinear model structure). This is a viable approach to model order reduction from first principle models, and is described later.

#### 1. Where to apply NMPC in chemical looping process

a) NMPC can be applied to chemical looping process as a supervisory controller, i.e., NMPC does not manipulate process directly, but provides setpoints for subordinate controller, e.g., Linear Model Predictive controller ("LMPC") or Proportional Integral Derivative ("PID") controller. It can be configured as a dynamic Real-time optimizer ("RTO") engine for continuously varying processes.

b) NMPC is applied to chemical looping process as a direct controller to control solids flow in a load change.

As a new technology for the next generation power plant, the chemical looping process is expected to have the ability to fast follow the load demand from the electrical grid. This further requires the control system in chemical looping process has the capability to change the process in a much wide operation range. Under this case, the linear dynamic assumption, which is usually used by the conventional control design, generally does not hold any more suggesting a

need for NMPC control. A general view of load change control for the pilot chemical looping process with NMPC is shown in Figure 4.

Figure 4 provides a NMPC control with respect to the chemical looping embodiment of Figure 2. The NMPC control is also applicable to the chemical looping embodiment of Figure 3, with similar reference labels performing similar functions. A request for a different megawatt demand is provided to a controller 260 and a controller 360.

Controller 260 estimates primary air/gas (W1) 271, mass moving from loop A to loop B 273, and intra loop solid flow demand for loop A 275, and the pressure required for P2A 277.

Similarly, controller 360 estimates primary air/gas (W3) 371, mass moving from loop B to loop A 373, and intra loop solid flow demand for loop B 375, and the pressure required for P2B 377.

NMPC 100 receives all of the output of controllers 260 and 360, as well as measured inputs intra loop solid flow DP47A for loop A 279, intra loop solid flow DP47B for loop B 379, pressure P2A in loop A 280, pressure difference between the pressures of loops A and B, P2A and P2B 385. The NMPC 100 then actuates the air/gas inlet valve F2 of seal pot 215. Seal pot 215 controls the amount of solids flow through return leg 217 of loop A, and the amount of solid flow from loop A to loop B.

Similarly, NMPC 100 then actuates the air/gas inlet valve S2 of seal pot 315. Seal pot 315 controls the amount of solids flow through return leg 317 of loop B, and the amount of solid flow from loop B to loop A.

Similarly, NMPC 100 provides a signal (Pump A) to actuate vacuum pump (or Induced Draft fan or pressure control device) 290 regulating pressure (P2) of loop A. NMPC 100 provides a signal (Pump B) to actuates vacuum pump (or Induced Draft fan or pressure control device) 390 regulating pressure (P2b) of loop B, respectively.

#### Control Structure with a NMPC Supervisory Controller

##### Two Level Cascade Control Structure with NMPC

Figure 5 shows a two-level Cascade Control Structure with NMPC. (This will also be explained with reference to Figure 2.) In this control structure, NMPC 100 is in a supervisory mode. NMPC 100 provides the setpoints for the lower level PID controller 410. While the

chemical looping process plant 1 is directly regulated by the PID controller 410 according to the setpoints assigned by NMPC 100.

### Three Level Cascade Control Structure with NMPC

The three level cascade control structure with NMPC 100 is shown in Figure 6. In this control structure, NMPC 100 plays a role as dynamic real-time optimization (RTO). NMPC 100 calculates the optimal values of independent variables at different operating points against multiple constraints. These values pass to LMPC 420 as the external targets. Then, the lower level controller LMPC 420 determines how to move the set points regarding these external targets and provides the next move of setpoints to PID controller 410. The PID controller 410 directly controls the manipulated variables of the system and regulates the controlled variables of the system to setpoints assigned by LMPC 420.

With different measurements, the NMPC control structure is different. Three typical control structures are identified to control the solid mass flow with different measurements.

The following description refers to Figure 7. There are at least 14 state variables in the model used, which includes the pressure, solid mass flow and the solid level. If only the pressure is measurable, in order to implement NMPC, it is necessary to build an observer 400 to estimate the values of the state variables of solids mass flow and solid level. In the control structure shown in Figure 7,  $DP12/(DP12+DP12b)$  is a key variable to indicate the solids balance in both loops.

In Figure 7, an NMPC 100 is employed in a plant for which only pressure measurements for loops A and B are available. NMPC 100 receives desired setpoints:

DP47– differential pressure of riser (loop A)

P2 – Pressure of junction (loop A)

$DP12/(DP12+DP12b)$  – ratio of pressure drop between the loops A and B

P2b– Pressure of junction (loop B)

DP47b – differential pressure of riser (loop B)

NMPC 100 calculates values for the following manipulated variables and provides them to loop A:



F1/F2 – signal to seal pot valves (loop A)

PumpA – signal to vacuum pump or Induced Draft (ID) fan (loop A)

F4/F5 – signal to seal pot valves (loop A).

It also calculates values for the following manipulated variables and provides them to loop B.

S1/S2 – signal to seal pot valves (loop B)

S6/S7– signal to seal pot valves (loop B)

An observer 400 measures various pressures in loops A and B and provides the solid mass flow and solid levels back to NMPC 100 to be used in the next calculations.

Another embodiment of the present invention is shown in Figure 8. NMPC 100 receives desired setpoints:

DP47– differential pressure of riser (loop A)

P2– Pressure of junction (loop A)

Lds - Dipleg levels

NMPC 100 also receives the variable values for:

W1 – Primary Air/Gas (loop A)

*ms\_inA* – mass input (loop A)

S6/S7– signal to seal pot valves (loop B)

W3 – Primary Air/Gas (loop B)

NMPC 100 also calculates values for the following manipulated variables and provides them to loop A:

F1/F2 – signal to seal pot valves (loop A)

F4/F5 – signal to seal pot valves (loop A)

PumpA – signal to vacuum pump ID fan (loop A).

The following inputs are provided directly the loop A:

W1 – Primary Air/Gas (loop A)

*ms\_inA*– mass input (loop A)

NMPC 100 also calculates values for the following manipulated variables and provides them to loop B.

S1/S2 – signal to seal pot valves (loop B)

S8/S9 - signal to seal pot valves (loop B)

PumpB – signal to vacuum pump ID fan (loop B)

W3 - Primary Air/Gas (loop B)

S6/S7 – signal to seal pot valves (loop B)

An observer 400 measures various pressures in loops A and B and determines solid mass flow and provides this information back to NMPC 100. The solid levels and solid mass flows in loops A and B to be used in the next calculations.

Typical dynamic responses for load change in chemical looping process with NMPC under the full information control structure are shown in Figure 9. Here loops A 200 and B 300 provide full information of the internal state variables.

### Neural Network

Beside the first principle model, as describes and shown up until this point, the empirical model can also be integrated to control the chemical looping process. The neural network is one of the system identification methods for nonlinear systems. An NMPC for chemical looping process with a neural network model is shown in Figure 10.

Figure 10 is a schematic illustration of an NMPC/PID neural network controller for controlling a dual loop chemical looping system. A neural network non-linear model predictive controller (“NN NMPC”) receives as inputs a measure of pressure drops in loop A (DP47A) and in Loop B (DP47B). From these inputs, it provides its pre-programmed outputs to seal pot valves (F1/F2) of loop A and S1/S2 of loop B. A difference device 920 creates a differential pressure signal (DP6) based upon the difference in pressure inputs P2A and P2B and provides signal (DP6) to a proportional integral differentiator (PID2) 950. PID2 950 runs the vacuum pump/ ID fan of loop B with a signal (Pump B).

A ratio device 930 receives a pressure drop in loop A (DP12A) and a pressure drop in Loop B (DP12B) and creates a differential pressure signal (DP12 Ratio) that is based upon the ratio of the inputs. Signal (DP12 Ratio) is provided to PID2 950 that operates seal pot valves (S6/S7) of loop B.

A load-based FF controller 940 controls signals (W1), (F4/F5) of loop A, and (W3) of loop B. Loop A provides pressure (P2A), pressure difference (DP12A) and pressure difference (DP47A) to difference device 920, ratio device 930 and NN NMPC 910, respectively, as feedback.

Similarly, loop B provides pressure (P2B), pressure difference (DP12B) and pressure difference (DP47B) to difference device 920, ratio device 930 and NN NMPC 910, respectively, as feedback.

#### Solid balance in dual loops

Pressure ratio at different parts of chemical looping process should be included in the cost function for control case without level sensors

In the control design for chemical looping dual loop process, one of the major control objectives is to balance the solid transport between two loops. However, due to the lack of some of the key measurable variables (e.g., the solid mass flow rate coming out of SPCV and the solid level in the dip leg), the traditional quadratic cost function with measurable variables (e.g., pressure or pressure drop in the system), may not achieve the control objective under this situation. One of the reasons is that although the pressure and the pressure drop are highly related to the solid mass flow rate, they are easily affected by other unknown variables.

However, as observed from the real facility and calculated based on the theoretical analysis, when the chemical looping dual loop process runs in a stable mode, the whole system is in a pressure balance. Therefore, the ratio of pressure drops in different parts of the system should provide a reasonable indication of solids mass flow and dipleg inventory level. As a result, the ratio of pressure drops should be included in the cost function to keep the stability of the whole system.

Reduced Order Mathematical Models for Pipeline in Part I  
Nomenclature Used

$A$	Area
$V$	Volume
$g$	The acceleration of the gravity
$m_s$	Solid mass flow rate
$\Delta P$	Pressure drop
$L$	The length
$\alpha$	Coefficient in the friction
$\tau$	Characteristic time in the pipe
$P$	Pressure
$\rho_g$	Gas density
$\rho_s$	The solid density
$v_g$	Gas velocity
$v_s$	Solids velocity
$\varepsilon$	Void fraction
$r$	Radius of pipe

There are four major components need to be considered in Part I: return leg, crossover pipe, dip leg and SPCV.

Based on the mass balance, the lumped model for return leg can be written as:

$$(A.1) \quad \frac{d[\rho_s(1-\varepsilon_{out})V]}{dt} = A[\rho_s(1-\varepsilon_{in})v_{s\_in} - \rho_s(1-\varepsilon_{out})v_{s\_out}]$$

Please refer to nomenclature for the meaning of the notations. As

$m = \rho_s A(1-\varepsilon)v_s$ , equation (A.1) can be rewritten as:

$$(A.2) \quad \frac{d\left(\frac{m_s V}{A v_{s\_out}}\right)}{dt} = m_{s\_in} - m_s$$

$$\tau = \frac{V}{A v_{s\_out}}$$

Define  $\tau = \frac{V}{A v_{s\_out}}$ , which is the characteristic time in the pipe. Since the velocity

of solid in the return leg do not change too much, then (A.2) can finally be written as:

$$(A.3) \quad \tau \frac{dm_s}{dt} = m_{s\_in} - m_s$$

Suppose in the return leg, the friction constitutes the major contribution to the pressure drop and the effect of suspended solids, the acceleration effects are negligible due to the small air and solid velocities in the pipe. That is

$$(A.4) \quad \Delta P_{re} = \Delta P_{ms} + \Delta P_f$$

where  $\Delta P_{ms}$  and  $\Delta P_f$  represent the pressure drop from the effect of suspended solids and the friction respectively.

Moreover,  $\Delta P_{ms}$  can be further written as

$$(A.5) \quad \Delta P_{ms} = \frac{m_s g \tau}{A_m}$$

The friction consists with two parts. One is the friction between the air and pipe wall, another one is the friction between the air and the solid. Since the air velocity in return leg is very small and does not change too much, it assumes that the pressure drop coming from the friction between the air and pipe wall is almost a constant. Based on the Fanning equation, the pressure drop due to the friction is generally proportional to the square of relative velocity. Considering the air velocity is small and the solid mass flow rate is related to solid velocity, approximately the pressure drop due to the friction can be written as

$$(A.6) \quad \Delta P_f = \alpha m_s^2 + \beta v_g^2 = \alpha m_s^2 + c_f$$

From (A.4), we have

$$(A.7) \quad d\Delta P_{re} = \left( \frac{g\tau}{A_m} + 2\alpha m_s \right) dm_s$$

$$(A.8) \quad m_s = \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha}$$

Substitute (A.7) and (A.8) to (A.3), we finally arrive at

$$(A.9) \quad \tau \frac{d(\Delta P_{re})}{dt} = \sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left( \frac{g\tau}{A_m} \right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha} \right)$$

For crossover pipe, the model method can follow the same idea.

For dip leg, there are two important relationships need to be captured. One is the level change of the solids and another one is the pressure drop in the dip leg. The model for the solid level in the dip leg can be built based on the mass balance as follows:

$$(A.10) \quad \frac{dL}{dt} = \frac{m_{s\_in} - m_{s\_out}}{\rho_s \pi d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

From the test in the real facility, it is observed that the pressure drop in the dip leg is related with the pressure drop in the riser and proportional to the pressure drop from interconnection to the cyclone. In this reduced order model, an algebra equation is adopted to describe this relationship as shown in (A.11)

$$(A.11) \quad \Delta P_{dip\_leg} = a(P_{cyclone} - P_2 - \Delta P_{re}) + b$$

where  $a$  and  $b$  are empirical constants to be determined.

The following relationship is used to represent the relationship in the SPCV

$$(A.12) \quad \begin{pmatrix} m_A \\ m_B \\ m_{AtoB} \\ m_{BtoA} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f_1(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_2(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_3(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \\ f_4(F_1, F_2, F_4, F_5, S_1, S_2, S_6, S_7) \end{pmatrix}$$

### Reduced Order Mathematical Models for Pipeline in Part II

The riser is the most important component in Part II. Unlike the pipeline in part I, the solid velocities are much faster in part II. Therefore, the friction between the air and pipe wall should also be considered in the model.

In the riser, the pressure drop also comes from the suspended solids and the friction. Therefore:

$$(A.13) \quad \Delta P_{riser} = \Delta P_{ms} + \Delta P_f$$

$$(A.14) \quad \Delta P_{ms} = \frac{m_s g \tau}{A_{in}} \quad \text{and} \quad \Delta P_f = \alpha m_s^2 + \beta v_g^2$$

From (A.13), it is easy to achieve that

$$(A.15) \quad d\Delta P_{riser} = \left( \frac{g\tau}{A_{in}} + 2\alpha m_s \right) dm_s + 2\beta v_g dv_g$$

$$(A.16) \quad m_s = \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha}$$

Substitute (A.15) and (A.16) into (A.3), the reduced order models for riser can be written as

$$(A.17) \quad \tau \frac{d\Delta P_{riser}}{dt} = 2\alpha v_g \frac{dv_g}{dt} + \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

Suppose the dynamic of the air velocity is fast, therefore,  $\frac{dv_g}{dt}$  is neglected in the equation. Finally, we arrive at:

$$(A.18) \quad \tau \frac{d\Delta P_{riser}}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} \left( m_{s\_in} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

A linear relationship with the pressure drop in the riser is used to the estimated pressure at the interconnection:

$$(A.19) \quad P_2 = P_{cyclone} + c\Delta P_{47} + d$$

where  $c$  and  $d$  are constants to be determined.

In summary, the dynamic reduced order model for chemical looping dual loop process can be written as:

$$\tau \frac{d(\Delta P_{re\_A})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} \left( f_1(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{re\_B})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} \left( f_2(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{AtoB})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} \left( f_3(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d(\Delta P_{BtoA})}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} \left( f_4(u) - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d\Delta P_{riser\_A}}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} \left( m_{riser\_A} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\tau \frac{d\Delta P_{riser\_B}}{dt} = \sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} \left( m_{riser\_B} - \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} \right)$$

$$\frac{dL_A}{dt} = \frac{m_{L\_A} - f_1(u) - f_3(u)}{\rho_s \pi r_d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

$$\frac{dL_B}{dt} = \frac{m_{L\_B} - f_2(u) - f_4(u)}{\rho_s \pi r_d^2 \varepsilon_{dipleg}}$$

where  $u$  are control inputs of the system and they are the airflow blown into

SPCV, and

$$m_{riser\_A} = \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_A} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} + \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{BtoA} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha},$$

$$m_{riser\_B} = \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{re\_B} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha} + \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_{in}}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{AtoB} - c_f)} - \frac{g\tau}{A_{in}}}{2\alpha},$$



$$m_{L\_A} = \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_m}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_A} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha}$$

$$m_{L\_B} = \frac{\sqrt{\left(\frac{g\tau}{A_m}\right)^2 + 4\alpha(\Delta P_{riser\_B} - \beta v_g^2)} - \frac{g\tau}{A_m}}{2\alpha}$$

There are total 8 final ODE equations that will be used to define this ROM.

### Constraint handling

The design of constraints has a big effect in control of the chemical looping process. There are two kinds of constraints.

One is “hard constraint”, which cannot be violated during the whole process operation. The active hard constraint can introduce extra feedback terms in the NMPC controller. This can lead to instability of the constrained closed-loop system with certain active sets, and it is independent of the choice of tuning parameters. In chemical looping process, the hard constraints include the minimum blown airflow rate to generate the solid flow out of SPCV, the maximum airflow rate due to the physical design, the minimum solid level in dip leg to keep the pressure seal and the maximum solid mass flow in riser.

The other is “soft constraint”, which can be violated in the process but will add a penalty to the cost function. The soft constraints in chemical looping process include the variation of solid level within an acceptable range around a desired level, the acceptable operation range of airflow and the acceptable fluctuations for pressure drops above and below the desired operating points.

### Elimination of steady-state offset with plant/model mismatch

There is always a mismatch between the plant and the ROM. In reality, this mismatch can lead to steady-state errors in NMPC control. To avoid this difficulty, the control loop must include an integrator element to eliminate the steady state offset. In design NMPC for chemical looping process, since the pressure drop in riser is important and it requires an accurate control, therefore, an integrator for the pressure drop in riser can be added directly to the nonlinear ROM to eliminate the steady state offset coming from plant/model mismatch.

### Alternative Embodiments

This Invention Can Be Used in:

1. Design model-based control for chemical unit involving chemical and thermal production and two-phase flow transportation, e.g., Circulating Fluidized Bed and Chemical Looping process.
2. Chemical unit simulation to support control design and control tuning.
3. Process and performance optimization in two-phase flow chemical unit.

In an embodiment, a method is disclosed herein for optimizing operation of a chemical looping plant having loops A and B, each having a riser for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a horizontal upper pipeline to a separation unit adapted for separating the solid particles from the fluid, the separation unit provides the solid particles downward through a dip leg to a seal pot, and the seal pot selectively sending the solid particles either to the opposite loop through a crossover pipe or through a return leg to a lower pipeline at an interconnection point, the fluid is introduced into the lower pipeline blowing the solid particles up the lower pipeline and back through the riser. The method comprises the steps of creating a reduced order model (“ROM”) by: creating mass balance equations employing terms for pressure, pressure drop, mass flow, acceleration of air and particles for each of the riser, dip leg and return leg; deleting pressure drop terms for the return leg other than those defining friction; deleting acceleration terms in the return leg; setting the return leg pressure drop due to friction to a constant; providing various inputs ( $u_i$ ) to the ROM and monitoring outputs ( $y_i$ ) of the ROM to determine optimum settings for the chemical looping plant; and providing the optimum settings to the chemical looping plant to result in optimum operation of the chemical looping plant.

In a more specific embodiment, a non-linear optimizer interacts with the ROM to provide various input values ( $u_i$ ) to the ROM and monitors the output ( $y_i$ ) of ROM to determine the optimum input settings ( $u_i$ ).

In another embodiment, a controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and loop B is described. The system comprises: a non-

linear model predictive controller (“NMPC”) adapted to: receive a plurality of user setpoints, pressure measurements, solid mass flows and solid levels of both loops A and B; create optimum signals for the seal pots (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S4/S5) and vacuum pumps/induction fan (Pump A, Pump B) for loops A and B; provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and a vacuum pump/induction fan (Pump A) to loop A; provide the calculated settings to control seal pot valves (S1/S2, S4/S5) and a vacuum pump/induction fan (pump B) to loop B; an observer adapted to: receive pressure and differential pressure measurements from loops A and B; calculate solids mass flow and solids levels in loops A and B, and provide the solids mass flow and solids levels of loops A and B to the NMPC.

In a more specific embodiment, the user setpoints are differential pressures of loop A (DP47) and of loop B (DP47b), F2, F2b, and a ratio of differential pressure in loop A to the total pressure difference of both loops A and B ( $DP12/(DP12+DP12b)$ ).

In another embodiment, a controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and loop B is disclosed. The system comprises: a non-linear model predictive controller (“NMPC”) adapted to: receive a plurality of user setpoints, pressure measurements, solid mass flows and solid levels of both loops A and B; create optimum signals (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S6/S7) for the seal pots and (Pump A, Pump B) for vacuum pumps/ID fans of loops A and B; provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and (Pump A) to vacuum pump/ID fan of loop A; provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B; an observer adapted to: receive pressure and differential pressure measurements from loops A and B; calculate solids mass flows in loops A and B, and provide the solids mass flows of loops A and B to NMPC.

In a more specific embodiment, the user setpoints are DP47, DP47b, F2, F2b, and  $DP12/(DP12+DP12b)$ .

In another embodiment, a controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and a loop B is described. The system comprises: a non-linear model predictive controller (“NMPC”) adapted to: receive a plurality of user setpoints, values of a plurality of internal state variables of both loops A and B; create optimum signals (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S6/S7) for the seal pots and (Pump A, Pump B) for vacuum

pumps/ID fans of loops A and B; provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and (Pump A) to vacuum pump/ID fan of loop A; provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B; wherein loop A provides values of its internal state variables to NMPC; and loop B provides values of its internal state variables to NMPC.

In a more specific embodiment, the user setpoints are solid mass flow rates in loop A ( $ms_A$ ), in loop B ( $ms_B$ ), the solid mass flow from loop A to loop B ( $ms_{AtoB}$ ), the solid mass flow from loop B to loop A ( $ms_{BtoA}$ ) and solids level at diplegs Lds.

In another embodiment, a Neural Network (NN) controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and a loop B is disclosed. The system comprises: a neural network non-linear model predictive controller ("NN NMPC") adapted to: receive differential pressures of loop A (DP47) and differential pressure of loop B (DP47B); create optimum signals for seal pot valves of loop A (F1/F2), and seal pot valves of loop B (S1/S2) for vacuum pumps/ID fans of loops A and B; provide the signals (F1/F2) and (S1/S2) to control seal pot valves of loops A and B, respectively; provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B; a difference device adapted to receive a pressure (P2A) from loop A and a pressure (P2B) from loop B and create a pressure difference signal (DP6); a PID2 coupled to the difference device to receive the pressure difference signal (DP6) and create a signal (PumpB) to run air pumps of loop B; a ratio device adapted to receive a differential pressure (DP12A) from loop A and (DP12B) from loop B and to create a signal related to the ratio of inputs (DP12 Ratio); a PID1 coupled to the ratio device adapted to receive the signal (DP12 Ratio) and create a signal (S6/S7) operating the seal pot valves of loop B; a load-based FF controller that creates a signals W1 that is provided to loop A, and W3 that is provided to loop B; and

wherein loop A provides signals (P2A), (DP12A) and (DP47A) to difference device, ratio device, and NN NMPC, respectively; and loop B provides signals (P2B), (DP12B) and (DP47B) to difference device, ratio device and NN NMPC, respectively.

In another embodiment, a method optimizing operation of a chemical looping plant having a fuel reactor loop and an air reactor is disclosed, wherein the fuel reactor loop having a fuel reactor for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a

horizontal upper pipeline to a first separation unit adapted for separating the solid particles from the fluid, the separation unit providing the solid particles downward through a primary dip leg to a first seal pot, the first seal pot sending the solid particles to the fuel reactor through a return leg, the fuel reactor operatively associated with a second seal pot, the second seal pot selectively sending the particles to either to an air reactor loop through a crossover pipe or transported up the fuel reactor; and the air reactor loop having an air reactor for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a horizontal upper pipeline to a separation unit adapted for separating the solid particles from the fluid, the separation unit providing the solid particles downward through a dip leg to a third seal pot and a fourth seal pot, the third seal pot selectively sending the solid particles to the air reactor through a return pipe, the fourth seal pot selectively sending the particles to the fuel reactor loop through a crossover pipe . The method comprises the steps of: creating a reduced order model (“ROM”) by: creating mass balance equations employing terms for pressure, pressure drop, mass flow, acceleration of air and particles for each of the reactors, dip legs and return leg; deleting pressure drop terms for the return leg other than those defining friction; deleting acceleration terms in the return leg; setting the return leg pressure drop due to friction to a constant; providing inputs ( $u_i$ ) to the ROM and monitoring outputs ( $y_i$ ) of the ROM to determine optimum settings for the chemical looping plant; and providing the optimum settings to the chemical looping plant to result in optimum operation of the chemical looping plant .

In a more specific embodiment a non-linear optimizer interacts with the ROM to provide various input values ( $u_i$ ) to the ROM and monitors the output ( $y_i$ ) of ROM to determine the optimum input settings ( $u_i$ ).

While the invention has been described with reference to various exemplary embodiments, it will be understood by those skilled in the art that various changes may be made and equivalents may be substituted for elements thereof without departing from the scope of the invention. In addition, many modifications may be made to adapt a particular situation or material to the teachings of the invention without departing from the essential scope thereof. Therefore, it is intended that the invention not be limited to the particular embodiment disclosed as the best mode contemplated for carrying out this invention, but that the invention will include all embodiments falling within the scope of the appended claims.

## Claims

1. A method optimizing operation of a chemical looping plant having loops A and B, each having a riser for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a horizontal upper pipeline to a separation unit adapted for separating the solid particles from fluid of the air/gas, the separation unit provides the solid particles downward through a dip leg to a seal pot, the seal pot selectively sending the solid particles either to the opposite loop through a crossover pipe or through a return leg to a lower pipeline at an interconnection point, the fluid is introduced into the lower pipeline blowing the solid particles up the lower pipeline and back through the riser, the method comprising the steps of:

creating a reduced order model (“ROM”) by:

- creating mass balance equations employing terms for pressure, pressure drop, mass flow, acceleration of air and solid particles for each of the riser, dip leg and return leg;

- deleting pressure drop terms for the return leg other than those defining friction;

- deleting acceleration terms in the return leg;

- setting the return leg pressure drop due to friction to a constant;

providing various inputs ( $u_i$ ) to the ROM and monitoring outputs ( $y_i$ ) of the ROM to determine optimum settings for the chemical looping plant; and

- providing the optimum settings to the chemical looping plant to result in optimum operation of the chemical looping plant.

2. The method of claim 1, wherein a non-linear optimizer interacts with the ROM to provide various input ( $u_i$ ) to the ROM and monitors the output ( $y_i$ ) of ROM to determine the optimum settings.

3. A controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and loop B, the system comprising:

a non-linear model predictive controller (“NMPC”) adapted to:

receive a plurality of user setpoints, pressure measurements, solid mass flows and solid levels of both loops A and B;

create optimum signals for the seal pots (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S6/S7) and vacuum pumps/induction fan (Pump A, Pump B) for loops A and B;

provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and a vacuum pump/induction fan (Pump A) to loop A;

provide the calculated settings to control seal pot valves (S1/S2, S6/S7) and a vacuum pump/induction fan (pump B) to loop B;

an observer adapted to:

receive pressure and differential pressure measurements from loops A and B;

calculate solids mass flow and solids levels in loops A and B, and

provide the solids mass flow and solids levels of loops A and B to the NMPC.

4. The controller system of claim 3, wherein the user setpoints are differential pressures of loop A (DP47A) and of loop B (DP47B), pressures of loop A (P2) and of loop B (P2b), and a ratio of differential pressure in loop A to the total pressure difference of both loops A and B ( $DP12/(DP12+DP12b)$ ).

5. A controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and loop B, the system comprising:

a non-linear model predictive controller (“NMPC”) adapted to:

receive a plurality of user setpoints, pressure measurements, solid mass flows and solid levels of both loops A and B;

create optimum signals (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S6/S7) for the seal pots and (Pump A, Pump B) for vacuum pumps/ID fans of loops A and B;

provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and (Pump A) to vacuum pump/ID fan of loop A;

provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B;

an observer adapted to:

receive pressure and differential pressure measurements from loops A and B;

calculate solids mass flows in loops A and B, and

provide the solids mass flows of loops A and B to NMPC.

6. The controller system of claim 5, wherein the user setpoints are differential pressures of loop A (DP47A) and of loop B (DP47B), pressures of loop A (P2) and of loop B (P2b), and a ratio of differential pressure in loop A to the total pressure difference of both loops A and B ( $DP12/(DP12+DP12b)$ ).

7. A controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and a loop B, the system comprising:

a non-linear model predictive controller ("NMPC") adapted to:

receive a plurality of user setpoints, values of a plurality of internal state variables of both loops A and B;

create optimum signals (F1/F2, F4/F5, S1/S2, S6/S7) for the seal pots and (Pump A, Pump B) for vacuum pumps/ID fans of loops A and B;

provide the signals (F1/F2, F4/F5) to control seal pot valves and (Pump A) to vacuum pump/ID fan of loop A;

provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B;

wherein loop A provides values of its internal state variables to NMPC; and

loop B provides values of its internal state variables to NMPC.

8. The controller system of claim 7, wherein the user setpoints are solid mass flow rates in loop A (msA), in loop B (msB), the solid mass flow from loop A to loop B (msAtoB), the solid mass flow from loop B to loop A (msBtoA) and solids level at diplegs Lds.



9. A Neural Network (NN) controller system for optimizing operation of a chemical looping plant having a loop A and a loop B, the system comprising:

a neural network non-linear model predictive controller (“NN NMPC”) adapted to:

receive differential pressures of loop A (DP47A) and differential pressure of loop B (DP47B);

create optimum signals for seal pot valves of loop A (F1/F2), and seal pot valves of loop B (S1/S2) for vacuum pumps/ID fans of loops A and B;

provide the signals (F1/F2) and (S1/S2) to control seal pot valves of loops A and B, respectively;

provide the signals (S1/S2, S6/S7) to control seal pot valves and (Pump B) to vacuum pump/ID fan of loop B;

a difference device adapted to receive a pressure (P2A) from loop A and a pressure (P2B) from loop B and create a pressure difference signal (DP6);

a PID2 coupled to the difference device to receive the pressure difference signal (DP6) and create a signal (PumpB) to run air pumps of loop B;

a ratio device adapted to receive a differential pressure (DP12A) from loop A and (DP12B) from loop B and to create a signal related to the ratio of inputs (DP12 Ratio)

a PID1 coupled to the ratio device adapted to receive the signal (DP12 Ratio) and create a signal (S6/S7) operating the seal pot valves of loop B;

a load-based FF controller that creates a signals W1 that is provided to loop A, and W3 that is provided to loop B; and

wherein loop A provides signals (P2A), (DP12A) and (DP47A) to difference device, ratio device, and NN NMPC, respectively; and

loop B provides signals (P2B), (DP12B) and (DP47B) to difference device, ratio device and NN NMPC, respectively.

10. A method optimizing operation of a chemical looping plant having a fuel reactor loop and an air reactor loop,

the fuel reactor loop having a fuel reactor for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a horizontal upper pipeline to a first separation unit adapted for separating the solid particles from fluid of the air/gas, the separation unit providing the solid particles

downward through a primary dip leg to a first seal pot, the first seal pot sending the solid particles to the fuel reactor through a return leg, the fuel reactor operatively associated with a second seal pot, the second seal pot selectively sending the particles to either to an air reactor loop through a crossover pipe or transported up the fuel reactor;

the air reactor loop having an air reactor for carrying solid particles entrained in air/gas upward then through a horizontal upper pipeline to a separation unit adapted for separating the solid particles from the fluid, the separation unit providing the solid particles downward through a dip leg to a third seal pot and a fourth seal pot, the third seal pot selectively sending the solid particles to the air reactor through a return pipe, the fourth seal pot selectively sending the particles to the fuel reactor loop through a crossover pipe, the method comprising the steps of: creating a reduced order model (“ROM”) by:

creating mass balance equations employing terms for pressure, pressure drop, mass flow, acceleration of air and solid particles for each of the reactors, dip legs and return leg;

deleting pressure drop terms for the return leg other than those defining friction;

deleting acceleration terms in the return leg;

setting the return leg pressure drop due to friction to a constant;

providing inputs ( $u_i$ ) to the ROM and monitoring outputs ( $y_i$ ) of the ROM to determine optimum settings for the chemical looping plant; and

providing the optimum settings to the chemical looping plant to result in optimum operation of the chemical looping plant .

11. The method of claim 10, wherein a non-linear optimizer interacts with the ROM to provide various input ( $u_i$ ) to the ROM and monitors the output ( $y_i$ ) of ROM to determine the optimum settings .

### Abstract

A control system for optimizing a chemical looping (“CL”) plant includes a reduced order mathematical model (“ROM”) that is designed by eliminating mathematical terms that have minimal effect on the outcome. A non-linear optimizer provides various inputs to the ROM and monitors the outputs to determine the optimum inputs that are then provided to the CL plant. An estimator estimates the values of various internal state variables of the CL plant. The system has one structure adapted to control a CL plant that only provides pressure measurements in the CL loops A and B, a second structure adapted to a CL plant that provides pressure measurements and solid levels in both loops A, and B, and a third structure adapted to control a CL plant that provides full information on internal state variables. A final structure provides a neural network NMPC controller to control operation of loops A and B.

Fig. 1

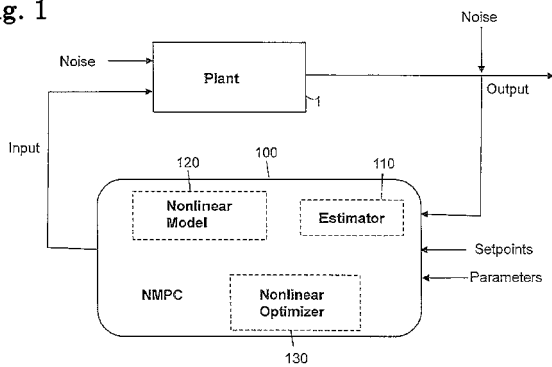
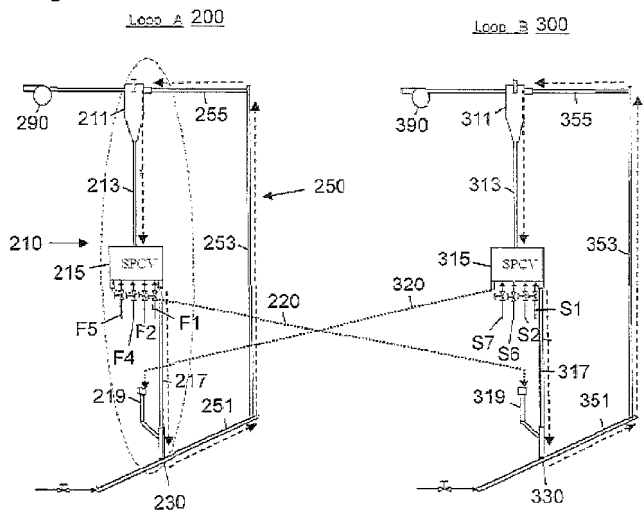


Fig. 2



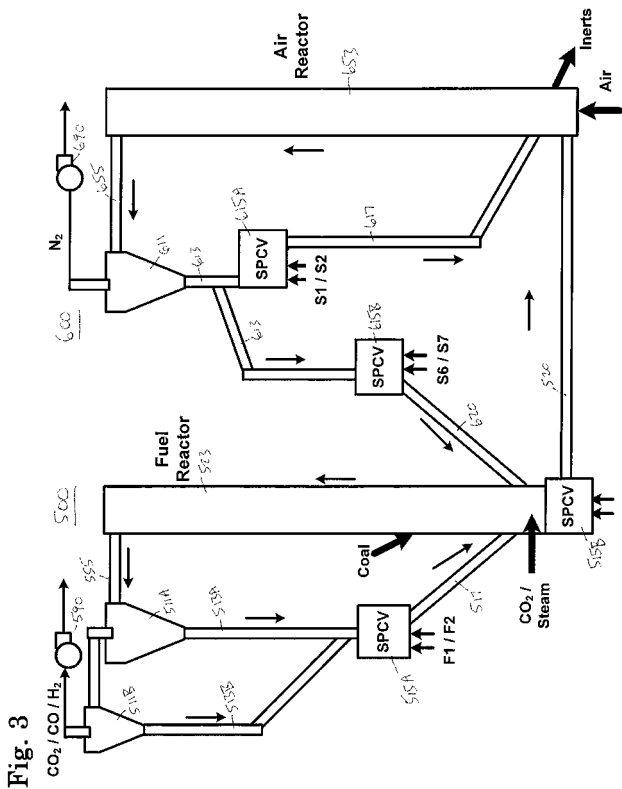


Fig. 3

Fig. 4

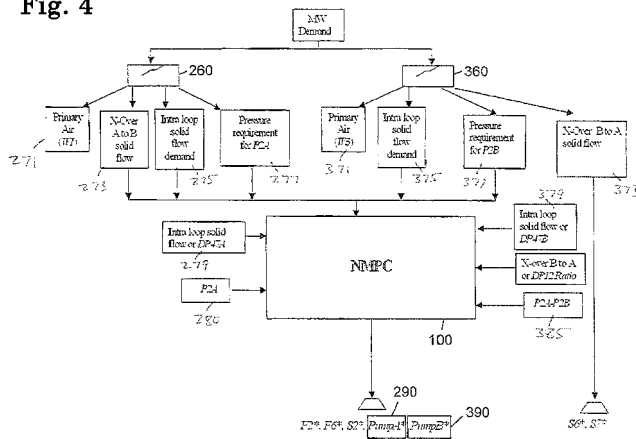


Fig. 5

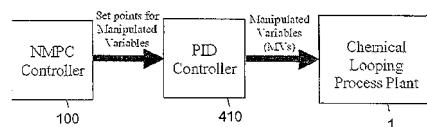


Fig. 6

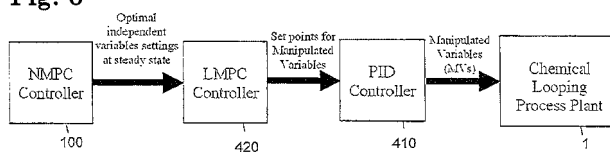


Fig. 7

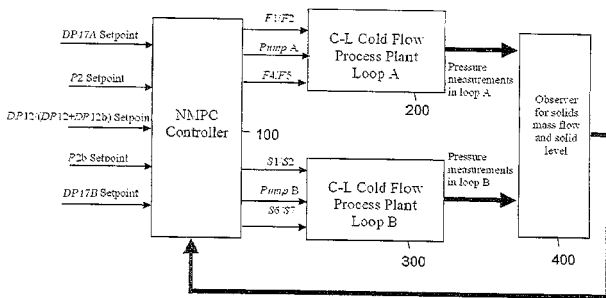


Fig. 8

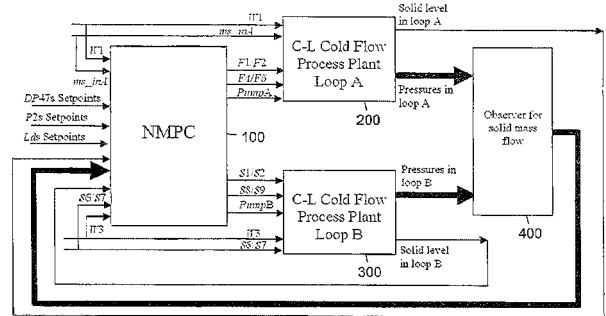


Fig. 9

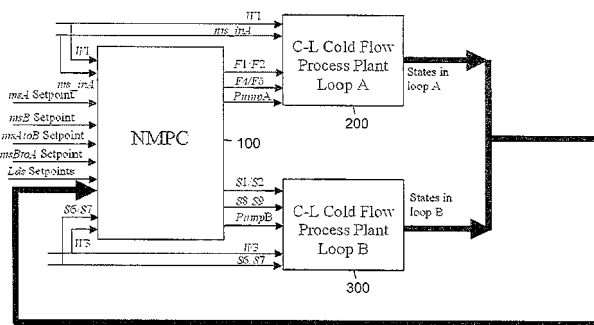


Fig. 10

