

【特許請求の範囲】**【請求項 1】**

攪拌された初期反応器中に含まれる反応媒体の液相中で被酸化性化合物を酸化させることを含んでなり、前記反応媒体が時間平均及び容積平均基準で少なくとも約 0.6 のガス・ホールドアップを有する方法。

【請求項 2】

前記反応媒体が時間平均及び容積平均基準で少なくとも約 3 重量%の固形分を含む請求項 1 に記載の方法。

【請求項 3】

前記反応器が気泡塔型反応器であり、前記反応媒体が時間平均及び容積平均基準で 0.65 ~ 0.85 の範囲のガス・ホールドアップを有し、前記反応媒体が時間平均及び容積平均基準で約 5 ~ 約 40 重量%の範囲の固形分を含む請求項 1 に記載の方法。

【請求項 4】

前記反応媒体の 1/2 高さにおける前記反応媒体の気相の時間平均空塔速度が約 0.8 ~ 約 5 m/秒の範囲である請求項 1 に記載の方法。

【請求項 5】

前記被酸化性化合物が芳香族化合物である請求項 1 に記載の方法。

【請求項 6】

前記被酸化性化合物が p - キシレン、m - キシレン、p - トルアルデヒド、m - トルアルデヒド、p - トルイル酸、m - トルイル酸、アセトアルデヒド及びこれらの 2 種又はそれ以上の組合せからなる群から選ばれる請求項 1 に記載の方法。

【請求項 7】

前記被酸化性化合物が p - キシレンである請求項 1 に記載の方法。

【請求項 8】

前記反応媒体が三相反応媒体である請求項 1 に記載の方法。

【請求項 9】

前記酸化が前記反応媒体中で固体の形成を引き起こす請求項 1 に記載の方法。

【請求項 10】

前記酸化が前記反応媒体中で前記被酸化性化合物の少なくとも約 10 重量%に固体を形成させる請求項 1 に記載の方法。

【請求項 11】

前記初期反応器が気泡塔型反応器である請求項 1 に記載の方法。

【請求項 12】

前記被酸化性化合物が p - キシレンを含む請求項 11 に記載の方法。

【請求項 13】

前記酸化を、コバルトを含む触媒系の存在下で、実施する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 14】

前記触媒系が臭素及びマンガンをもつた請求項 13 に記載の方法。

【請求項 15】

前記反応媒体が最大高さ (H)、最大幅 (W) 及び少なくとも約 3 : 1 の H : W 比を有する請求項 1 に記載の方法。

【請求項 16】

前記 H : W 比が約 8 : 1 ~ 約 20 : 1 の範囲である請求項 15 に記載の方法。

【請求項 17】

前記方法が、分子状酸素を含む、主に気相の酸化剤流を前記反応ゾーン中に導入することを更に含む請求項 15 に記載の方法。

【請求項 18】

前記酸化剤流が約 50 モル%未満の分子状酸素を含む請求項 17 に記載の方法。

【請求項 19】

前記分子状酸素の大部分が、前記反応ゾーンの底部の約 0.25 W 以内において、前記

10

20

30

40

50

反応ゾーンに入る請求項 17 に記載の方法。

【請求項 20】

前記分子状酸素の大部分が、前記反応ゾーンの底部の約 0.025 HW 以内において、前記反応ゾーンに入る請求項 17 に記載の方法。

【請求項 21】

前記方法が、前記被酸化性化合物を含む、主に液相の供給流を前記反応ゾーン中に導入することを更に含む請求項 17 に記載の方法。

【請求項 22】

前記初期反応器が気泡塔型反応器である請求項 21 に記載の方法。

【請求項 23】

前記被酸化性化合物の少なくとも約 50 重量%が、前記分子状酸素が前記反応ゾーンに入る最低位置の約 2.5 W 以内において、前記反応ゾーンに入る請求項 21 に記載の方法。

10

【請求項 24】

前記供給流を、複数の供給材料用開口部を経て前記反応ゾーンに導入し、前記供給材料用開口部の少なくとも 2 つを、互いに垂直方向に少なくとも約 0.5 W の間隔をあけて配置する請求項 21 に記載の方法。

【請求項 25】

前記供給材料用開口部の少なくとも 2 つを、互いに垂直方向に少なくとも約 1.5 W の間隔をあけて配置する請求項 24 に記載の方法。

20

【請求項 26】

前記供給流を、前記反応ゾーンを 1 対の交差垂直面によって等容積の 4 つの垂直クアドラント (quadrant) に理論的に分割する場合に前記被酸化性化合物の約 80 重量%以下が前記垂直クアドラントの単一のクアドラントにおいて前記反応ゾーンに入るように、前記反応ゾーン中に導入する請求項 21 に記載の方法。

【請求項 27】

前記反応ゾーンの少なくとも一部分を前記反応器の 1 つ又はそれ以上の直立側壁によって規定し、前記被酸化性化合物の少なくとも約 25 重量%が、前記直立側壁から内側に少なくとも 0.05 D の間隔をあけて配置された 1 つ又はそれ以上の位置において前記反応ゾーンに入り、前記反応ゾーンが最大直径 (D) を有する請求項 21 に記載の方法。

30

【請求項 28】

前記初期反応器中における前記酸化が前記反応媒体中でテレフタル酸の形成を引き起こし、前記方法が、前記テレフタル酸の少なくとも一部を二次酸化反応中における酸化に供することを更に含む請求項 1 に記載の方法。

【請求項 29】

前記二次酸化反応器中における前記酸化を、前記初期反応器中における前記酸化よりも少なくとも約 10 高い平均温度において実施する請求項 28 に記載の方法。

【請求項 30】

前記二次酸化反応器中における前記酸化を、前記初期反応器の平均温度より約 20 ~ 約 80 高い範囲の平均温度において実施し、前記初期反応器中における前記酸化を約 140 ~ 約 180 の範囲の平均温度において実施し、前記二次酸化反応器中における前記酸化を約 180 ~ 約 220 の範囲の平均温度において実施する請求項 28 に記載の方法。

40

【請求項 31】

前記酸化が前記反応媒体中において粗製テレフタル酸粒子の形成を引き起こし、前記粗製テレフタル酸粒子の代表的なサンプルが以下の特性：

(i) 約 12 ppmw 未満の 4,4-ジカルボキシスチルベン (4,4-DCS) を含み、

(ii) 約 800 ppmw 未満のイソフタル酸 (IPA) を含み、

(iii) 約 100 ppmw 未満の 2,6-ジカルボキシフルオレノン (2,6-DCF) を含み、

50

(i v) 3 4 0 n m におけるパーセント透過率 (% T ₃₄₀) が約 2 5 より高い
の 1 つ又はそれ以上を有する請求項 1 に記載の方法。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【 0 0 0 1 】

本発明は一般に芳香族化合物の液相接触酸化方法に関する。本発明の一態様は、ジアルキル芳香族化合物 (例えば p - キシレン) の部分酸化による、その後に精製及び分離に供されることができる粗製芳香族ジカルボン酸 (例えば粗製テレフタル酸) の製造に関する。本発明の別の態様は、より効率的且つ経済的な液相酸化方法を実現する、改良された気泡塔型反応器に関する。

10

【背景技術】

【 0 0 0 2 】

液相酸化反応は従来の種々の既存の商業的方法において用いられている。例えば、液相酸化は、アルデヒドの酸への酸化 (例えばプロピオンアルデヒドのプロピオン酸への酸化) 、シクロヘキサンのアジピン酸への酸化及びアルキル芳香族炭化水素のアルコール、酸又は二酸への酸化のために現在使用されている。後者のカテゴリ (アルキル芳香族炭化水素の酸化) における特に重要な商業的酸化方法は p - キシレンのテレフタル酸への液相接触部分酸化である。テレフタル酸は種々の用途を有する重要な化合物である。テレフタル酸の主な用途はポリエチレンテレフタレート (P E T) の製造における供給原料としての使用である。P E T はボトル、繊維及びパッケージのような製品を製造するために世界中で多量に用いられている公知のプラスチックである。

20

【 0 0 0 3 】

p - キシレンのテレフタル酸への部分酸化を含む典型的な液相酸化方法においては、液相供給流及び気相酸化剤流を反応器中に導入し、反応器中に多相反応媒体を形成する。反応器中に導入される液相供給流は少なくとも 1 種の被酸化性 (oxidizable) 有機化合物 (例えば p - キシレン) を含み、一方気相酸化剤流は分子状酸素を含む。反応器中に気体として導入される分子状酸素の少なくとも一部は、反応媒体の液相中に溶解して、液相反応に酸素利用可能性を提供する。多相反応媒体の液相が不十分な濃度の分子状酸素を含む場合には (即ち、反応媒体の或る部分が「酸素欠乏状態 (oxygen-starved) である」場合には) 、不所望な副反応が不純物を生じるおそれがあり且つ / 又は目的とする反応が遅くなる可能性がある。反応媒体の液相に含まれる被酸化性化合物が少なすぎる場合には、反応速度は不所望に遅くなる可能性がある。更に、反応媒体の液相が過剰な濃度の被酸化性化合物を含む場合には、更なる不所望な副反応が不純物を生じるおそれがある。

30

【 0 0 0 4 】

従来の液相酸化反応器には、中に含まれる多相反応媒体を混合するための攪拌手段が装着される。反応媒体の攪拌は、反応媒体の液相への分子状酸素の溶解を促進し、反応媒体の液相中に比較的均一な濃度の溶存酸素を保持し、且つ反応媒体の液相中に比較的均一な濃度の被酸化性有機化合物を保持するために提供される。

【 0 0 0 5 】

液相酸化を受ける反応媒体の攪拌は、例えば連続攪拌槽型反応器 (C S T R) のような容器中で機械的攪拌手段によって提供されることが多い。C S T R は反応媒体の十分な混合を提供するが、多くの欠点を有する。例えば、C S T R は、高価なモーター、流体シールベアリング及び駆動軸を必要とするため、比較的高い資本コストがかかる。更に、従来の C S T R の回転及び / 又は振動する機械部品は定期保守を必要とする。このような保守に付随する労働力及び運転停止が、C S T R の運転コストを増加させる。しかし、定期保守を行ったとしても、C S T R に使用される機械的攪拌システムは、機械的に故障しやすく、比較的短い期間で交換が必要となる可能性がある。

40

【 0 0 0 6 】

気泡塔型反応器 (bubble column reactor) は、C S T R 及び他の機械的攪拌酸化反応器の魅力的な代替手段を提供する。気泡塔型反応器は、高価で信頼性の低い機械的装置を

50

必要とせずに、反応媒体の攪拌を実現する。気泡塔型反応器は、典型的には、反応媒体を内部に含む細長い直立反応ゾーンを含む。反応ゾーン中における反応媒体の攪拌は主に反応媒体の液体相を通して上昇する気泡の自然浮揚性 (natural buoyance) によってもたらされる。気泡塔型反応器中に生じるこの自然浮揚性攪拌は、機械的攪拌反応器に比較して資本コスト及び維持費を減少させる。更に、気泡塔型反応器には動く機械部品が実質的に関係しないため、機械的攪拌反応器よりも機械的に故障しにくい酸化システムが提供される。

【 0 0 0 7 】

p - キシレンの液相部分酸化を従来の酸化反応器 (CSTR 又は気泡塔) 中で実施する場合には、反応器から回収された生成物は典型的には粗製テレフタル酸 (CTA) 及び母液を含むスラリーである。CTA は比較的高レベルの不純物 (例えば 4 - カルボキシベンズアルデヒド、p - トルイル酸、フルオレノン類及び他の色素体) を含むので、PET 製造用の供給原料としては不適當である。従って、従来の酸化反応器において製造された CTA は典型的には PET の製造に適した精製テレフタル酸 (PTA) に CTA を転化する精製プロセスに供される。

10

【 0 0 0 8 】

CTA を PTA に転化するための 1 つの典型的な精製方法は以下の工程を含む: (1) CTA 含有スラリーの母液を水で置換し; (2) CTA / 水スラリーを加熱して、CTA を水中に溶解させ; (3) CTA / 水溶液を接触水素化して、不純物をより望ましく且つ / 又は分離し易い化合物に転化し; (4) 得られた PTA を水素化溶液から多数の結晶化工程によって沈殿させ、そして (5) 結晶化した PTA を残りの液体から分離する。この型の従来の精製方法は効果的ではあるが、非常に高価である可能性がある。従来の CTA 精製方法の高いコストの一因となる個々の要因には、例えば、水中への CTA の溶解を促進するのに必要な熱エネルギー、水素化に必要な触媒、水素化に必要な水素流、一部のテレフタル酸の水素化によって引き起こされる収率損失及び多段結晶化に必要な多数の容器がある。従って、水中への熱促進溶解、水素化及び / 又は多段結晶化を必要とせずに、精製することができる CTA 製品を提供できれば望ましいであろう。

20

【 発明の開示 】

【 発明が解決しようとする課題 】

【 0 0 0 9 】

従って、本発明の 1 つの目的は、より効率的で且つ経済的な液相酸化反応器及び方法を提供することにある。

30

【 0 0 1 0 】

本発明の別の目的は、p - キシレンのテレフタル酸への液相接触部分酸化のためのより効率的で且つ経済的な反応器及び方法を提供することにある。

【 0 0 1 1 】

本発明の更に別の目的は、改良された液相酸化反応を促進すると共に不純物の形成を減少させる気泡塔型反応器を提供することにある。

【 0 0 1 2 】

本発明の更に別の目的は、p - キシレンの液相酸化による粗製テレフタル酸 (CTA) の生成とそれに続く CTA の PTA への精製によって純粋なテレフタル酸 (PTA) を製造するための、より効率的で且つ経済的なシステムを提供することにある。

40

【 0 0 1 3 】

本発明の更に別の目的は、p - キシレンを酸化し、そして CTA の水への熱促進溶解、溶解 CTA の水素化及び / 又は水素化 PTA の多段結晶化を必要とせずに、精製することができる CTA 製品を製造するための気泡塔型反応器を提供することにある。

【 0 0 1 4 】

添付した「特許請求の範囲」において規定される本発明の範囲は、前記の目的の全てを実現できる方法又は装置に限定するのではないことに留意されたい。むしろ、特許請求の範囲に記載された本発明の範囲は、前記目的の全て又はいずれかを達成しない種々の系を

50

包含できる。本発明のその他の目的及び利点は、以下の詳細な説明及び関連した図面を見れば、当業者により明白になるであろう。

【課題を解決するための手段】

【0015】

本発明の一実施態様は、攪拌された反応器 (agitated reactor) 中に含まれる反応媒体の液相中で被酸化性化合物を酸化させることを含み、前記反応媒体が時間平均及び容積平均基準で少なくとも約 0.6 のガス・ホールドアップを有する方法に関する。

【0016】

本発明の別の実施態様は、以下の工程：(a) 気泡塔型反応器中に含まれる三相反応媒体の液相中で p - キシレンを酸化させることによって粗製テレフタル酸を生成させ (ここで前記反応媒体は時間平均及び容積平均基準で少なくとも約 0.6 のガス・ホールドアップを有する)；そして (b) 前記粗製テレフタル酸の少なくとも一部を二次酸化反応器中で酸化させることによって、より純粋なテレフタル酸を生成させることを含む、テレフタル酸の製造方法に関する。

【発明を実施するための最良の形態】

【0017】

本発明の好ましい実施態様を、添付図面の図に関して以下に詳細に記載する。添付図面中において、

図 1 は、本発明の一実施態様に従って構築された酸化反応器の側面図であり、反応器中への供給流、酸化剤流及び還流の導入、反応器中における多相反応媒体の存在並びに反応器の頂部 (top) 及び底部 (bottom) のそれぞれからの気体及びスラリーの回収を特に示し；

図 2 は、図 3 のライン 2 - 2 に沿った気泡塔型反応器の底部の拡大側断面図であり、反応器への酸化剤流の導入に使用される酸化剤スパージャーの位置及び構造を特に示し；

図 3 は、図 2 の酸化剤スパージャーの上面図であり、酸化剤スパージャー頂部の酸化剤用開口部を特に示し；

図 4 は、図 2 の酸化剤スパージャーの底面図であり、酸化剤スパージャーの底部の開口部を特に示し；

図 5 は、図 3 のライン 5 - 5 に沿った酸化剤スパージャーの側断面図であり、酸化剤スパージャーの頂部及び底部の酸化剤用開口部の幾何学的配置を特に示し；

図 6 は、気泡塔型反応器の底部の拡大側面図であり、垂直方向に間隔をあけられた複数の位置において反応器中へ供給流を導入するためのシステムを特に示し；

図 7 は、図 6 のライン 7 - 7 に沿った上断面図であり、図 6 に示される供給材料導入システムが好ましい半径方向供給ゾーン (FZ) 及び方位角の 2 つ又はそれ以上のクアドラント (Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 Q_4) に供給流を分配する様子を特に示し；

図 8 は、図 7 と同様な上断面図であるが、多数の小さい供給開口部をそれぞれ有するバヨネットチューブを用いて反応器中に供給流を排出するための代替手段を示し；

図 9 は、多数の容器貫通を必要とせずに垂直方向に間隔をあけられた複数の位置において反応ゾーン中に供給流を導入するための代替システムの等角図であり、供給材料分配システムが酸化剤スパージャー上で少なくとも部分的に支持され得ることを示し；

図 10 は、図 9 に示された貫通が 1 つの供給材料分配システム及び酸化剤スパージャーの側面図であり；

図 11 は、酸化剤スパージャー上において支持された貫通が 1 つの供給材料分配系を更に示す、図 10 のライン 11 - 11 に沿った上断面図であり；

図 12 は、酸化剤用開口部の全てがリング部材の底部に配置された代替酸化剤スパージャーの等角図であり；

図 13 は、図 12 の代替酸化剤スパージャーの上面図であり；

図 14 は、図 12 の代替酸化剤スパージャーの底面図であり、反応ゾーン中に酸化剤流を導入するための底部開口部の位置を特に示し；

図 15 は、図 13 のライン 15 - 15 に沿った酸化剤スパージャーの側断面図であり、

10

20

30

40

50

下方の酸化剤用開口部の幾何学的配置を特に示し；

図 1 6 は、反応器の底部出口近くに内部脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 1 7 は、図 1 8 のライン 1 7 - 1 7 に沿った図 1 6 の気泡塔型反応器の下部（lower portion）の拡大側断面図であり、気泡塔型反応器の底部出口に配置された内部脱気容器の形状を特に示し；

図 1 8 は、図 1 6 のライン 1 8 - 1 8 に沿った上断面図であり、脱気容器中に配設されたボルテックスブレイカーを特に示し；

図 1 9 は、外部脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図であり、脱気容器の底部から出る脱気されたスラリーの一部が、反応器の底部に連結されたデ・インベントリー・ライン（de-inventorying line）を流し出すのに用いられる様子を示し；

図 2 0 は、反応器の側部の高い位置から回収される反応媒体の気相を離脱させるための内部／外部複合型脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 2 1 は、反応器の底部近くに代替複合型脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 2 2 は、図 2 1 の気泡塔型反応器の下部の拡大側断面図であり、反応器の底部ヘッドを通して酸化剤流を受ける入口導管を用いる代替酸化剤スパージャーの使用を特に示し；

図 2 3 は、図 2 2 と同様な拡大側断面図であり、反応器中において酸化剤流をより均一に分配するための衝突板を場合によっては用いて、反応器の下部ヘッド中の多数の開口部を経て反応器中に酸化剤流を導入するための代替手段を特に示し；

図 2 4 は、反応器の上部（upper portion）から反応器の下部に反応媒体の一部を循環させることによって被酸化性化合物の分散の改善に役立つ内部流通導管を用いる気泡塔型反応器の側面図であり；

図 2 5 は、反応器の上部から反応器の下部に反応媒体の一部を循環させることによって被酸化性化合物の分散の改善に役立つ外部流通導管を用いる気泡塔型反応器の側面図であり；

図 2 6 は、酸化反応器内における被酸化性化合物の分散を改良するために使用できる横型エダクターの側断面図であり、反応媒体をエダクター中に引き込むために流入液体供給材料を用い且つ供給材料と反応媒体との混合物を高速で反応ゾーン中に排出するエダクターを特に示し；

図 2 7 は、酸化反応器中における被酸化性化合物の分散を改良するために使用できる縦型エダクターの側断面図であり、液体供給材料と流入ガスを合し、そして合した二相流体を用いて、反応媒体をエダクター中に引き込み且つ液体供給材料、流入気体及び反応媒体の混合物を高速で反応ゾーン中に排出するエダクターを特に示し；

図 2 8 は、多相反応媒体を含む気泡塔型反応器の側面図であり、反応媒体中のいくつかの勾配を定量化するために等容積の 3 0 個の水平スライスに理論的に分割されている反応媒体を特に示し；

図 2 9 は、多相反応媒体を含む気泡塔型反応器の側面図であり、かなり異なる酸素濃度及び／又は酸素消費速度を有する、第 1 及び第 2 の独立した 2 0 % 連続容量の反応媒体を特に示し；

図 3 0 は、任意の機械的攪拌を用いる又は用いない、多相反応媒体を含む 2 つの積み重ね反応器の側面図であり、反応器が、かなり異なる酸素濃度及び／又は酸素消費速度を有する、独立した 2 0 % 連続容量の反応媒体を含むことを特に示し；

図 3 1 は、任意の機械的攪拌を用いる又は用いない、多相反応媒体を含む 3 つの並列反応器の側面図であり、反応器が、かなり異なる酸素濃度及び／又は酸素消費速度を有する、独立した 2 0 % 連続容量の反応媒体を含むことを特に示し；

図 3 2 は、広い下部反応ゾーンと狭い上部反応ゾーンを有する、速度が段階的な気泡塔型反応器の側面図であり；

図 3 3 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための垂直仕切壁を装着した気泡塔型の側面図であり；

10

20

30

40

50

図 3 4 は、図 3 3 のライン 3 4 - 3 4 に沿った断面図であり、仕切壁が、反応ゾーンを実質的に等しい 2 つの部分に分割する板状部材であることを特に示し；

図 3 5 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮された垂直仕切壁を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 3 6 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮され且つ湾曲した垂直仕切壁を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 3 7 は、図 3 6 のライン 3 7 - 3 7 に沿った断面図であり、湾曲した垂直仕切壁が、反応ゾーンの一部を実質的に等しい 2 つの部分に分割する概ね S 字形の部材であることを特に示し；

図 3 8 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮された垂直内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 3 9 は、図 3 8 のライン 3 9 - 3 9 に沿った断面図であり、直立内部部材が、X 字形であり且つ内部部材の縁部が反応器側壁までずっと伸びているのではないことを特に示し；

図 4 0 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、交互に配置された、異なる形状の直立内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 4 1 は、図 4 0 のライン 4 1 - 4 1 に沿った断面図であり、X 字形で且つ反応ゾーンの一部を実質的に等しい 4 つのクアドラントに分割する直立部材の 1 つの構造を特に示し；

図 4 2 は、図 4 0 のライン 4 2 - 4 2 に沿った断面図であり、反応ゾーンの一部を実質的に等しい 8 つのくさび形部分に分割する直立部材のもう 1 つの構造を特に示し；

図 4 3 は、反応媒体と接触する直立表面積を追加するための複数のらせん形内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 4 4 は、図 4 3 のライン 4 4 - 4 4 に沿った断面図であり、1 つのらせん形内部部材の形状を特に示し；

図 4 5 は、それぞれが反応媒体と接触するための複数の円筒棒を含む複数のバッフルを装着した気泡塔型反応器の側面図であり、；

図 4 6 は、図 4 5 のバッフルの拡大等角図であり、隣接バッフルの円筒棒が相互に 90° 回転された様子を特に示し、

図 4 7 は、図 4 5 のライン 4 7 - 4 7 に沿った断面図であり、バッフルの 1 つだけを特に示し；

図 4 8 は、それぞれが反応媒体と接触するための複数の L 断面部材を含む複数のバッフルが装着された気泡塔型反応器の側面図であり；

図 4 9 は、図 4 8 のバッフルの拡大側面図であり、隣接するバッフルが相互に 90° 回転された様子を特に示し；

図 5 0 は、図 4 8 のライン 5 0 - 5 0 に沿った断面図であり、バッフルの 1 つだけを特に示し；

図 5 1 は、反応媒体と接触するための単一の一体式円筒ダイヤモンド形バッフルを装着した気泡塔型反応器の側面図であり；

図 5 2 は、図 5 1 の一体式バッフルの拡大側面図であり；

図 5 3 は、図 5 1 のライン 5 3 - 5 3 に沿った断面図であり、一体式バッフルの円筒性を示し；

図 5 4 A 及び 5 4 B は、本発明の一実施態様に従って製造された粗製テレフタル酸 (CTA) 粒子の拡大図であり、各 CTA 粒子が、多数の緩く結合した CTA 子粒子から成る低密度高表面積の粒子であることを特に示し；

図 5 5 A 及び 5 5 B は、常法に従って製造された CTA の拡大図であり、従来の CTA 粒子は、図 5 4 A 及び 5 4 B の本発明の CTA 粒子よりも粒度が大きく、密度が低く且つ表面積が小さいことを特に示し；

図 5 6 は、先行技術の精製テレフタル酸 (PTA) の製造方法の簡略化した工程系統図であり；

10

20

30

40

50

図 5 7 は、本発明の一実施態様に係る P T A 製造方法の簡略化した工程系統図であり；そして

図 5 8 は、気泡塔型酸化反応器の種々の運転パラメーターを集約する表であり、運転パラメーターの一部は、実施例部分の説明に従って調整されている。

【 0 0 1 8 】

本発明の一実施態様は被酸化性化合物の液相部分酸化に関する。このような酸化は、好ましくは 1 つ又はそれ以上の攪拌反応器中に含まれる多相反応媒体の液相中で行う。適当な攪拌反応器としては、例えば気泡攪拌反応器（例えば気泡塔型反応器）、機械的攪拌反応器（例えば連続攪拌漕型反応器）及び流動攪拌反応器（例えばジェット反応器）が挙げられる。本発明の一実施態様において液相酸化は単一の気泡塔型反応器中で実施する。

10

【 0 0 1 9 】

本明細書中で使用する用語「気泡塔型反応器」は、反応攪拌が、主に反応媒体を通る気泡の上向きの移動によって提供される、多相反応媒体中で化学反応を促進するための反応器を意味するものとする。本明細書中で使用する用語「攪拌」は、流体の流れ及び／又は混合を引き起こす反応媒体中に放散される仕事を意味するものとする。本明細書中で使用する用語「大部分」、「主に」及び「主として」は、50%超を意味するものとする。本明細書中で使用する用語「機械的攪拌」は、反応媒体に逆らう又は反応媒体内部における 1 つ又は複数の硬質又は軟質要素の物理的移動によって引き起こされる反応媒体の攪拌を意味するものとする。例えば、機械的攪拌は、反応媒体中に配置された内部攪拌機、パドル、パイプレーター又は音響振動板の回転、往復運動（oscillation）及び／又は振動（vibration）によって提供されることができる。本明細書中で使用する用語「流動攪拌」は、反応媒体中の 1 種又はそれ以上の流体の高速噴射及び／又は再循環によって引き起こされる反応媒体の攪拌を意味するものとする。例えば、流動攪拌は、ノズル、エジェクター及び／又はエダクターによって提供されることができる。

20

【 0 0 2 0 】

本発明の好ましい実施態様においては、酸化の間における気泡塔型反応器中の反応媒体の攪拌の約 40%未満、より好ましくは約 20%未満、最も好ましくは 5%未満が、機械的及び／又は流動攪拌によって提供される。好ましくは、酸化の間に多相反応媒体に与えられる機械的及び／又は機械的攪拌の量は、反応媒体立方メートル当たり約 3 キロワット未満、より好ましくは反応媒体立方メートル当たり約 2 キロワット未満、最も好ましくは反応媒体立方メートル当たり 1 キロワット未満である。

30

【 0 0 2 1 】

図 1 を参照すると、好ましい気泡塔型反応器 20 が、反応セクション 24 及び離脱セクション（disengagement section）26 を有する容器シェル 22 を含むものとして示されている。反応セクション 24 は内部反応ゾーン 28 を規定し、離脱セクション 26 は内部離脱ゾーン 30 を規定する。主として液相の供給流は、供給口 32 a、b、c 及び d を経て反応ゾーン 28 に導入される。主として気相の酸化剤流は、反応ゾーン 28 の下部部分に配置された酸化剤スパージャー 34 を経て反応ゾーン 28 に導入される。液相供給材料流及び気相酸化剤流は共同で反応ゾーン 28 内に多相反応媒体 36 を形成する。多相反応媒体 36 は、液相と気相を含む。より好ましくは多相反応媒体 36 は、固相、液相及び気相成分を有する三相媒体を含む。反応媒体 36 の固相成分は好ましくは、反応媒体 36 の液相中で行われる酸化反応の結果として反応ゾーン 28 内に沈殿する。気泡塔型反応器 20 は、反応ゾーン 28 の底部近くに配置されたスラリー出口 38 及び離脱ゾーン 30 の頂部近くに配置された気体出口 40 を含む。反応媒体 36 の液相成分及び固相成分を含むスラリー流出物は、スラリー出口 38 を経て反応ゾーン 28 から回収され、主として気体の流出物は気体出口 40 を経て離脱ゾーン 30 から回収される。

40

【 0 0 2 2 】

供給口 32 a、b、c 及び d を経て気泡塔型反応器 20 中に導入される液相供給流は好ましくは、被酸化性化合物、溶媒及び触媒系を含む。

【 0 0 2 3 】

50

液相供給流中に存在する被酸化性化合物は好ましくは、少なくとも 1 個のヒドロカルビル基を含む。より好ましくは、被酸化性化合物は芳香族化合物である。更に好ましくは、被酸化性化合物は、少なくとも 1 個の結合したヒドロカルビル基又は少なくとも 1 個の結合した置換ヒドロカルビル基又は少なくとも 1 個の結合したヘテロ原子又は少なくとも 1 個の結合したカルボン酸基 (- C O O H) を有する芳香族化合物である。更に好ましくは、被酸化性化合物は、少なくとも 1 個の結合したヒドロカルビル基又は少なくとも 1 個の結合した置換ヒドロカルビル基を有し且つ各結合基が 1 ~ 5 個の炭素原子を有する芳香族化合物である。更に好ましくは、被酸化性化合物は、ちょうど 2 個の結合基を有する芳香族化合物であって、各結合基は、ちょうど 1 個の炭素原子を含み且つメチル基及び / 又は置換メチル基及び / 又は最大限でも 1 個のカルボン酸基を含む。更に好ましくは、被酸化性化合物は、p - キシレン、m - キシレン、p - トルアルデヒド、m - トルアルデヒド、p - トルイル酸、m - トルイル酸及び / 又はアセトアルデヒドである。最も好ましくは、被酸化性化合物は p - キシレンである。

10

20

30

40

50

【 0 0 2 4 】

ここで定義する「ヒドロカルビル基」は、水素原子又は他の炭素原子にのみ結合した少なくとも 1 個の炭素原子である。ここで定義する「置換ヒドロカルビル基」は、少なくとも 1 個のヘテロ原子及び少なくとも 1 個の水素原子に結合した少なくとも 1 個の炭素原子である。ここで定義する「ヘテロ原子」は、炭素及び水素原子以外の全ての原子である。ここで定義する芳香族化合物は芳香環、好ましくは環の一部として少なくとも 6 個の炭素原子を有する、より好ましくは炭素原子のみを有する芳香環を含む。このような芳香環の適当な例としては、例えばベンゼン、ビフェニル、テルフェニル、ナフタレン及び他の炭素系縮合芳香環が挙げられるが、これらに限定するものではない。

【 0 0 2 5 】

被酸化性化合物の適当な例は以下のものを含む。脂肪族炭化水素 (例えばアルカン、分岐鎖アルカン、環状アルカン、脂肪族アルケン、分岐鎖アルケン及び環状アルケン) ; 脂肪族アルデヒド (例えばアセトアルデヒド、プロピオンアルデヒド、イソブチルアルデヒド及び n - ブチルアルデヒド) ; 脂肪族アルコール (例えばエタノール、イソプロパノール、n - プロパノール、n - ブタノール、及びイソブタノール) ; 脂肪族ケトン (例えばジメチルケトン、エチルメチルケトン、ジエチルケトン及びイソプロピルメチルケトン) ; 脂肪族エステル (例えば蟻酸メチル、酢酸メチル、酢酸エチル) ; 脂肪族過氧化物、過酸及びヒドロペルオキシド (例えば t - ブチルヒドロペルオキシド、過酢酸及びジ - t - ブチルヒドロペルオキシド) ; 前記脂肪族種と他のヘテロ原子との組合せである基を有する脂肪族化合物 (例えば炭化水素、アルデヒド、アルコール、ケトン、エステル、ペルオキシド、過酸及び / 又はヒドロペルオキシドの 1 個又はそれ以上の分子セグメントを、ナトリウム、臭素、コバルト、マンガン及びジルコニウムと共に含む脂肪族化合物) ; 1 個又はそれ以上の結合したヒドロカルビル基を有する種々のベンゼン環、ナフタレン環、ビフェニル、テルフェニル及び他の芳香族基 (例えばトルエン、エチルベンゼン、イソプロピルベンゼン、n - プロピルベンゼン、ネオペンチルベンゼン、p - キシレン、m - キシレン、o - キシレン、トリメチルベンゼンの全ての異性体、テトラメチルベンゼンの全ての異性体、ペンタメチルベンゼン、ヘキサメチルベンゼン、エチル - メチルベンゼンの全ての異性体、ジエチルベンゼンの全ての異性体、エチル - ジメチルベンゼンの全ての異性体、ジメチルナフタレンの全ての異性体、エチル - メチルナフタレンの全ての異性体、ジエチルナフタレンの全ての異性体、ジメチルビフェニルの全ての異性体、エチル - メチルビフェニルの全ての異性体、並びにジエチルビフェニルの全ての異性体、スチルベン及び 1 個又はそれ以上の結合ヒドロカルビル基を有するスチルベン、フルオレン及び 1 個又はそれ以上の結合ヒドロカルビル基を有するフルオレン、アントラセン及び 1 個又はそれ以上の結合ヒドロカルビル基を有するアントラセン並びにジフェニルエタン及び 1 個又はそれ以上の結合ヒドロカルビル基を有するジフェニルエタン) ; 他の原子又は原子の基に接続できる、1 個若しくはそれ以上の結合ヒドロカルビル基及び / 又は 1 個若しくはそれ以上の結合ヘテロ原子を有する種々のベンゼン環、ナフタレン環、ビフェニル、テルフェニ

ル及び他の芳香族基（例えばフェノール、メチルフェノールの全ての異性体、ジメチルフェノールの全ての異性体、ナフトールの全ての異性体、ベンジルメチルエーテル、プロモフェノールの全ての異性体、プロモベンゼン、プロモトルエンを含むプロモトルエンの全ての異性体、ジプロモベンゼン、コバルトナフタレン及びプロモビフェニルの全ての異性体）；1個若しくはそれ以上の結合したヒドロカルビル基及び／又は1個若しくはそれ以上の結合したヘテロ原子及び／又は1個若しくはそれ以上の結合した置換ヒドロカルビル基を有する種々のベンゼン環、ナフタレン環、ビフェニル、テルフェニル及び他の芳香族基（例えばベンズアルデヒド、プロモベンズアルデヒドの全ての異性体、 α -プロモトルアルデヒドの全ての異性体を含む臭素化トルアルデヒドの全ての異性体、ヒドロキシベンズアルデヒドの全ての異性体、プロモ-ヒドロキシベンズアルデヒドの全ての異性体、ベンゼンジカルボキシアリドの全ての異性体、ベンゼントリカルボキシアリドの全ての異性体、 p -トルアルデヒド、 m -トルアルデヒド、 o -トルアルデヒド、トルエンジカルボキシアリドの全ての異性体、トルエントリカルボキシアリドの全ての異性体、トルエンテトラカルボキシアリドの全ての異性体、ジメチルベンゼンジカルボキシアリドの全ての異性体、ジメチルベンゼントリカルボキシアリドの全ての異性体、ジメチルベンゼンテトラカルボキシアリドの全ての異性体、トリメチルベンゼントリカルボキシアリドの全ての異性体、エチルトルアルデヒドの全ての異性体、トリメチルベンゼンジカルボキシアリドの全ての異性体、テトラメチルベンゼンジカルボキシアリド、ヒドロキシメチル-ベンゼン、ヒドロキシソメチル-トルエンの全ての異性体、ヒドロキシメチル-プロモトルエンの全ての異性体、ヒドロキシメチル-トルアルデヒドの全ての異性体、ヒドロキシメチル-プロモトルアルデヒドの全ての異性体、ベンジルヒドロペルオキシド、ベンゾイルヒドロペルオキシド、トリルメチル-ヒドロペルオキシドの全ての異性体及びメチルフェノールメチル-ヒドロペルオキシドの全ての異性体）；1個若しくはそれ以上の結合された選択基（選択基とは、ヒドロカルビル基及び／又は結合されたヘテロ原子及び／又は置換ヒドロカルビル基及び／又はカルボン酸基及び／又はペルオキシ酸基を意味する）を有する種々のベンゼン環、ナフタレン環、ビフェニル、テルフェニル及び他の芳香族基（例えば安息香酸、 p -トルイル酸、 m -トルイル酸、 o -トルイル酸、エチル安息香酸の全ての異性体、プロピル安息香酸の全ての異性体、ブチル安息香酸の全ての異性体、ペンチル安息香酸の全ての異性体、ジメチル安息香酸の全ての異性体、エチルメチル安息香酸の全ての異性体、トリメチル安息香酸の全ての異性体、テトラメチル安息香酸の全ての異性体、ペンタメチル安息香酸、ジエチル安息香酸の全ての異性体、ベンゼンジカルボン酸の全ての異性体、ベンゼントリカルボン酸の全ての異性体、メチルベンゼンジカルボン酸の全ての異性体、ジメチルベンゼンジカルボン酸の全ての異性体、メチルベンゼントリカルボン酸の全ての異性体、プロモ安息香酸の全ての異性体、ジプロモ安息香酸の全ての異性体、 α -プロモトルイル酸を含むプロモトルイル酸の全ての異性体、トリル酢酸、ヒドロキシ安息香酸の全ての異性体、ヒドロキシメチル-安息香酸の全ての異性体、ヒドロキシトルイル酸の全ての異性体、ヒドロキシメチル-トルイル酸の全ての異性体、ヒドロキシメチル-ベンゼンジカルボン酸の全ての異性体、ヒドロキシジプロモ安息香酸の全ての異性体、ヒドロキシジプロモトルイル酸の全ての異性体、ヒドロキシメチル-プロモ安息香酸の全ての異性体、カルボキシベンズアルデヒドの全ての異性体、ジカルボキシベンズアルデヒドの全ての異性体、過安息香酸、ヒドロペルオキシメチル-安息香酸の全ての異性体、ヒドロペルオキシメチル-ヒドロキシ安息香酸の全ての異性体、ヒドロペルオキシカルボニル-安息香酸の全ての異性体、ヒドロペルオキシカルボニル-トルエンの全ての異性体、メチルビフェニルカルボン酸の全ての異性体、ジメチルビフェニルカルボン酸の全ての異性体、メチルビフェニルジカルボン酸の全ての異性体、ビフェニルトリカルボン酸の全ての異性体、1個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するスチルベンの全ての異性体、1個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するフルオレノンの全ての異性体、1個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するナフタレンの全ての異性体、ベンジル、1個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するベンジルの全ての異性体、ベンゾフェノン、1個若しくはそれ以上の結合した選択基を有す

10

20

30

40

50

るベンゾフェノンの全ての異性体、アントラキノン、１個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するアントラキノンの全ての異性体、１個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するジフェニルエタンの全ての異性体、ベンゾクマリン及び１個若しくはそれ以上の結合した選択基を有するベンゾクマリンの全ての異性体）。

【００２６】

液相供給流中に存在する被酸化性化合物が、常態では固体の（即ち標準温度及び圧力で固体の）化合物である場合には、被酸化性化合物は、反応ゾーン２８に導入されると、溶媒中に実質的に溶解されるのが好ましい。大気圧における被酸化性化合物の沸点は少なくとも約５０であるのが好ましい。より好ましくは、被酸化性化合物の沸点は、約８０～約４００、最も好ましくは１２５～１５５の範囲である。液相供給材料中に存在する被酸化性化合物の量は、好ましくは約２～約４０重量％、より好ましくは約４～約２０重量％、最も好ましくは６～１５重量％の範囲である。

10

【００２７】

液相供給材料中に存在する被酸化性化合物は２種又はそれ以上の異なる被酸化性化学物質の組合せを含むことが注目される。これらの２種又はそれ以上の異なる化学物質は、液相供給流中に混ぜ合わせて供給することもできるし、或いは複数の供給流で別々の供給することもできる。例えば、*p*-キシレン、*m*-キシレン、*p*-トルアルデヒド、*p*-トルイル酸及びアセトアルデヒドを含む被酸化性化合物は、単一の入口又は複数の別々の入口を経て反応器に供給することができる。

20

【００２８】

液相供給流中に存在する溶媒は、好ましくは酸成分及び水成分を含む。溶媒は、好ましくは液相供給流中に約６０～約９８重量％、より好ましくは約８０～約９６重量％、最も好ましくは８５～９４重量％の範囲の濃度で存在する。溶媒の酸成分は、好ましくは主に、炭素数１～６の、より好ましくは炭素数２の有機低分子量モノカルボン酸である。最も好ましくは、溶媒の酸成分は主に酢酸である。好ましくは、酸成分は溶媒の少なくとも約７５重量％、より好ましくは溶媒の少なくとも約８０重量％、最も好ましくは溶媒の８５～９８重量％を構成し、残りは主に水である。気泡塔型反応器２０に導入される溶媒は、少量の不純物、例えば*p*-トルアルデヒド、テレフタルアルデヒド、４-カルボキシベンズアルデヒド（４-ＣＢＡ）、安息香酸、*p*-トルイル酸、*p*-トルイル酸アルデヒド、*p*-プロモ-*p*-トルイル酸、イソフタル酸、フタル酸、トリメリット酸、多環芳香族炭化水素及び／又は浮遊粒子を含むことができる。気泡塔型反応器２０中に導入される溶媒中の不純物の総量は約３重量％未満であるのが好ましい。

30

【００２９】

液相供給流中に存在する触媒系は、好ましくは被酸化性化合物の酸化（部分酸化を含む）を促進できる均一液相触媒系である。より好ましくは、触媒系は、少なくとも１種の多価遷移金属を含む。更に好ましくは、多価遷移金属はコバルトを含む。更に好ましくは、触媒系はコバルト及び臭素を含む。最も好ましくは、触媒系はコバルト、臭素及びマンガンを含む。

【００３０】

コバルトが触媒系中に存在する場合には、液相供給流中に存在するコバルトの量は、反応媒体３６の液相中のコバルト濃度が約３００～約６，０００重量百万分率（ppmw）、より好ましくは約７００～約４，２００ppmw、最も好ましくは１，２００～３，０００ppmwの範囲に保持されるような量であるのが好ましい。臭素が触媒系中に存在する場合には、液相供給流中に存在する臭素の量は、反応媒体３６の液相中の臭素濃度が約３００～約５，０００ppmw、より好ましくは約６００～約４，０００ppmw、最も好ましくは９００～３，０００ppmwの範囲に保持されるような量であるのが好ましい。マンガンが触媒系中に存在する場合には、液相供給流中に存在するマンガンの量は、反応媒体３６の液相中のマンガン濃度が約２０～約１，０００ppmw、より好ましくは約４０～約５００ppmw、最も好ましくは５０～２００ppmwの範囲に保持されるような量であるのが好ましい。

40

50

【0031】

前に示した、反応媒体36の液相中のコバルト、臭素及び／又はマンガンの濃度は、時間平均及び容量平均で表されている。ここで使用する用語「時間平均」は、少なくとも100秒の連続期間にわたって同様に取られた少なくとも10個の測定値の平均を意味するものとする。ここで使用する「容量平均」は、ある容量全体にわたって均一な三次元間隔で取られた少なくとも10個の平均を意味するものとする。

【0032】

反応ゾーン28中に導入される触媒系中のコバルト対臭素の重量比(Co:Br)は好ましくは約0.25:1~約4:1、より好ましくは約0.5:1~約3:1、最も好ましくは0.75:1~2:1の範囲である。反応ゾーン28中に導入される触媒系中のコバルト対マンガンの重量比(Co:Mn)は好ましくは約0.3:1~約40:1、より好ましくは約5:1~約30:1、最も好ましくは10:1~25:1の範囲である。

10

【0033】

気泡塔型反応器20に導入される液相供給流は少量の不純物、例えばトルエン、エチルベンゼン、p-トルアルデヒド、テレフタルアルデヒド、4-カルボキシベンズアルデヒド(4-CBA)、安息香酸、p-トルイル酸、p-トルアルデヒド、-プロモ-p-トルイル酸、イソフタル酸、フタル酸、トリメリット酸、多環芳香族炭化水素、及び／又は浮遊粒子を含むことができる。気泡塔型反応器20をテレフタル酸の製造に用いる場合には、m-キシレン及びo-キシレンも不純物と見なされる。気泡塔型反応器20中に導入される液相供給流中の不純物の総量は約3重量%未満であるのが好ましい。

20

【0034】

図1は、被酸化性化合物、溶媒及び触媒系と一緒に混合して、単一供給流として気泡塔型反応器20に導入する一態様を示すが、本発明の別の実施態様においては、被酸化性化合物、溶媒及び触媒は気泡塔型反応器20中に別々に導入することができる。例えば純粋なp-キシレン流は溶媒及び触媒の入口とは別の入口を介して気泡塔型反応器20中に供給できる。

【0035】

酸化剤スパージャー34を経て気泡塔型反応器20中に導入される、主として気相の酸化剤流は、分子状酸素(O₂)を含む。好ましくは、酸化剤流は約5~約40モル%、より好ましくは約15~約30モル%、最も好ましくは18~24モル%の範囲の酸素分子を含む。酸化剤流の残りは、酸化に不活性な窒素のような1種又はそれ以上の気体から主になるのが好ましい。より好ましくは、酸化剤流は分子状酸素及び窒素から本質的になる。最も好ましくは、酸化剤流は、約21モル%の分子状酸素及び約78~約81モル%の窒素を含む乾燥空気である。本発明の別の実施態様において、酸化剤流は、実質的に純粋な酸素を含むことができる。

30

【0036】

再び図1を参照すると、気泡塔型反応器20には、好ましくは反応媒体36の上面44の上方に還流分配器42が装着される。還流分配器42は、公知の任意の液滴形成手段によって離脱ゾーン30中に主として液相の還流の液滴を導入する働きをする。より好ましくは、還流分配器42は、反応媒体36の上面44に向かって下方に向けられた液滴の噴霧を生じる。好ましくは、この下向きの液滴噴霧は、離脱ゾーン30の最大水平断面積の少なくとも約50%に作用する(即ち、関与して、影響を与える)。より好ましくは、液滴噴霧は離脱ゾーン30の最大水平断面積の少なくとも約75%に作用する。最も好ましくは、液滴噴霧は離脱ゾーン30の最大水平断面積の少なくとも約90%に作用する。この下向きの液体還流噴霧は、反応媒体36の上面44又はその上方における泡立ちを防止するのに役立つことができ、更に、気体出口40に向かって流れる上方に移動する気体に同伴される任意の液体又はスラリー液滴の離脱を助けることができる。更に、液体還流は、気体出口40を経て離脱ゾーン30から回収される気体流出物中に存在する粒子状物質及び沈殿する可能性のある化合物(例えば溶解されている安息香酸、p-トルイル酸、4-CBA、テレフタル酸、触媒金属塩)の量を減少させる働きをすることができる。更に、

40

50

離脱ゾーン 30 中への還流液滴の導入は、蒸留作用によって、気体出口 40 を経て回収される気体流出物の組成を調整するのに用いることができる。

【0037】

還流分配器 42 を経て気泡塔型反応器 20 中に導入される液体還流は、好ましくは供給口 32 a、b、c 及び d を経て気泡塔型反応器 20 中に導入される液相供給流の溶媒成分と概ね同じ組成を有する。従って、液体還流は酸成分及び水を含むのが好ましい。還流の酸成分は好ましくは炭素数 1 ~ 6、より好ましくは炭素数 2 の低分子量有機モノカルボン酸である。最も好ましくは、還流の酸成分は酢酸である。好ましくは、酸成分は還流の少なくとも約 75 重量%、より好ましくは約 80 重量%、最も好ましくは 85 ~ 98 重量%を構成し、残りは水である。還流は典型的には、液相供給流中の溶媒と実質的に同じ組成を有するので、この記載が反応器に導入される「総溶媒」に言及する場合には、このような「総溶媒」は、還流と供給流の溶媒部分の両方を含むものとする。

10

【0038】

気泡塔型反応器 20 中の液相酸化の間には、気体及びスラリー流出物流が反応器ゾーン 28 から実質的に連続的に回収されながら、供給材料、酸化剤及び還流が、反応ゾーン 28 に実質的に連続的に導入されるのが好ましい。ここで使用する用語「実質的に連続的に」は、10 分未満しか中断されない少なくとも 10 時間の期間を意味する。酸化の間において、被酸化性化合物（例えば、p - キシレン）は少なくとも約 8,000 kg / 時、より好ましくは約 13,000 ~ 約 80,000 kg / 時の範囲、更に好ましくは約 18,000 ~ 約 50,000 kg / 時の範囲、最も好ましくは 22,000 ~ 30,000 kg / 時の範囲の速度で反応ゾーン 28 に実質的に連続的に導入されるのが好ましい。入ってくる供給材料、酸化剤及び還流の流速は実質的に定常であるのが一般に好ましいが、本発明の一実施態様は、混合及び物質移動を改善するために、入ってくる供給材料、酸化剤及び / 又は還流を脈動させることを考慮していることが注目される。入ってくる供給材料、酸化剤及び / 又は還流がパルスで導入される場合には、それらの流速は、ここに挙げた定常状態の流速の約 0 ~ 約 500 % の範囲内で、より好ましくは約 30 ~ 約 200 % の範囲内で、最も好ましくは 80 ~ 120 % の範囲内で変動するのが望ましい。

20

【0039】

気泡塔型反応器 20 中における平均空時反応速度 (average space-time rate of reaction:STR) を、供給される被酸化性化合物の質量 / 反応媒体 36 の単位容量 / 単位時間（例えば p - キシレンの kg / m³ / 時）と定義する。慣例的用法では、生成物に転化されない被酸化性化合物の量は、典型的には STR の計算前に供給流中の被酸化性化合物の量から差し引かれるであろう。しかし、ここで好ましい被酸化性化合物の多く（例えば p - キシレン）の場合には転化率及び収率が典型的には高く、ここでは前述のようにこの用語を定義するのが都合よい。資本コスト及び運転インベントリのために、特に反応は高 STRで行うのが一般に好ましい。しかし、STRを次第に増加させながら反応を実施すると、部分酸化の質又は収率が影響される可能性がある。気泡塔型反応器 20 は、被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の STR が約 25 ~ 約 400 kg / m³ / 時、より好ましくは約 30 ~ 約 250 kg / m³ / 時、更に好ましくは約 35 ~ 約 150 kg / m³ / 時、最も好ましくは 40 ~ 100 kg / m³ / 時の範囲である場合に特に有用である。

30

40

【0040】

気泡塔型酸化反応器 20 の酸素 - STR は、消費される分子状酸素の重量 / 反応媒体 36 の単位容量 / 単位時間（例えば、消費される分子状酸素の kg / m³ / 時）と定義する。資本コスト及び溶媒の酸化的消費のために、特に反応は高酸素 - STRで行うのが一般に好ましい。しかし、酸素 - STRを次第に増加させながら反応を実施すると、部分酸化の質又は収率が最終的に低下する。理論によって拘束されないが、これは、界面領域における気相から液体への、従ってバルク液体中への分子状酸素の移動速度に関係する可能性があるようである。酸素 - STR が速すぎると、反応媒体のバルク液相中の溶存酸素量が過度に低くなる。

【0041】

50

全体 (global) 平均酸素 - S T R は、ここでは単位時間に反応媒体 3 6 の全容量において消費される全酸素の重量 (例えば、消費される分子状酸素の $\text{kg} / \text{m}^3 / \text{時}$) と定義する。気泡塔型反応器 2 0 は、全体平均酸素 - S T R が約 2 5 ~ 約 4 0 0 $\text{kg} / \text{m}^3 / \text{時}$ 、より好ましくは約 3 0 ~ 約 2 5 0 $\text{kg} / \text{m}^3 / \text{時}$ 、更に好ましくは約 3 5 ~ 約 1 5 0 $\text{kg} / \text{m}^3 / \text{時}$ 、最も好ましくは 4 0 ~ 1 0 0 $\text{kg} / \text{m}^3 / \text{時}$ の範囲である場合に特に有用である。

【 0 0 4 2 】

気泡塔型反応器 2 0 中における酸化の間において、[反応ゾーン 2 8 に入る総溶媒 (供給材料及び還流の両方からの溶媒) の質量流速] 対 [反応ゾーン 2 8 に入る被酸化性化合物の質量流速] の比は、約 2 : 1 ~ 約 5 0 : 1、より好ましくは約 5 : 1 ~ 約 4 0 : 1、最も好ましくは 7 . 5 : 1 ~ 2 5 : 1 の範囲に保持するのが望ましい。(供給流の一部として導入される溶媒の質量流速) 対 (還流の一部として導入される溶媒の質量流速) の比は、約 0 . 5 : 1 ~ 還流ゼロ、より好ましくは約 0 . 5 : 1 ~ 約 4 : 1、更に好ましくは約 1 : 1 ~ 約 2 : 1、最も好ましくは 1 . 2 5 : 1 ~ 1 . 5 : 1 の範囲に保持するのが望ましい。

10

【 0 0 4 3 】

気泡塔型反応器 2 0 中における液相酸化の間において、酸化剤流は、化学量論的酸素要求量を若干上回る分子状酸素を提供する量で気泡塔型反応器 2 0 中に導入するのが好ましい。個々の被酸化性化合物に関して最良の結果を得るのに必要な過剰の分子状酸素の量は、液相酸化の全体的経済性に影響を及ぼす。気泡塔型反応器 2 0 中における液相酸化の間において、[反応器 2 0 に入る酸化剤流の質量流速] 対 [反応器 2 0 に入る被酸化性有機化合物 (例えば、p - キシレン) の質量流速] の比は、約 0 . 5 : 1 ~ 約 2 0 : 1、より好ましくは約 1 : 1 ~ 約 1 0 : 1、最も好ましくは 2 : 1 ~ 6 : 1 の範囲に保持するのが好ましい。

20

【 0 0 4 4 】

再び図 1 を参照すると、気泡塔型反応器 2 0 中に導入される供給材料、酸化剤及び還流は共同で多相反応媒体 3 6 の少なくとも一部を形成する。反応媒体 3 6 は、好ましくは固相、液相及び気相を含む三相媒体である。前述のように、被酸化性化合物 (例えば p - キシレン) の酸化は、主として反応媒体 3 6 の液相で起こる。従って、反応媒体 3 6 の液相は、溶存酸素及び被酸化性化合物を含む。気泡塔型反応器 2 0 中で起こる酸化反応の発熱性が、供給口 3 2 a、b、c 及び d を経て導入される溶媒 (例えば酢酸及び水) の一部を沸騰 / 揮発させる。従って、反応器 2 0 中の反応媒体 3 6 の気相は、揮発された溶媒及び酸化剤流の溶解していない未反応部分から主として形成される。先行技術のいくつかの反応器は、反応媒体の加熱又は冷却に熱交換管 / フィンを使用する。しかし、このような熱交換構造は、本明細書中に記載した本発明の反応器及び方法においては望ましくない可能性がある。従って、気泡塔型反応器 2 0 は、反応媒体 3 6 と接触する表面を実質的に含まず且つ 3 0 , 0 0 0 ワット / m^2 より大きい時間平均熱流束を示すのが好ましい。

30

【 0 0 4 5 】

反応媒体 3 6 の液相中の溶存酸素の濃度は、気相からの質量移動の速度と液相内の反応による消費速度との動的バランスである (即ち、それは供給気相中の分子状酸素の分圧だけで決められるのではなく、これは溶存酸素の供給速度の 1 つの要因であり且つ溶存酸素の上限濃度に影響を与える)。溶存酸素の量は局所的に変化し、気泡界面近くでより高くなる。全体的には、溶存酸素の量は、反応媒体 3 6 の種々の領域における供給要因と要求要因とのバランスによって決まる。時間的には、溶存酸素の量は、化学的消費速度に関連した気液混合の均一性によって決まる。反応媒体 3 6 の液相中の溶存酸素の供給と要求を適切に釣り合わせるためには、反応媒体 3 6 の液相中の時間平均及び容量平均酸素濃度は、約 1 モル p p m (p p m m o l a r) 超、より好ましくは約 4 ~ 約 1 , 0 0 0 モル p p m、更に好ましくは約 8 ~ 約 5 0 0 モル p p m、最も好ましくは 1 2 ~ 1 2 0 モル p p m の範囲に保持するのが好ましい。

40

【 0 0 4 6 】

50

気泡塔型反応器 20 中で実施される液相酸化反応は、好ましくは固体を生じる沈澱反応である。より好ましくは、気泡塔型反応器 20 中で実施される液相酸化反応は、反応ゾーン 28 中に導入される被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の少なくとも約 10 重量％に、反応媒体 36 中で固体化合物（例えば粗製テレフタル酸粒子）を形成させる。更に好ましくは、液相酸化は反応媒体 36 中で被酸化性化合物の少なくとも約 50 重量％に固体化合物を形成させる。最も好ましくは、液相酸化は反応媒体 36 中で被酸化性化合物の少なくとも約 90 重量％に固体化合物を形成させる。反応媒体 36 中の固体の総量は、時間平均及び容量平均ベースで約 3 重量％超であるのが好ましい。より好ましくは、反応媒体 36 中の固体の総量は、約 5 ～ 約 40 重量％、更に好ましくは約 10 ～ 約 35 重量％、最も好ましくは 15 ～ 30 重量％の範囲に保持される。気泡塔型反応器 20 中において生成される酸化生成物（例えばテレフタル酸）の相当量が、反応媒体 36 の液相中に溶解したままではなく、反応媒体 36 中に固形分として存在するのが好ましい。反応媒体 36 中に存在する固相酸化生成物の量は、好ましくは反応媒体 36 中の総酸化生成物（固相及び液相）の少なくとも約 25 重量％、より好ましくは少なくとも約 75 重量％、最も好ましくは少なくとも約 95 重量％である。反応媒体 36 中の固体の量に関する前述の数値範囲は、実質的に連続的な期間における気泡塔 20 の実質的に定常状態の運転に適用し、気泡塔型反応器 20 の始動、運転停止又は次善運転（sub-optimal operation）には適用しない。反応媒体 36 中の固体の量は重量法で測定する。この重量法においては、スラリーの代表的な部分を反応媒体から回収して、重さを量る。反応媒体内に存在する全体的な固液分配を効率的に保持する条件において、遊離液体は固体部分から沈降又は濾過によって、沈殿固体の損失を伴わず且つ最初の液体質量の約 10 % 未満を固形分部分と共に残して効率的に除去する。固体上に残っている液体は、固体の昇華を伴わずに効率的に蒸発乾固する。固体の残りの部分を量る。固体部分の重量対最初のスラリー部分の重量の比は、典型的には百分率として表される固体の割合である。

10

20

30

40

50

【0047】

気泡塔型反応器 20 中において実施される沈澱反応は、反応媒体 36 と接触する一部の硬質構造の表面に汚染（即ち、固形の沈着）を生じる可能性がある。従って、本発明の一実施態様において、気泡塔型反応器 20 は、反応ゾーン 28 中に内部熱交換、攪拌又はバフリング構造を含まないのが好ましい。これは、このような構造が汚染を生じやすいためである。内部構造が反応ゾーン 28 中に存在する場合には、かなりの量の上向き平面領域を含む外面を有する内部構造は避けるのが望ましい。これは、このような上向き表面は汚染を非常に生じやすいためである。従って、内部構造が反応ゾーン 28 中に存在する場合には、傾斜が水平から約 15 ° 未満の実質的に平面である面によって形成されるのは、このような内部構造の上向き露出外面領域全体の約 20 % 未満であるのが好ましい。

【0048】

再び図 1 を参照すると、気泡塔型反応器 20 の物理的構造は、不純物の生成を最小限に抑えた被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の最適化酸化を実現するのに役立つ。容器シェル 22 の細長い（elongated）反応部 24 は、実質的に円筒形の本体 46 と下部ヘッド 48 を含むのが好ましい。反応ゾーン 28 の上端は、円筒形本体 46 の頂部の直径方向に広がる水平面 50 によって規定される。反応ゾーン 28 の下端 52 は、下部ヘッド 48 の最低内面によって規定される。典型的には、反応ゾーン 28 の下端 52 は、スラリー出口 38 の開口部の近傍に位置する。従って、気泡塔型反応器 20 内に規定される細長い反応ゾーン 28 は、円筒形本体 46 の延長軸に沿って反応ゾーン 28 の上端 50 から下端 52 まで測定された最大長さ L を有する。反応ゾーン 28 の長さ L は好ましくは約 10 ～ 約 100 m、より好ましくは約 20 ～ 約 75 m、最も好ましくは 25 ～ 50 m の範囲である。反応ゾーン 28 は、典型的には円筒形本体 46 の最大内径に等しい最大直径（幅）D を有する。反応ゾーン 28 の最大直径 D は好ましくは約 1 ～ 約 12 m、より好ましくは約 2 ～ 約 10 m、更に好ましくは約 3 . 1 ～ 約 9 m、最も好ましくは 4 ～ 8 m の範囲である。本発明の好ましい実施態様において、反応ゾーン 28 は約 6 : 1 ～ 約 30 : 1 の長さ対直径比 L : D を有する。更に好ましくは、反応ゾーン 28 は、約 8 : 1 ～ 約 20 : 1 の範囲

の L : D 比を有する。最も好ましくは、反応ゾーン 28 は 9 : 1 ~ 15 : 1 の範囲の L : D 比を有する。

【0049】

前述のように、気泡塔型反応器 20 中の反応ゾーン 28 は多相反応媒体 36 を受ける。反応媒体 36 は、反応ゾーン 28 の下端 52 と一致した下端と上面 44 に位置する上端を有する。反応媒体 36 の上面 44 は、反応ゾーン 28 の内容物が気相連続状態から液相連続状態に遷移する垂直位置において反応ゾーン 28 を横断する水平面に沿って規定される。上面 44 は、好ましくは反応ゾーン 28 の内容物の薄い水平スライスの局所的な時間平均ガスホールドアップが 0.9 である垂直位置に位置する。

【0050】

反応媒体 36 は上端と下端との間で測定された最大高さ H を有する。反応媒体 36 の最大幅 W は、典型的には円筒形本体 46 の最大直径 D に等しい。気泡塔型反応器 20 中における液相酸化時には、H は、L の約 60 ~ 約 120 %、より好ましくは約 80 ~ 約 110 %、最も好ましくは 85 ~ 100 % であるのが好ましい。本発明の好ましい実施態様において、反応媒体 36 は高さ対幅比 H : W が約 3 : 1 超である。より好ましくは、反応媒体 36 の H : W 比は約 7 : 1 ~ 約 25 : 1 の範囲である。更に好ましくは、反応媒体 36 の H : W 比は約 8 : 1 ~ 約 20 : 1 の範囲である。最も好ましくは、反応媒体 36 の H : W 比は 9 : 1 ~ 15 : 1 の範囲である。本発明の一実施態様においては、L = H 及び D = W であり、従って、ここで L 及び D に関して示された種々の寸法又は比は H 及び W にも適用され、逆の場合も同じである。

【0051】

本発明の実施態様に従って提供される比較的高い L : D 及び H : W 比は、本発明のシステムのいくつかの重要な利点に寄与することができる。以下に更に詳述するように、比較的高い L : D 比及び H : W 比と後述する他のいくつかの特徴が、反応媒体 36 中の分子状酸素及び / 又は被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の濃度の有益な垂直方向勾配を促進できることを発見した。全体にわたって比較的均一な濃度を有する、十分に混合された反応媒体を好ましいとする従来の見識に反して、酸素濃度及び / 又は被酸化性化合物濃度の垂直方向における段階付けはより効率的で且つ経済的な酸化反応を容易にすることを発見した。反応媒体 36 の頂部近くにおいて酸素濃度及び被酸化性化合物濃度を最小にすることは、上方の気体出口 40 からの未反応酸素及び未反応被酸化性化合物の損失を回避するのに役立つことができる。しかし、被酸化性化合物濃度及び未反応酸素濃度が反応媒体 36 の全体にわたって低い場合には、酸化の速度及び / 又は選択率は減少する。従って、分子状酸素及び / 又は被酸化性化合物の濃度は、反応媒体 36 の頂部近くよりも反応媒体 36 の底部近くにおいて著しく高いのが好ましい。

【0052】

更に、高い L : D 比及び H : W 比は、反応媒体 36 の底部における圧力を、反応媒体 36 の頂部における圧力よりもかなり大きくする。この垂直方向の圧力勾配は、反応媒体 36 の高さ及び密度によって生じるものである。この垂直方向の圧力勾配の 1 つの利点は、容器の底部における高圧が、浅い反応器中において同程度の温度及び塔頂圧において別の方法で達成され得るよりも大きい酸素溶解度及び物質移動を推進することである。従って、酸化反応は、より浅い容器中で必要とされるよりも低い温度で実施できる。気泡塔型反応器 20 が p - キシレンの粗製テレフタル酸（CTA）への部分酸化に用いられる場合には、より低い反応温度において同じか又はより良好な酸素物質移動速度で運転できることは多くの点で有利である。例えば、p - キシレンの低温酸化は、反応時に燃焼される溶媒の量を低減する。以下に詳述するように、低温酸化はまた、小さく、表面積が大きく、緩く結合した、溶解の容易な CTA 粒子の形成に有利であり、このような CTA 粒子は、従来の高温酸化方法によって生成される大きく、表面積が小さく、高密度の CTA 粒子よりも経済的な精製法に供することができる。

【0053】

反応器 20 中における酸化時には、反応媒体 36 の時間平均及び容量平均温度は、約 1

10

20

30

40

50

25 ~ 約200、より好ましくは約140 ~ 約180、最も好ましくは150 ~ 170の範囲に保持するのが望ましい。反応媒体36の上方の塔頂圧は、好ましくは約1 ~ 約20バール・ゲージ (bar gauge; barg)、より好ましくは約2 ~ 約12 barg、最も好ましくは4 ~ 8 bargの範囲に保持する。好ましくは、反応媒体36の頂部と反応媒体36の底部の間の圧力差は、約0.4 ~ 約5バール、より好ましくは約0.7 ~ 約3バール、最も好ましくは1 ~ 2バールの範囲である。反応媒体36の上方の塔頂圧は、比較的一定の値に保持するのが一般に好ましいが、本発明の一実施態様は、反応媒体36中における混合及び/又は物質移動の改善を促進するために塔頂圧を脈動させることを考慮に入れる。塔頂圧を脈動させる場合には、脈動圧は、ここに挙げた定常状態の塔頂圧の約60 ~ 約140%、より好ましくは約85 ~ 約115%、最も好ましくは95 ~ 105%の範囲であるのが望ましい。

10

【0054】

反応ゾーン28の高いL:D比の更なる利点は、それが反応媒体36の平均空塔速度の増加に寄与できることである。反応媒体36に関してここで使用する用語「空塔速度 (superficial velocity)」及び「空塔気体速度 (superficial gas velocity)」は、(反応器中のある高さにおける反応媒体36の気相の体積流速) ÷ (その高さにおける反応器の水平断面積) を意味するものとする。反応ゾーン28の高いL:Dによってもたらされる増大した空塔速度は、局所の混合を促進でき、また、反応媒体36のガス・ホールドアップを増大することができる。反応媒体36の1/4高さ、1/2高さ及び/又は3/4の高さにおける反応媒体の時間平均空塔速度は、好ましくは約0.3 m/秒超、より好ましくは約0.8 ~ 約5 m/秒の範囲、更に好ましくは約0.9 ~ 約4 m/秒の範囲、最も好ましくは1 ~ 3 m/秒の範囲である。

20

【0055】

再び図1を参照すると、気泡塔型反応器20中の離脱セクション26は単に、反応セクション24の真上に位置する容器シェル22の幅が広がった部分である。気相が反応媒体36の上面44の上方に上昇し、気体出口40に近づくにつれて、離脱セクション26は気泡塔型反応器20中の上向きに流れる気相の速度を減少させる。気相の上向き速度のこのような減少は、上向きに流れる気相中の同伴液体及び/又は固体の除去の促進に役立ち、その結果、反応媒体36の液相中に存在するいくつかの成分の不所望な損失を減少させる。

30

【0056】

離脱セクション26は、好ましくは概ね円錐台系の遷移壁54、概ね円筒形の幅広い側壁56及び上部ヘッド58を含む。遷移壁54の狭い下端は、反応セクション24の円筒形本体46の頂部に連結されている。遷移壁54の幅の広い上端は、幅の広い側壁56の底部に連結されている。遷移壁54は、狭い下端から、垂線から約10 ~ 約70°の範囲の角度で、より好ましくは垂線から約15 ~ 約50°の範囲の角度で、最も好ましくは垂線から15 ~ 45°の範囲の角度で上方外側に向かって広がるのが望ましい。幅の広い側壁56は反応セクション24の最大直径Dよりも一般に大きい最大直径Xを有するが、反応セクション24の上部が反応セクション24の全最大直径よりも小さい直径を有する場合には、Xは実際にはDよりも小さくてもよい。本発明の好ましい実施態様において、(幅の広い側壁56の直径) 対 (反応セクション24の最大直径) の比X:Dは約0.8:1 ~ 約4:1、最も好ましくは1.1:1 ~ 2:1の範囲である。上部ヘッド58は幅の広い側壁56の頂部に連結されている。上部ヘッド58は好ましくは、気体出口40を経て離脱ゾーン30から気体を逃散させる中央の開口部を規定する概ね楕円形のヘッド部材である。或いは、上部ヘッド58は、円錐形を含む任意の形状であることができる。離脱ゾーン30は、反応ゾーン28の頂部50から離脱ゾーン30の最上部まで測定された最大高さYを有する。(反応ゾーン28の長さ) 対 (離脱ゾーン30の高さ) の比L:Yは、好ましくは約2:1 ~ 約24:1、より好ましくは約3:1 ~ 約20:1、最も好ましくは4:1 ~ 16:1の範囲である。

40

【0057】

50

図 1 ~ 5 を参照して、酸化剤スパージャー 3 4 の位置及び構造についてより詳細に記載する。図 2 及び 3 は、酸化剤スパージャー 3 4 がリング部材 6 0、クロス部材 6 2 及び 1 対の酸化剤入口導管 6 4 a, b を含むことができることを示す。好都合なことには、図 2 及び 3 に示されるように、これらの酸化剤入口導管 6 4 a, b はリング部材 6 0 の上方の高さで容器に入り、次いで下向きに転じる。或いは、酸化剤入口導管 6 4 a, b はリング部材 6 0 の下方で又はリング部材の 6 0 と概ね同じ水平面で容器に入ることができる。各酸化剤入口導管 6 4 a, b は、容器シェル 2 2 中に形成された、それぞれの酸化剤入口 6 6 a, b に連結される第 1 端と、リング部材 6 0 に流体連結される第 2 端を含む。リング部材 6 0 は、好ましくは導管から、より好ましくは複数の直導管部分から、最も好ましくは互いに堅固に連結されて複数の管状多角形リングを形成する複数の直導管部分から形成される。好ましくはリング部材 6 0 は、少なくとも 3 個の、より好ましくは 6 ~ 10 個の、最も好ましくは 8 個のまっすぐなパイプ部分から形成される。従って、リング部材 6 0 が 8 個のパイプ部分から形成される場合には、それはほぼ八角形の形状を有する。クロス部材 6 2 は好ましくは、リング部材 6 0 の対向するパイプ部分の間において対角線上に伸び且つそれらに流体連結される実質的にまっすぐなパイプ部分から形成される。クロス部材 6 2 に用いられるパイプ部分は、リング部材 6 0 を形成するのに用いられるパイプ部分と実質的に同じ直径を有するのが好ましい。酸化剤入口導管 6 4 a, b、リング部材 6 0 及びクロス部材 6 2 を構成するパイプ部分は、約 0.1 m 超の、より好ましくは約 0.2 ~ 約 2 m の範囲の、最も好ましくは 0.25 ~ 1 m の範囲の公称直径を有するのが望ましい。おそらく図 3 に最もよく示されるように、リング部材 6 0 及びクロス部材 6 2 はそれぞれ、酸化剤流を反応ゾーン 2 8 に上向きに排出するための複数の上部酸化剤用開口部 6 8 を提供する。おそらく図 4 に最もよく示されるように、リング部材 6 0 及び / 又はクロス部材 6 2 は、酸化剤流を反応ゾーン 2 8 に下向きに排出するための 1 個又はそれ以上の下部酸化剤用開口部 7 0 を提供することができる。下部酸化剤用開口部 7 0 は、リング部材 6 0 及び / 又はクロス部材 6 2 内に浸入するかもしれない液体及び / 又は固体を排出するのに用いることもできる。固体が酸化剤スパージャー 3 4 の内側に沈着するのを防ぐために、液体流を、連続的又は定期的にスパージャー 3 4 に通して、堆積した固体を全て流し出すことができる。

【0058】

再び図 1 ~ 4 を参照すると、気泡塔型反応器 2 0 中における酸化の間に、酸化剤流は酸化剤入口 6 6 a, b を通してそれぞれ酸化剤入口導管 6 4 a, b 中に押し込まれる。次いで、酸化剤流は、酸化剤入口導管 6 4 a, b を経てリング部材 6 0 に運搬される。酸化剤流がリング部材 6 0 に入ったら、酸化剤流はリング部材 6 0 及びクロス部材 6 2 の内部容積全体に分配される。次に、酸化剤流は、リング部材 6 0 及びクロス部材 6 2 の上部及び下部酸化剤用開口部 6 8, 7 0 を経て酸化剤スパージャー 3 4 から出て反応ゾーン 2 8 中に押し込まれる。

【0059】

上部酸化剤用開口部の出口 6 8 は、互いに横方向に間隔をあけて、反応ゾーン 2 8 の実質的に同じ高さに配置される。従って、上部酸化剤用開口部 6 8 の出口は、一般に酸化剤スパージャー 3 4 の頂部によって規定される実質的に水平な面に沿って位置する。下部酸化剤用開口部 7 0 の出口は、互いに横方向に間隔をあけて、反応ゾーン 2 8 の実質的に同じ高さに配置される。従って、下部酸化剤用開口部 7 0 の出口は、一般に酸化剤スパージャー 3 4 の底部によって規定される実質的に水平な面に沿って位置する。

【0060】

本発明の一実施態様において、酸化剤スパージャー 3 4 には、少なくとも約 20 個の上部酸化剤用開口部 6 8 が形成されている。より好ましくは、酸化剤スパージャー 3 4 には、約 40 ~ 約 800 個の範囲の上部酸化剤用開口部 6 8 が形成されている。最も好ましくは、酸化剤スパージャー 3 4 には、60 ~ 400 個の範囲の上部酸化剤用開口部 6 8 が形成されている。酸化剤スパージャー 3 4 には、好ましくは少なくとも約 1 個の下部酸化剤用開口部 7 0 が形成されている。より好ましくは、酸化剤スパージャー 3 4 には、約 2 ~

約 40 個の範囲の下部酸化剤用開口部 70 が形成されている。最も好ましくは、酸化剤スパージャー 34 には、8 ~ 20 個の範囲の下部酸化剤用開口部 70 が形成されている。酸化剤スパージャー 34 における上部酸化剤用開口部 68 対下部酸化剤用開口部 70 の数の比は、好ましくは約 2 : 1 ~ 約 100 : 1、より好ましくは約 5 : 1 ~ 約 25 : 1、最も好ましくは 8 : 1 ~ 15 : 1 の範囲である。上部及び下部酸化剤用開口部 68、70 から出る酸化剤流の体積流速の比が上部及び下部酸化剤用開口部 68、70 の相対数に関する前述の比と実質的に同じとなるように、実質的に全ての上部及び且つ酸化剤用開口部 68、70 の直径は好ましくは実質的に同じである。

【0061】

図 5 は、上部及び下部酸化剤用開口部 68、70 からの酸化剤排出の方向を示す。上部酸化剤用開口部 68 に関しては、上部酸化剤用開口部 68 の少なくとも一部が、垂線から斜めに角度 A で酸化剤流を排出するのが好ましい。垂線から角度 A だけ傾斜している上部酸化剤用開口部 68 の百分率は、約 30 ~ 約 90 % の範囲、より好ましくは約 50 ~ 約 80 % の範囲、更に好ましくは 60 ~ 75 % の範囲、最も好ましくは 67 % であるのが望ましい。角度 A は、好ましくは約 5 ~ 約 60 °、より好ましくは約 10 ~ 約 45 °、最も好ましくは 15 ~ 30 ° の範囲である。下部酸化剤用開口部 70 に関しては、下部酸化剤用開口部 70 の実質的に全てがリング部材 60 及び / 又はクロス部材 62 の最下部近くに位置する。従って、酸化剤スパージャー 34 中に誤って入る可能性がある全ての液体及び / 又は固体は、下部酸化剤用開口部 70 を経て酸化剤スパージャー 34 から容易に排出させることができる。好ましくは、下部酸化剤用開口部 70 は、酸化剤流を実質的に垂直な角度で下向きに排出する。この説明のためには、上部酸化剤用開口部は、酸化剤流を概ね上向きに（即ち、水平面より上の角度で）排出する任意の開口部であることができ、下部酸化剤用開口部は、酸化剤流を概ね下向きに（即ち、水平より下の角度で）排出する任意の開口部であることができる。

【0062】

多相反応媒体を含む多くの従来型の気泡塔型反応器においては、酸化剤スパージャー（又は酸化剤流を反応ゾーン中に導入する他のメカニズム）より下に位置する反応媒体の実質的に全てが非常に低いガス・ホールドアップ値を有する。当業界で知られる通り、「ガス・ホールドアップ」は単に、気体状態の多相媒体の体積分率である。媒体中のガス・ホールドアップの低いゾーンは、「無通気」ゾーンと称することもできる。多くの従来型のスラリー気泡塔型反応器においては、反応媒体の総容量のかなりの部分が、酸化剤スパージャー（又は酸化剤流を反応ゾーン中に導入する他のメカニズム）より下に位置する。従って、従来型の気泡塔型反応器の底部に存在する反応媒体のかなりの部分が無通気である。

【0063】

気泡塔型反応器中で酸化に供される反応媒体中の無通気ゾーンの量を最小限に抑え、いくつかの型の不所望な不純物の発生を最小限に抑えることができることを発見した。反応媒体の無通気ゾーンに含まれる酸化剤気泡は比較的少ない。この低容積の酸化剤気泡は、反応媒体の液相中に溶解させるのに利用できる分子状酸素の量を減少させる。従って、反応媒体の無通気ゾーン中の液相中の分子状酸素は比較的低濃度である。反応媒体のこれらの酸素が不足した無通気ゾーンは、望ましい酸化反応ではなく、不所望な副反応を促進する傾向がある。例えば p - キシレンを部分酸化してテレフタル酸を生成させる場合には、反応媒体の液相中における不十分な酸素利用可能性のため、安息香酸及び共役芳香環、とりわけ、フルレオノン類及びアントラキノン類として知られる、非常に不所望な有色分子が不所望に多量に形成される可能性がある。

【0064】

本発明の一実施態様によれば、液相酸化は、ガス・ホールドアップが低い反応媒体の体積分率を最小限に抑えられるように構成し且つ運転する気泡塔型反応中で実施する。このような無通気ゾーンの最小化は、反応媒体の全容積を均一容積の 2,000 個の水平スライスに理論的に分割することによって定量化することができる。最上部及び最下部の水平

スライスを除いて、各水平スライスは、側面で反応器の側壁と境界を接し且つ頂部及び底部で仮想水平面と境界を接する別々の容積である。最上部の水平スライスは、底部で仮想水平面と境界を接し且つ頂部で反応媒体の上面と境界を接する。最下部の水平スライスは、頂部で仮想水平面と境界を接し且つ底部で容器の下端と境界を接する。反応媒体を、等容積の2,000個の別々の水平スライスに理論的に分割すると、各水平スライスの時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップを算出することができる。無通気ゾーンの量のこの定量化法を用いる場合には、時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップが0.1未満である水平スライス数は、30個未満、より好ましくは15個未満、更に好ましくは6個未満、更に好ましくは4個未満、最も好ましくは2個未満であるのが望ましい。ガス・ホールドアップが0.2未満である水平スライス数は、80個未満、より好ましくは40個未満、更に好ましくは20個未満、更に好ましくは12個未満、最も好ましくは5個未満であるのが望ましい。ガス・ホールドアップが0.3未満である水平スライス数は、120個未満、より好ましくは80個未満、更に好ましくは40個未満、更に好ましくは20個未満、最も好ましくは15個未満であるのが望ましい。

10

20

30

40

50

【0065】

再び図1及び2を参照すると、反応器ゾーン28中におけるより下方への酸化剤スパージャー34の配置には、反応媒体36中の無通気ゾーンの量の減少を含むいくつかの利点があることを発見した。反応媒体36の高さをH、反応ゾーン28の長さをL、反応ゾーン28の最大直径をDとすると、酸化剤流の大部分（即ち、>50重量%）が、反応ゾーン28の下端52の約0.025H、0.022L及び/又は0.25D以内の反応ゾーン28中に導入されるのが好ましい。より好ましくは、酸化剤流の大部分は、反応ゾーン28の下端52の約0.02H、0.018L及び/又は0.2D以内の反応ゾーン28中に導入する。最も好ましくは、酸化剤流の大部分は、反応ゾーン28の下端52の0.015H、0.013L及び/又は0.15D以内の反応ゾーン28中に導入する。

【0066】

図2に示される実施態様において、酸化剤流の実質的に全てが反応器ゾーン28の約0.25H、0.022L及び/又は0.25D以内の反応ゾーン28中に入るように、反応ゾーン28の下端52と酸化剤スパージャー34の上部酸化剤用開口部68の出口との間の垂直距離 Y_1 は約0.25H、0.022L及び/又は0.25D未満である。より好ましくは、 Y_1 は約0.02H、0.018L及び/又は0.2D未満である。最も好ましくは、 Y_1 は0.015H、0.013L及び/又は0.15D未満であるが、0.005H、0.004L及び/又は0.06Dより大きい。図2は、容器シェル22の円筒形本体46の下縁部が容器シェル22の楕円形下部ヘッド48の上縁部と接する位置に接線72を示す。或いは、下部ヘッド48は、円錐形を含む任意の形状であることができ、接線はそれでも円筒形本体46の下縁部と定義される。接線72と酸化剤スパージャー34の頂部との間の垂直距離 Y_2 は、好ましくは少なくとも約0.0012H、0.001L、及び/又は0.01D；より好ましくは少なくとも約0.005H、0.004L及び/又は0.05D；そして最も好ましくは少なくとも0.01H、0.008L及び/又は0.1Dである。反応ゾーン28の下端52と酸化剤スパージャー34の下部酸化剤用開口部70の出口との間の垂直距離 Y_3 は、好ましくは約0.015H、0.013L及び/又は0.15D未満；より好ましくは約0.012H、0.01L及び/又は0.1D未満；最も好ましくは0.01H、0.008L及び/又は0.075D未満であるが0.003H、0.002L及び/又は0.025Dより大きい。

【0067】

本発明の好ましい実施態様において、酸化剤流及び供給材料流を反応ゾーン中に排出する開口部は、開口部から排出される酸化剤又は供給材料流の量（重量基準で）が開口部の孔面積に正比例するように構成する。従って、例えば全ての酸化剤用開口部によって規定される累積孔面積の50%が反応ゾーンの底部の0.15D以内に位置する場合には、酸化剤流の50重量%が反応ゾーンの底部の0.15D以内の反応ゾーンに入り、逆の場合も同じである。

【 0 0 6 8 】

反応媒体 36 中の無通気ゾーン（即ち、ガス・ホールドアップの低いゾーン）を最小限に抑えることによって提供される利点に加えて、全反応媒体 36 のガス・ホールドアップを最大にすることによって酸化を増大できることを発見した。反応媒体 36 は時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップが、好ましくは少なくとも約 0.4、より好ましくは約 0.6 ~ 約 0.9 の範囲、最も好ましくは 0.65 ~ 0.85 の範囲である。気泡塔型反応器 20 のいくつかの物理的な及び操作上の属性が、前述の高いガス・ホールドアップに寄与する。例えば、所与の反応器サイズ及び酸化剤流の流れに関しては、反応ゾーン 28 の高い L : D 比がより短い直径を与え、それが反応媒体 36 中の空塔速度を増大させ、その結果、ガス・ホールドアップが増大する。更に、所与の一定空塔速度として考えても、気泡塔の実直径及び L : D 比が平均ガス・ホールドアップに影響を及ぼすことがわかっている。また、無通気ゾーンの最小化（特に、反応ゾーン 28 の底部において）が、ガス・ホールドアップの増大に寄与する。更にまた、気泡塔型反応器の塔頂圧及び機械的構造が、ここに開示した高い空塔速度及びガス・ホールドアップ値において運転安定性に影響を及ぼす可能性がある。

10

【 0 0 6 9 】

更に、本発明者らは、ガス・ホールドアップ及び物質移動を増加させるには、最適化された塔頂圧で運転することが重要であることを発見した。より低い塔頂圧での運転は、ヘンリーの法則の作用に従って、分子状酸素の溶解度を減少させるので、気体から液体への分子状酸素の物質移動速度を低下させように見えるかもしれない。機械的攪拌容器の場合には、通気レベル及び物質移動速度が攪拌機の設計及び塔頂圧によって左右されるので典型的にそうである。しかし、本発明の好ましい実施態様に係る気泡塔型反応器においては、より低い塔頂圧を用いて一定の質量の気相酸化剤流により大きい容積を占めさせることによって、反応媒体 36 中の空塔速度を増加させ、更にはガス・ホールドアップ及び分子状酸素の移動速度を増加させる方法が発見された。

20

【 0 0 7 0 】

気泡の融合と分割とのバランスは極めて複雑な現象である。この現象は、一方では、泡立つ傾向につながり、それは液相の内部循環速度を低下させると共に、極めて大きい離脱ゾーンが必要とする可能性があり、他方では、数の少ない非常に大きい気泡を生じる傾向につながり、それはガス・ホールドアップを低下させ且つ酸化剤流から液相への物質速度を低下させる。液相に関しては、中でも、その組成、密度、粘度及び表面張力が非常に複雑な方法で相互作用して、固相がない場合でさえ非常に複雑な結果を生じることが知られている。例えば、実験室の研究者は、簡単な水 - 空気気泡塔の場合でさえ、観察結果を報告及び評価する場合に、「水」が水道水、蒸留水又は脱イオン水のいずれであるかを限定することが有用であることに気付いている。液相中の複雑な混合物に関して及び固相の添加に関しては、複雑さの程度が更に増す。どのような泡立ち挙動及び自然対流のフローパターンが起こるかを立証する上で、とりわけ、固体の個々の粒子の表面不整、固体の平均サイズ、粒度分布、液相に対する固体の量及び液体が固体表面を湿潤させる能力の全てが、液相及び酸化剤流との相互作用で重要である。

30

【 0 0 7 1 】

従って、気泡塔型反応器が、ここに開示した高い空塔速度及び高いガス・ホールドアップで有効に機能できるか否かは、例えば、以下を適切に選択することにかかっている：（１）反応媒体の液相の組成；（２）沈殿固体の量及び型（いずれも、反応条件によって調整できる）；（３）反応器に供給される酸化剤流の量；（４）酸化剤流の体積流量、気泡の安定性及び（エネルギー収支による）反応温度に影響を及ぼす塔頂圧；（５）流体の性質、沈殿固体の性質及び酸化剤流の比体積に影響を及ぼす反応温度自体；並びに（６）L : D 比を含む、反応器の形状寸法及び機械的細部。

40

【 0 0 7 2 】

再び図 1 を参照すると、反応媒体 36 中における被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の改善された分布は、垂直方向に間隔をあけて配置された複数の位置で反応ゾーン 28

50

中に液相供給流を導入することによって提供することができることを発見した。好ましくは、液相供給流は、反応ゾーン 28 中に少なくとも 3 つの、より好ましくは少なくとも 4 つの供給開口部を経て導入する。ここで使用する用語「供給開口部 (feed openings)」は、液相供給流が、反応媒体 36 との混合のために、反応ゾーン 28 中に排出される開口部を意味するものとする。少なくとも 2 つの供給開口部が、互いに垂直に少なくとも約 0.5 D、より好ましくは少なくとも約 1.5 D、最も好ましくは少なくとも 3 D の間隔をあけて配置されるのが望ましい。しかし、最上部の供給開口部は、最下部の酸化剤用開口部から垂直に約 0.75 H、0.65 L 及び / 又は 8 D 以下；より好ましくは約 0.5 H、0.4 L 及び / 又は 5 D 以下；最も好ましくは 0.4 H、0.35 L 及び / 又は 4 D 以下の間隔をあけて配置されるのが望ましい。

10

【0073】

液相供給流を複数の垂直位置において導入するのが望ましいが、反応媒体 36 における被酸化性化合物の改善された分布は、液相供給流の大部分が反応媒体 36 及び / 又は反応ゾーン 28 の下半分に導入する場合に提供されることも発見した。好ましくは、液相供給流の少なくとも約 75 重量%を、反応媒体 36 及び / 又は反応ゾーン 28 の下半分に導入する。最も好ましくは、液相供給流の少なくとも 90 重量%を、反応媒体 36 及び / 又は反応ゾーン 28 の下半分に導入する。更に、液相供給流の少なくとも約 30 重量%を、酸化剤流が反応ゾーン 28 に供給される最も低い垂直位置の約 1.5 D 以内において反応ゾーン 28 中に導入するのが好ましい。酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入されるこの最も低い垂直位置は典型的には酸化剤スパージャーの底部であるが、酸化剤流を反応ゾーン 28 に導入するための種々の代替構造も、本発明の好ましい実施態様によって考慮される。好ましくは、液相供給流の少なくとも約 50 重量%を、酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入される最も低い垂直位置の約 2.5 D 以内に導入する。好ましくは、液相供給流の少なくとも約 75 重量%を、酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入される最も低い垂直位置の約 5 D 以内に導入する。

20

【0074】

各供給開口部は、それを通して供給材料が排出される孔面積を規定する。全供給口の累積孔面積の少なくとも約 30 %が、酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入される最も低い垂直位置の約 1.5 D 以内に位置するのが好ましい。好ましくは、全供給口の累積孔面積の少なくとも約 50 %が、酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入される最も低い垂直位置の約 2.5 D 以内に位置する。好ましくは、全供給口の累積孔面積の少なくとも約 75 %が、酸化剤流が反応ゾーン 28 に導入される最も低い垂直位置の約 5 D 以内に位置する。

30

【0075】

再び図 1 を参照すると、本発明の一実施態様において、供給口 32 a、b、c、d は単に、容器シェル 22 の一側に沿って垂直方向に並べられた開口部である。これらの供給開口部は好ましくは約 7 cm 未満の、より好ましくは約 0.25 ~ 約 5 cm の範囲の、最も好ましくは 0.4 ~ 2 cm の範囲の実質的に同様な直径を有する。気泡塔型反応器 20 には、好ましくは各供給開口部から出る液相供給流の流速を調整するためのシステムが装着される。このような流量調整システムは好ましくは、個別の供給口 32 a、b、c、d のそれぞれに対して個別の流量調整弁 74 a、b、c、d を含む。更に、気泡塔型反応器 20 中には、液相供給流の少なくとも一部を少なくとも約 2 m / 秒の、より好ましくは約 5 m / 秒の、更に好ましくは少なくとも約 6 m / 秒の、最も好ましくは 8 ~ 20 m / 秒の範囲の高い入口空塔速度で反応ゾーン 28 に導入させる流量調整システムが装着されるのが望ましい。ここで使用する用語「入口空塔速度」は、(供給開口部から出る供給流の時間平均体積流速) ÷ (供給開口部の面積) を意味する。好ましくは、供給流の少なくとも約 50 重量%が高い入口空塔速度で反応ゾーン 28 に導入される。最も好ましくは、供給流の実質的に全てが高い入口空塔速度で反応ゾーン 28 に導入される。

40

【0076】

図 6 ~ 7 を参照すると、液相供給流を反応ゾーン 28 に導入するための代替システムが示されている。この実施態様においては、供給流は 4 つの異なった高さで反応ゾーン 28

50

に導入される。各高さには、個別の供給分配システム 76 a、b、c、d が装着される。各供給分配システム 76 は、主供給導管 78 とマニホールド 80 を含む。各マニホールド 80 は容器シェル 22 の反応ゾーン 28 中に伸びる個別のインサート導管 86、88 に連結された少なくとも 2 つの出口 82、84 を具備する。各インサート導管 86、88 は、反応ゾーン 28 中に供給流を排出するための個別の供給開口部 87、89 を提供する。供給開口部 87、89 は好ましくは約 7 cm 未満の、より好ましくは約 0.25 ~ 約 5 cm の範囲の、最も好ましくは 0.4 ~ 2 cm の範囲の実質的に同様な直径を有する。各供給分配システム 76 a、b、c、d の供給開口部 87、89 は、供給流を反応ゾーン 28 中に反対の向きで導入するように対角線上に配置するのが好ましい。更に、隣接する供給分配システム 76 の対角線上に配置された供給開口部 86、88 は、互いに 90° 回転した位置に配置するのが好ましい。運転中には、液相供給流は主供給導管 78 に装入され、引き続いてマニホールド 80 に入る。マニホールド 80 は、供給開口部 87、89 を介して反応器 20 の正反対の 2 つの側において同時に導入するために、供給流を均等に分配する。

10

20

30

40

50

【0077】

図 8 は、各供給分配システム 76 に、インサート導管 86、88 (図 7 に図示)ではなく、パヨネットチューブ (bayonet tube) 90、92 が装着された代替構造を示す。パヨネットチューブ 90、92 は反応ゾーン 28 中に突き出ており、液相供給材料を反応ゾーン 28 に排出するための多数の小さい供給開口部 94、96 を含む。パヨネットチューブ 90、92 のこの小さい供給開口部 94、96 は、約 50 mm 未満、より好ましくは約 2 ~ 約 25 mm の、最も好ましくは 4 ~ 15 mm の実質的に同一の直径を有するのが望ましい。

【0078】

図 9 ~ 11 は、代替供給分配システム 100 を示す。供給分配システム 100 は、気泡塔型反応器 20 の側壁の多数の貫通を必要とせずに、垂直方向にも横方向にも間隔をあけられた複数の位置で液相供給流を導入する。供給導入システム 100 は、一般に単一の入口導管 102、ヘッダー 104、複数の直立分配管 106、横支持機構 108 及び縦支持機構 110 を含む。入口導管 102 は容器シェル 22 の本体 46 の側壁を貫通する。入口導管 102 はヘッダー 104 と流体連結される。ヘッダー 104 は入口導管 102 から受けた供給流を直立分配管 106 の間に均等に分配する。各分配管 106 は、供給流を反応ゾーン 28 に排出するための、垂直方向に間隔をあけて配置された複数の供給開口部 112 a、b、c、d を有する。横支持機構 108 は、各分配管 106 に連結され、分配管 106 の横方向の相対運動を抑える。縦支持機構 110 は、好ましくは横支持機構 108 に及び酸化剤スパージャー 34 の頂部に連結される。縦支持機構 110 は、反応ゾーン 28 中の分配管 106 の縦方向の動きを実質的に抑える。供給開口部 112 は、約 50 mm 未満、より好ましくは約 2 ~ 約 25 mm、最も好ましくは 4 ~ 15 mm の実質的に同一の直径を有するのが望ましい。図 9 ~ 11 に示された供給分配システム 100 の供給開口部 112 の垂直方向の間隔は、図 1 の供給分配システムに関して、前述したのと実質的に同じであることができる。

【0079】

多くの気泡塔型反応器中の反応媒体のフローパターンは、被酸化性化合物が主として反応媒体の一侧に沿って導入される場合には特に、反応媒体中における被酸化性化合物の不均一な方位角分配を可能でることが判明した。ここで使用する用語「方位角」は、反応ゾーンの直立延長軸の周囲の角又は間隔を意味する。ここで使用する「直立」は、垂線の 45° 以内を意味する。本発明の一実施態様において、被酸化性化合物 (例えば p - キシレン) を含む供給流は、方位角に間隔をあけて配置された複数の供給開口部を経て反応ゾーンに導入する。これらの方位角に間隔をあけて配置された供給開口部は、反応媒体中における過度に高い及び過度に低い被酸化性化合物濃度の領域を防ぐのに役立つことができる。図 6 ~ 11 に示された種々の供給導入システムは、供給開口部の適正な方位角間隔を提供するシステムの例である。

【0080】

再び図7を参照すると、液相供給材料流の反応媒体中への、方位角に間隔をあけられた導入を定量化するために、反応媒体を、ほぼ等容積の直立方位角クアドラント (quadrant) Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 Q_4 に理論的に分割することができる。これらの方位角クアドラント Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 Q_4 は、反応媒体の最大縦寸法及び最大半径方向寸法を越えて広がる1対の仮想上の直交する交差垂直面 P_1 、 P_2 によって規定される。反応媒体が円筒容器に含まれる場合には、仮想交差垂直面 P_1 、 P_2 の交線は円筒の垂直中心線とほぼ一致し、各方位角クアドラント Q_1 、 Q_2 、 Q_3 、 Q_4 は、反応媒体の高さに等しい高さを有するほぼくさび形の垂直容積であろう。被酸化性化合物の相当部分が、少なくとも2つの異なる方位角クアドラント中に位置する供給開口部を経て反応媒体中に排出されるのが好ましい。

10

【0081】

本発明の好ましい実施態様においては、被酸化性化合物の約80重量%以下が、単一の方位角クアドラント中に位置することができる供給開口部を通して反応媒体中に排出される。より好ましくは、被酸化性化合物の約60重量%以下が、単一の方位角クアドラント中に位置することができる供給開口部を通して反応媒体中に排出される。最も好ましくは、被酸化性化合物の40重量%以下が、単一の方位角クアドラント中に位置することができる供給開口部を通して反応媒体中に排出される。被酸化性化合物の方位角分配に関するこれらのパラメータは、方位角クアドラントが被酸化性化合物の最大化可能量が方位角クアドラントの1つに排出されているような方位角に向けられた場合に、測定する。例えば、全供給流を、互いに方位角で89°の間隔をあけて配置された2つの供給開口部を経て反応媒体中に排出される場合には、4つの方位角クアドラントにおける方位角分配を測定するために、供給液の100重量%が単一の方位角クアドラントの反応媒体中に排出させる。これは、方位角クアドラントが、両方の供給開口部が単一の方位角クアドラントに位置するような方位角に向けることができるためである。

20

【0082】

供給開口部の適正な方位角間隔に関連する利点に加えて、気泡塔型反応器中の供給開口部の適正な半径方向間隔も重要であり得ることを発見した。反応媒体中に導入される被酸化性化合物の相当部分が、容器の側壁から内側に向かって半径方向に間隔をあけて配置された供給開口部を経て排出されるのが好ましい。従って、本発明の一実施態様において、被酸化性化合物の相当部分は、反応ゾーンを規定する直立側壁から内側に向かって間隔をあけて配置された「好ましい半径方向供給ゾーン」に位置する供給開口部を経て反応ゾーンに入る。

30

【0083】

再び図7を参照すると、好ましい半径方向供給ゾーンFZは、反応ゾーン28中に中心がある、外径 D_o が $0.9D$ (D は反応ゾーン28の直径である)の理論的直立円筒の形をとることができる。従って、厚さ $0.05D$ の外環OAが、好ましい半径方向供給ゾーンFZと反応ゾーン28を規定する側壁の内側との間に規定される。この外環OAに位置する供給開口部によっては、被酸化性化合物が、ほとんど又は全く、反応ゾーン28に導入されないことが好ましい。

【0084】

別の実施態様において、反応ゾーン28の中央には、被酸化性化合物が、ほとんど又は全く導入されないのが好ましい。従って、図8に示されるように、好ましい半径方向供給ゾーンFZは、反応ゾーン28に中心がある、外径 D_o が $0.9D$ で且つ内径 D_i が $0.2D$ の理論的直立環の形をとることができる。従って、この実施態様においては、直径が $0.2D$ の内筒ICが、好ましい半径方向供給ゾーンFZの中央から「切り取られる」。この内筒ICに位置する供給開口部によっては、被酸化性化合物が、ほとんど又は全く、反応ゾーン28中に導入されないのが好ましい。

40

【0085】

本発明の好ましい実施態様において、好ましい半径方向供給ゾーンが前述の円筒又は環の形状を有するか否かにかかわらず、被酸化性化合物の相当部分が、好ましい半径方向供

50

給ゾーン中に位置する供給開口部を経て反応媒体 3 6 中に導入される。より好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも約 2 5 重量%が、好ましい半径方向供給ゾーン中に位置する供給開口部を経て反応媒体 3 6 中に排出される。更に好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも約 5 0 重量%が、好ましい半径方向供給ゾーン中に位置する供給開口部を経て反応媒体 3 6 中に排出される。最も好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも約 7 5 重量%が、好ましい半径方向供給ゾーン中に位置する供給開口部を経て反応媒体 3 6 中に排出される。

【0086】

図 7 及び 8 に示される理論的方位角クアドラント及び理論的な好ましい半径方向供給ゾーンを液相供給流の分配に関して説明したが、気相酸化剤流の適正な方位角及び半径方向分配もまた、いくつかの利点を有することを発見した。従って、本発明の一実施態様においては、前に示した、液相供給流の方位角及び半径方向分配の説明を、気相酸化剤流が反応媒体 3 6 中に導入する方法にも適用する。

10

【0087】

図 1 2 ~ 1 5 を参照すると、代替酸化剤スパージャー 2 0 0 が、リング部材 2 0 2 及び 1 対の酸化剤入口導管 2 0 4、2 0 6 を一般に含むものとして示されている。図 1 2 ~ 1 5 の酸化剤スパージャー 2 0 0 は、図 1 ~ 1 1 の酸化剤スパージャー 3 4 と同様であるが、以下の 3 つの主な違いがある：(1) 酸化剤スパージャー 2 0 0 は対角線のクロス部材を含まない；(2) リング部材 2 0 2 の上部は、酸化剤を上向きに排出する開口部を有さない；(3) 酸化剤スパージャー 2 0 0 は、リング部材 2 0 2 の下部にはるかに多くの開口部を有する。

20

【0088】

おそらく図 1 4 及び 1 5 に最もよく示されるように、酸化剤スパージャーリング 2 0 2 の底部は多数の酸化剤用開口部 2 0 8 を提供する。酸化剤用開口部 2 0 8 は、好ましくは酸化剤用開口部 2 0 8 によって規定される総孔面積の少なくとも約 1 %がリング部材 2 0 2 の中心線 2 1 0 (図 1 5) の下方に位置するように構成される。ここで、中心線 2 1 0 は、リング部材 2 0 2 の体積中心の高さに位置する。より好ましくは、全酸化剤用開口部 2 0 8 によって規定される総孔面積の少なくとも約 5 %が中心線 2 1 0 の下方に位置し、総孔面積の少なくとも約 2 %が、垂線の約 3 0 °以内のほぼ下向きに酸化剤流を排出する開口部 2 0 8 によって規定されている。更に好ましくは、全酸化剤用開口部 2 0 8 によって規定される総孔面積の少なくとも約 2 0 %が中心線 2 1 0 の下方に位置し、総孔面積の少なくとも約 1 0 %が、垂線の約 3 0 °以内のほぼ下向きに酸化剤流を排出する開口部 2 0 8 によって規定されている。最も好ましくは、全酸化剤用開口部 2 0 8 によって規定される総孔面積の少なくとも約 7 5 %が中心線 2 1 0 の下方に位置し、総孔面積の少なくとも約 4 0 %が、垂線の約 3 0 °以内のほぼ下向きに酸化剤流を排出する開口部 2 0 8 によって規定されている。中心線 2 1 0 の上方に位置する全酸化剤用開口部 2 0 8 によって規定される総孔面積の割合は、好ましくは約 7 5 %未満、より好ましくは約 5 0 %未満、更に好ましくは約 2 5 %未満、最も好ましくは 5 %未満である。

30

【0089】

図 1 4 及び 1 5 に示されるように、酸化剤用開口部 2 0 8 は、下向き開口部 2 0 8 a 及び斜め開口部 2 0 8 b を含む。下向き開口部 2 0 8 a は、垂線の約 3 0 °以内の、より好ましくは垂線の約 1 5 °以内の、最も好ましくは垂線の 5 °以内の角度でほぼ下向きに酸化剤流を排出するように構成される。斜め開口部 2 0 8 b は、垂線から約 1 5 ~ 7 5 °の範囲の角度 A でほぼ外側下向きに酸化剤流を排出するように構成される。より好ましくは、角度 A は、垂線から約 3 0 ~ 約 6 0 °の範囲であり、最も好ましくは角度 A は、垂線から 4 0 ~ 5 0 °の範囲である。

40

【0090】

実質的に全ての酸化剤用開口部 2 0 8 がほぼ同一の直径を有するのが好ましい。酸化剤用開口部 2 0 8 の直径は、好ましくは約 2 ~ 約 3 0 0 mm、より好ましくは約 4 ~ 約 1 2 0 mm、最も好ましくは 8 ~ 6 0 mm の範囲である。リング部材 2 0 2 中の酸化剤用開口

50

部 208 の総数は、以下に詳述する低圧力降下基準を満たすように選択される。好ましくは、リング部材 202 中に形成される酸化剤用開口部 208 の総数は、少なくとも 10 個、より好ましくは酸化剤用開口部 208 の総数は約 20 ~ 約 200 個の範囲、最も好ましくは酸化剤用開口部 208 の総数は 40 ~ 100 個の範囲である。

【0091】

図 12 ~ 15 は酸化剤スパージャー 200 の極めて特殊な構造を示すが、種々の酸化剤スパージャーの構造を用いて、ここに記載した利点を達成できることが注目される。たとえば、酸化剤スパージャーは、図 12 ~ 13 に示される八角形のリング部材の構造を必ずしも有する必要はない。正しくは、酸化剤スパージャーは、酸化剤流を排出するための間隔をあけて配置された複数の開口部を使用する任意の構造の流通導管から形成されることが可能である。流通導管中の酸化剤用開口部の大きさ、数及び排出方向は好ましくは前述の範囲内である。更に、酸化剤スパージャーは好ましくは、前述の分子状酸素の方位角及び半径方向分配を提供するように構成される。

10

【0092】

酸化剤スパージャーの具体的な構造にかかわらず、酸化剤スパージャーは、流通導管から出て酸化剤用開口部を通して反応ゾーンにいたる酸化剤流の排出に付随する圧力降下を最小限に抑えるように構成され、運転するのが好ましい。このような圧力降下は、(酸化剤スパージャーの酸化剤入口 66a、b における流通導管の内側の酸化剤流の時間平均静圧) - (酸化剤流の 1/2 がその垂直位置の上方に導入され且つ酸化剤流の 1/2 がその垂直位置の下方に導入される高さにおける反応ゾーン中の時間平均静圧) として計算される。本発明の好ましい実施態様において、酸化剤スパージャーからの酸化剤流の排出に付随する時間平均圧力降下は、約 0.3 メガパスカル (MPa) 未満、より好ましくは約 0.2 MPa 未満、更に好ましくは約 0.1 MPa 未満、最も好ましくは 0.05 MPa 未満である。ここに記載する気泡塔型反応器の好ましい運転条件下では、酸化剤スパージャーの流通導管の内側における酸化剤流の圧力は、好ましくは約 0.35 ~ 約 1 MPa、より好ましくは約 0.45 ~ 約 0.85 MPa、最も好ましくは 0.5 ~ 0.7 MPa の範囲である。

20

【0093】

図 2 ~ 5 に示される酸化剤スパージャーの構造に関して前に言及したように、酸化剤スパージャーの固体による汚染を防ぐために、酸化剤スパージャーを液体 (例えば酢酸、水及び/又は p-キシレン) で連続的に又は定期的にフラッシュするのが望ましい場合がある。このような液体フラッシュを用いる場合には、有効量の液体 (即ち、酸化剤中にもともと存在するかもしれない微量の液滴だけでない) が、毎日少なくとも 1 分超の期間、酸化剤用開口部から酸化剤スパージャーに通すのが好ましい。液体が酸化剤スパージャーから連続的に又は定期的に排出される場合には、(酸化剤スパージャーを通る液体の質量流速) 対 (酸化剤スパージャーを通る分子状酸素の質量流速) の時間平均比は約 0.05 : 1 ~ 約 30 : 1、又は約 0.1 : 1 ~ 約 2 : 1、又は更には 0.2 : 1 ~ 1 : 1 の範囲であるのが好ましい。

30

【0094】

本発明の一実施態様において、被酸化性化合物 (例えば p-キシレン) の相当部分は、酸化剤スパージャーを通して反応ゾーン中に導入することができる。このような構造において、被酸化性化合物及び分子状酸素は、酸化剤スパージャー中の同じ開口部を通して酸化剤スパージャーから排出されるのが好ましい。前述のように、被酸化性化合物は典型的には STP において液体である。従って、この実施態様において、液相が被酸化性化合物を含み且つ気相が分子状酸素を含む二相流を、酸化剤スパージャーから排出することができる。しかし、被酸化性化合物の少なくとも一部が、酸化剤スパージャーから排出される際に気体状態である可能性があることを認識しなければならない。一実施態様においては、酸化剤スパージャーから排出される液相は、主として被酸化性化合物から形成される。別の実施態様においては、酸化剤スパージャーから排出される液相は、前述の供給流と実質的に同一の組成を有する。酸化剤スパージャーから排出される液相が供給流と実質的に

40

50

同一の組成を有する場合には、このような液相は溶媒及び／又は触媒系を、供給流の組成に関して前述した量及び比で含むことができる。

【0095】

本発明の一実施態様において、反応ゾーン中に導入される全被酸化性化合物の少なくとも10重量%が酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入されるのが好ましく、より好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも約40重量%が酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入され、最も好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも80重量%が酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入される。被酸化性化合物の全て又は一部が酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入される場合には、反応ゾーン中に導入される全分子状酸素の少なくとも約10重量%が、同一酸化剤スパージャーを経て導入されるのが好ましく、より好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも約40重量%が同一酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入され、最も好ましくは、被酸化性化合物の少なくとも80重量%が同一酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入される。被酸化性化合物のかなりの量が酸化剤スパージャーを経て反応ゾーン中に導入される場合には、1つ又はそれ以上の温度感知装置（例えば熱電対）が、酸化剤スパージャー中に配設されるのが好ましい。これらの温度センサーは、酸化剤スパージャー中の温度が危険なほど高くないことを確実にするのに助けるために使用できる。

10

【0096】

図16～18を参照すると、気泡塔型反応器20が、スラリー出口38近くの反応ゾーン28の底部に配設された内部脱気容器300を含むものとして示されている。反応媒体36の脱気時には比較的速い速度で不純物形成副反応が起こることを発見した。ここで使用する用語「脱気」は、多相反応媒体からの気相の離脱を意味するものとする。反応媒体36が非常によく通気されている（ガス・ホールドアップ>0.3）場合には、不純物の形成はごく少ない。反応媒体36が非常に無通気である（<ガス・ホールドアップ<0.01）場合には、不純物の形成はやはりごく少ない。しかし、反応媒体が部分通気される（ガス・ホールドアップ0.01～0.3）場合には、不所望な副反応が促進され、不純物の発生が増加する。脱気容器300は、部分通気された状態にある反応媒体36の容量を最小限に抑えることによって、また、反応媒体36の脱気に要する時間を最小限に抑えることによって、この問題及び他の問題に対処する。実質的に脱気されたスラリーが、脱気容器300の底部から生成され、スラリー出口38を経て反応器20から出る。実質的に脱気されたスラリーは、好ましくは約5容量%未満、より好ましくは約2容量%、最も好ましくは1容量%の気相を含む。

20

30

【0097】

図16において、気泡塔型反応器20は、液面調節器302及び流量調節弁304を含むものとして示されている。液面調節器302及び流量調節弁304は協力して、反応媒体36を反応ゾーン28中の実質的に一定の高さに保持する。液面調節器302は、反応媒体36の上面44の高さを感知し（例えば差圧レベル式液面感知又は核（nuclear）液面感知による）、反応媒体36の高さに応答して調節信号306を生じるように作動する。流量調節弁304は、調節信号306を受けて、スラリー出口導管308を通るスラリーの流量を調節する。従って、スラリー出口38から出るスラリーの流速は、反応媒体36の高さが高すぎる場合の最大スラリー体積流速（ F_{max} ）と反応媒体36の高さが低すぎる場合の最小スラリー体積流速（ F_{min} ）との間で変動することができる。

40

【0098】

反応ゾーン28から固相酸化生成物を除去するためには、一部分を最初に脱気容器300に通す必要がある。脱気容器300は、液体及び固体がスラリー出口38に向かって下向きに流れるにつれて、反応媒体36の気相を反応媒体36の液相及び固相から自然に上昇させる低乱流の内容積を生じる。液相及び固相からの気相の上昇は、液相及び固相の気相の自然の上向き浮揚性による。脱気容器300が用いられる場合には、充分に通気された三相媒体から充分に脱気された二相スラリーへの反応媒体36の遷移が速く且つ効率的である。

50

【 0 0 9 9 】

図 1 7 及び 1 8 を参照すると、脱気容器 3 0 0 は、間の脱気ゾーン 3 1 2 を規定するほぼ直立の側壁 3 0 8 を含む。好ましくは、側壁 3 0 8 は、垂線の約 30° 以内で、より好ましくは垂線の約 10° 以内で上向きに伸びる。最も好ましくは、側壁 3 0 8 は実質的に垂直である。脱気ゾーン 3 1 2 は、反応ゾーンとは分かれており、高さ h 及び直径 d を有する。側壁 3 0 8 の上端 3 1 0 は、反応ゾーン 2 8 から内容積 3 1 2 中に反応媒体を受けるとともに開かれている。側壁 3 0 8 の下端は、遷移部 3 1 4 を経てスラリー出口 3 8 に液体連結されている。スラリー出口 3 8 の開口部が大きい場合又は側壁 3 0 8 の直径 d が小さい場合のようないくつかの場合には、遷移部 3 1 4 は排除されることができる。おそらく図 1 8 に最もよく示されるように、脱気容器 3 0 0 はまた、脱気ゾーン 3 1 2 に配設されたボルテックスブレイカー 3 1 6 を含むことができる。ボルテックスブレイカー 3 1 6 は、固相及び液相がスラリー出口 3 8 に向かって下向きに流れる際の渦の形成を妨ぐように作動する。

【 0 1 0 0 】

脱気容器 3 0 0 中における固相及び液相からの気相の適切な離脱を可能にするためには、内部脱気ゾーン 3 1 2 の高さ h 及び水平断面積が慎重に選ばれる。スラリーの最大量が回収されている場合（即ち、スラリーが F_{max} で回収されている場合）であっても、気泡が脱気容器 3 0 0 の底部出口に達する前に気泡容積の実質的に全てが固相及び気相から上昇できるように、内部脱気ゾーン 3 1 2 の高さ h 及び水平断面積は十分な距離及び時間を提供しなければならない。従って、脱気ゾーン 3 1 2 の断面積は、脱気ゾーン 3 1 2 を通る液相及び固相の最大下向き速度（ V_{dmax} ）が、液相及び固相を通る気相気泡の自然上昇速度（ V_u ）よりもかなり小さいのが好ましい。脱気ゾーン 3 1 2 を通る液相及び固相の最大下向き速度（ V_{dmax} ）は、前述の最大スラリー体積流量（ F_{max} ）において起こる。液相及び固相を通る気泡の自然上昇速度（ V_u ）は、気泡の大きさによって異なるが；液相及び固相を通る直径 0.5 cm の気泡の自然上昇速度（ $V_{u0.5}$ ）を、カットオフ値として使用できる。これは、反応媒体 3 6 中に最初に存在する気泡容積の実質的に全てが 0.5 cm より大きいためである。脱気ゾーン 3 1 2 の断面積は、 V_{dmax} が $V_{u0.5}$ の約 75% 未満であるようにするのが好ましく、 V_{dmax} が $V_{u0.5}$ の約 40% 未満であるようにするのがより好ましく、 V_{dmax} が $V_{u0.5}$ の 20% 未満であるようにするのが最も好ましい。

【 0 1 0 1 】

脱気容器 3 0 0 の脱気ゾーン 3 1 2 中の液相及び固相の下向き速度は、（スラリー出口 3 8 を通る脱気スラリーの体積流速）÷（脱気ゾーン 3 1 2 の最小断面積）として計算される。脱気容器 3 0 0 の脱気ゾーン 3 1 2 中の液相及び固相の下向き速度は好ましくは約 50 cm/秒 未満、より好ましくは約 30 cm/秒 未満、最も好ましくは 10 cm/秒 未満である。

【 0 1 0 2 】

脱気容器 3 0 0 の直立側壁 3 0 8 は円筒の形状を有するものとして示されているが、側壁 3 0 8 は、それが適当な容積、断面積、幅 d 及び高さ h を有する内容積を規定するならば、種々の形状（例えば三角形、正方形又は楕円形）をなす多数の側壁を含むことができるであろうことがわかる。本発明の好ましい実施態様において、 d は、約 $0.2 \sim 2\text{ m}$ 、より好ましくは約 $0.3 \sim 1.5\text{ m}$ 、最も好ましくは $0.4 \sim 1.2\text{ m}$ の範囲である。本発明の好ましい実施態様において、 h は、約 $0.3 \sim 5\text{ m}$ 、より好ましくは約 $0.5 \sim 3\text{ m}$ 、最も好ましくは $0.75 \sim 2\text{ m}$ の範囲である。

【 0 1 0 3 】

本発明の好ましい実施態様において、脱気ゾーン 3 1 2 の水平断面積積が脱気ゾーン 3 1 2 の全高 h に沿って実質的に一定であるように、側壁 3 0 8 は実質的に垂直である。好ましくは、脱気ゾーン 3 1 2 の最大水平断面積は、反応ゾーン 2 8 の最大水平断面積の約 25% 未満である。より好ましくは、脱気ゾーン 3 1 2 の最大水平断面積は、反応ゾーン 2 8 の最大水平断面積の約 $0.1 \sim 10\%$ の範囲である。最も好ましくは、脱気ゾーン 3 1 2 の最大水平断面積は、反応ゾーン 2 8 の最大水平断面積の $0.25 \sim 4\%$ の範囲で

ある。脱気ゾーン 3 1 2 の最大水平断面積は、好ましくは約 0.02 ~ 約 3 m²、より好ましくは約 0.05 ~ 約 2 m²、最も好ましくは 0.1 ~ 1.2 m² の範囲である。脱気ゾーン 3 1 2 の容積は、好ましくは反応媒体 3 6 又は反応ゾーン 2 8 の総容積の約 5 % 未満である。より好ましくは、脱気ゾーン 3 1 2 の容積は、反応媒体 3 6 又は反応ゾーン 2 8 の総容積の約 0.01 ~ 約 2 % の範囲である。最も好ましくは、脱気ゾーン 3 1 2 の容積は、反応媒体 3 6 又は反応ゾーン 2 8 の総容積の 0.05 ~ 約 1 % の範囲である。脱気ゾーン 3 1 2 の容積は、好ましくは約 2 m³ 未満、より好ましくは約 0.01 ~ 約 1 m³ の範囲、最も好ましくは 0.05 ~ 0.5 m³ の範囲である。

【0104】

図 19 を参照すると、気泡塔型反応器 2 0 は、外部脱気容器 4 0 0 を含むものとして示されている。この構造においては、通気された反応媒体 3 6 が、容器シェル 2 2 の側部の高置開口部を経て反応ゾーン 2 8 から回収される。回収された通気媒体は、固相及び液相からの気相の離脱のために、外部導管 4 0 2 を経て外部脱気容器 4 0 0 に運搬される。離脱気相が導管 4 0 4 を経て脱気容器 4 0 0 から出る一方、実質的に脱気されたスラリーは導管 4 0 6 を経て脱気容器 4 0 0 から出る。

10

【0105】

図 19 において、出口導管 4 0 2 は、ほぼまっすぐで、水平で、容器シェル 2 2 に直交するものとして示されている。これは単に 1 つの都合のよい構造に過ぎず；出口導管 4 0 2 は、気泡塔型反応器 2 0 を外部脱気容器 4 0 0 に有効に接続するのであれば、いずれの点においても異なってもよい。導管 4 0 4 に目を転ずると、被酸化性化合物及び酸化剤を含む、淀んだガスポケットに関する安全性の問題をコントロールするために、この導管は、脱気容器 4 0 0 の頂部又はその近くで接続されるのが有益である。更に、導管 4 0 2 及び 4 0 4 は、バルブのような流れ分離手段を有効に含むことができる。

20

【0106】

図 19 に示されるように、反応媒体 3 6 が高い位置の出口 (elevated outlet) を経て反応器 2 0 から回収される場合には、気泡塔型反応器 2 0 には、反応ゾーン 2 8 の底部 5 2 近くに下部出口 4 0 8 が装着されるのが好ましい。下部出口 4 0 8 及びこれに連結された下部導管 4 1 0 は、運転停止の間に反応器 2 0 をデインベントリーする (de-inventory) (即ち、空にする) のに使用できる。好ましくは、1 つ又はそれ以上の下部出口 4 0 8 が、反応媒体 3 6 の高さの下 1 / 3 に、より好ましくは反応媒体 3 6 の下 1 / 4 に、最も好ましくは反応ゾーン 2 8 の最も低い点に設けられる。

30

【0107】

図 19 に示される高い位置のスラリー回収及び脱気システムの場合には、下部導管 4 1 0 及び出口 4 0 8 は、酸化の間に反応ゾーン 2 8 からスラリーを回収するのには用いられない。淀んだ流通導管を含む、スラリーの無通気及びそうでなければ攪拌されていない部分において、固形分は重力によって沈降する傾向があることが当業界で知られている。更に、沈降固体 (例えばテレフタル酸) は、沈澱及び / 又は結晶再編成を続けることによって大きい凝集塊の状態に固まる傾向があり得る。従って、下部流通導管 4 1 0 の目詰まりを回避するために、反応器 2 0 の通常運転の間に、脱気容器 4 0 0 の底部からの脱気スラリーをわずかに用いて、下部導管 4 1 0 が連続的に又は断続的にフラッシュされることができる。導管 4 1 0 にこのようなフラッシュを提供するための好ましい手段は、導管 4 1 0 中のバルブ 4 1 2 を定期的に関き、ごくわずかの脱気スラリーを導管 4 1 0 を通して下部開口部 4 0 8 を経て反応ゾーン 2 8 まで流すことである。バルブ 4 1 2 が完全に又は部分的に開かれている場合であっても、下部導管 4 1 0 を通って流れて反応ゾーン 2 8 に戻る脱気スラリーはごくわずかである。下部導管 4 1 0 のフラッシュに用いられない脱気スラリーの残りの部分は、更に下流の処理 (例えば精製) のために反応器 2 0 から離れて導管 4 1 4 を経て運搬される。

40

【0108】

相当期間にわたる (例えば、> 100 時間) 気泡塔型反応器 2 0 の通常運転の間において、下部導管 4 1 0 のフラッシュに使用される脱気スラリーの量は、脱気容器 4 0 0 の底部

50

からの生成された総脱気スラリーの50重量%未満、より好ましくは約20重量%未満、最も好ましくは5重量%未満であるのが望ましい。更に、相当期間にわたって、下部導管410のフラッシュに用いられる脱気スラリーの平均質量流速は、反応ゾーン28への被酸化性化合物の平均質量流速の約4倍未満、より好ましくはその平均質量流速の約2倍未満、更に好ましくはその平均質量流速未満、最も好ましくはその平均質量流速の0.5倍未満であるのが望ましい。

【0109】

再び図19を参照すると、脱気容器400は、脱気ゾーン418を規定する実質的に直立の、好ましくは円筒形の側壁416を含む。脱気ゾーン418は、直径d及び高さhを有する。高さhは、通気された反応媒体が脱気容器400に入る位置と側壁の416の底部との間の垂直距離として測定される。脱気ゾーン418の高さh、直径d、面積及び容積は、好ましくは図16～18に示された脱気容器300の脱気ゾーン312に関して前述したのと実質的に同じである。更に、脱気ゾーン400は、側壁416を脱気ゾーン418の上方に延長することによって形成される上部セクション420を含む。脱気容器400の上方部分420は任意の高さを有することができるが、好ましくは反応ゾーン28中の反応媒体36の液面に向かって上方向に又はその液面の上方まで伸びる。上部セクション420は、導管404を経て脱気容器400から出る前に気相が液体及び固相から適正に離脱する空間を有することを保証する。導管404は離脱された気相を反応器20の離脱ゾーンに戻すものとして示されているが、導管404は別法として出口導管402の上方の任意の高さにおいて容器シェル22に連結させることもできるであろうこともわかっている。場合によっては、脱気容器400からの離脱気相を、導管40中の除去された塔頂蒸気流と一緒にし且つ、更なる処理のために、下流に送るように、導管404は気体出口導管40に連結させることができるであろう。

【0110】

図20に目を転ずると、気泡塔型反応器20は、内部-外部混成型脱気容器500を含むものとして示されている。この構造においては、反応媒体36の一部が、容器シェル22の側壁中の非常に大きい高置開口部502を通して反応ゾーン28から回収される。次いで、回収された反応媒体36は、直径が比較的大きいエルボ導管504を通して運搬され、脱気容器500の頂部に入る。図20において、エルボ導管504は、容器シェル22の側壁に直角に接続されるものとして且つ約90°の角度のなだらかな湾曲部を含むものとして示されている。これは単なる1つの都合のよい構造であり；エルボ導管504は、前述のように気泡塔型反応器20を外部脱気容器500に有効に接続するのであれば、全ての点で異なってもよい。更に、エルボ導管504はバルブのような流れ分離手段を有効に含むことができる。

【0111】

脱気容器500において、気相は上向きに移動するのに対し、固相及び液相は下向きに移動する。上向きに移動する気相は、エルボ導管504に再び入り、次いで開口部502を通過して反応ゾーン28中に戻る。従って、入ってくる反応媒体36と出て行く離脱気体との向流が開口部502において起こり得る。脱気されたスラリーは導管506を経て脱気容器500から出る。脱気容器500は、脱気ゾーン510を規定する実質的に直立の、好ましくは円筒形の側壁508を含む。脱気ゾーン510は、高さh及び直径dを有する。高置開口部502及びエルボ導管504は、脱気ゾーン510の直径dと同じか又はそれより大きい直径を有するのが好ましい。脱気ゾーン510の高さh、直径d、面積及び容積は好ましくは、図16～18に示された脱気容器300の脱気ゾーン312に関して前述したのと実質的に同一である。

【0112】

図19及び20は、反応ゾーン28において生成された固体生成物（例えば粗製テレフタル酸）が高位置出口を経て反応ゾーン28から回収される気泡塔型反応器20の一実施態様を示す。気泡塔型反応器20の底部より上方の高い位置からの通気反応媒体36の回収は、反応ゾーン28の底部52における通気が不十分な反応媒体36の体積及びよどみ

の回避を助けることができる。本発明の他の態様によれば、反応媒体 36 の頂部近くにおける反応媒体 36 中の酸素及び被酸化性化合物（例えば p - キシレン）の濃度は好ましくは、底部近くよりも低い。従って、高い位置における反応媒体 36 の回収は、反応器 20 から回収される未反応の反応体の量を減少させることによって収率を増大することができる。また、ここに開示されたような高 S T R 及び化学組成の勾配で気泡塔型反応器 20 を運転する場合には、反応媒体 36 の温度は垂直方向においてかなり変動する。このような条件下では、反応媒体 36 の温度は、典型的には反応ゾーン 28 の下端及び上端近くに極小を有する。下端近くでは、この極小は、酸化剤の全て又は一部が入る場所の近くにおける溶媒の蒸発に関連する。上端近くでは、この極小もやはり、溶媒の蒸発によるが、ここでは、反応媒体の下降圧力による。更に、追加の供給材料又は酸化剤が反応媒体に入れられる場所がどこであっても、上端と下端の間に他の極小が存在し得る。従って、酸化反応の発熱によって決定される 1 つ又はそれ以上の温度極大が反応ゾーン 28 の下端と上端の間に存在する。比較的高温の高い位置における反応媒体 36 の回収は下流の処理が比較的高温で行われる場合に特に有利であることができる。これは、下流の処理のための回収媒体の加熱に付随するエネルギーコストが減少するためである。

【0113】

従って、本発明の好ましい実施態様において、下流の処理が比較的高温で行われる場合には、特に反応媒体 36 は液相供給流及び / 又は気相酸化剤流の少なくとも 50 重量 % が反応ゾーン 28 に入る位置より上方に配置された 1 つ又は複数の高位置出口を経て気泡塔型反応器 20 から回収される。より好ましくは、反応媒体 36 は、液相供給流及び / 又は気相酸化剤流の実質的に全てが反応ゾーン 28 に入る位置より上方に配置された 1 つ又は複数の高位置出口を経て気泡塔型反応器 20 から回収される。好ましくは、気泡塔型反応器 20 から回収される固相成分及び液相成分の少なくとも 50 重量 % が 1 つ又は複数の高位置出口を経て回収される。より好ましくは、気泡塔型反応器 20 から回収される固相及び液相の実質的に全てが 1 つ又は複数の高位置出口を経て回収される。好ましくは、1 つ又は複数の高位置出口は、反応ゾーン 28 の下端 52 より上方に少なくとも約 1 D に位置する。より好ましくは、1 つ又は複数の高位置出口は、反応ゾーン 28 の下端 52 より上方に少なくとも約 2 D に位置する。最も好ましくは、1 つ又は複数の高位置出口は、反応ゾーン 28 の下端 52 より上方に少なくとも約 3 D に位置する。反応媒体 36 の高さを H とすると、1 つ又は複数の高位置出口は、垂直方向に約 0.2 H ~ 約 0.8 H に、より好ましくは約 0.3 H ~ 約 0.7 H に、最も好ましくは 0.4 H ~ 0.6 H に位置するのが好ましい。更に、反応ゾーン 28 からの高位置出口における反応媒体の温度は、反応ゾーン 28 の下端 52 における反応媒体 36 の温度よりも少なくとも 1 高いのが好ましい。より好ましくは、反応ゾーン 28 の高位置出口における反応媒体 36 の温度は、反応ゾーン 28 の下端 52 における反応媒体 36 の温度よりも約 1.5 ~ 約 1.6 高い範囲である。最も好ましくは、反応ゾーン 28 の高位置出口における反応媒体 36 の温度は、反応ゾーン 28 の下端 52 における反応媒体 36 の温度よりも 2 ~ 12 高い範囲である。

【0114】

図 21 を参照すると、気泡塔型反応器 20 は、反応器 20 の底部に配置された代替の混成型脱気容器 600 を含むものとして示されている。この構造においては、通気された反応媒体 36 は、容器シェル 22 の下端 52 の比較的多き開口部 602 を通して反応ゾーン 28 から回収される。開口部 602 は、脱気容器 600 の開口した上端を規定する。脱気容器 600 において、気相は上向きに移動し、固相及び液相は下向きに移動する。下向きに移動する気相は、開口部 602 を通って反応ゾーン 28 に入る。従って、入っていく反応媒体 36 と出て行く離脱気体との向流が開口部 602 に発生する可能性がある。脱気されたスラリーは、導管 604 を経て脱気容器 600 から出る。脱気容器 600 は、脱気ゾーン 608 を規定する実質的に直立の、好ましくは円筒形の側壁 606 を含む。脱気ゾーン 608 は、高さ h 及び直径 d を有する。開口部 602 は、脱気ゾーン 608 の直径 d と同じか又はそれより大きい直径を有するのが好ましい。脱気ゾーン 608 の高さ h、直径 d、面積及び容積は好ましくは、図 16 ~ 18 に示された脱気容器 300 の脱気ゾーン 3

12 に関して前述したのと実質的に同じである。

【0115】

図22を参照すると、図21の気泡塔型反応器20が、代替酸化剤スパージャー620を含むものとして示されている。酸化剤スパージャー620は、リング部材622及び1対の入口導管624、626を含む。リング部材622は、好ましくは図12～15に関して前述したリング部材202と実質的に同じ構造を有する。入口導管624、626は、容器シェル22の下部ヘッド48の開口部を通して下方に伸び、酸化剤流をリング部材622に酸化剤流を供給する。

【0116】

図23を参照すると、図21の気泡塔型反応器20が、反応ゾーン28中に酸化剤流を導入するためのスパージャーを含まない手段を含むものとして示されている。図23の構造においては、酸化剤流は、酸化剤用導管630、632を経て反応器20に供給される。酸化剤用導管630、632は、容器シェル22の下部ヘッド48中の個別の酸化剤用開口部634、636に連結される。酸化剤流は、酸化剤用開口部634、636を経て反応ゾーン28中に直接導入される。任意の衝突板638、640を、酸化剤流の流れを、それが反応ゾーン28に最初に入ってすぐにそらすように設けることができる。

【0117】

前述のように、反応媒体中の高濃度の被酸化性化合物のゾーンは不純物を形成するおそれがあるので、酸化反応器は、このようなゾーンを回避するように構成され且つ運転されるのが好ましい。反応媒体中における被酸化性化合物（例えばp-キシレン）の初期分散を改善する1つの方法は、液体による被酸化性化合物の希釈である。被酸化性化合物の希釈に用いられる液体は、被酸化性化合物が反応ゾーンに供給される位置から相当離れた位置の反応媒体の一部を源とすることができる。反応媒体の離れた部分からのこの液体は、主反応器にその内部及び/又は外部で配設された流通導管を経て被酸化性化合物の入口の位置の近傍の位置に再循環させることができる。

【0118】

図24及び25は、内部導管（図24）又は外部導管（図25）を用いて、反応媒体の離れた部分から、被酸化性化合物の入口近くの位置に液体を循環させる2つの好ましい方法を示す。入口（即ち、液体が導管に入る1つ又は複数の開口部）から出口（即ち、液体が導管から排出される1つ又は複数の開口部）までの流通導管の長さは、好ましくは約1m超、より好ましくは約3m超、更に好ましくは約6m超、最も好ましくは9m超である。しかし被酸化性化合物供給材料が最初に放出される容器の真上又はすぐ横におそらく位置するであろう別の容器から液体が得られる場合には、導管の実際の長さはそれほど関係なくなる。反応媒体の少なくとも一部を含む任意の別個の容器からの液体は、被酸化性化合物の初期希釈のための好ましい供給源である。

【0119】

供給源がどのようなものであっても、導管を通して流れる液体は、導管の少なくとも1つの出口に直接隣接した反応媒体よりも低い定常濃度の被酸化性化合物を有するのが好ましい。更に、導管を通して流れる液体は、液相中の被酸化性化合物の濃度が約100,000ppmw未満、より好ましくは約10,000ppmw未満、更に好ましくは約1,000ppmw未満、最も好ましくは100ppmw未満であるのが望ましい。この場合、濃度は、被酸化性化合物供給材料のインクレメント（increment）及び任意の任意的な別の溶媒供給材料を導管に添加する前に測定される。被酸化性化合物供給材料のインクレメント及び任意の溶媒供給材料の添加後に測定される場合には、反応媒体に入る、一緒になった流体流は、液相中の被酸化性化合物の濃度が約300,000ppmw未満、より好ましくは約50,000ppmw未満、最も好ましくは10,000ppmw未満であるのが望ましい。

【0120】

循環される液体が反応媒体内における被酸化性化合物の望ましい全勾配を抑えるように、導管中の流れを十分に低い速度に保持するのが望ましい。これに関連して、（被酸化性

10

20

30

40

50

化合物のインクレメントが最初に放出される反応ゾーン中の液相の質量) 対(導管を通して流れる液体の質量流速) の比は約 0.3 分超、より好ましくは約 1 分超、更に好ましくは約 2 ~ 約 120 分、最も好ましくは 3 ~ 60 分であるのが望ましい。

【0121】

液体を導管を通して強制的に流すための多くの手段がある。好ましい手段には、重力、駆動流体として気体若しくは液体又は両者を用いる全ての型のエダクター、全ての型の機械ポンプがある。エダクターを用いる場合には、本発明の一実施態様は、駆動流体として、被酸化性化合物の供給材料(液体又は気体)、酸化剤の供給材料(気体)、溶媒の供給材料(液体)及びポンプ輸送される反応媒体の源(スラリー)からなる群から選ばれた少なくとも 1 種の流体を用いる。別の実施態様は、駆動流体として、被酸化性化合物の供給材料、酸化剤の供給材料及び溶媒の供給材料からなる群から選ばれた少なくとも 2 種の流体を用いる。更に別の実施態様は、駆動流体として、被酸化性化合物の供給材料、酸化剤の供給材料及び溶媒の供給材料の組合せを用いる。

10

【0122】

循環導管の適当な直径は、搬送される材料の量及び性質、流れを強制的に動かすのに利用できるエネルギー及び資本コストの検討によって変動できる。このような導管の最小直径は、約 0.02 m 超、より好ましくは約 0.06 ~ 約 2 m、最も好ましくは 0.12 ~ 0.8 m であるのが望ましい。

【0123】

前述のように、導管を通る流れは、特定の好ましい範囲に制御することが望ましい。流通導管を造る間に適当な一定の形状寸法を決めることによってこの制御に影響を与える多くの手段が当業界で知られている。別の好ましい実施態様は、特に全ての種類及び銘柄のバルブ、任意の手段による手動運転及び電動運転、センサーからの又はセンサーを用いないフィードバック制御ループを含む、運転中に可変である形状寸法の使用である。稀釈液体の流れを制御するための別の好ましい手段は、導管の入り口と出口の間のエネルギー入力を変動させることである。好ましい手段には、エダクターへの 1 種又はそれ以上の駆動流体の流速の変更、ポンプ駆動機構へのエネルギー入力の変更及び重量を用いる場合には密度差又は高度差の変更がある。これらの好ましい手段は、また、あらゆる組合せで使用できる。

20

【0124】

反応媒体からの液体の循環に使用される導管は、当業界で知られた任意の型であることができる。一実施態様は、全部又は一部が従来の配管材料を用いて造られた導管を使用する。別の実施態様は、全部又は一部が反応器壁を導管の一部として用いて造られた導管を用いる。導管は、反応器の境界線内に全て閉じこめられた構造である(図 24)こともできるし、或いは全てが反応器の外に造られる(図 25)こともできるし、或いは反応器の内部と外部の両方の部分を含むこともできる。

30

【0125】

本発明者らは、比較的大きい反応器においては、特に導管を通して液体を移動させるために種々の設計の複数の導管を有することが望ましい場合があることを考慮している。更に、導管の 1 つ又は全てに対して複数の位置で複数の導管を設けるのが望ましい場合がある。本発明の他の態様によれば、設計の詳細が、被酸化性化合物の定常濃度の望ましい全勾配を、被酸化性化合物供給材料の望ましい初期稀釈とバランスさせるであろう。

40

【0126】

図 24 及び 25 は共に、導管に連結された脱気容器を使用する設計を示す。この脱気容器は、入ってくる被酸化性化合物の稀釈に用いられる反応媒体の部分が、実質的に脱気されたスラリーであることを保証する。しかし、入ってくる被酸化性化合物の稀釈に用いられる液体又はスラリーは、脱気された形態だけでなく通気された形態であることもできることがわかっている。

【0127】

被酸化性化合物供給材料の稀釈を生じるために、導管を通して流れる液体を用いること

50

は、気泡塔型反応器において特に有用である。更に、気泡塔型反応器においては、導管の出口が被酸化性化合物の添加位置の充分近くに存在するならば、被酸化性化合物供給材料を導管中に直接添加しなくても、被酸化性化合物の初期希釈に十分なメリットが達成されることができる。このような実施態様において、導管の出口は、被酸化性化合物の最も近い添加位置の約 2.7 導管出口直径以内、より好ましくは約 9 導管出口直径以内、更に好ましくは約 3 導管出口直径以内、最も好ましくは 1 導管出口直径以内に位置するのが望ましい。

【0128】

また、フローエダクターは、反応媒体の離れた部分から希釈液体を得るための導管を用いなくても、本発明の一実施態様に係る気泡塔型酸化反応器中における被酸化性化合物供給材料の初期希釈に有用であることができることを発見した。このような場合には、エダクターは反応媒体内部に位置し、反応媒体からエダクターのスロート中への開放通路を有する。エダクターのスロートにおいては、低い圧力が隣接反応媒体を吸い込む。2つの可能なエダクター構造の例が図 2.6 及び 2.7 に示される。これらのエダクターの好ましい実施態様において、被酸化性化合物の最も近い供給位置は、エダクターのスロートの約 4 m 以内、より好ましくは約 1 m 以内、最も好ましくは 0.3 m 以内である。別の実施態様において、被酸化性化合物は加圧下で駆動流体として供給される。更に別の実施態様においては、溶媒又は酸化剤が、加圧下で被酸化性化合物と共に追加駆動流体として供給される。更に別の実施態様においては、溶媒及び酸化剤の両方が、加圧下で被酸化性化合物と共に追加駆動流体として供給される。

10

20

【0129】

本発明者らは、比較的大きい反応器においては、特に反応媒体内部の種々の位置に配置された種々の設計の複数のエダクターを有するのが望ましい場合があることを考慮している。本発明の他の態様によれば、設計の詳細が、被酸化性化合物の定常濃度中の望ましい全勾配と、被酸化性化合物供給材料の望ましい初期希釈とをバランスさせるであろう。更に、本発明者らは、エダクターから出るフローブルームは任意の方向に向けられることができることを考慮している。複数のエダクターを用いる場合には、各エダクターは独立して、これもやはり任意の方向に向けられることができる。

【0130】

前述のように、図 1 ~ 2.7 に関して前述した、気泡塔型反応器 2.0 のいくつかの物理的特徴及び操作上の特徴は、反応媒体 3.6 の圧力、温度及び反応体（即ち、酸素及び被酸化性化合物）濃度の垂直勾配を実現する。前述の通り、これらの垂直勾配は、全体にわたって比較的均一な圧力、温度及び反応体濃度のよく混合された反応媒体を好む従来の酸化方法に比較して、より効率的且つ経済的な酸化方法を実現できる。本発明の一実施態様に係る酸化系を用いることによって可能となる酸素、被酸化性化合物（例えば p - キシレン）及び温度の垂直勾配について、これからより詳細に記載する。

30

【0131】

図 2.8 を参照すると、気泡塔型反応器 2.0 中における酸化の間に反応媒体 3.6 中に存在する反応体濃度勾配を定量化するために、反応媒体 3.6 の全容積は、等容積の 30 個の別々の水平スライスに理論的に分割することができる。図 2.8 は、反応媒体 3.6 を等容積の 30 個の別個の水平スライスに分割する概念を示す。最上部及び最下部の水平スライスを除いて、各水平スライスは、頂部及び底部で仮想水平面と境界を接し且つ側面で反応器 2.0 の壁と境界を接する別々の容積である。最上部の水平スライスは、底部で仮想水平面と境界を接し且つ頂部で反応媒体 3.6 の上面と境界を接する。最下部の水平スライスは、上端で仮想水平面と境界を接し且つ底部で容器シェルの底部と境界を接する。反応媒体 3.6 を等容積の 30 個の別々の水平スライスに理論的に分割すると、各水平スライスの時間平均及び容積平均濃度が算出することができる。30 個の全水平スライスの最大濃度を有する単一の水平スライスを、「C - max 水平スライス」とすることができる。C - max 水平スライスの上に位置し且つ C - max 水平スライスの上に位置する全水平スライスの最小濃度を有する単一の水平スライスを、「C - min 水平スライス」とすることが

40

50

できる。次いで、垂直方向の濃度勾配が、(C - max 水平スライス中の濃度) 対 (C - min 水平スライス中の濃度) の比として計算することができる。

【0132】

酸素濃度勾配の定量化に関しては、反応媒体 36 を等容積の 30 個の別々の水平スライスに理論的に分割する場合に、 O_2 - max 水平スライスを、30 個の全水平スライスの最大酸素濃度を有するものと見なし； O_2 - min 水平スライスを、 O_2 - max 水平スライスの上方に位置する水平スライスの最小酸素濃度を有するものと見なす。水平スライスの酸素濃度は、反応媒体 36 の気相中で、時間平均及び容積平均モル湿潤ベースで測定される。(O_2 - max 水平スライスの酸素濃度) 対 (O_2 - min 水平スライスの酸素濃度) の比は、約 2 : 1 ~ 約 25 : 1、より好ましくは約 3 : 1 ~ 約 15 : 1、最も好ましくは 4 : 1 ~ 10 : 1 の範囲であるのが望ましい。

10

【0133】

典型的には、 O_2 - max 水平スライスは反応媒体 36 の底部近くに位置し、 O_2 - min 水平スライスは反応媒体の頂部近くに位置するであろう。好ましくは、 O_2 - min 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も上の 5 個の水平スライスの 1 つである。最も好ましくは、 O_2 - min 水平スライスは、図 28 に示されるように、30 個の別々の水平スライスのうち最も上の 1 つである。好ましくは、 O_2 - max 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も下の 10 個の水平スライスのうちの 1 つである。最も好ましくは、 O_2 - max 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も下の 5 個の水平スライスのうちの 1 つである。例えば、図 28 は、 O_2 - max 水平スライスを、反応器 20 の底部から 3 つめの水平スライスとして示している。 O_2 - min 水平スライスと O_2 - max 水平スライスとの間の垂直間隔は、少なくとも約 2 W、より好ましくは少なくとも約 4 W、最も好ましくは少なくとも 6 W であるのが望ましい。 O_2 - min 水平スライスと O_2 - max 水平スライスとの間の垂直間隔は、少なくとも約 0.2 H、より好ましくは少なくとも約 0.4 H、最も好ましくは少なくとも 0.6 H であるのが望ましい。

20

【0134】

O_2 - min 水平スライスの湿潤ベースでの時間平均及び容積平均酸素濃度は、好ましくは約 0.1 ~ 約 3 モル%、より好ましくは約 0.3 ~ 約 2 モル%、最も好ましくは 0.5 ~ 1.5 モル% の範囲である。 O_2 - max 水平スライスの時間平均及び容積平均酸素濃度は、好ましくは約 4 ~ 約 20 モル%、より好ましくは約 5 ~ 約 15 モル%、最も好ましくは 6 ~ 12 モル% の範囲である。気体出口 40 を経て反応器 20 から排出される気体流出物中の酸素の、乾燥ベースでの時間平均濃度は、好ましくは約 0.5 ~ 約 9 モル%、より好ましくは約 1 ~ 約 7 モル%、最も好ましくは 1.5 ~ 5 モル% の範囲である。

30

【0135】

酸素濃度は反応媒体 36 の頂部に向かって非常に著しく減衰するので、酸素要求量は反応媒体 36 の頂部において減少するのが望ましい。反応媒体 36 の頂部近くにおける酸素要求量のこのような減少は、被酸化性化合物の最小濃度が反応媒体 36 の頂部近くに位置する、被酸化性化合物 (例えば p - キシレン) 濃度の垂直勾配を作り出すことによって達成されることができる。

40

【0136】

被酸化性化合物 (p - キシレン) の濃度勾配の定量化に関しては、反応媒体 36 を等容積の 30 個の別々の水平スライスに理論的に分割する場合に、OC - max 水平スライスを、30 個の全水平スライスの最大被酸化性化合物濃度を有するものと見なし；OC - min 水平スライスを、OC - max 水平スライスの上方に位置する水平スライスの最小被酸化性化合物濃度を有するものと見なす。水平スライスの被酸化性化合物濃度は、液相中で時間平均及び容積平均質量分率ベースで測定される。(OC - max 水平スライスの被酸化性化合物濃度) 対 (OC - min 水平スライスの被酸化性化合物濃度) の比は、約 5 : 1 超、より好ましくは約 10 : 1 超、更に好ましくは約 20 : 1 超、最も好ましくは 40 : 1 ~ 1000 : 1 の範囲であるのが望ましい。

50

【0137】

典型的には、OC - max 水平スライスが反応媒体 36 の底部近くに位置し、OC - min 水平スライスは反応媒体の頂部近くに位置するであろう。好ましくは、OC - min 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も上の 5 個の水平スライスの 1 つである。最も好ましくは、OC - min 水平スライスは、図 28 に示されるように、30 個の別々の水平スライスの最も上の 1 つである。好ましくは、OC - max 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も下の 10 個の水平スライスのうち 1 つである。最も好ましくは、OC - max 水平スライスは、30 個の別々の水平スライスのうち最も下の 5 個の水平スライスの 1 つである。例えば、図 28 は、OC - max スライスを、反応器 20 の底部から 5 つめの水平スライスとして示す。OC - min 水平スライスと OC - max 水平スライスとの間の垂直間隔は少なくとも約 2 W (W は反応媒体 36 の最大幅である) であるのが好ましい。より好ましくは、OC - min 水平スライスと OC - max 水平スライスとの間の垂直間隔は少なくとも約 4 W、最も好ましくは少なくとも 6 W である。反応媒体 36 の高さを H とすると、OC - min 水平スライスと OC - max 水平スライスとの間の垂直間隔は、少なくとも約 0.2 H、より好ましくは少なくとも約 0.4 H、最も好ましくは少なくとも 0.6 H であるのが望ましい。

10

【0138】

OC - min 水平スライスの液相中の時間平均及び容積平均被酸化性化合物 (例えば p - キシレン) 濃度は、好ましくは約 5,000 ppmw 未満、より好ましくは約 2,000 ppmw 未満、更に好ましくは約 400 ppmw 未満、最も好ましくは 1 ~ 100 ppmw の範囲である。OC - max 水平スライスの液相中の時間平均及び容積平均被酸化性化合物濃度は、好ましくは約 100 ~ 約 10,000 ppmw、より好ましくは約 200 ~ 約 5,000 ppmw、最も好ましくは 500 ~ 3,000 ppmw の範囲である。

20

【0139】

気泡塔型反応器 20 は、被酸化性化合物の濃度に垂直勾配を与えるのが好ましいが、液相中の被酸化性化合物濃度が 1,000 ppmw 超である反応媒体 36 の容量%を最小にするのも好ましい。液相中の被酸化性化合物濃度が 1,000 ppmw 超である反応媒体 36 の時間平均容量%は、好ましくは約 9% 未満、より好ましくは約 6% 未満、最も好ましくは 3% 未満である。液相中の被酸化性化合物濃度が 2,500 ppmw 超である反応媒体 36 の時間平均容量%は、好ましくは約 1.5% 未満、より好ましくは約 1% 未満、最も好ましくは 0.5% 未満である。液相中の被酸化性化合物濃度が 10,000 ppmw 超である反応媒体 36 の時間平均容量%は、好ましくは約 0.3% 未満、より好ましくは約 0.1% 未満、最も好ましくは 0.03% 未満である。液相中の被酸化性化合物濃度が 25,000 ppmw 超である反応媒体 36 の時間平均容量%は、好ましくは約 0.03% 未満、より好ましくは約 0.015% 未満、最も好ましくは 0.007% 未満である。本発明者らは、高レベルの被酸化性化合物を有する反応媒体 36 の容積が単一の連続した容積中に存在する必要がないことを考慮している。多くの時間において、気泡塔型反応器中のカオス的フローパターン (chaotic flow pattern) が、高レベルの被酸化性化合物を有する反応媒体 36 の 2 つ又はそれ以上の連続しているが差別される部分を同時に生じる。時間平均において用いられる各時間において、総反応媒体の 0.0001 容量%より大きい、このような連続しているが差別される全ての容積が、液相中に高レベルの被酸化性化合物濃度を有する総容積の測定のために合計される。

30

40

【0140】

前述の、酸素及び被酸化性化合物の濃度勾配に加えて、温度勾配が反応媒体 36 中に存在するのが好ましい。再び図 28 を参照すると、この温度勾配は、濃度勾配と同様にして、反応媒体 36 を等容積の 30 個の別々の水平スライスに理論的に分割し且つ各スライスの時間平均及び体積平均温度を測定することによって定量化できる。最も下の 15 個の水平スライスのうち最低温度を有する水平スライスを次に「T - min 水平スライス」とすることができ、T - min 水平スライスの上方に位置し且つ T - min 水平スライスの上方の全スライスの最大温度を有する水平スライスを次に「T - max 水平スライス」とす

50

ることができる。T - m a x 水平スライスの温度は、T - m i n 水平スライスの温度よりも少なくとも約 1 高いのが好ましい。より好ましくは、T - m a x 水平スライスの温度は、T - m i n 水平スライスの温度よりも約 1 . 2 5 ~ 約 1 2 高い範囲である。最も好ましくは、T - m a x 水平スライスの温度は、T - m i n 水平スライスの温度よりも 2 ~ 8 高い範囲である。T - m a x 水平スライスの温度は、好ましくは約 1 2 5 ~ 約 2 0 0 、より好ましくは約 1 4 0 ~ 約 1 8 0 、最も好ましくは 1 5 0 ~ 1 7 0 の範囲である。

【 0 1 4 1 】

典型的には、T - m a x 水平スライスが反応媒体 3 6 の中央近くに位置し、T - m i n 水平スライスは反応媒体 3 6 の底部近くに位置するであろう。好ましくは、T - m i n 水平スライスは、1 5 個の最も低い水平スライスのうち最も下の 1 0 個の水平スライスの 1 つである。最も好ましくは、T - m i n 水平スライスは、1 5 個の最も低い水平スライスのうち最も下の 5 個の水平スライスの 1 つである。例えば、図 2 8 は、T - m i n 水平スライスを、反応器 2 0 の底部から 2 番目の水平スライスとして示している。好ましくは、T - m a x 水平スライスは 3 0 個の別々の水平スライスのうち中央の 2 0 個の水平スライスの 1 つである。最も好ましくは、T - m i n 水平スライスは 3 0 個の別々の水平スライスのうち中央の 1 4 個の水平スライスの 1 つである。例えば、図 2 8 は、T - m a x 水平スライスを反応器 2 0 の底部から 2 0 番目の水平スライス（即ち中央の 1 0 個の水性スライスの 1 つ）として示す。T - m i n 水平スライスと T - m a x 水平スライスとの間の垂直間隔は、少なくとも約 2 W、より好ましくは少なくとも約 4 W、最も好ましくは少なくとも 6 W であるのが望ましい。T - m i n 水平スライスと T - m a x 水平スライスとの間の垂直間隔は、少なくとも約 0 . 2 H、より好ましくは少なくとも約 0 . 4 H、最も好ましくは少なくとも 0 . 6 H であるのが望ましい。

【 0 1 4 2 】

前述のように、垂直温度勾配が反応媒体 3 6 中に存在する場合には、反応媒体の温度が最も高い高位置において反応媒体 3 6 を回収するのが、回収生成物が比較的高温の更なる下流処理に供される場合には特に、有利であることができる。従って、図 1 9 及び 2 0 に示されるように、反応媒体 3 6 が 1 個又はそれ以上の高置出口を経て反応ゾーン 2 8 から回収される場合には、高置出口は T - m a x 水平スライスの近くに位置するのが好ましい。高置出口は、好ましくは T - m a x 水平スライスの 1 0 水平スライス以内、より好ましくは T - m a x 水平スライスの 5 水平スライス以内、最も好ましくは T - m a x 水平スライスの 2 水平スライス以内に位置する。

【 0 1 4 3 】

ここに記載した本発明の特徴の多くは、単一酸化反応器を用いるシステムだけでなく、多重酸化反応器システムにおいて使用できることを考慮している。更に、ここに記載した本発明のいくつかの特徴は、気泡攪拌反応器（即ち気泡塔型反応器）だけでなく、機械的攪拌酸化反応器及び / 又は流動攪拌酸化反応器にも使用できる。例えば、本発明者らは、反応媒体全体にわたる酸素濃度及び / 又は酸素消費速度の段階付け / 変動に関連したいくつかの利点を発見した。反応媒体における酸素濃度 / 消費の段階付けによって実現される利点は、反応媒体の総容積が単一容器又は複数の容器いずれに含まれていても実現させることができる。更に、反応媒体中温酸素濃度 / 消費の段階付けによって実現される利点は、反応器が機械的攪拌、流動攪拌及び / 又は気泡攪拌のいずれであっても、実現させることができる。

【 0 1 4 4 】

反応媒体中の濃度及び / 又は消費速度の段階付けの程度を定量化する 1 つの方法は、反応媒体の 2 つ又はそれ以上の別個の 2 0 % 連続容積を比較することである。これらの 2 0 % 連続容積は、特定の形状によって規定される必要はない。しかし、各 2 0 % 連続容積は、反応媒体の連続した容積から形成されなければならない（即ち各容積は「連続的」である）、2 0 % 連続容積は互いに重なり合ってはならない（即ち容積は「別個である」）。図 2 9 ~ 3 1 は、これらの別個の 2 0 % 連続容積が同一反応器中に位置する（図 2 9 ）こと

もできるし、或いは複数の反応器中に位置する（図30及び31）こともできることを示す。図29～31に示される反応器は機械的攪拌反応器、流動攪拌反応器及び/又は気泡攪拌反応器であることができることが考慮される。一実施態様において、図29～31に示される反応器は、気泡攪拌反応器（即ち気泡塔型反応器）であるのが好ましい。

【0145】

図29を参照すると、反応器20は反応媒体36を含むものとして示されている。反応媒体36は、第1の別個の20%連続容積37と第2の別個の20%連続容積39を含む。

【0146】

図30を参照すると、多重反応器システムが、第1反応器720a及び第2反応器720bを含むものとして示されている。反応器720a, bは協力して反応媒体736の総容積を含む。第1反応器720aは第1反応媒体部分736aを含み、第2反応器720bは第2反応媒体部分736bを含む。反応媒体736の第1の別個の20%連続容積737は第1反応器720a内に規定されるものとして示されており、反応媒体736の第2の別個の20%連続容積739は第2反応器720b内に規定されるものとして示されている。

10

【0147】

図31を参照すると、多重反応器システムが第1反応器820a、第2反応器820b及び第3反応器820cを含むものとして示されている。反応器820a、b、cは協力して反応媒体836の総容積を含む。第1反応器820aは第1反応媒体部分836aを含み；第2反応器820bは第2反応媒体部分836bを含み；第3反応器820cは第3反応媒体部分836cを含む。反応媒体836の第1の別個の20%連続容積837は、第1反応器820a内に規定されるものとして示され；反応媒体836の第2の別個の20%連続容積839は第2反応器820b内に規定されるものとして示され；反応媒体836の第3の別個の20%連続容積841は第3反応器820c内に規定されるものとして示されている。

20

【0148】

反応媒体中の酸素利用可能性の段階付けは、気相中に最も豊富な酸素モル分率を有する反応媒体の20%連続容積を参照し且つ気相中に最も欠乏した酸素モル分率を有する反応媒体の20%連続容積を参照することによって、定量化させることができる。気相中に最高酸素濃度を含む反応媒体の別個の20%連続容積の気相中において、湿潤ベースの時間平均及び容積平均酸素濃度は、好ましくは約3～約18モル%、より好ましくは約3.5～約14モル%、最も好ましくは4～10モル%の範囲である。気相中に最低酸素濃度を含む反応媒体の別個の20%連続容積の気相中において、湿潤ベースの時間平均及び容積平均酸素濃度は、好ましくは約0.3～約5モル%、より好ましくは約0.6～約4モル%、最も好ましくは0.9～3モル%の範囲である。更に、（反応媒体の最も豊富な20%連続容積中の、湿潤ベースの時間平均及び容積平均酸素濃度）対（反応媒体の最も欠乏した20%連続容積中の、湿潤ベースの時間平均及び容積平均酸素濃度）の比は、好ましくは約1.5～約20:1、より好ましくは約2:1～約12:1、最も好ましくは3:1～9:1の範囲である。

30

40

【0149】

反応媒体中の酸素消費速度の段階付けは、最初に前述した酸素-S T Rに換算して定量化することができる。酸素-S T Rは前には全体的な意味で（即ち全反応媒体の平均酸素-S T Rの観点から）記載したが；反応媒体全体にわたる酸素消費速度の段階付けを定量化するために、酸素-S T Rは局所的な意味でも（即ち反応媒体の一部）考慮されることができる。

【0150】

本発明者らは、反応媒体中の圧力及び反応媒体の気相中の分子状酸素のモル分率に関して本明細書中に開示した望ましい勾配とほぼ調和して、反応媒体全体にわたって酸素-S T Rを変動させることが非常に有用であることを発見した。従って、（反応媒体の第1の

50

別個の20%連続容積の酸素-S T R) 対(反応媒体の第2の別個の20%連続容積の酸素-S T R)の比は、約1.5:1~約20:1、より好ましくは約2:1~約12:1、最も好ましくは3:1~9:1の範囲であるのが望ましい。一実施態様において、「第1の別個の20%連続容積」は、「第2の別個の20%連続容積」よりも、分子状酸素が反応媒体中に最初に導入される位置の近くに位置する。部分酸化反応媒体が気泡塔型酸化反応器中に含まれるにせよ、反応媒体中の気相中において圧力及び/又は分子状酸素のモル分率に勾配が生じる任意の他の型の反応器(例えば、ほぼ水平のバッフルアセンブリによって場合によっては増大される、強力な半径方向流を有する複数のインペラーを用いて達成される複数の垂直に配置された攪拌ゾーンを有する機械的攪拌容器: 垂直に配置された各攪拌ゾーン内に酸化剤流のかなりの逆混合が起こり得るのにもかかわらず、また、垂直に配置された隣接攪拌ゾーン間で酸化剤流の多少の逆混合が起こり得るのにもかかわらず、酸化剤流は反応器の下部近くの供給材料からほぼ上向きに上昇する)に含まれるにせよ、酸素-S T Rのこれらの大きい勾配は望ましい。即ち、反応媒体の気相中において圧力及び/又は分子状酸素のモル分率に勾配が存在する場合には、本発明者らは、ここに開示した手段によって、溶存酸素の化学的要求量に同様な勾配を作り出すことが望ましいことを発見した。

10

【0151】

局所的酸素-S T Rを変動させるための好ましい手段は、本発明の他の開示に従って被酸化性化合物の濃度勾配を制御するために反応媒体の液相の混合を制御すること及び被酸化性化合物の供給位置を制御することである。局所的酸素-S T Rを変動させるための他の有用な手段は、局所的な温度差を生じることによって及び触媒及び溶媒成分の局所的混合物を変化させることによって(例えば、反応媒体の特定部分に蒸発冷却を引き起こすために追加気体を導入することによって、及び反応媒体の特定部分の活性を低下させるために比較的多量の水を含む溶媒流を添加することによって)、反応活性の差を生じることを含む。

20

【0152】

図30及び31に関して前述したように、部分酸化反応を、多重反応器中で有効に実施することができる。この多重反応器中においては、第1反応器から出る分子状酸素の少なくとも一部分が、好ましくは少なくとも25%が、より好ましくは少なくとも50%が、最も好ましくは少なくとも75%が、第1/上流反応器を出る分子状酸素の追加インクレメントを、好ましくは10モル%超を、より好ましくは20%超を、最も好ましくは40%超を消費するために、1つ又はそれ以上のその後の反応器に導かれる。1つの反応器から他の反応器への分子状酸素のこのような連続流れを用いる場合には、第1反応器は、その後の反応器の少なくとも1つよりも高い反応強度で、好ましくは(第1反応器内の容器平均酸素-S T R) 対(その後の反応器内の容器平均酸素-S T R)の比を約1.5:1~約20:1の範囲、より好ましくは約2:1~約12:1の範囲、最も好ましくは3:1~9:1の範囲として運転するのが望ましい。

30

【0153】

前述のように、本発明によれば、全ての型の第1反応器(例えば気泡塔型反応器、機械的攪拌反応器、逆混合反応器、内部段階的(internally staged)反応器、プラグフロー型反応器など)及び第1反応器と異なる型であってもなくてもよい、全ての型のその後の反応器が、その後の反応器への分子状酸素の連続流れに有用である。容器平均酸素-S T Rをその後の反応器内で低下させるための手段は、低温、低濃度の被酸化性化合物及び触媒成分と溶媒との特定の混合物(例えば、低濃度のコバルト、増大された濃度の水及び少量のイオン性銅のような触媒抑制剤の添加)の低反応活性を有効に含む。

40

【0154】

第1反応器からその後の反応器への流れる際には、酸化剤流は、圧縮若しくは減圧、冷却若しくは加熱及び任意の量若しくは任意の種類の質量付加若しくは質量除去のような、当業界で知られた任意の手段によって処理することができる。しかし、第1反応器の頂部の絶対圧力が約2.0メガパスカル未満、より好ましくは約1.6メガパスカル未満、最

50

も好ましくは 1 . 2 メガパスカル未満である場合には、その後の反応器中の低下した容器平均酸素 - S T R の使用が特に有用である。更に、その後の反応器中の低下していく容器平均酸素 - S T R の使用は、(第 1 反応器の上部の絶対圧力) 対 (少なくとも 1 つのその後の反応器の上部の絶対圧力) の比が約 0 . 5 : 1 ~ 6 : 1、より好ましくは約 0 . 6 ~ 約 4 : 1、最も好ましくは 0 . 7 : 1 ~ 2 : 1 の範囲である場合に特に有用である。その後の反応器におけるこれらの下限未満への圧力低下は分子状酸素の利用可能性を過度に低下させ、これらの上限を超える圧力上昇は、酸化剤の新規供給の使用に比較してますますコストが高くなる。

【 0 1 5 5 】

容器平均酸素 - S T R が低下していく、その後の反応器への分子状酸素の連続流れを用いる場合には、被酸化性化合物、溶媒及び酸化剤の新規供給流がその後の反応器中及び / 又は第 1 反応器中に流入することができる。反応媒体に液相及び固相が存在するならば、反応媒体の液相及び固相の流れは反応器間で任意の向きに流れることができる。第 1 反応器を出て次の反応器に入る気相の全て又は一部は、第 1 反応器からの反応媒体に液相又は固相が存在するならば、第 1 反応器からの反応媒体の液相又は固相の一部から分離されて又はそれと混合されて流れることができる。液相及び固相が存在するならば、液相及び固相を含む生成物流の流れを、システム中の任意の反応器中の反応媒体から回収することができる。

【 0 1 5 6 】

再び図 1 ~ 2 9 を参照すると、本発明の一実施態様において、気泡塔型酸化反応器 2 0 は、従来の気泡塔型反応器よりも、特に、テレフタル酸の生産に使用される従来の気泡塔型反応器よりも著しく速い生産速度を有する。生産速度を増加させるためには、気泡塔型反応器 2 0 のサイズを増加しなければならない。しかし、このようなスケールアップされた気泡塔型反応器中における反応媒体の、自然対流で循環させられる多相流体流の動態は、比較的小さい従来の反応器における流れの動態とは著しく、厄介に異なる。生産速度の速い、スケールアップされた気泡塔型酸化反応器の適正な機能化には、いくつかの設計及び運転パラメーターが重要であることを発見した。

【 0 1 5 7 】

気泡塔 2 0 が本発明の一実施態様に係る、生産速度の速い、スケールアップされた気泡塔型酸化反応器である場合には、反応媒体 3 6 の高さ H は、好ましくは少なくとも約 3 0 m、より好ましくは約 3 5 ~ 約 7 0 m の範囲、最も好ましくは 4 0 ~ 6 0 m の範囲である。スケールアップされた気泡塔型反応器 2 0 中の反応媒体 3 6 の密度及び高さは、反応媒体 3 6 の頂部と反応媒体 3 6 の底部との間にかかなりの圧力差を生じる。好ましくは、反応媒体 3 6 の頂部と底部との間の圧力差は少なくとも約 1 パール、より好ましくは少なくとも約 1 . 4 パール、最も好ましくは 1 . 6 ~ 3 パールの範囲である。反応媒体 3 6 の最大幅 W は、好ましくは少なくとも約 2 . 5 m、より好ましくは約 3 ~ 約 2 0 m の範囲、更に好ましくは約 3 . 2 5 ~ 約 1 2 m の範囲、最も好ましくは 4 ~ 1 0 m の範囲である。反応媒体 3 6 の H : W 比は、好ましくは少なくとも約 6 : 1、より好ましくは約 8 : 1 ~ 約 2 0 : 1、最も好ましくは 9 : 1 ~ 1 5 : 1 の範囲である。反応媒体 3 6 及び / 又は反応ゾーン 2 8 の総容積は好ましくは少なくとも約 2 5 0 m³、より好ましくは少なくとも約 5 0 0 m³、最も好ましくは少なくとも 1 , 0 0 0 m³ である。

【 0 1 5 8 】

スケールアップされた気泡塔型酸化反応器 2 0 の運転の間には、1 / 4 高さ、1 / 2 高さ及び / 又は 3 / 4 高さにおける反応媒体 3 6 の気相の時間平均空塔速度は約 0 . 8 ~ 約 5 m / 秒、より好ましくは約 0 . 9 ~ 約 3 m / 秒、最も好ましくは 1 ~ 2 m / 秒の範囲であるのが望ましい。スケールアップされた気泡塔型酸化反応器 2 0 を用いて、p - キシレンの部分酸化によってテレフタル酸を製造する場合には、p - キシレンは、少なくとも約 1 1 , 0 0 0 k g / 時の、より好ましくは約 2 0 , 0 0 0 ~ 約 1 0 0 , 0 0 0 k g / 時の範囲の、最も好ましくは 3 0 , 0 0 0 ~ 8 0 , 0 0 0 k g / 時の範囲の速度で反応ゾーン 2 8 に供給するのが望ましい。スケールアップされた気泡塔 2 0 のテレフタル酸生産速度

10

20

30

40

50

は、好ましくは少なくとも約 400 トン/日、より好ましくは少なくとも約 700 トン/日、最も好ましくは 750 ~ 3,000 トン/日の範囲である。スケールアップされた気泡塔型酸化反応器 20 の他の設計及び運転パラメータは、図 1 ~ 29 に関して最初に前述したのと実質的に同じにすることができる。

【0159】

気泡塔型反応器の反応ゾーンの、反応器の高さに沿った水平断面積の変動は、特に前述のスケールアップされた気泡塔型酸化反応器においては、反応媒体の流体の流動動態の改善に役立つことができることを発見した。図 32 を参照すると、本発明の一実施態様において、気泡塔型酸化反応器 20 の容器シェル 22 は、幅の広い下部セクション 23、幅の狭い上部 25 及び遷移部 27 を含む。好ましくは、下部セクション 23 及び上部セクション 25 は、実質的に円筒形であり、共通の中心縦軸に沿って並べられる。遷移部 27 は、多くの適当な形状（例えば水平面形、2:1 楕円形、半球形など）を有することができる。好ましくは、遷移部 27 は、容器シェル 22 を幅の広い下部セクション 23 から幅の狭い上部セクション 25 に遷移させるほぼ円錐台形の部材である。容器シェル 22 の下部セクション 23 は、幅の広い下部反応ゾーン 29 を規定する。容器シェル 22 の上部セクション 25 は、幅の狭い上部反応ゾーン 31 を規定する。遷移部 27 は、下部反応ゾーン 29 と上部反応ゾーン 31 との間に位置する遷移ゾーンを規定する。下部反応ゾーン 29、上部反応ゾーン 31 及び遷移ゾーンは協力して、多相反応媒体 36 を受ける気泡塔型酸化反応器 20 の全反応ゾーンを形成する。

【0160】

本発明の好ましい実施態様において、下部反応ゾーン 29 中の反応媒体 36 の最大水平断面積は、上部反応ゾーン 31 中の反応媒体 36 の最小断面積よりも少なくとも約 10 % 大きい。より好ましくは、下部反応ゾーン 29 中の反応媒体 36 の最大水平断面積は、上部反応ゾーン 31 中の反応媒体 36 の最小水平断面積よりも約 25 ~ 約 210 % 大きい範囲である。最も好ましくは、下部反応ゾーン 29 中の反応媒体 36 の最大水平断面積は、上部反応ゾーン 31 中の反応媒体 36 の最小断面積よりも 35 ~ 160 % 大きい範囲である。

【0161】

図 32 に示されるように、下部反応ゾーン 29 は、上部反応ゾーン 31 の最小直径 D_u よりも大きい最大直径 D_l を有する。好ましくは、 D_l は D_u よりも少なくとも約 5 % 大きい。より好ましくは、 D_l は D_u よりも約 10 ~ 約 100 % 大きい範囲である。最も好ましくは、 D_l は D_u よりも 15 ~ 50 % 大きい範囲である。図 32 はまた、下部反応ゾーン 29 が最大高さ L_l を、上部反応ゾーン 31 が最大高さ L_u を、遷移ゾーンが最大高さ L_t を有することを示している。下部反応ゾーン 29 中に含まれる反応媒体 36 の部分の高さは L_l であり、遷移ゾーンに含まれる反応媒体 36 の高さは L_t である。一実施態様において、上部反応ゾーン 31 中に位置する反応媒体 36 の高さは L_u である。しかし、いくつかの場合には、上部反応ゾーン 31 の反応媒体 36 の高さは L_u 未満であることもある。他の場合には、反応媒体 36 の全高は、上部反応ゾーン 31 の上端 50 より上方に伸びる（即ち反応媒体 36 の全高が $L_l + L_t + L_u$ の和よりも大きい）ことがある。好ましくは、反応媒体 36 の全高は、上部反応ゾーン 31 の上端 50 から上又は下に測定された L_u の 50、25 又は 10 % 以内の高さである。気泡塔型酸化反応器 20 は、 $L_l : L_u$ 比が好ましくは約 0.05 : 1 ~ 約 5 : 1、より好ましくは約 0.1 : 1 ~ 約 2.5 : 1、最も好ましくは約 0.15 : 1 ~ 1.5 : 1 の範囲である。気泡塔型酸化反応器 20 は、 $L_l : D_l$ 比が好ましくは約 0.5 : 1 超、より好ましくは約 1 : 1 ~ 約 10 : 1 の範囲、最も好ましくは 1.5 : 1 ~ 8 : 1 の範囲である。気泡塔型酸化反応器 20 は、 $L_u : D_u$ 比が好ましくは約 2 : 1 超、より好ましくは約 2.5 : 1 ~ 約 20 : 1 の範囲、最も好ましくは 3 : 1 ~ 15 : 1 の範囲である。本発明の好ましい実施態様において、 L_l は少なくとも約 2 m、より好ましくは L_l は約 4 ~ 約 50 m の範囲、最も好ましくは 6 ~ 40 m の範囲である。好ましくは、 L_u は少なくとも約 4 m、より好ましくは約 5 ~ 約 80 m の範囲、最も好ましくは 10 ~ 60 m の範囲である。好ましくは、 D_l は約 2 ~ 約 12 m、より

好ましくは約 3 . 1 ~ 約 1 0 m、最も好ましくは 4 ~ 9 m の範囲である。

【 0 1 6 2 】

図 3 2 はまた、気泡塔型酸化反応器 2 0 が、上部反応セクション 3 1 の上方に配置された離脱セクション 2 6 を有することを示す。離脱セクション 2 6 は、離脱ゾーン 3 0 を規定する。図 3 2 に示されるように、離脱ゾーン 3 0 は最大高さ Y 及び最大幅 X を有する。気泡塔型酸化反応器 2 0 は、 $X : D_1$ 比が約 0 . 8 ~ 約 4 : 1、最も好ましくは 1 . 1 : 1 ~ 2 : 1 の範囲であるのが望ましい。気泡塔型酸化反応器 2 0 は、 $L_u : Y$ 比が好ましくは約 1 : 1 ~ 約 1 0 : 1、最も好ましくは 2 : 1 ~ 5 : 1 の範囲である。気泡塔型酸化反応器 2 0 は、 $L_l : Y$ 比が好ましくは約 0 . 4 : 1 ~ 約 8 : 1、最も好ましくは 0 . 6 : 1 ~ 4 : 1 の範囲である。容器シェル 2 2 の遷移部 2 7 は、最大直径 D_1 の隣接下部セクション 2 3 と最小直径 D_u の隣接上部セクション 2 5 を有する。気泡塔型酸化反応器 2 0 は、 $L_l : D_1$ 比が好ましくは約 0 . 0 5 : 1 ~ 約 5 : 1、最も好ましくは 0 . 1 : 1 ~ 2 : 1 の範囲である。

10

【 0 1 6 3 】

図 3 2 に示される気泡塔型酸化反応器 2 0 の、垂直方向に変動する水平断面積は、上部反応ゾーン 3 1 中に含まれる反応媒体 3 6 の部分に、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分よりも速い気体空塔速度及び高いガス・ホールドアップを与える。好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、上部反応ゾーン 3 1 中に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度は、下部反応ゾーン 2 9 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度よりも少なくとも約 1 5 % 大きい。より好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、上部反応ゾーン 3 1 中に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度は、下部反応ゾーン 2 9 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度よりも約 2 5 ~ 約 2 1 0 % 大きい範囲である。最も好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、上部反応ゾーン 3 1 中に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度は、下部反応ゾーン 2 9 中の反応媒体の 1 / 2 高さにおける、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均気体空塔速度よりも 3 5 ~ 1 6 0 % 大きい範囲である。好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップは、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップより少なくとも 4 % 大きい。より好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップは、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップより約 6 ~ 約 8 0 % 大きい範囲である。最も好ましくは、上部反応ゾーン 3 1 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップは、下部反応ゾーン 2 9 に含まれる反応媒体 3 6 の部分の時間平均及び体積平均ガス・ホールドアップより 8 ~ 7 0 % 大きい範囲である。

20

30

【 0 1 6 4 】

図 3 2 は非常に特殊な 2 段円筒側壁気泡塔設計を示すが、多くの他の設計を、本発明のこの実施態様の範囲内に含ませることができることを理解されたい。例えば、反応器の幅の狭い上部セクションと幅の広い下部セクションは、1 個又はそれ以上の傾斜した側壁及び / 又は複数の段階的直径側壁セグメントから形成されることができる。いずれにしても、図面ではなく、特許請求の範囲がこの実施態様の本質を捕らえている。

40

【 0 1 6 5 】

前述のように、場合によっては、単一反応器についてより速い生産速度を可能にするために、より大型の気泡塔型反応器を使用することが望ましいことがある。しかし、気泡塔型反応器のサイズが増加すると、そこに含まれる多相反応媒体の流体の流動挙動が、より小型の反応器の流動挙動から著しく変化する。より大型の気泡塔型反応器の変化する流体流動挙動は、気泡塔型反応器中に含まれる多相反応媒体を、追加直立面 (upright surface) と接触させることによって妨げることができることが判明した。従って、図 3 3 ~ 4

50

4 は、スケールアップされた気泡塔型反応器の反応ゾーン中に追加直立表面積を設ける種々の方法を示す。図 3 3 ~ 4 4 に示される気泡塔型反応器はいずれも、気泡塔型反応器の反応ゾーン中に含まれる 1 つ又はそれ以上の直立内部部材を含む。これらの直立内部部材は、反応器の直立圧含有側壁に加えて設けられる。前述のように、気泡塔型反応器中に含まれる反応媒体は最大高さ H 及び最大幅 W を有する。 $H/5$ の高さより上方に存在する反応媒体の最小幅をここでは W_{min} と称する。本発明の好ましい実施態様において、反応媒体と接触する気泡塔型反応器の総直立表面積は、好ましくは約 $3.25 W_{min} H$ 超、より好ましくは約 $3.5 W_{min} H \sim 20 W_{min} H$ の範囲、更に好ましくは約 $4 W_{min} H \sim 15 W_{min} H$ の範囲、最も好ましくは $5 W_{min} H \sim 10 W_{min} H$ の範囲である。反応媒体と接触するこの総直立表面積は、圧含有反応器側壁の直立面及び反応ゾーン内に存在する任意の内部部材の直立面を含む直立面の全ての面積を含む。ここで使用する用語「直立」は垂線から 45° 未満を意味する。好ましくは、気泡塔型反応器中の反応媒体と接触する直立面は、垂線から 30° 以内の角度で、より好ましくは垂線から 15° 以内の角度で、更に好ましくは垂線から 5° 以内の角度で、最も好ましくは実質的に垂線の角度で伸長する。

10

20

30

40

50

【0166】

圧力を含まない内部部材に依る、反応媒体と接触する直立表面積の総量は、容器の圧含有側壁に依る、反応媒体と接触する直立表面積の総量の少なくとも 10% であるのが更に好ましい。内部部材によって提供される、反応媒体と接触する総露出直立表面積は、圧含有側壁によって提供される、反応媒体と接触する総露出直立表面積のより好ましくは約 $15 \sim 600\%$ 、更に好ましくは約 $25 \sim 400\%$ 、最も好ましくは $35 \sim 200\%$ の範囲である。気泡塔酸化における追加直立表面積の存在は、追加直立表面積がほとんど又は全くない従来の気泡塔型反応器中で起こり得るよりも $H:W$ 比を低くすることができる。従って、追加直立表面積を用いる気泡塔型反応器の $H:W$ 比は、約 $3:1 \sim 20:1$ 、より好ましくは約 $3.5:1 \sim 15:1$ 、最も好ましくは $4:1 \sim 12:1$ の範囲であるのが望ましい。

【0167】

図 3 3 及び 3 4 に示される実施態様を参照すると、気泡塔型酸化反応器 2 0 は、側壁 4 6 の一方の側から側壁 4 6 の反対側に直径方向に伸びる単一の仕切壁 3 3 を含むことができる。酸化剤流の実質的に全てが仕切壁 3 3 の底部より下方に導入されるように、仕切壁 3 3 はスパージャー 3 4 より上方に配置される。従って、酸化剤流の未溶解部分を含む、反応媒体 3 6 の気相の約 $1/2$ が、仕切壁 3 3 のそれぞれの側で上向きに流れる。好ましくは、供給流の約 $1/2$ が仕切壁 3 3 の一方の側にある供給口 3 2 a を経て導入され、供給流の残りの $1/2$ が、仕切り壁 3 3 のもう一方の側にある供給口 3 2 b を経て導入される。仕切壁 3 3 の高さは、円筒側壁 4 6 の高さを実質的に等しい。

【0168】

仕切壁 3 3 は反応ゾーン 2 8 をほぼ二等分に分割し、仕切壁 3 3 のそれぞれの側に反応媒体 3 6 が配置される。反応媒体 3 6 と接触する反応器 2 0 の実質的に全ての直立表面積は、側壁 4 6 の内側露出面と仕切壁 3 3 の外側露出面に依る。仕切壁 3 3 が反応ゾーン 2 8 中に存在しなければ、反応媒体 3 6 と接触する実質的に全ての直立表面積は、圧含有容器シェル 2 2 の側壁 4 6 に依るであろう。仕切壁 3 3 は、反応媒体 3 6 の流体の流動動態に作用し且つ反応器の性能にそれほど悪影響を及ぼさずに気泡塔型酸化反応器 2 0 のスケールアップを可能にする追加表面積を提供する。

【0169】

図 3 5 に示された実施態様を参照すると、気泡塔型酸化反応器 2 0 が、両端が切り取られた仕切壁 3 5 を含むものとして示されている。図 3 5 の仕切壁 3 5 は、図 3 3 及び 3 4 の仕切壁 3 3 と同様であるが、図 3 5 の仕切壁 3 5 は、反応媒体 3 6 の全高よりかなり低い高さを有する。図 3 5 に示された構造においては、実質的に全ての供給流及び酸化剤流を、仕切り壁 3 5 の底部より下方の反応ゾーン 2 8 中に導入するのが好ましい。仕切り壁 3 5 の頂部は、反応媒体 3 6 の上面 4 4 からかなりの距離をあけて配置するのが好ましい

。この構造において、仕切壁 35 の両側に半分ずつ配置された反応媒体 36 は、いずれも、仕切壁 35 の上方及び下方で互いに混合することができる。

【0170】

図 36 及び 37 に示された実施態様を参照すると、気泡塔型酸化反応器 20 は非平面仕切壁 37 を含むことができ、この仕切壁 37 は、相当量の直立表面積を反応器 20 に追加でき、反応ゾーン 28 中に多数の追加内部部材を必要としない。図 33 ~ 35 の仕切壁 33、35 と同様に、図 36 及び 37 の仕切壁 37 は側壁 46 の直径方向の反対に位置する両内側壁面に連結され、その間に伸びる。

【0171】

図 38 及び 39 に示される実施態様において、気泡塔型酸化反応器 20 はほぼ X 形の形状を有する直立内部部材 41 を含む。反応媒体 36 が X 形内部部材 41 によって規定される部分クアドラントの間を流れることができるように、内部部材 41 の垂直外縁部が、側壁 46 の内側面から内側に向かって間隔をあけて配置される。内部部材 41 の種々の露出した外側直立面が、反応媒体 36 と接触する相当量の表面積を追加する。

【0172】

図 40 ~ 42 は、反応ゾーン 28 の一部分が内部部材 53 によって 4 つの垂直クアドラントに分割される一方、反応ゾーン 28 の別の部分が内部部材 55 によって 8 個の垂直くさび形部分に分割される実施態様を示す。図 40 に示されるように、反応ゾーン 28 は、内部部材 53 による 4 個の垂直クアドラントへの分割と、内部部材 55 による 8 個のくさび形部分への分割とを垂直方向に繰り返す。

【0173】

図 43 及び 44 を参照すると、気泡塔型酸化反応器 20 が、複数のほぼらせん形の内部部材 61 a、b、c、d と、らせん状部材 61 の上方に配置された垂直 X 形仕切部材 63 を含むものとして示されている。らせん形部材 61 は、反応媒体 36 の上向きに流れる部分に渦流パターンを引き起こす傾斜外面を提供する。らせん形部材 61 の傾斜方向は、隣接するらせん状部材 61 がほぼ逆方向に反応媒体 36 の旋回を生じるようなものであるのが好ましい。従って、反応媒体 36 が反応ゾーン 28 中において上昇するにつれて、らせん形部材 61 a が反応媒体を時計方向に回転させる場合には、らせん形部材 61 b (らせん状部材 61 a の真上に配置される) は、上向きに移動する反応媒体 36 を反時計方向に旋回させる。垂直内部仕切部材 63 は気泡塔型酸化反応器 20 に追加直立表面積を加え、また、気相が反応媒体 36 の上面 44 に向かって上昇するにつれて反応媒体 36 の渦 / 乱流を最小にする働きをすることができる。

【0174】

図 33 ~ 44 に示されるどの構造が気泡塔型酸化反応器 20 に用いられるかにかかわらず、分子状酸素及び被酸化性化合物の相当部分が 1 つ又は複数の直立内部部材の相当部分の下方で反応ゾーン 28 中に導入されるように、酸化剤流及び供給流が反応ゾーン 28 中に導入されるのが好ましい。好ましくは、反応ゾーン 28 中に導入される全ての分子状酸素及び被酸化性化合物の少なくとも約 50 重量%が、1 つ又は複数の内部部材の直立露出外表面積の少なくとも 50 % の下方において反応ゾーン 28 に入る。より好ましくは、分子状酸素及び被酸化性化合物の少なくとも約 75 重量%が、1 つ又は複数の内部部材の直立露出外表面積の少なくとも 50 % の下方において反応ゾーンに入る。更に好ましくは、分子状酸素及び被酸化性化合物の少なくとも約 90 重量%が、1 つ又は複数の内部部材の直立露出外表面積の少なくとも 50 % の下方において反応ゾーンに入る。最も好ましくは、分子状酸素及び被酸化性化合物の実質的に全てが、1 つ又は複数の内部部材の直立露出外表面積の少なくとも 50 % の下方において反応ゾーンに入る。更に、反応媒体 36 の気相の相当部分が、1 つ又は複数の内部部材によって提供される追加露出外表面積のいずれの側においても上向きに流れるように、酸化剤流及び供給流が導入されるのが好ましい。更に、酸化剤及び供給流は、前述の半径方向及び方位角分配に従って反応ゾーン 28 に導入されるのが好ましい。

【0175】

いくつかの先行技術の酸化反応器は、ここに記載した内部部材と同様にして反応媒体と接触する熱交換面を用いることができるが、本発明の内部部材は、加熱又は冷却をそれほど反応媒体に加えないことが望ましいことに留意しなければならない。従って、ここに記載した内部部材の露出された（即ち反応媒体を接触する）直立面の熱流束は約 30, 000 ワット / m² 未満であるのが好ましい。

【0176】

図 45 ~ 53 は、不純物の形成を最小限に抑えながら改善された酸化を促進するように、多相反応媒体 36 と接触する 1 つ又は複数のバッフルが気泡塔型酸化反応器 20 に装着された実施態様を示す。バッフルは、前述のスケールアップされた気泡塔型反応器の設計において特に有用である。図 45 ~ 53 に示されたバッフル付き気泡塔型反応器 20 のそれぞれにおいて、1 つ又は複数のバッフルが約 10 ~ 約 90 % の範囲の孔面積を有するのが好ましい。ここで使用するバッフルの孔面積 % は、バッフルの垂直位置における、開いている（即ちバッフルの構造によってふさがれていない）反応ゾーンの水平断面積の最小 % を意味する。図 45 ~ 53 に示される 1 つ又は複数のバッフルの孔面積は、より好ましくは約 25 ~ 約 75 %、最も好ましくは 35 ~ 65 % の範囲である。

10

【0177】

図 45 ~ 53 に示されるバッフルの重要な特徴は、バッフルが汚染に耐えられることである。前述のように、気泡塔型酸化反応器 20 は、好ましくは酸化の間に反応媒体 36 中で固体が形成される沈澱酸化サービス（precipitating oxidation service）において使用される。ほぼ水平の上向きの平面を相当量有するバッフルは、沈澱条件下で運転中の反応器中で汚染されがちである。バッフルが汚染される場合には、固体がバッフルの上向きの面に堆積する。そして、バッフル上に沈着した固体の量が増加するにつれて、沈澱固体のチャンクがバッフルから外れて、反応器の底部に向かって落下する。外れた固体のこれらのチャンクは、反応器の底部に蓄積する可能性があり、また、例えば反応器頂部からのスラリーの排出の阻害を含む多数の問題を引き起こすおそれがある。

20

【0178】

このようなことを考慮に入れると、一実施態様において、気泡塔型酸化反応器 20 に使用される 1 つ又は複数のバッフルは、上向きの外側平面を提供しない（例えばバッフルは円形断面を有する配管材料から構成することができる）のが好ましい。特に明記しない限り、上向きの面は、水平より上方に突出した法線ベクトルを有する面である。別の実施態様においては、1 つ又は複数のバッフルの上向きの露出した（即ち、反応媒体 36 を接触する）外側表面積全体の約 50 % 未満が、水平から 30 °、又は 20 °、又は更には 10 ° 未満の角度で傾斜した実質的に平面の面によるならば、実質的に平面の面を少量用いることができる。より好ましくは、1 つ又は複数のバッフルの上向きの露出した外側表面積全体の約 35 % 未満が、水平から 30 °、又は 20 °、又は更には 10 ° 未満の角度で傾斜した実質的に平面の面による。最も好ましくは、1 つ又は複数のバッフルの上向きの露出した外側表面積全体の 25 % 未満が、水平から 30 °、又は 20 °、又は更には 10 ° 未満の角度で傾斜した実質的に平面の面による。更に、1 つ又は複数のバッフルの上向きの露出した外側表面は、汚染に更に耐えるように実質的に滑らかな仕上げを有するのが好ましい。1 つ又は複数のバッフルの上向きの露出した外側表面の少なくとも相当部分が、好ましくは約 125 ミクロン RMS 未満の、より好ましくは約 64 ミクロン RMS 未満の、最も好ましくは 32 ミクロン RMS 未満の表面粗さを有する。電解研磨仕上げ及び滑らかな 2 B ミルロール仕上げが特に有用である。

30

40

【0179】

図 45 ~ 53 に示された 1 つ又は複数のバッフルの非汚染設計に加えて、1 つ又は複数のバッフルは、最適化効率を与えるように、反応媒体 36 の上端及び下端から適正な間隔をあけて配置するのが好ましい。本発明の好ましい実施態様において、1 つ又は複数のバッフルは、反応媒体 36 の上端及び下端の両方から少なくとも 0.5 W 及び / 又は 0.05 H の間隔をあけて配置する（W は反応媒体 36 の最大幅であり、H は反応媒体 36 の最大高さである）。より好ましくは、1 つ又は複数のバッフルは、反応媒体 36 の上端及び

50

下端の両方から少なくとも1W及び/又は0.1Hの間隔をあけて配置される。最も好ましくは、1つ又は複数のバッフルは、反応媒体36の上端及び下端の両方から少なくとも1.5W及び/又は0.15Hの間隔をあけて配置する。気泡塔型酸化反応器20中における1つ又は複数のバッフルの存在は、同様なバッフル付でない反応器において起こり得るH:W比よりも低いH:W比を可能にできる。従って、バッフル付き気泡塔型反応器のH:W比は、約3:1~約20:1、より好ましくは約3.5:1~約15:1、最も好ましくは4:1~12:1の範囲であるのが望ましい。

【0180】

図45~47を詳細に参照すると、気泡塔型酸化反応器20は、垂直方向に間隔をあけて配置された複数のバッフル71a、b、c、dを含むものとして示されている。好ましくは、気泡塔型酸化反応器20は垂直方向に間隔をあけて配置されたバッフルを2~20個、最も好ましくは3~8個含む。好ましくは、各バッフル71は、複数の細長い個々のバッフル部材73を含む。この実施態様において、個々のバッフル部材73は、それぞれ、反応媒体36と接触する実質的に円筒形の露出外面を提供する。図45~47に示される実施態様において、隣接バッフル71の個々のバッフル部材73が互いに実質的に直角をなして伸びるように、バッフル71a、b、c、dは相互に回転される。

10

【0181】

図48~50を詳細に参照すると、代替バッフル81a、b、c、dが、複数の細長い個々のバッフル部材83を含むものとして示されている。この実施態様において、各バッフル部材83は、L断面部材から形成され、ほぼ逆V字形の上向き露出外面を提供する。個々のバッフル部材83の露出外面の形状は、反応媒体36中の沈澱固体による汚染を防ぐのに役立つ。山形鋼バッフル部材83の数、間隔及び向きは、図45~47の円筒形バッフル部材73に関して前述したのと実質的に同じであることができる。

20

【0182】

図51~53を詳細に参照すると、気泡塔型酸化反応器20は、その底面において結合された2つの反対方向に伸びる垂直円錐93a、bの形状を概ね有する単一の一体式バッフル91を含むものとして示されている。一体式バッフル91の露出した上向き外面の勾配は、反応媒体36における固体の沈澱によるバッフル91の汚染を防ぐ働きをする。

【0183】

図45~53に示される種々のバッフル構造は単に代表的なものであって、多くの他のバッフル構造が、本発明の範囲内に含まれることができる。また、図45~53に示されるバッフル構造は、組合せて使用できることも留意しなければならない。

30

【0184】

いくつかの先行技術の酸化反応器は、ここに記載した1つ又は複数のバッフルと同様にして反応媒体と接触する熱交換管を使用できるが、本発明のバッフルが、反応媒体の大きな加熱度合い又は冷却度合いを提供することは望ましくないことに留意しなければならない。従って、ここに記載したバッフルの露出された(即ち反応媒体と接触する)外側表面の熱流束は、約30,000ワット/m²未満であるのが好ましい。

【0185】

再び図1~53を参照すると、酸化は、気泡塔型反応器20中で、ここに開示した好ましい実施態様による、従来の酸化反応器とは著しく異なる条件下で実施するのが好ましい。ここに開示した好ましい実施態様に従って気泡塔型反応器20を用いてp-キシレンの粗製テレフタル酸(CTA)への液相部分酸化を実施する場合には、局所反応強度の空間プロファイル、局所蒸発強度の空間プロファイル及び局所温度の空間プロファイルが、反応媒体内の液体のフローパターン及び好ましい比較的低い酸化温度と組合さって、独特で有利な性質を有するCTA粒子の形成に寄与する。

40

【0186】

図54A及び54Bは、本発明の一実施態様に従って製造されたベースCTA粒子を示す。図54Aは、ベースCTA粒子を倍率500倍で示し、図54BはベースCTA粒子の1つを拡大して、その粒子を倍率2,000倍で示す。おそらく図54Bに最もよく示

50

されるように、各ベースCTA粒子は典型的には、多数の小さい凝集CTA子粒子から形成され、従って、ベースCTA粒子に比較的大きい表面積、高い空隙率、低い密度及び良好な溶解性を与える。ベースCTA粒子は典型的には約20～約150ミクロン、より好ましくは約30～約120ミクロン、最も好ましくは40～90ミクロンの範囲の平均粒度を有する。CTA子粒子は典型的には、約0.5～約30ミクロン、より好ましくは約1～約15ミクロン、最も好ましくは2～5ミクロンの範囲の平均粒度を有する。図54A及び54Bに示されるベースCTA粒子比較的高い表面積は、Braunauer-Emmett-Teller (BET) 表面積測定法を用いて定量化することができる。好ましくは、ベースCTA粒子は、少なくとも約0.6 m²/gの平均BET表面積をする。より好ましくは、ベースCTA粒子は約0.8～約4 m²/gの範囲の平均BET表面積をする。最も好ましくは、ベースCTA粒子は0.9～2 m²/gの範囲の平均BET表面積をする。本発明の好ましい実施態様の最適化酸化方法によって形成されるベースCTA粒子の物理的性質(例えば、粒度、BET表面積、空隙率及び溶解性)は、図57に関して以下に更に詳述するように、より効率的で且つ/又は経済的な方法によるCTA粒子の精製を可能にする。

10

20

30

40

【0187】

前に示した平均粒度値は、偏光顕微鏡及び画像解析を用いて算出した。粒度分析に使用した装置は、4xPlan Flour N.A.0.13対物レンズの付いたNikon E800光学顕微鏡、Spot RT(登録商標)デジタルカメラ、及びパーソナルコンピュータで実行するImage Pro Plus(登録商標)V4.5.0.19画像解析ソフトウェアを含んでいた。粒度分析法は以下の主な工程を含んでいた：(1) CTA粉末を鉱油中に分散させ；(2) この分散液の顕微鏡用スライド/カバースリップ(slip)を作成し；(3) 偏光顕微鏡(直交ポラー条件-粒子は黒い背景に鮮やかな物体として現れる)を用いてこのスライドを検査し；(4) 各サンプル標本について異なる画像を取り込み(フィールドサイズ=3×2.25mm；ピクセルサイズ=1.84ミクロン/ピクセル)；(5) Image Pro Plus(登録商標)ソフトウェアを用いて画像解析を実施し；(6) 粒子の寸法を表計算ソフトにエクスポートし；そして(7) 表計算ソフトにおいて統計に基づく特性決定を行う。「Image Pro Plus(登録商標)ソフトウェアを用いて画像解析を実施する」工程(5)は、以下の下位工程を含んでいた：(a) 暗い背景上において白色の粒子を検出するために画像閾値を設定し；(b) 二値画像を作成し；(c) ピクセルノイズを除去するためにシングルパス・オープンフィルターを走らせ；(d) 画像中の全粒子を測定し；そして(e) 各粒子に関して測定した平均直径を記録する。Image Pro Plus(登録商標)ソフトウェアは、個々の粒子の平均直径を、2°の間隔で粒子の質量中心を通して測定した粒子の直径の数平均長さとして定義する。「表計算ソフトにおいて統計に基づく特性決定を行う」工程7は、体積加重平均粒度を以下のようにして計算することを含む。サンプル中のn個の粒子のそれぞれの体積を、粒子を球形であると仮定して、 $p_i / 6 * D_i^3$ を用いて計算し；各粒子の体積にその直径をかけて、 $p_i / 6 * D_i^4$ を求め；サンプル中の全粒子について $p_i / 6 * D_i^4$ の値を合計し；サンプル中の全粒子の体積を合計し；そして[サンプル中のn個の全粒子についての($p_i / 6 * D_i^4$)の和]÷[サンプル中のn個の全粒子についての($p_i / 6 * D_i^3$)の和]として体積加重粒径を算出する。ここで使用する「平均粒度」は、前記試験方法に従って算出された体積平均粒度を意味し、それはまた、 $D(4, 3)$ と称する。

【0188】

【数 1】

$$D(4,3) = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\pi}{6} d_i^4}{\sum_{i=1}^n \frac{\pi}{6} d_i^3}$$

10

【0189】

更に、工程 7 は、総サンプル体積の種々の割合がより小さい粒度を求めることを含む。例えば、 $D(v, 0.1)$ は、総サンプル体積の 10 % がより小さく且つ 90 % がより大きい粒度であり； $D(v, 0.5)$ は、サンプル体積の 1 / 2 がより大きく且つ 1 / 2 がより小さい粒度であり； $D(v, 0.9)$ は、総サンプル体積の 90 % がより小さい粒度などである。更に、工程 7 は、 $D(v, 0.9) - D(v, 0.1)$ [ここでは、「粒度スプレッド」と定義する] を算出することを含み；また、工程 7 は、粒度スプレッド値 ÷ $D(4, 3)$ [ここでは、「粒度相対スプレッド」と定義する] を算出することを含む。

【0190】

更に、前述のように測定した C T A 粒子の $D(v, 0.1)$ は、約 5 ~ 約 65 ミクロン、より好ましくは約 15 ~ 約 55 ミクロン、最も好ましくは 25 ~ 45 ミクロンの範囲であるのが望ましい。前述のように測定した C T A 粒子の $D(v, 0.5)$ は、約 10 ~ 約 90 ミクロン、より好ましくは約 20 ~ 約 80 ミクロン、最も好ましくは 30 ~ 70 ミクロンの範囲であるのが望ましい。前述のように測定した C T A 粒子の $D(v, 0.9)$ は、約 30 ~ 約 150 ミクロン、より好ましくは約 40 ~ 約 130 ミクロン、最も好ましくは 50 ~ 110 ミクロンの範囲であるのが望ましい。粒度相対スプレッドは、約 0.5 ~ 約 2.0、より好ましくは約 0.6 ~ 約 1.5、最も好ましくは 0.7 ~ 1.3 の範囲であるのが望ましい。

20

【0191】

前に示した B E T 表面積値は、Micromeritics ASAP 2000 (Micromeritics Instrument Corporation of Norcross, GA) で測定した。測定方法の第 1 工程において、粒子のサンプル 2 ~ 4 g を秤量し、真空下で 50 において乾燥させた。次いで、サンプルを分析ガスマニホールド上に置き、77 ° K まで冷却した。サンプルを既知体積の窒素ガスに暴露し且つ圧力減少を測定することによって、窒素吸着等温線を最小値 5 平衡圧において測定した。平衡圧は適当には $P / P_0 = 0.01 - 0.20$ [P は平衡圧であり、 P_0 は液体窒素の 77 ° K における蒸気圧である] の範囲であった。得られた等温線を、以下の B E T 式に従ってプロットした：

30

【0192】

【数 2】

40

$$\frac{P}{V_a(P_0 - P)} = \frac{1}{V_m C} + \frac{C - 1}{V_m C} \left(\frac{P}{P_0} \right)$$

【0193】

[式中、 V_a は P においてサンプルによって吸収される気体の体積であり、 V_m はサンプルの全表面を気体の単層で覆うのに必要な気体の体積であり、そして C は定数である]。こ

50

のプロットから、 V_m 及びCを求めた。次に、 77°K における窒素の断面積を用いて下記式によって V_m を表面積に変換した：

【0194】

【数3】

$$A = \sigma \frac{V_m}{RT}$$

10

【0195】

[式中、 A は 77°K における窒素の断面積であり； T は 77°K であり； R は気体定数である]。

【0196】

前に言及したように、本発明の一実施態様に従って形成されるCTAは、他の方法によって製造される従来のCTAに比較して優れた溶解特性を示す。この増大された溶解速度により、本発明のCTAはより効率的且つ／又はより効果的な精製方法によって精製されることが可能になる。以下の説明は、CTAの溶解速度を定量化できる方法に関する。

【0197】

攪拌混合物中における既知量の溶媒への既知量の固体の溶解速度は、種々のプロトコルによって測定できる。ここで使用する「時限 (time d) 溶解試験」と称する測定方法は以下のように定義される。約0.1メガパスカルの周囲圧力をこの時限溶解試験の全体を通して用いる。時限溶解試験全体を通して用いる周囲温度は約22である。更に、固体、溶媒及び全ての溶解装置は、試験開始前にこの温度において熱的に十分に平衡化させ、溶解期間の間にビーカー又はその内容物の無視できないほどの加熱又は冷却はない。新鮮な、HPLCグレードのテトラヒドロフラン (純度>99.9%) (以下、THF) の溶媒部分250gを、断熱されておらず、滑らかな側面を有し且つほぼ円筒形を有する、清浄にされたKIMAXトール形400mlガラスビーカー (Kimble (登録商標) 品番14020, Kimble/Kontes, Vineland, NJ) 中に入れる。テフロン (登録商標) 加工の電磁攪拌子 (VWR品番58948-230; 長さ約1インチ, 直径3/8インチ; 断面 - 八角形; VWR International, West Chester, PA 19380) をビーカー中に入れ、それが自然に底部まで沈降する。サンプルは、Variomag (登録商標) マルチポイント15電磁攪拌機 (H & P Labortechnik AG, Oberschleissheim, Germany) を用いて800回転/分の設定で攪拌される。この攪拌は、固体添加前5分以内に始まり、固体の添加後少なくとも30分間間断なく続く。合計250mgの粗製又は精製TPA粒子状物質の固体サンプルを、不粘着性サンプル秤量皿中に量り入れる。t = 0と表される出発時間において、秤量固体を攪拌THF中に全て同時に量り入れ、同時にタイマーをスタートさせる。適正になされると、THFは、固体を非常に急速に湿潤させ、5秒以内に稀釈され且つよく攪拌されたスラリーを形成する。引き続いて、この混合物のサンプルを、t = 0から測定された以下の時間 (分) で得る：0.08、0.25、0.50、0.75、1.00、1.50、2.00、2.50、3.00、4.00、5.00、6.00、8.00、10.00、15.00及び30.00。新しい使い捨てシリンジ (Becton, Dickinson and Co, 5ml, REF 30163, Franklin Lakes, NJ 07417) を用いて、稀釈され且つよく攪拌された混合物から回収する。ビーカーからの回収直後に、透明な液体サンプル約2mlを新しい未使用のシリンジフィルター (直径25mm, 0.45ミクロン, Gelman GHP Acrodisc GF (登録商標), Pall Corporation, East Hills, NY 11548) を通して新しいラベル付きガラスサンプルバ

20

30

40

50

イアル中に迅速に排出する。各シリンジ充填、フィルター装着及びサンプルバイアル中への排出の持続時間は適正には約 5 秒未満であり、この期間の開始及び終了は適切には、各目標サンプリング時間の前後約 3 秒以内である。各充填の約 5 分以内に、サンプルバイアルを蓋締めして閉じ、以下の化学分析を行うまではほぼ一定温度に保持する。最終サンプルを $t = 0$ から 30 分で採取した後、16 個全てのサンプルを、HPLC-DAD 法を用いて本明細書中の他の場所で記載したのとほぼ同様にして、溶解 TPA の量に関して分析する。しかし、この試験では、校正基準及び記録した結果は、THF 溶媒 g 当たりの溶解 TPA の mg 数（以下、「THF 中の ppm」）に基づく。例えば、固体 250 mg が非常に純粋な TPA であって且つ個々のサンプルの採取前にこの全量が THF 溶媒 250 g 中に完全に溶解しているとすれば、正しく測定される濃度は THF 中約 1,000 ppm となるであろう。

【0198】

本発明に係る CTA を前記時限溶解試験に供する場合には、 $t = 0$ から 1 分で採取しサンプルは、好ましくは THF 中少なくとも約 500 ppm の濃度まで、より好ましくは THF 中少なくとも 600 ppm まで溶解する。 $t = 0$ から 2 分で採取したサンプルについては、本発明に係る CTA は、好ましくは THF 中少なくとも約 700 ppm の濃度まで、より好ましくは THF 中少なくとも 750 ppm まで溶解する。 $t = 0$ から 4 分で採取したサンプルについては、本発明に係る CTA は、好ましくは THF 中少なくとも約 840 ppm の濃度まで、より好ましくは THF 中少なくとも 880 ppm まで溶解する。

【0199】

本発明者らは、粒子状サンプルの及び溶解プロセスの複雑さにかかわらず、完了した時限溶解試験からのデータ一式全ての時間依存性を説明するためには、比較的単純な負の指数関数的増加モデルが有用であることを見出した。以下「時限溶解モデル」とする式の形は以下の通りである：

$$S = A + B * (1 - \exp(-C * t))$$

[式中、 t = 時間（単位：分）；

S = 時間 t における溶解度（単位：THF 中 ppm）；

\exp = 2 の自然対数の底における指数関数；

A , B = 回帰定数（regressed constant）（単位：THF 中の ppm）（ A は、非常に短い時間における比較的小さい粒子の急速な溶解に主に関連し； $A + B$ の和は、指定された試験期間の終わり近くにおける全溶解量に主に関連する）；

C = 回帰時定数（regressed time constant）（単位：レシプロカル分）]。

【0200】

回帰定数は、実際のデータ点と対応するモデル値との間の誤差の平方和を最小にするために調整する。この方法を一般に「最小二乗法」という。このデータ回帰を行うのに好ましいソフトウェア・パッケージは、JMP Release 5.1.2 (SAS Institute Inc., JMP Software, SAS Campus Drive, Cary, NC 27513) である。

【0201】

本発明に係る CTA を時限溶解試験によって試験し且つ前記の時限溶解モデルに当てはめる場合には、CTA は、約 0.5 レシプロカル分よりも大きい、より好ましくは約 0.6 レシプロカル分よりも大きい、最も好ましくは 0.7 レシプロカル分よりも大きい時定数 C を有するのが望ましい。

【0202】

図 55A 及び 55B は、連続撹拌槽型反応器 (CSTR) 中で従来の高温酸化方法によって製造された従来の CTA 粒子を示す。図 55A は、従来の CTA 粒子を倍率 500 倍で示し、図 55B は従来の CTA 粒子を倍率 2,000 倍で示す。図 54A 及び 54B に示される本発明の CTA 粒子を図 55A 及び 55B に示される従来の CTA 粒子と目視比較すると、従来の CTA 粒子は本発明の CTA 粒子よりも高い密度、小さい表面積、低い

10

20

30

40

50

空隙率及び大きい粒度を有することがわかる。実際に、図 5 5 A 及び 5 5 B に示される従来の C T A は、約 2 0 5 ミクロンの平均粒度及び約 $0.57 \text{ m}^2 / \text{g}$ の B E T 表面積を有する。

【 0 2 0 3 】

図 5 6 は、精製テレフタル酸 (P T A) を製造するための従来の方法を示す。従来の P T A 法においては、p - キシレンが、機械攪拌高温酸化反応器 7 0 0 において、部分酸化される。C T A を含むスラリーは、反応器 7 0 0 から回収し、次いで精製システム 7 0 2 において精製する。精製システム 7 0 2 の P T A 生成物は、P T A 粒子の分離及び乾燥のために、分離システム 7 0 6 中に導入する。精製システム 7 0 2 は、従来の方法による P T A 粒子の製造に付随するコストの大部分を生ずる。精製システム 7 0 2 は一般に、水添加 / 交換システム 7 0 8、溶解システム 7 1 0、水素化システム 7 1 2 及び 3 つの独立した結晶化容器 7 0 4 a、b、c を含む。水添加 / 交換システム 7 0 8 において、母液の相当部分が水と置換される。水添加後、水 / C T A スラリーは、溶解システム 7 1 0 に導入し、そこで、C T A 粒子が水中に完全に溶解するまで水 / C T A 混合物が加熱する。C T A の溶解後、C T A 水溶液が水素化システム 7 1 2 において水素化に供される。水素化システム 7 1 2 からの水素化流出物が、次に結晶化容器 7 0 4 a、b、c における 3 つの結晶化工程に供され、その後分離システム 7 0 6 において P T A を分離する。

【 0 2 0 4 】

図 5 7 は、本発明の一実施態様に従って構成された気泡塔型酸化反応器 8 0 0 を用いる改良された P T A 製造方法を示す。固体の C T A 粒子及び液体の母液を含む最初のスラリーを反応器 8 0 0 から回収する。典型的には、最初のスラリーは約 1 0 ~ 約 5 0 重量 % の範囲の固体 C T A 粒子を含むことができ、残りは液体の母液である。最初のスラリー中に存在する固体 C T A 粒子は、典型的には少なくとも約 4 0 0 p p m w の、より典型的には少なくとも約 8 0 0 p p m w の、最も典型的には 1 , 0 0 0 ~ 1 5 , 0 0 0 p p m w の範囲の 4 - カルボキシベンズアルデヒド (4 - C B A) を含む。反応器 8 0 0 から回収される最初のスラリーは、精製システム 8 0 2 中に導入して、C T A 中に存在する 4 - C B A 及び他の不純物の濃度を減少させる。より純粋な / 精製されたスラリーが精製システム 8 0 2 から生成され、それが分離システム 8 0 4 において分離及び乾燥に供されて、その結果、約 4 0 0 p p m w 未満の、より好ましくは約 2 5 0 p p m w 未満の、最も好ましくは 1 0 ~ 2 0 0 p p m w の範囲の 4 - C B A を含む、より純粋な固体テレフタル酸粒子を生成させる。

【 0 2 0 5 】

図 5 7 に示される P T A 製造システムの精製システム 8 0 2 は、図 5 6 に示される先行技術の P T A 製造システムの精製システム 8 0 2 より優れた多くの利点を提供する。好ましくは、精製システム 8 0 2 は一般に液交換システム 8 0 6、蒸解がま 8 0 8 及び単一の晶析装置 8 1 0 を含む。液交換システム 8 0 6 において、最初のスラリー中に存在する母液の少なくとも約 5 0 重量 % を新鮮な置換溶媒で置換し、その結果、C T A 粒子及び置換溶媒を含む溶媒置換スラリーを生成させる。液交換システム 8 0 6 から出た溶媒置換スラリーは、蒸解がま (又は二次酸化反応器) 8 0 8 中に導入する。蒸解がま 8 0 8 において、気泡塔型反応器 8 0 0 において実施される初期 / 一次酸化反応で用いられた温度よりもわずかに高い温度で二次酸化反応を行なう。前述のように、反応器 8 0 0 において生成される C T A 粒子の大きい表面積、小さい粒度及び低い密度のために、C T A 粒子中に捕捉された若干の不純物は、蒸解がま 8 0 8 において C T A 粒子を完全に溶解させる必要なしに、蒸解がま 8 0 8 における酸化に利用できるようになる。従って、蒸解がま 8 0 8 中の温度は、多くの同様な先行技術の方法よりも低くすることができる。蒸解がま 8 0 8 中において行われる二次酸化は、C T A 中の 4 - C B A の濃度を好ましくは少なくとも 2 0 0 p p m w、より好ましくは少なくとも約 4 0 0 p p m w、最も好ましくは 6 0 0 ~ 6 , 0 0 0 p p m w 低下させる。蒸解がま 8 0 8 中の二次酸化温度は、気泡塔型反応器 8 0 0 中の一次酸化温度よりも好ましくは少なくとも約 1 0 、より好ましくは約 2 0 ~ 約 8 0 、最も好ましくは 3 0 ~ 5 0 高い。二次酸化温度は好ましくは約 1 6 0 ~ 約 2 4 0 、

より好ましくは約 180 ~ 約 220 、最も好ましくは 190 ~ 210 の範囲である。蒸解がま 808 からの精製生成物は、分離システム 804 における分離の前には、晶析装置 810 中における単一の結晶化工程を必要とするだけである。適当な二次酸化 / 蒸解法は、米国特許出願公開第 2005 / 0065373 号により詳細に記載されており、その開示全体を引用することによって本明細書中に組み入れる。

【0206】

図 57 に示されるシステムによって生成されるテレフタル酸 (例えば PTA) は、好ましくは少なくとも約 40 ミクロンの、より好ましくは約 50 ~ 約 2,000 ミクロンの範囲の、最も好ましくは 60 ~ 200 ミクロンの範囲の平均粒度を有する PTA 粒子から形成される。PTA 粒子は、好ましくは約 0.25 m² / g 未満の、より好ましくは約 0.005 ~ 約 0.2 m² / g の範囲の、最も好ましくは 0.01 ~ 0.18 m² / g の範囲の平均 BET 表面積を有する。図 57 に示されるシステムによって生成される PTA は、PET の製造において供給原料として使用するのに適当である。典型的には、PET は、エチレングリコールによるテレフタル酸のエステル化とそれに続く重縮合によって製造される。好ましくは、テレフタル酸は、2001 年 12 月 7 日に出願された米国特許出願第 10 / 013,318 号に記載されたパイプ型反応器 PET プロセスへの供給材料として使用される。この特許出願の開示全体を引用することによって本明細書中に組み入れる。

【0207】

ここに開示された好ましい形態を有する CTA 粒子は、4-CBA 含量を低下させるための前記酸化的蒸解プロセスにおいて特に有用である。更に、これらの好ましい CTA 粒子は、粒子の溶解及び / 又は化学反応を含む広範な他の後工程において有利である。これらの追加後工程としては、例えば、少なくとも 1 種のヒドロキシル含有化合物との反応によるエステル化合物の形成、特に CTA とメタノールとの反応によるテレフタル酸ジメチル及び不純物エステル形成；少なくとも 1 種のジオールとの反応によるエステルモノマー及び / 又はポリマー化合物の形成、特に CTA とエチレングリコールとの反応によるポリエチレンテレフタレート (PET) の形成；並びに溶媒、例えば水、酢酸及び N-メチル-2-ピロリドン (これらに限定するものではない) 中への全溶解又部分溶解 [更なる処理、例えば、より純粋なテレフタル酸の再沈澱及び / 又はカルボン酸基以外のカルボニル基の選択的化学的還元 (これらに限定するものではない) を含むことができる] が挙げられるが、これらに限定するものではない。特に挙げられるのは、アルデヒド、特に 4-CBA、フルオレノン類、フェノン類及び / 又はアントラキノン類の量を減少させる部分水素化と連結された、水を含む溶媒中における CTA の実質的な溶解である。

【0208】

本発明者らはまた、ここに開示された好ましい性質を有する CTA 粒子は、ここに開示された好ましい性質に適合しない CTA 粒子 (不適合 CTA 粒子) から、不適合 CTA 粒子の機械的粉碎及び不適合 CTA 粒子の全溶解又は部分溶解とそれに続く全再沈澱又は部分再沈澱を含む (これらに限定するものではない) 手段によって生成できることを考慮する。

【0209】

本発明の一実施態様によれば、被酸化性芳香族化合物を 1 つ又はそれ以上の型の芳香族カルボン酸に部分酸化するための方法が提供される。この方法においては、供給材料の溶媒部分 (即ち「溶媒供給材料」) の純度及び供給材料の被酸化性化合物部分 (即ち「被酸化性化合物供給材料」) の純度が以下に明記する一定範囲以内に制御される。本発明の他の実施態様と共に、これは、液相の純度並びに存在するならば、固相及び反応媒体の複合スラリー (即ち固体 + 液体) の純度を、以下に概説する一定の好ましい範囲内で制御できるようにする。

【0210】

溶媒供給材料に関しては、反応媒体に導入される溶媒供給材料が実験室規模及びパイロット規模でよく用いられる分析用純度の酢酸及び水の混合物である、1 種又は複数の被酸化性芳香族化合物の酸化による芳香族カルボン酸の生成が知られている。同様に、反応媒

10

20

30

40

50

体から出る溶媒が生成芳香族カルボン酸から分離され、次に主に製造コストの理由から、供給材料として反応媒体に再循環される被酸化性芳香族化合物の芳香族カルボン酸への酸化が知られている。この溶媒再循環は、ある種の供給材料の不純物及びプロセスの副生成物を再循環溶媒中に徐々に蓄積させる。反応媒体中への再導入の前に再循環溶媒の精製を助けるための手段が当業界で知られている。一般に、再循環溶媒のより高度の精製は、同じ手段によるより低度の精製よりも著しく高い製造コストをもたらす。本発明の一実施態様は、全体的製造コストと全体的生成物純度との最適バランスを見つけるために、溶媒供給材料内の多数の不純物（従来はその多くはほとんど差し障りがないと考えられていた）を熟知し且つその好ましい範囲を規定することに関する。

【0211】

「再循環溶媒供給材料」はここでは、部分酸化を受ける１種又はそれ以上の被酸化性芳香族化合物を含む反応媒体を既に通過した少なくとも約５重量％の質量を含む溶媒供給材料と定義する。製造ユニットにおける溶媒インベントリー及び稼働時間のため、再循環溶媒の部分は、運転１日当たり少なくとも１回、より好ましくは少なくとも７日の連続運転の間に１日当たり少なくとも１回、最も好ましくは少なくとも３０日の連続運転の間に１日当たり少なくとも１回、反応媒体を通過するのが好ましい。経済的な理由から、本発明の反応媒体への溶媒供給材料の、好ましくは少なくとも約２０重量％、より好ましくは少なくとも約４０重量％が、更に好ましくは少なくとも約８０重量％が、最も好ましくは少なくとも９０重量％が再循環溶媒である。

【0212】

本発明者らは、反応活性のため及び酸化生成物中に残される金属不純物を考慮して、再循環溶媒供給材料内の特定の多価金属の濃度は、すぐ下に明記した範囲が好ましいことを発見した。再循環溶媒中の鉄濃度は、好ましくは約１５０ppmw未満、より好ましくは約４０ppmw未満、最も好ましくは０～８ppmwである。再循環溶媒中のニッケル濃度は、好ましくは約１５０ppmw未満、より好ましくは約４０ppmw未満、最も好ましくは０～８ppmwである。再循環溶媒中のクロム濃度は、好ましくは約１５０ppmw未満、より好ましくは約４０ppmw未満、最も好ましくは０～８ppmwである。再循環溶媒中のモリブデン濃度は、好ましくは約７５ppmw未満、より好ましくは約２０ppmw未満、最も好ましくは０～４ppmwである。再循環溶媒中のチタン濃度は、好ましくは約７５ppmw未満、より好ましくは約２０ppmw未満、最も好ましくは０～４ppmwである。再循環溶媒中の銅濃度は、好ましくは約２０ppmw未満、より好ましくは約４ppmw未満、最も好ましくは０～１ppmwである。他の金属不純物も典型的には再循環溶媒中に存在し、それは一般には、前に列挙した金属の１つ又はそれ以上に比例してより低いレベルで変動する。前記金属を前記の好ましい範囲に制御すると、他の金属不純物が適当なレベルに保たれるであろう。

【0213】

これらの金属は、入ってくる全てのプロセス供給材料中の（即ち、入ってくる被酸化性化合物、溶媒、酸化剤及び触媒化合物中の）不純物から生じる可能性がある。或いは、金属は、反応媒体と接触する且つ／又は再循環溶媒と接触する全てのプロセスユニットから腐蝕生成物として生じる可能性がある。開示された濃度範囲に金属を制御する手段には、種々の供給材料の純度の適正な規格及び監視、更にチタンの多くの商用銘柄並びに二相ステンレス鋼及び高モリブデンステンレス鋼として知られる銘柄を含むステンレス鋼の多くの商用銘柄（これらに限定するものではない）を含む構成材料の適正な使用法がある。

【0214】

本発明者らはまた、再循環溶媒中における、特定の芳香族化合物の好ましい範囲を発見した。これらは、再循環溶媒内の沈澱及び溶解芳香族化合物をいずれも含む。

【0215】

意外なことに、p-キシレンの部分酸化からの沈澱生成物（例えばTPA）でさえ、再循環溶媒中では管理すべき汚染物質である。反応媒体内の固体のレベルに関しては、意外にも好ましい範囲があるので、溶媒供給材料中の全ての沈澱生成物は、共に供給されるこ

とができる被酸化性化合物の量をそのまま減ずる。更に、再循環溶媒中の沈澱 T P A 固体の高レベルでの供給は、沈澱酸化媒体内で形成される粒子の特性に悪影響を及ぼし、それが下流の操作（例えば、生成物の濾過、溶媒洗浄、粗製生成物の酸化的蒸解、更なる処理のための粗製生成物の溶解など）における不所望な特性につながることを発見した。再循環溶媒供給材料中の沈澱固体の別の不所望な特性は、これらが、多くの再循環溶媒の源となる T P A スラリー内の大部分の固体内の不純物濃度に比べて非常に高いレベルの沈澱不純物を含むことである。再循環濾液中に懸濁された固体中に観察される不純物のこのような高レベルは、再循環溶媒からのある種の不純物の沈澱のための核生成時間と、意図的であるか周囲損失によるかにかかわらず、再循環溶媒の冷却に係る可能性がある。例えば、色の濃い、不所望の 2, 6 - ジカルボキシフルオレノンの濃度は、80 の再循環溶媒中に存在する固体中では、160 において再循環溶媒から分離された T P A 固体中で観察されるよりも高レベルで観察された。同様に、イソフタル酸の濃度は、再循環溶媒中の存在する固体中では、反応媒体からの T P A 固体中で観察されるレベルに比べてはるかに高いレベルで観察された。正確には、再循環溶媒内に連行される特定の沈澱不純物が、反応媒体中に再導入される場合にどのような挙動をするかは変動するようである。これは、おそらくは反応媒体の液相内の不純物の相対溶解度に、おそらくは沈澱不純物が沈澱固体内でどのように層状になっているかに、また、おそらくは固体が最初に沈澱媒体中に入る際の局所的な T P A 沈澱速度に左右されるであろう。従って、本発明者らは、これらの不純物が溶解された形態で再循環溶媒中に存在するか又はその中に同伴された粒状物質であるかに関わらず、以下に開示したように、再循環溶媒中のある種の不純物のレベルを制御することが有用であることに見出した。

10

20

【0216】

再循環濾液中に存在する沈澱固体の量は、以下のようにして重量法によって求める。溶媒が反応媒体に向かって導管中を流れている間に、反応媒体への溶媒供給材料から代表的なサンプルを回収する。有用なサンプルサイズは、約 250 ml の内部容積を有するガラス容器中に捕捉される約 100 g である。大気圧に放出される前ではあるが、サンプル容器に向かって連続的に流れている間に、再循環濾液を 100 未満に冷却する；この冷却は、シールされてガラス容器中に閉じこめられる前の短時間における溶媒の蒸発を制限するためである。大気圧においてサンプルを捕捉した後、直ちに、ガラス容器をシールして閉じる。次いで、サンプルを、約 20 の空気を取り囲みながら、強制対流を用いずに、約 20 まで冷却させる。約 20 に達した後、サンプルをこの条件に少なくとも約 2 時間保持する。次に、目視によって均一な固体分布が得られるまで、シールされた容器を激しく振盪する。その直後に、電磁攪拌子をサンプル容器中に加え、固体の均一分布を効果的に保持するのに十分な速度で回転させる。懸濁された固体を含む混合液の 10 ml のアリコート、ピペットによって回収し、秤量する。次に、このアリコートからの液相の大部分を真空濾過によって、やはり約 20 において、固形分を損失させずに効果的に分離する。このアリコートから濾過された湿った固体を次に、固体を昇華させることなく効果的に乾燥させ、これらの乾燥固体を秤量する。（乾燥固体の重量）対（スラリーの元のアリコートの重量）の比は、典型的に百分率で表される固体の割合であり、ここでは 20 における再循環濾液の沈澱固形分と称する。

30

40

【0217】

本発明者らは、反応媒体の液相中に溶解された、非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族カルボン酸（例えばイソフタル酸、安息香酸、フタル酸、2, 5, 4' - トリカルボキシビフェニル）を含む芳香族化合物が驚くほど有害な成分であることを発見した。これらの化合物は、非芳香族ヒドロカルビル基を有する被酸化性化合物に比較して、対象反応媒体中においては化学反応性が非常に低い、本発明者らは、これらの化合物はそれにもかかわらず、多数の有害な反応を受けることを発見した。従って、これらの化合物の含量を反応媒体の液相中で好ましい範囲に制御することは有利である。これは、再循環溶媒供給材料中の特定の化合物の好ましい範囲につながり、また、被酸化性芳香族化合物供給材料中の特定の前駆体の好ましい範囲をつながる。

50

【0218】

例えば、p - キシレンのテレフタル酸 (TPA) への液相部分酸化において、本発明者らは、m - 置換された芳香族化合物が反応媒体中で非常に低レベルである場合には、色の濃い、不所望な不純物 2, 7 - ジカルボキシフルオレノン (2, 7 - DCF) が反応媒体及び生成物オフテイク中にほとんど検出されないことを発見した。本発明者らは、イソフタル酸不純物が溶媒供給材料中に次第に増大するレベルで存在する場合には、2, 7 - DCF の形成がほとんど正比例して上昇することを発見した。本発明者らはまた、m - キシレン不純物が p - キシレンの供給材料中に存在する場合には、この場合もやはり、2, 7 - DCF の生成がほとんど正比例して上昇することを発見した。更に、溶媒供給材料及び被酸化性化合物供給材料が m - 置換芳香族化合物を含んでいないとしても、本発明者らは、反応媒体の液相中に安息香酸が存在する場合には、特に極めて純粋な p - キシレンの典型的な部分酸化の間に若干のイソフタル酸が生成することを発見した。この自己生成したイソフタル酸は、酢酸及び水を含んでなる溶媒中への溶解度が TPA よりも大きいので、再循環溶媒を使用する商用ユニット中に徐々に蓄積する可能性がある。従って、溶媒供給材料内のイソフタル酸の量、被酸化性芳香族化合物供給材料内の m - キシレンの量及び反応媒体内のイソフタル酸の自己生成速度は、全て、相互のバランスで、また、イソフタル酸を消費する全ての反応とのバランスで、適切に考慮する。イソフタル酸は、以下に開示するような、2, 7 - DCF の形成以外の他の消費反応を受けることを発見した。更に、本発明者らは、p - キシレンの TPA への部分酸化において m - 置換芳香族化合物種に適切な範囲を設定する場合には他の問題を考えなければならないことを発見した。2, 6 -

10

20

【0219】

例えば、p - キシレンの TPA への液相部分酸化において、本発明者らは、反応媒体内において、イソフタル酸及びフタル酸のレベルが増加するにつれて、トリメリット酸の形成が増加することを発見した。トリメリット酸は、TPA からの PET の製造の間にポリマー鎖の分岐をもたらす三官能価カルボン酸である。多くの PET 用途において、分岐レベルは低レベルに制御しなければならず、従って、精製 TPA 中においてトリメリット酸は低レベルに制御しなければならない。トリメリット酸を生じる他に、反応媒体中の m - 置換種及び p - 置換種の存在はまた、他のトリカルボン酸 (例えば 1, 3, 5 - トリカルボキシベンゼン) を生じさせる。更に、反応媒体中のトリカルボン酸の存在が増加すると、テトラカルボン酸 (例えば 1, 2, 4, 5 - テトラカルボキシベンゼン) の生成量が増加する。2 個より多いカルボン酸基を有する全ての芳香族カルボン酸の生成をまとめて制御することが、本発明に従って再循環供給材料中、被酸化性化合物供給材料中及び反応媒体中の m - 置換種及び o - 置換種の好ましいレベルを設定する上で 1 つの要因である。

30

【0220】

例えば、p - キシレンの TPA への液相部分酸化において、本発明者らは、いくつかの溶解された、非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族カルボン酸の反応媒体液相中レベルの増加が、一酸化炭素及び二酸化炭素の生成の増加に直接つながることを発見した。炭素酸化物の生成のこのような増加は、後になって、酸化剤及び被酸化性化合物の両方の収率損失になる。これは、一方では不純物と見なされる場合がある、共生成芳香族カルボン酸の多くが、他方では、商業的価値を有するためである。従って、比較的可溶性の、非芳香族ヒドロカルビル基を持たないカルボン酸を、再循環溶媒から適切に除去することは、種々のフルオレノン類及びトリメリット酸のような、非常に不所望な不純物の発生を抑制することに加えて、被酸化性芳香族化合物及び酸化剤の収率損失の防止において経済的価値がある。

40

【0221】

例えば、p - キシレンの TPA への液相部分酸化において、本発明者らは、2, 5, 4

50

’ - トリカルボキシビフェニルの形成は避けられないように見えることを発見した。2, 5, 4’ - トリカルボキシビフェニルは、2つの芳香環のカップリングによって、おそらくは溶解 p - 置換芳香族化合物種とアリール基（おそらくは p - 置換芳香族化合物種の脱カルボキシル化又は脱カルボニル化によって形成されるアリール基）とのカップリングによって形成される芳香族トリカルボン酸である。幸いなことに、2, 5, 4’ - トリカルボキシビフェニルは典型的には、トリメリット酸よりも低レベルで生成し、P E Tの製造時におけるポリマー分子の分岐の問題を通常はそれほど増加させない。しかし、本発明者らは、本発明の好ましい実施態様に係るアルキル芳香族化合物の酸化を構成する反応媒体中における高レベルの2, 5, 4’ - トリカルボキシビフェニルは、色の濃い、不所望な2, 6 - D C Fのレベルを増加させることを発見した。増加した2, 6 - D C Fは、2, 5, 4’ - トリカルボキシビフェニルから閉環によって水1分子を失って生成される可能性があるが、正確な反応メカニズムは確実にはわかっていない。酢酸及び水を含む溶媒中にT P Aよりも可溶な2, 5, 4’ - トリカルボキシビフェニルが、再循環溶媒内で過度に高く蓄積させられると、2, 6 - D C Fへの転化速度が不所望に大きくなる可能性がある。

10

【0222】

例えば、p - キシレンのT P Aへの液相部分酸化において、本発明者らは、芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族カルボン酸（例えばイソフタル酸）は一般に、十分な濃度で液相中に存在する場合には反応媒体の化学活性を少し抑制することを発見した。

20

【0223】

例えば、p - キシレンのT P Aへの液相部分酸化において、本発明者らは、固相及び液相中の種々の化学種の相対濃度に関して沈澱は非理想的（即ち非平衡）であることが非常に多いことを発見した。おそらくは、これは、ここで好ましいとされる時空反応速度において沈澱が非常に速く、それが不純物の非理想的共沈又は閉塞すら引き起こすためである。従って、下流ユニット運転の構造のために、粗製T P A内のある種の不純物（例えばトリメリット酸及び2, 6 - D C F）の濃度を制限することが要求される場合には、溶媒供給材料中のそれらの濃度と反応媒体中のそれらの生成速度を制限するのが好ましい。

【0224】

例えば、本発明者らは、p - キシレンの部分酸化の間に生成されたベンゾフェノン化合物（例えば4, 4’ - ジカルボキシベンゾフェノン及び2, 5, 4’ - トリカルボキシベンゾフェノン）はT P A自体中ではフルオレノン類及びアントラキノン類ほど濃く着色していないとしても、それらはP E T反応媒体中で不所望な影響をもたらすことを発見した。従って、再循環溶媒及び被酸化性化合物供給材料中におけるベンゾフェノン類及び特定の前駆体の存在を制限するのが望ましい。更に、本発明者らは、再循環材料中に入れられるか又は反応媒体内で形成されるかにかかわらず、高レベルの安息香酸の存在は4, 4’ - ジカルボキシベンゾフェノンの生成速度の増加をもたらすことを発見した。

30

【0225】

ここまですを概説すると、本発明者らは、p - キシレンのT P Aへの液相部分酸化において存在する、非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族化合物に関する驚くほどたくさん

の反応を発見し、十分に定量化した。安息香酸の例1つだけをとってみても、本発明者らは、本発明のいくつかの実施態様の反応媒体中の安息香酸レベルの増加が、色の濃い、不所望な9 - フルオレノン - 2 - カルボン酸の生成の著しい増加、4, 4’ - ジカルボキシビフェニルのレベルの著しい増加、4, 4’ - ジカルボキシベンゾフェノンのレベルの増加、目的とするp - キシレン酸化の化学活性のわずかな抑制並びに炭素酸化物と付随する収率損失のレベルの増加をもたらすことを発見した。本発明者らは、反応媒体中の安息香酸のレベルの増加が、またイソフタル酸及びフタル酸の生成を増加させることを発見した。そのレベルは、望ましくは本発明の同様な態様に従って低い範囲に制御する。安息香酸を含む反応の数及び重要性はおそらく更に驚くべきものであり、それは、最近の一部の発明者が溶媒の主成分として酢酸の代わりに安息香酸を用いることを検討しているためである（例えば米国特許第6, 562, 997号参照）。更に、本発明者らは、p - キシレ

40

50

ンの酸化の間に、安息香酸が、商用純度の p - キシレンを含む被酸化性化合物中によく見られるトルエン及びエチレンのような不純物からのその生成に関して非常に重要な速度で自己生成されることを観察した。

【0226】

他方、本発明者らは、被酸化性芳香族化合物の存在に関しては、そして非芳香族ヒドロカルビル基を保持し且つまた再循環溶媒中に比較的可溶である芳香族反応中間体に関しては、再循環溶媒組成の付加的な制限からほとんど意義を見出せなかった。一般に、これらの化合物は、再循環溶媒中におけるそれらの存在よりもかなり大きい割合で反応媒体内に供給されるか、反応媒体内で生成し；これらの化合物は、1個又はそれ以上の非芳香族ヒドロカルビル基を保持していながら、反応媒体内におけるこれらの化合物の消費速度は、再循環溶媒内におけるそれらの沈着を適切に制限するのに充分大きい。例えば多相反応媒体中における p - キシレンの部分酸化の間に、p - キシレンは多量の溶媒と共にわずかに蒸発する。この蒸発溶媒が排ガスの一部として反応器から出て、再循環溶媒としての回収のために凝縮される場合には、相当量の蒸発 p - キシレンがその中に凝縮される。この p - キシレンの再循環溶媒中濃度を制限することは必要ない。例えばスラリーが p - キシレン酸化反応媒体から出る際に溶媒が固体から分離される場合には、この回収溶媒は、反応媒体からの除去点において存在するのと同様な、溶解 p - トルイル酸濃度を含むであろう。反応媒体の液相内の p - トルイル酸の定常濃度を制限することが重要な場合もあるが、再循環溶媒のこの部分における p - トルイル酸は、比較的良好な溶解度を有し且つ反応媒体内における p - トルイル酸の生成に比べて質量流速が低いため、別個に制限することは必要ない。同様に、本発明者らは、メチル置換基を有する芳香族化合物（例えばトルイル酸）、芳香族アルデヒド（例えばテレフタルアルデヒド）、ヒドロキシ - メチル置換基を有する芳香族化合物（例えば 4 - ヒドロキシメチル安息香酸）及び少なくとも 1 個の非芳香族ヒドロカルビル基を保持する臭素化芳香族化合物（例えば - ブロモ - p - トルイル酸）の、再循環溶媒中濃度を、本発明に好ましい実施態様に係るキシレンの部分酸化中に存在する反応媒体から出て行く液体中にもともと見られる濃度未満に制限する理由をほとんど見出せなかった。意外なことに、本発明者らは、また、キシレンの部分酸化の間に元来生成される特定のフェノール類が再循環溶媒中におけるそれらの存在よりもはるかに大きい割合で反応媒体内で生成及び破壊されるため、これらの化合物の濃度を再循環溶媒中で制限することは必要ないことを発見した。例えば、本発明者らは、同様な反応媒体中においてかなり有害であると他者によって報告されている（例えば、W. Part en h e i m e r , C a t a l y s i s T o d a y 23 (1995) p. 81 参照）にもかかわらず、再循環溶媒中にもともと存在するよりもはるかに高い、p - キシレン 1 k g 当たり 2 g を越える割合で 4 - ヒドロキシ安息香酸が同時供給される場合には、4 - ヒドロキシ安息香酸は本発明の好ましい実施態様において化学活性に比較的小さい影響しか及ぼさないことを発見した。

【0227】

従って、今開示した、溶媒供給材料中の種々の芳香族不純物の好ましい範囲の設定においては多くの反応及び多くの考慮すべき事項がある。これらの発見を、設定期間、好ましくは 1 日、より好ましくは 1 時間、最も好ましくは 1 分の間に反応媒体に供給される全ての溶媒流の総重量平均組成に関して記載する。例えば、1つの溶媒供給材料が 7 k g / 分の流速でイソフタル酸 40 p p m w の組成で実質的に連続的に流れ、第 2 の溶媒供給材料が 10 k g / 分の流速でイソフタル酸 2,000 p p m w の組成で実質的に連続的に流れ、且つ反応媒体に入る溶媒供給材料流が他にない場合には、溶媒供給材料の総重量平均組成は、イソフタル酸 $(40 \times 7 + 2,000 \times 10) / (7 + 10) = 1,193$ p p m w として計算される。反応媒体に入る前に溶媒供給材料とおそらく混ぜ合わされるであろう任意の被酸化性化合物供給材料の重量又は任意の酸化剤供給材料の重量は、溶媒供給材料の総重量平均組成の計算においては考慮しないことは注目に値する。

【0228】

以下の表 I は、反応媒体中に導入される溶媒供給材料中の一部の成分に関して好ましい

値を記載する。表 I に記載した溶媒供給材料成分は以下の通りである：4 - カルボキシベンズアルデヒド (4 - C B A)、4, 4' - ジカルボキシスチルベン (4, 4' - D C S)、2, 6 - ジカルボキシアントラキノン (2, 6 - D C A)、2, 6 - ジカルボキシフルオレノン (2, 6 - D C F)、2, 7 - ジカルボキシフルオレノン (2, 7 - D C F)、3, 5 - ジカルボキシフルオレノン (3, 5 - D C F)、9 - フルオレノン - 2 - カルボン酸 (9 F - 2 C A)、9 - フルオレノン - 4 - カルボン酸 (9 F - 4 C A)、個別には記載していない他のフルオレノン類を含む総フルオレノン類 (総フルオレノン類)、4, 4' - ジカルボキシビフェニル (4, 4' - D C B)、2, 5, 4' - トリカルボキシビフェニル (2, 5, 4' - T C B)、フタル酸 (P A)、イソフタル酸 (I P A)、安息香酸 (B A)、トリメリット酸 (T M A)、2, 6 - ジカルボキシベンゾクマリン (2, 6 - D C B C)、4, 4' - ジカルボキシベンジル (4, 4' - D C B Z)、4, 4' - ジカルボキシベンゾフェノン (4, 4' - D C B P)、2, 5, 4' - トリカルボキシベンゾフェノン (2, 5, 4' - T C B P)、テレフタル酸 (T P A)、20 における沈澱固体、及び非芳香族ヒドロカルビル基を持たない総芳香族カルボン酸。以下の表 I は、本発明の一実施態様に従って生成された C T A 中のこれらの不純物の好ましい量を示す。

10

【 0 2 2 9 】

【表 1】

表 1：反応媒体中に導入される溶媒供給材料の成分

成分	好ましい量 (ppmw)	より好ましい量 (ppmw)	最も好ましい量 (ppmw)
4-CBA	<1, 200	30-600	60-300
4, 4'-DCS	<3	<2	<1
2, 6-DCA	<6	0.1-3	0.2-1
2, 6-DCF	<20	0.1-10	0.5-5
2, 7-DCF	<10	0.1-5	0.5-2
3, 5-DCF	<10	<5	<2
9F-2CA	<10	0.1-5	0.5-2
9F-4CA	<5	<3	<1
総フルオレノン類	<40	<20	1-8
4, 4'-DCB	<45	<15	0.5-5
2, 5, 4'-TCB	<45	0.1-15	0.5-5
PA	<1, 000	15-400	40-150
IPA	2, 500	40-1, 200	120-400
BA	<4, 500	50-1, 500	150-500
TMA	<1, 000	15-400	40-150
2, 6-DCBC	<40	<20	<5
4, 4'-DCBZ	<40	<20	<5
4, 4'-DCBP	<40	<20	<5
2, 5, 4'-TCBP	<40	<20	0.5-5
TPA	<9, 000	200-6, 000	400-2, 000
20℃における 沈澱固体	<9, 000	200-6, 000	600-2, 000
非芳香族ヒドロカル ビル基を持たない総 芳香族カルボン酸	<18, 000	300-9, 000	450-3, 000

【0230】

多くの他の芳香族不純物もまた、再循環溶媒中に一般的に存在するが、それらは一般的に更に低いレベルで且つ／又はここに開示した1種又はそれ以上の芳香族化合物に比例して変動する。開示した化合物を好ましい範囲に制御するための方法は一般に他の芳香族不純物を適当なレベルに保つであろう。

【0231】

臭素が反応媒体中で用いられる場合には、多数のイオン型及び有機型の臭素がダイナミックバランスで存在することがわかっている。これらの型の臭素は、反応媒体から離れ且つ再循環溶媒に関連する種々のユニット操作を経た後には異なる安定特性を有する。例えば、 α -ブromo-p-トルイル酸はある条件ではそのまま存続する可能性があり、或いは他の条件では急速に加水分解して、4-ヒドロキシメチル安息香酸及び臭化水素を形成す

る可能性がある。本発明においては、反応媒体への総溶媒供給材料中に存在する臭素の総質量の少なくとも約 40 重量 % が以下の化学種：イオン状臭素、 プロモ - p - トルイル酸及びプロモ酢酸のうちの 1 種又はそれ以上であるのが好ましく、少なくとも約 60 重量 % がこのような化学種であるのがより好ましく、少なくとも約 80 重量 % がこのような化学種であるのが最も好ましい。

【0232】

溶媒供給材料の総重量平均純度を開示した、本発明の望ましい範囲内に制御する重要性及び意義はを発見し且つ / 又は開示したが、溶媒供給材料の純度を制御するための適当な手段は、当業界で既に知られている種々の方法から集めることができる。第一に、反応媒体から蒸発した任意の溶媒は典型的に、反応媒体からの液体又は固体が蒸発溶媒に同伴されないならば、適当な純度である。反応媒体の上方の排ガス離脱空間への還流溶媒液滴の供給はこのような同伴を適切に制限し；芳香族化合物に関して適当な純度の再循環溶媒が、このような排ガスから凝縮されることができ。第二に、再循環溶媒供給材料の比較的困難で且つコストのかかる精製は典型的に、液体の形態の反応媒体からの溶媒に、及び反応容器から回収される反応媒体の液相及び / 又は固相とその後接触する溶媒（例えば、固形分が濃縮され且つ / 洗浄されるフィルターから得られる再循環溶媒；固体が濃縮され且つ / 又は洗浄される遠心分離機から得られる再循環溶媒；結晶化操作から回収される再循環溶媒など）に関連する。しかし、1 つ又はそれ以上の以前の開示を用いてこれらの再循環溶媒流に必要な精製を行うための手段もまた当業界で知られている。再循環溶媒中の沈澱固体の、特定の範囲内への制御に関しては、適当な制御手段としては以下のものが挙げられるが、これらに限定するものではない：重量沈降；回転式ベルトフィルター及び回転式ドラムフィルター上のフィルタークロスを用いる機械的濾過；圧力容器内において静止した濾材を用いる機械的濾過；ハイドロサイクロン；及び遠心分離機。再循環溶媒中の溶解芳香族種の、特定の範囲内への制御に関しては、制御手段は、米国特許第 4, 939, 297 号及び米国特許出願公開第 2005 - 0038288 号（引用することによってここに組み入れる）に開示されたものが挙げられるが、これらに限定するものではない。しかし、これらの以前の発明はいずれも、本明細書中に開示したような総溶媒供給材料中の好ましい純度レベルを発見も開示もしていない。それどころか、これらの以前の発明は、再循環溶媒の特定の一部分の流れを精製する手段を提供しただけであって、反応媒体への総重量平均溶媒供給材料の組成についての本発明の最適値を推論すらしていない。

【0233】

被酸化性化合物の供給材料の純度に目を向けると、ある程度のイソフタル酸、フタル酸及び安息香酸が存在するが、それはポリマー製造に使用される精製 TPA 中において低レベルで許容され得るものであることが知られている。更に、これらの種は多くの溶媒中に比較的可溶性であり、精製 TPA から結晶化方法に除去できることが知られている。しかし、本明細書中に開示した本発明の一実施態様からは、反応媒体の液相中において、いくつかの比較的可溶性の芳香族種、特に、イソフタル酸、フタル酸及び安息香酸のレベルを制御することは、反応媒体中で生成される有色多環式芳香族化合物のレベルの制御にとって、分子当たり 2 個より多くのカルボン酸官能基を有する化合物の制御にとって、部分酸化反応媒体内における反応活性の制御にとって、並びに酸化剤及び芳香族化合物の収率損失の制御にとって驚くほど重要であることがわかっている。

【0234】

イソフタル酸、フタル酸及び安息香酸は反応媒体中で以下のようにして形成されることが当業界において知られている。m - キシレン供給材料不純物は、良好な転化率及び収率で酸化して IPA になる。o - キシレン供給材料不純物はかなりの転化率及び収率で酸化してフタル酸になる。エチルベンゼン及びトルエン供給材料不純物は良好な転化率及び収率で酸化して安息香酸になる。しかし、本発明者らは、p - キシレンを含む反応媒体内で、m - キシレン、o - キシレン、エチルベンゼン及びトルエンの酸化以外の手段によって、かなりの量のイソフタル酸、フタル酸及び安息香酸がまた生成することを観察した。これらの他の固有の化学経路は、脱カルボニル化、脱カルボキシル化、遷移状態の再編成並

びに芳香環へのメチル基及びカルボニル基の付加を含むと思われる。

【0235】

被酸化性化合物の供給材料中の不純物の好ましい範囲の決定には、多くの要因が関連する。酸化生成物の純度要件が十分に厳しい場合には、供給材料中の任意の不純物が直接的な収率損失及び生成物精製コストとなると考えられる（例えば、p - キシレンの部分酸化のための反応媒体においては、商用純度の p - キシレン中に典型的に見られるトルエン及びエチルベンゼンは安息香酸を生じ、この安息香酸は大部分が、ほとんどの市販 T P A から除去される）。供給材料不純物の部分酸化生成物がその他の反応に参与する場合には、どの程度の供給材料精製コストを負担すべきかを検討する際に、単純な収率損失及び除去以外の要因がふさわしくなる（例えば、p - キシレンの部分酸化のための反応媒体においては、エチルベンゼンが安息香酸を生じ、次に安息香酸が色の濃い 9 - フルオレノン - 2 - カルボン酸、イソフタル酸、フタル酸を生じ、とりわけ炭素酸化物を増加させる）。反応媒体が、供給材料不純物に直接関係しない化学メカニズムによって更なる量の不純物を自己生成する場合には、分析は更に複雑になる（例えば、p - キシレンの部分酸化のための反応媒体においては、安息香酸は、また、p - キシレン自体から自己生成する）。更に、粗製酸化生成物の下流処理が、好ましい供給材料純度の考慮事項に影響を与える可能性がある。例えば、直接的な不純物（安息香酸）及びその後生じる不純物（イソフタル酸、フタル酸、9 - フルオレノン - 2 - カルボン酸など）を適当なレベルまで除去するコストは同一である場合もあるし、互いに異なる場合もあるし、ほとんど関係ない不純物（例えば、p - キシレンの T P A への酸化における不完全酸化生成物 4 - C B A）の除去要件とは異なる場合がある。

10

20

【0236】

p - キシレンに関する以下に開示する供給材料純度範囲は、p - キシレンが溶媒及び酸化剤と共に、T P A を生成するための部分酸化のための反応媒体に供給される場合に好ましい。これらの範囲は、酸化剤及び溶媒以外の不純物（例えば触媒金属）を反応媒体から除去するための後酸化工程を有する T P A 製造方法においてより好ましい。これらの範囲は、C T A から余計な 4 - C B A を除去する [例えば、C T A の、テレフタル酸ジメチル + 不純物エステルへの転化と、それに続く、蒸留、4 - C B A の T P A への酸化的蒸解法、4 - C B A の p - トルイル酸（次に部分結晶化法によって分離する）への水素化方法による、4 - C B A のメチルエステルの除去による] T P A 製造方法において更にいっそう好ましい。これらの範囲は、4 - C B A を T P A に転化する酸化的蒸解方法によって C T A から余計な 4 - C B A の除去する T P A 製造法において最も好ましい。

30

【0237】

再循環芳香族化合物の好ましい範囲及び供給材料不純物の酸化によって直接的に形成される芳香族化合物の好ましい量についての新しい知識を用いて、他の固有の化学経路に比較して改善された不純物の範囲が、T P A 製造のための部分的酸化プロセスに供給される不純な p - キシレンに関して、発見した。以下の表IIは、p - キシレン供給材料中の m - キシレン、o - キシレン、及びエチルベンゼン + トルエンの量に関する好ましい値を示す。

【0238】

40

【表 2】

表Ⅱ：不純な p-キシレン供給材料の成分

成分	好ましい量 (ppmw)	より好ましい量 (ppmw)	最も好ましい量 (ppmw)
m-キシレン	20～800	50～600	100～400
o-キシレン	10～300	20～200	30～100
エチルベンゼン+トルエン*	20～700	50～500	100～300
合計	50～900	100～800	200～700
*エチルベンゼン+トルエンに関する明細はそれぞれ別個に合計で記載してある。			

10

【0239】

当業者ならば、不純な p-キシレン内の前記不純物が、それらの部分酸化生成物が再循環溶媒中に蓄積された後に、最も大きな影響を及ぼし得ることがわかるであろう。例えば、反応媒体中の固形分約 33 重量%で操作する場合には、m-キシレンの最も好ましい範囲の上限量である 400 ppmw が供給されると、反応媒体の液相内に直ちに約 200 ppmw のイソフタル酸が生成されるであろう。これは、再循環溶媒中のイソフタル酸の最も好ましい範囲の上限量 400 ppmw からの入力に匹敵し、これは、反応媒体を冷却するための典型的な溶媒蒸発を見越した後では結果的に反応媒体の液相内でイソフタル酸約 1, 200 ppmw に相当する。従って、不純な p-キシレン供給材料中の m-キシレン、o-キシレン、エチルベンゼン及びトルエン不純物の考えられる最大の影響となるのは、再循環溶媒内における部分酸化生成物の長期にわたる部分酸化生成物の蓄積である。それ故に、不純な p-キシレン供給材料中の不純物に関する前記範囲が、個々の製造ユニット中の任意の部分酸化反応媒体の各運転日の少なくとも 1/2 の期間、保持されるのが好ましく、より好ましくは少なくとも 7 日の連続運転期間中、各日の少なくとも 3/4 の期間、保持されるのがより好ましく、不純な p-キシレン供給材料組成の質量加重平均が少なくとも 30 日の連続運転期間中、好ましい範囲内にある場合に最も好ましい。

20

30

【0240】

好ましい純度の不純 p-キシレンを得るための手段は当業界において既に知られており、その例としては、蒸留、周囲温度以下における部分結晶化及び選択的孔径吸着 (selective pore-size adsorption) を用いた分子篩法が挙げられるが、これらに限定するものではない。しかし、ここで特定された好ましい純度範囲は、ハイエンドでは p-キシレンの商業的供給者によって特徴的に実施されるよりも要求が厳しく且つ費用がかかるが；ローエンドでは、好ましい範囲は、p-キシレン自体からの不純物の自己生成及び反応媒体内における不純物消費反応の合わさった影響が不純 p-キシレン内の不純物の供給量よりも重要になるのがどこであるかを発見し且つ開示することによって、部分酸化反応媒体に供給するための p-キシレンの過度にコストのかかる精製を回避する。

40

【0241】

キシレン含有供給流がエチル-ベンゼン及び/又はトルエンのような特定の不純物を含む場合には、これらの不純物の酸化によって安息香酸が生成する可能性がある。ここで使用する用語「不純物生成安息香酸」は、キシレン酸化の間にキシレン以外の全ての供給源から導かれる安息香酸を意味するものとする。

【0242】

ここで開示する通り、キシレン酸化の間に生成される安息香酸の一部は、キシレン自体に由来する。このようなキシレンからの安息香酸の生成は、不純物生成安息香酸であるか

50

もしれない安息香酸生成物の部分に区別して加えられる。理論にとらわれずに、キシレンの種々の中間酸化生成物が自然に脱カルボニル化（一酸化炭素を失う）又は脱カルボキシル化（二酸化炭素を失う）し、その結果としてアリール基を生成する場合には、安息香酸は反応媒体中のキシレンに由来すると考えられる。これらのアリール基は次に、反応媒体中の多くの利用可能な供給源の1つから水素原子を引き抜き、自己生成安息香酸を生成することができる。化学メカニズムがどのようなものであっても、ここで使用する用語「自己生成安息香酸」は、キシレン酸化の間にキシレンから導かれる安息香酸を意味するものとする。

【0243】

ここでまた開示されるように、p - キシレンの酸化によってテレフタル酸（TPA）が生成する場合には、自己生成安息香酸の生成は、p - キシレン収率損失及び酸化剤収率損失を引き起こす。更に、反応媒体の液相中における自己生成安息香酸の存在は、多くの不所望な副反応の増加、特に、モノ - カルボキシ - フルオレノン類と称される色の濃い化合物の発生の増加と相関する。自己生成安息香酸は、また、安息香酸の再循環濾液中への不所望な蓄積をもたらし、それが更に、反応媒体の液相中の安息香酸濃度を高める。従って、自己生成安息香酸は最小限に抑えるのが望ましいが、これは、また、不純物生成安息香酸、安息香酸の消費に影響を与える要因、反応選択性の他の問題に関連する要因及び全体的な経済性と同時に考慮するのが適当である。

【0244】

本発明者らは、安息香酸の自己生成は、例えば、酸化時の反応媒体内における温度、キシレン分布及び酸素利用可能性を適切に選択することによって低レベルに制御できることを発見した。理論によって拘束するつもりはないが、比較的低い温度及び改善された酸素利用可能性が、脱カルボニル化及び／又は脱カルボキシル化速度を抑制し、従って、自己生成安息香酸の収率損失の面を回避するようである。十分な酸素利用性は、アリール基を他のより無害な生成物、特にヒドロキシ安息香酸に向かって誘導するようである。反応媒体中のキシレンの分配は、また、安息香酸又はヒドロキシ安息香酸へのアリール基の転化の間のバランスに影響を及ぼす可能性がある。化学メカニズムがどのようなものであっても、本発明者らは、安息香酸の生成を減少させるのに十分に穏やかであるが、高比率のヒドロキシ安息香酸生成物を、酸化生成物からの除去の容易な一酸化炭素及び／又は二酸化炭素へと酸化するのには十分に厳しい反応条件を発見した。

【0245】

本発明の好ましい一実施態様において、酸化反応器は、自己生成安息香酸の形成が最小限に抑えられ且つヒドロキシ安息香酸の一酸化炭素及び／又は二酸化炭素への酸化が最大化にされるように構成及び運転する。酸化反応器がp - キシレンのテレフタル酸への酸化に用いられる場合には、p - キシレンは、反応器に導入される供給流中の総キシレンの少なくとも約50重量%を構成するのが好ましい。より好ましくは、p - キシレンは、供給流中の総キシレンの少なくとも約75重量%を構成する。更に好ましくは、p - キシレンは、供給流中の総キシレンの少なくとも95重量%を構成する。最も好ましくは、p - キシレンは、供給流中の総キシレンの実質的に全てを構成する。

【0246】

反応器がp - キシレンのテレフタル酸への酸化に用いられる場合には、自己生成安息香酸の生成速度を最小限に抑えながら、テレフタル酸の生成速度が最大化されるのが好ましい。テレフタル酸の生成（重量による）速度対自己生成安息香酸の生成（重量による）速度の比は、好ましくは少なくとも約500：1、より好ましくは少なくとも約1,000：1、最も好ましくは少なくとも1,500：1である。以下からわかるように、自己生成安息香酸の生成速度は、反応媒体の液相中の安息香酸濃度が2,000 ppm未満である場合に測定するのが好ましく、1,000 ppm未満である場合に測定するのがより好ましく、500 ppm未満の場合に測定するのが最も好ましい。これは、このような低濃度が、安息香酸を他の化合物に転化する反応を適当に低い速度に抑えるためである。

【0247】

自己生成安息香酸と不純物生成安息香酸とを合する場合には、テレフタル酸の生成（重量による）速度対総安息香酸の生成（重量による）速度の比は、好ましくは少なくとも約400：1、より好ましくは少なくとも約700：1、最も好ましくは少なくとも1，100：1である。以下からわかるように、自己生成安息香酸の生成 + 不純物生成安息香酸の生成の合計速度は、反応媒体の液相中の安息香酸濃度が2，000ppmw未満である場合に測定するのが好ましく、1，000ppmw未満である場合に測定するのがより好ましく、500ppmw未満の場合に測定するのが最も好ましい。これは、このような低濃度が、安息香酸を他の化合物に転化する反応を適当に低い速度に抑えるためである。

【0248】

ここに開示するように、反応媒体の液相中の安息香酸の高濃度は、多くの他の芳香族化合物をの形成を増加させ、それらの化合物のいくつかはTPA中で有害な不純物である。ここで開示されるように、反応媒体の液相中の安息香酸の高濃度は、炭素酸化物ガスの形成を増加させ、その形成は酸化剤及び芳香族化合物並びに/又は溶媒の収率損失になる。更に、本発明者らは、他の芳香族化合物及び炭素酸化物のこのような増加された形成のかなりの部分が、安息香酸がそれ自体が消費されずに他の反応を触媒するのではなく、安息香酸分子自体の一部を転化する反応から導かれることを発見した。従って、「安息香酸の正味生成」は、ここでは、（反応媒体から出る全安息香酸の時間平均重量） - （同じ期間に反応媒体に入る全安息香酸の時間平均重量）と定義する。この、安息香酸の正味重量は多くの場合、正の値であり、不純物生成安息香酸の形成速度及び自己生成安息香酸の形成速度によって決定される。しかし、本発明者らが、温度、酸素利用可能性、STR及び反応活性を含む他の反応条件が適切に一定に保持される場合に測定する、炭素酸化物及びいくつかの他の化合物への安息香酸の転化速度は、安息香酸濃度が反応媒体の液相中で増加するにつれてほぼ直線的に増加するようであることを発見したことが開示される。従って、反応媒体の液相中の安息香酸濃度が十分に高い場合（おそらく再循環溶媒中の安息香酸の高濃度による）には、安息香酸分子の、炭素酸化物を含む他の化合物への転化は、新しい安息香酸分子の化学的生成に等しいか又はそれより多くなる可能性がある。この場合には、安息香酸の正味生成は、ゼロ近く又は負の値でバランスされる可能性がある。本発明者らは、安息香酸の正味生成が正の値である場合には、[反応媒体中のテレフタル酸の生成（重量による）速度]対[反応媒体中の安息香酸の正味生成速度]の比は、好ましくは約700：1超、より好ましくは約1，100：1超、最も好ましくは4，000：1超であることを発見した。本発明者らは、安息香酸の正味生成が負の値である場合には、[反応媒体中のテレフタル酸の生成（重量による）速度]対[反応媒体中の安息香酸の正味生成速度]の比は、好ましくは約200：（-1）超、より好ましくは約1，000：（-1）超、最も好ましくは5，000：（-1）超であることを発見した。

【0249】

本発明者らはまた、反応媒体から回収されるスラリー（液体 + 固体）の組成及びスラリーの固体CTA部分に関して好ましい範囲を発見した。好ましいスラリー組成及び好ましいCTA組成は、驚くほど優れ且つ有用である。例えば、この好ましいCTAから酸化的蒸解によって生成される精製TPAは、余分な4-CBA及び/又は有色不純物を水素化しなくても、精製TPAがPET繊維及びPET包装用途における広範囲の利用例に適当であるような十分に低レベルの総不純物及び有色不純物を有する。例えば、好ましいスラリー組成物は、考慮すべき不純物の濃度が比較的低い反応媒体の液相を提供し、重要なことには、これが、ここに開示された他の更に多くの不所望な不純物の生成を減少させる。更に、好ましいスラリー組成物は重要なことに、本発明の他の実施態様に係る、適切に純粋な再循環材料となるようにするための、スラリーからの液体のその後の処理を助ける。

【0250】

本発明の一実施態様に従って生成されるCTAは、従来の方及び装置、特に再循環溶媒を用いる従来の方及び装置によって生成されるCTAよりも、特定の型の不純物を少なく含む。CTA中に存在する可能性のある不純物を以下に挙げる：4-カルボキシベン

10

20

30

40

50

ズアルデヒド (4 - C B A)、4, 4' - ジカルボキシスチルベン (4, 4' - D C S)、2, 6 - ジカルボキシアントラキノン (2, 6 - D C A)、2, 6 - ジカルボキシフルオレノン (2, 6 - D C F)、2, 7 - ジカルボキシフルオレノン (2, 7 - D C F)、3, 5 - ジカルボキシフルオレノン (3, 5 - D C F)、9 - フルオレノン - 2 - カルボン酸 (9 F - 2 C A)、9 - フルオレノン - 4 - カルボン酸 (9 F - 4 C A)、4, 4' - ジカルボキシビフェニル (4, 4' - D C B)、2, 5, 4' - トリカルボキシビフェニル (2, 5, 4' - T C B)、フタル酸 (P A)、イソフタル酸 (I P A)、安息香酸 (B A)、トリメリット酸 (T M A)、p - トルイル酸 (P T A C)、2, 6 - ジカルボキシベンゾクマリン (2, 6 - D C B C)、4, 4' - ジカルボキシベンジル (4, 4' - D C B Z)、4, 4' - ジカルボキシベンゾフェノン (4, 4' - D C B P)、2, 5, 4' - トリカルボキシベンゾフェノン (2, 5, 4' - T C B P)。以下の表IIIは、本発明の一実施態様に従って生成された C T A 中のこれらの不純物の好ましい量を示す。

【 0 2 5 1 】

【 表 3 】

表III：CTA不純物

不純物	好ましい量 (ppmw)	より好ましい量 (ppmw)	最も好ましい量 (ppmw)
4-CBA	<15, 000	100-8, 000	400-2, 000
4, 4'-DCS	<12	<6	<3
2, 6-DCA	<9	<6	<2
2, 6-DCF	<100	2-50	5-25
2, 7-DCF	<30	<15	<5
3, 5-DCF	<16	<8	<2
9F-2CA	<16	<8	<4
9F-4CA	<8	<4	<2
総フルオレノン類	<100	2-60	4-35
4, 4'-DCB	<64	1-32	2-8
2, 5, 4'-TCB	<24	<12	<8
PA	<200	3-100	5-50
IPA	<800	10-400	20-200
BA	<600	5-300	15-100
TMA	<800	10-400	20-200
PTAC	<2, 000	10-1, 000	50-500
2, 6-DCBC	<64	<32	<8
4, 4'-DCBZ	<12	<8	<4
4, 4'-DCBP	<40	<30	<20
2, 5, 4'-TCBP	<32	<16	<4

【 0 2 5 2 】

更に、本発明の一実施態様に従って生成される C T A は、従来の方及び装置によって、特に再循環溶媒を用いる従来の方及び装置によって生成される C T A に比較して低い色量 (color content) を有するのが好ましい。従って、本発明の一実施態様に従って生

成されるCTAは、340ナノメートル（nm）におけるパーセント透過率が少なくとも約25%、より好ましくは少なくとも約50%、最も好ましくは少なくとも60%であるのが望ましい。更に、本発明の一実施態様に従って生成するCTAは、400ナノメートル（nm）におけるパーセント透過率が少なくとも約88%、より好ましくは少なくとも約90%、最も好ましくは少なくとも92%であるのが望ましい。

【0253】

パーセント透過率に関する試験は、TPA又はCTA内に存在する有色の光吸収性不純物の割合を提供する。ここで使用する「試験」は、乾燥固体TPA又はCTA 2.00 gを、分析用グレード又はそれ以上のグレードのジメチルスルホキシド（DMSO）20.0 ml中に溶解させることによって調製される溶液の一部分について行われる測定を意味する。次いで、この溶液の一部分を、1.0 cmの光路長及び0.39 mlの容積を有する石英製のHellmaセミマイクロフローセル，PN 176.700（Hellma USA，80 Skyline Drive，Plainview，NY 11803）の中に入れる。Agilent 8453 Diode Array Spectrophotometerを用いて、この充填フローセルを通して種々の波長の光の透過率を測定する（Agilent Technologies，395 Page Mill Road，Palo Alto，CA 94303）。セル及び使用溶媒を含む（これらに限定するものではない）バックグラウンドから吸光度を補正後、溶液を透過する入射光線の割合を表すパーセント透過率の結果を、機械によって直接的に記録する。波長340 nm及び400 nmにおけるパーセント透過率値は、純粋なTPAを、その中に典型的によく見られる多くの不純物と識別するのに特に有用である。

【0254】

反応媒体のスラリー（固体＋液体）相中の種々の芳香族不純物の好ましい範囲を以下の表IVに示す。

【0255】

10

20

【表 4】

表Ⅳ：スラリー不純物

不純物	好ましい量 (ppmw)	より好ましい量 (ppmw)	最も好ましい量 (ppmw)
4-CBA	<8, 000	<5, 000	<2, 500
4, 4'-DCS	<4	<2	<1
2, 6-DCA	<6	<3	<1
2, 6-DCF	<70	2-40	4-20
2, 7-DCF	<12	<8	<4
3, 5-DCF	<12	<8	<4
9F-2CA	<12	<8	<4
9F-4CA	<8	<4	<2
総フルオレノン類	<90	2-60	5-30
4, 4'-DCB	<64	1-16	2-4
2, 5, 4'-TCB	<60	2-40	4-20
PA	<3, 000	25-1, 500	75-500
IPA	9, 000	75-4, 500	225-1, 500
BA	<15, 000	100-6, 000	300-2, 000
TMA	<3, 000	25-1, 500	75-500
PTAC	<8, 000	100-4, 000	200-2, 000
4, 4'-DCBZ	<5	<4	<3
4, 4'-DCBP	<240	<160	<80
2, 5, 4'-TCBP	<120	<80	<40

【0256】

スラリーに好ましいこれらの組成は、反応媒体からのサンプリング時、液体及び固体の分離時並びに分析条件への移行時における、反応媒体から固相成分中へ余分な液相成分の沈澱に関連する実験の問題を有効に避けながら、反応媒体の液相の好ましい組成を具体化する。

【0257】

多くの他の芳香族不純物もまた典型的には、反応媒体のスラリー相中及び反応媒体のCTA中に存在し、それらは一般的に更に低いレベルで且つ／又はここに開示された1種若しくはそれ以上の芳香族化合物に比例して変動する。開示された芳香族化合物の、好ましい範囲への制御は、他の芳香族不純物を適当なレベルに保つであろう。反応媒体中のスラリー相及びスラリーから直接回収される固体CTAに関するこれらの有利な組成は、p-キシレンのTPAへの部分酸化に関して本明細書中で開示された本発明の実施態様によって操作することによって可能にされる。

【0258】

溶媒、再循環溶媒、CTA、反応媒体からのスラリー及びPTA中の低レベル成分の濃度の測定は、液体クロマトグラフィー法を用いて実施する。2つの互換性のある実施態様を記載する。

【0259】

HPLC-DADとしてここで称する方法は、所定のサンプル内の種々の分子種の分離

及び定量化のための、ダイオードアレイ検出器 (DAD) と一体化された高速液体クロマトグラフィー (HPLC) を含む。この測定に使用される機器は、Agilent Technologies (Palo Alto, CA) によって提供される、DAD を装着したモデル 1100 HPLC であるが、他の適当な機器も他の供給業者から市販されている。当業界で知られるように、溶離時間及び検出器応答性は共に、既知量で存在する既知化合物 (実際の未知サンプル中に存在するものにふさわしい化合物及び量) を用いて校正する。

【0260】

ここで HPLC - MS と称する方法は、所定のサンプル内の種々の分子種の分離、同定及び定量化のための、質量分析装置 (MS) と一体化された高速液体クロマトグラフィー (HPLC) を意味する。この測定において使用する機器は、Waters Corp. (Milford, MA) によって提供される Alliance HPLC 及び ZQ MS であるが、他の適当な機器もまた、他の供給業者から市販されている。当業界で知られるように、溶離時間及び質量分析装置の応答性は、既知量で存在する既知化合物 (実際の未知サンプル中に存在するものにふさわしい化合物及び量) を用いて校正する。

10

【0261】

本発明の別の実施態様は、一方では有害な芳香族不純物の抑制を、他方では二酸化炭素及び一酸化炭素 [総称して炭素酸化物 (CO_x)] の生成に逆らって適切にバランスさせながら、芳香族被酸化性化合物を部分酸化させることに関する。これらの炭素酸化物は典型的には反応容器から排ガス中に出る。これらは、溶媒の破壊損失、及び最終的には好ましい酸化された誘導体 (例えば、酢酸、p - キシレン及び TPA) を含む被酸化性化合物被酸化性化合物の破壊損失に対応する。本発明者らは、炭素酸化物生成の下限を発見した。その下限未満では、炭素酸化物生成は有害な芳香族不純物 (下記) の多量の生成のように見え、またその下限未満では、その低い転化レベルは必然的に低すぎて経済的に有用でない。本発明者らは、また、炭素酸化物の上限を発見した。その上限より上では、炭素酸化物の発生が増加し続け、有害な芳香族不純物の発生の減少によってもたらされる更なる意義はほとんどない。

20

【0262】

本発明者らは、芳香族被酸化性化合物の部分酸化の間に、芳香族被酸化性化合物供給材料及び反応媒体内の芳香族中間体種の液相濃度を低下させると、有害な不純物の生成速度が低下することを発見した。これらの有害な不純物としては、カップリングされた芳香環及び/又は所望の数より多いカルボン酸基を含む芳香族分子が挙げられる (例えば、p - キシレンの酸化においては、有害な不純物には、2, 6 - ジカルボキシアントラキノン、2, 6 - ジカルボキシフルオレノン、トリメリット酸、2, 5, 4' - トリカルボキシビフェニル、及び 2, 5, 4' - ベンゾフェノンがある)。芳香族中間体種としては、被酸化性芳香族化合物の供給材料から派生し且つ依然として非芳香族ヒドロカルビル基を保持する芳香族化合物が挙げられる (例えば、p - キシレンの酸化においては、芳香族中間体種は p - トルアルデヒド、テレフタルデヒド、p - トルイル酸、4 - CBA、4 - ヒドロキシメチル安息香酸及び - プロモ - p - トルイル酸を含む)。芳香族被酸化性化合物供給材料及び非芳香族ヒドロカルビル基を保持する芳香族中間体種は、反応媒体の液相中に存在する場合には、非芳香族ヒドロカルビル基を持たない溶解芳香族化合物種 (例えばイソフタル酸) に関して本明細書中で既に記載したのと同様にして有害な不純物を生じるようである。

30

40

【0263】

被酸化性芳香族化合物の部分酸化の間における有害な芳香族不純物の形成を抑制するには比較的高い反応活性がこのように必要であるのに対して、本発明者らは、炭素酸化物の生成の増加が不所望に付随して起こることを発見した。これらの炭素酸化物は、溶媒だけでなく被酸化性化合物及び酸化剤の収率損失に相当することを理解することが重要である。明白なことは、炭素酸化物の相当部分、場合によっては主な部分が、溶媒ではなく被酸化性化合物及びその誘導体に由来し; 多くの場合被酸化性化合物は炭素当たりのコストが

50

溶媒よりも多くかかることである。更に、目的生成物であるカルボン酸（例えばTPA）もまた、反応媒体の液相中に存在する場合には、炭素酸化物への過剰酸化を受けやすいことを理解することが重要である。

【0264】

本発明は、また、反応媒体の液相中の反応及び液相内の反応体濃度に関連することを理解することが重要である。これは、非芳香族ヒドロカルビル基を保持する芳香族化合物の沈殿固体の形態での生成に直接関連するいくつかの以前の発明とは異なる。具体的には、p-キシレンのTPAへの部分酸化に関しては、いくつかの以前の発明は、CTAの固相中に沈殿された4-CBAの量に関連する。しかし、本発明者らは、同じ仕様の温度、圧力、触媒反応、溶媒組成及びp-キシレンの空時反応速度を用いて、よく混合されたオートクレープ中で部分酸化が行われるか又は本発明に従って酸素及びp-キシレンが段階的である反応媒体中で部分酸化が行われるかに応じて、（固相中の4-CBA）対（液相中の4-CBA）の比に関して2：1より大きい変動を発見した。更に、本発明者らは、（固相中の4-CBA）対（液相中の4-CBA）の比がまた、よく混合された反応媒体又は段階付けられた反応媒体のいずれの中でも、p-キシレンの空時反応速度に依りて、他の点では同様な仕様の温度、圧力、触媒反応及び溶媒組成において、2対1より大きく変動できることを観察した。更に、固相中CTA中の4-CBAは、有害な不純物の形成の原因とはならないと考えられ、固相中の4-CBAは回収され且つ簡単に高収率でTPAに酸化されることができ（例えば、本明細書中に記載したようなCTAスラリーの酸化的蒸解によって）のに対し；有害な不純物の除去は、固相4-CBAの除去よりはるかに困難で且つコストがかかり、炭素酸化物の生成は永続的な収率損失に相当する。従って、本発明のこの態様は反応媒体中の液相組成に関連することを識別することが重要である。

10

20

【0265】

溶媒又は被酸化性化合物のいずれに由来するのであっても、本発明者らは、商業的に有用な転化率においては、炭素酸化物の生成は、温度、金属、ハロゲン、温度、pHによって測定される反応媒体の酸性度、全反応活性のレベルを得るのに使用された水濃度の具体的な組合せが大きく異なっても、全反応活性のレベルに強く関連することを発見した。本発明者らは、反応媒体の中央高さ、反応媒体の底部及び反応媒体の頂部におけるトルイル酸の液相濃度を用いて全反応活性のレベルを評価することが、キシレンの部分酸化に有用であることを見出した。

30

【0266】

従って、反応活性を増加させることによって有害な不純物の生成を最小限に抑え、またその一方で反応活性を低下させることによって炭素酸化物の生成を最小限に抑える、重要な同時バランスが生じる。即ち、炭素酸化物の全生成を過度に低く抑えると、過剰なレベルの有害不純物が形成され、逆の場合も同じである。

【0267】

更に、本発明者らは、目的とするカルボン酸（例えば、TPA）の溶解度及び相対反応性並びに非芳香族ヒドロカルビル基を持たない他の溶解芳香族化合物種の存在が、炭素酸化物と有害不純物とのこのようなバランスに非常に重要な支点をもたらすことを発見した。目的生成物のカルボン酸は典型的には、それが固体の形態で存在する場合であっても、反応媒体の液相中に溶解される。例えば、好ましい範囲の温度においては、TPAは酢酸及び水を含む反応媒体中に、約1,000ppmw～1重量%超の範囲のレベルで溶解でき、溶解度は温度の増加と共に増加する。被酸化性芳香族化合物供給材料（例えばp-キシレン）から、芳香族反応中間体（例えばp-トルイル酸）から、目的とする芳香族カルボン酸（例えばTPA）から及び非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族化合物種（例えばイソフタル酸）から種々の有害不純物を形成する方向に向かう反応速度には差があるのにもかかわらず、後の2つの群の存在及び反応性は、前の2つの群、即ち、被酸化性芳香族供給材料及び芳香族反応中間体種の更なる抑制に関する戻り減少の領域を決定する。例えば、p-キシレンのTPAへの部分酸化において、溶解TPAが所定の条件において反応媒体の液相中で7,000ppmwに、溶解安息香酸が8,000ppmwに、溶

40

50

解イソフタル酸が 6,000ppmw に、溶解フタル酸が 2,000ppmw に達する場合には、反応活性が増加されて p-トルイル酸及び 4-CBA の液相濃度が同様なレベル未満に抑えられるにつれて、総有害化合物を更に低下させる方向への値は低下し始める。即ち、非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族化合物種の、反応媒体の液相中における存在及び濃度は、反応活性の増加によってほとんど変化せず、それらの存在は、有害不純物の形成を抑制するために反応中間体の濃度低下の戻り減少の領域を上方に拡大する働きをする。

【0268】

従って、本発明の一実施態様は、好ましい炭素酸化物の範囲を提供する。この範囲は、下限で低反応活性及び有害不純物の過剰形成と境界を接し且つ上限で過剰な炭素損失と境界を接するが、商業的に有用であると以前に発見され且つ開示されたよりも低いレベルである。従って、炭素酸化物の形成は好ましくは以下のようにして制御される。(生成される総炭素酸化物のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は好ましくは約 0.02:1 超、より好ましくは約 0.04:1 超、更に好ましくは約 0.05:1 超、最も好ましくは 0.06:1 超である。同時に、(生成される総炭素酸化物のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は好ましくは約 0.24:1 未満、より好ましくは約 0.22:1 未満、更に好ましくは約 0.19:1 未満、最も好ましくは 0.15:1 未満である。(生成される二酸化炭素のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は、好ましくは約 0.01:1 超、より好ましくは約 0.03:1 超、更に好ましくは約 0.04:1 超、最も好ましくは 0.05:1 超である。同時に、(生成される二酸化炭素のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は好ましくは約 0.21:1 未満、より好ましくは約 0.19:1 未満、更に好ましくは約 0.16:1 未満、最も好ましくは 0.11:1 未満である。

(生成される一酸化炭素のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は、好ましくは約 0.005:1 超、より好ましくは約 0.010:1 超、更に好ましくは約 0.015:1 超、最も好ましくは 0.020:1 超である。同時に、(生成される一酸化炭素のモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の比は好ましくは約 0.09:1 未満、より好ましくは約 0.07:1 未満、更に好ましくは約 0.05:1 未満、最も好ましくは 0.04:1 未満である。

【0269】

酸化反応器からの乾燥排ガス中の二酸化炭素含量は、好ましくは約 0.10 モル% 超、より好ましくは約 0.20 モル% 超、更に好ましくは約 0.25 モル% 超、最も好ましくは 0.30 モル% 超である。同時に、酸化反応器からの乾燥排ガス中の二酸化炭素含量は好ましくは約 1.5 モル% 未満、より好ましくは約 1.2 モル% 未満、更に好ましくは約 0.9 モル% 未満、最も好ましくは 0.8 モル% 未満である。酸化反応器からの乾燥排ガス中の一酸化炭素含量は好ましくは約 0.05 モル% 超、より好ましくは約 0.10 モル% 超、更に好ましくは 0.15 モル% 超、最も好ましくは 0.18 モル% 超である。同時に、酸化反応器からの乾燥排ガス中の一酸化炭素含量は、好ましくは約 0.60 モル% 未満、より好ましくは約 0.50 モル% 未満、更に好ましくは約 0.35 モル% 未満、最も好ましくは 0.28 モル% 未満である。

【0270】

本発明者らは、これらの好ましい範囲まで炭素酸化物の生成を減少させるのに重要な要因が、本発明の開示に係る、再循環濾液の純度及び被酸化性化合物の供給材料の純度の改善による非芳香族ヒドロカルビル基を持たない芳香族化合物の濃度の低下(これが同時に、炭素酸化物及び有害不純物の形成を減少させる)であることを発見した。別の要因は、本発明の開示に係る、反応器内における p-キシレン及び酸化剤の分配の改善である。炭素酸化物の前記の好ましいレベルを可能にする他の要因は、圧力に関して、温度に関して、液相中の被酸化性化合物の濃度に関して及び気相中の酸化剤に関して本明細書中に開示したような、反応媒体中の勾配で運転することである。炭素酸化物の前記の好ましい範囲を可能にする他の要因は、時空反応速度、圧力、温度、溶媒組成、触媒組成及び反応器の

機械形状寸法に関して好ましい、本明細書中の開示内で運転することである。

【0271】

好ましい一酸化炭素形成範囲内における運転によって得られる重要なメリットは、分子状酸素の使用を、化学量論値までではないが減少できることである。本発明に従って酸化剤及び被酸化性化合物の良好な段階付けがなされたとしても、炭素酸化物への若干の損失を考慮するために、そして有害不純物の形成を制御するための過剰な分子状酸素を供給するために、過剰の酸素は、被酸化性化合物の供給材料単独に関して計算された化学量論値よりも高い値に保持しなければならない。キシレンが被酸化性化合物の供給材料である場合に関して、具体的には、分子状酸素の重量対キシレンの重量の供給比は好ましくは約0.91:1.00超、より好ましくは約0.95:1.00超、最も好ましくは0.99:1.00超である。同時に、分子状酸素の重量対キシレンの重量の供給比は好ましくは約1.20:1.00未満、より好ましくは約1.12:1.00未満、最も好ましくは1.06:1.00未満である。キシレン材料に関して具体的には、酸化反応器からの乾燥排ガス中の分子状酸素の時間平均含量は、好ましくは約0.1モル%超、より好ましくは約1モル%超、最も好ましくは1.5モル%超である。同時に、酸化反応器からの乾燥排ガス中の分子状酸素の時間平均含量は、好ましくは約6モル%未満、より好ましくは約4モル%未満、最も好ましくは3モル%未満である。

10

【0272】

好ましい一酸化炭素形成範囲内における運転によって得られる別の重要なメリットは、炭素酸化物及び他のそれほど有用でない形態に転化される芳香族化合物がより少ないことである。このメリットは、(連続期間にわたる、好ましくは1時間にわたる、より好ましくは1日にわたる、最も好ましくは連続した30日にわたる、反応媒体から出る全芳香族化合物のモル数の和)÷(同期間における、反応媒体に入る全芳香族化合物のモル数の和)を用いて評価する。この比を以下、反応媒体を通る芳香族化合物に関する「モル残存率」と称し、パーセント値で表す。入ってくる全ての芳香族化合物が芳香族化合物として反応媒体から出て行くとすると、それがほとんど、入ってくる芳香族化合物の酸化された形態であったとしても、モル残存率はその最大値100%を有する。入ってくる芳香族分子100個当たりちょうど1個が、反応媒体を通過しながら、炭素酸化物及び/又は他の非芳香族分子(例えば酢酸)に転化されたとすると、モル残存率は99%である。キシレンが主な被酸化性化合物供給材料である場合に関しては、具体的には、反応媒体を通る芳香族化合物に関するモル残存率は、好ましくは約98%超、より好ましくは約98.5%超、最も好ましくは99.0%超である。同時に、また、十分な全反応活性が存在するように、キシレンが主な被酸化性芳香族化合物供給材料である場合には、反応媒体を通る芳香族化合物に関するモル残存率は、好ましくは約99.9%未満、より好ましくは約99.8%未満、最も好ましくは99.7%未満である。

20

30

【0273】

本発明の別の態様は、酢酸及び1種又はそれ以上の被酸化性芳香族化合物を含む反応媒体中における酢酸メチルの生成を含む。この酢酸メチルは、水及び酢酸に比べて比較的揮発性であり、従って、更なる冷却又は他のユニット操作を用いてそれを回収及び/又は破壊してから排ガスを放出して環境にもどす場合を除いて、排ガスに随伴する傾向がある。従って、酢酸メチルの生成は運転コスト及び資本コストにも相当する。おそらく、酢酸メチルは、最初にメチル基(おそらく、酢酸の分解からの)を酸素と結合させてメチルヒドロペルオキシド生成し、次に分解してメタノールを生成し、最後に生成メタノールを残りの酢酸と反応させて酢酸メチルを生成することによって、生成される。化学経路がどのようなものであるとしても、本発明者らは、酢酸メチルの生成速度が遅すぎる場合には、常に、炭素酸化物の生成も少なすぎ、有害芳香族不純物の生成が多すぎることを発見した。酢酸メチルの生成速度が速すぎる場合には、炭素酸化物の生成は必要以上に高くなり、溶媒、被酸化性化合物及び酸化剤の収率損失を招く。本明細書中に開示された好ましい実施態様を用いる場合には、(生成される酢酸メチルのモル数)対(供給される被酸化性芳香族化合物のモル数)の生成比は好ましくは約0.005:1超、より好ましくは約0.

40

50

0.10 : 1 超、最も好ましくは 0.020 : 1 超である。同時に、(生成される酢酸メチルのモル数) 対 (供給される被酸化性芳香族化合物のモル数) の生成比は好ましくは約 0.09 : 1 未満、より好ましくは約 0.07 : 1 未満、更に好ましくは約 0.05 : 1 未満、最も好ましくは 0.04 : 1 未満である。

【実施例】

【0274】

本発明のいくつかの実施態様を、以下の実施例によって更に説明することができるが、これらの実施例は単に説明のために記載するのであって、特に断らない限り、本発明の範囲を限定するものではない。

【0275】

例 1 ~ 10

例 1 は、三相反応媒体の液相中において p - キシレンを酸化するための気泡塔型酸化反応器の計算例である。例 1 の気泡塔型反応器は、7,000 kg / 時の p - キシレン供給速度を有する実績のある工業設計に相当する。例 2 ~ 10 は、例 1 の反応器の 7 倍大きい稼働能力を有する気泡塔型酸化反応器の計算例である。図 58 は、例 1 ~ 10 において異なる、気泡塔型酸化反応器の種々のパラメーターを概説する表を示す。

【0276】

例 1

この例は、内径が 2.44 m の垂直円筒部分を有する気泡塔型反応器を使用する。円筒部分の高さは、円筒部分の下部接線 (TL) から上部 TL までの 32 m である。この反応器には、円筒部分の頂部 (top) 及び底部 (bottom) に、2 : 1 の楕円形のヘッドを装着する。反応媒体の底部から円筒部分頂部までの高さは約 32.6 m であり、反応媒体の全高は約 33.2 m である。運転液面は反応媒体の底部の上方約 25.6 m である。

【0277】

p - キシレンは、7,000 kg / 時の定常速度で反応器に供給する。主に酢酸を含む濾液溶媒は、70,000 kg / 時の定常速度で p - キシレンと十分に混合して供給する。供給材料は、半径 0.45 * (内径) の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配させる。濾液溶媒中の触媒成分の濃度は、反応媒体の液相内の組成がコバルト 1,800 ppmw、臭素 1,800 ppmw 及びマンガン 100 ppmw となるような濃度である。還流溶媒の別の流れを、49,000 kg / 時の定常速度で反応媒体の運転液面の上方の気体離脱ゾーン中に液滴として供給し、離脱ゾーンの断面積を実質的に全ての上に分配させる。この還流溶媒は、触媒成分をほとんど含まない。濾液溶媒供給材料と還流溶媒供給材料の総水分量は、反応媒体の液相内の水の濃度が 6 重量% となるようなものである。空気の流速は、図 12 ~ 15 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して 35,000 kg / 時の定常流速であり、酸化剤入口孔は全て、円筒部分の下部 TL の下方に位置する。反応器塔頂気体の運転圧力は定常的に 0.52 メガパスカル (ゲージ) である。反応器は、反応熱が、入ってくる供給材料の温度を上昇させ且つ入ってくる溶媒の多くを蒸発させるように実質的に断熱的に運転する。反応媒体の中央高さで測定された運転温度は約 160 °C である。粗製テレフタル酸 (CTA) を含む反応媒体が、外部脱気容器を用いて、高さ 15 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

【0278】

L : D 比は 1.3 : 4 であり、H : W 比は 1.0 : 5 である。反応媒体によって占められる容積は約 118 m³ であり、反応器は約 58,000 kg のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 8.3 時間である。空時反応強度 (intensity) は、供給 p - キシレン約 59 kg / m³ (反応媒体) / 時である。反応媒体の底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0.12 メガパスカルである。反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度は約 0.8 m / 秒である。反応媒体と接触する直立表面積 (up right surface area) は約 197 m² (約 3.16 * W_{min} * H) である。(反応媒体の容

10

20

30

40

50

量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 0.60 m である。例 1 の条件下では、反応媒体中の酢酸の分解が、生成される CTA kg 当たり約 0.03 kg となることが推定される。これは、生産経済性全体においてかなりのコストになる。

【0279】

気泡塔型反応器内の両端間流速の有効な指標は、スラリー及び酸化剤相の最大時間平均上向き速度である。円筒形の気泡塔型反応器において、これらの最大上向き速度は、円筒部分の垂直対称軸近くに存在する。Gas-Liquid Recirculation Model of Gupta (参考文献: Churn-turbulent bubble columns: experiments and modeling; Gupta, Puneet; Washington Univ., St. Louis, MO, USA, Avail. UMI, Order No. DA3065044; (2002), 357 頁, 英語で書かれた学位論文 Diss. Abstr. Int., B 2003, 63 (9), 4269 から; CAN 140:130325 AN2003:424187 CAPLUS) から導かれた方法によって、有標データベースを用いて計算すると、反応媒体の中央高さ近くにおける気相の最大時間平均上向き速度は約 3.1 m/秒である。同様に計算すると、反応媒体の中央高さ近くにおけるスラリーの最大時間平均上向き速度は約 1.4 m/秒である。

10

【0280】

気泡塔型反応器内における両端間流速の別の有効な指標は、中核から離れた、反応器内の部分におけるスラリーの最大時間平均下向き速度である。円筒形反応器において、この最大下向き速度は典型的には、円筒部分の垂直対称軸から半径 0.35 * (内径) の外側に位置する領域で生じる。Gas-Liquid Recirculation Model of Gupta から導かれた方法によって、有標データベースを用いて計算すると、反応媒体の中央高さ近くの外環中のスラリーの最大時間平均下向き速度は、約 1.4 m/秒である。

20

【0281】

例 2

この例においては、気泡塔型反応器には、p-キシレンが、49,000 kg/時 (例 1 の約 7 倍大きい) の増大された速度で供給される。気泡塔に関して重要なスケールアップ変数 (scale-up variable) と見なされることが多い空塔気体速度は、反応器の断面積を例 1 の場合より約 7 倍大きい値まで増加させることによって、例 1 にほぼ等しく保持される。気泡塔に関して重要なスケールアップ変数と見なされることが多い H:W 比及び L:D 比はまた、例 1 とほぼ等しく保持される。

30

【0282】

他の供給流は、例 1 に対して同じ 7:1 の比で増加させる。供給材料の組成は、例 1 の場合と同一であり、例 1 の場合と同様な濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン反応媒体の液相内に供給する。反応容器塔頂の気体の運転圧力はこの場合もやはり、0.52 メガパスカル (ゲージ) であり、反応媒体の中央高さ近くで測定された運転温度はこの場合もやはり、約 160 °C である。CTA を含む反応媒体を、外部脱気容器を用いて、高さ 40 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

40

【0283】

気泡塔型反応器は、内径 6.46 m の垂直な円筒部分を含む。L:D 比は例 1 と同一に保持され、従って、反応媒体底部から円筒部分の頂部までの高さは 86.3 m である。円筒部分の頂部及び底部には 2:1 の楕円形のヘッドが装着され、反応器の全高は非常に高く、約 88.0 m である。供給材料内はこの場合もやはり、半径 0.45 * (内径) の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配させる。空気の供給はこの場合もやはり、図 12 ~ 15 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て、円筒部分の下部 TL の下方に位置する。還流溶媒は、離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

50

【0284】

反応媒体のH：W比は例1とほぼ等しく保持し、従って、運転液面は反応媒体の約6.7.8 mの高さである。これは、円筒部分中の約18.5 m + 上部楕円形ヘッド中の約1.6 mの離脱高さを残す。この離脱高さは約10 m過剰である。従って、反応器を一定のL：Dでスケール変更するために機械装置を設け、それが非常に大きい資本コストとなる（例えば、圧力容器のための過剰コスト、質量及び風荷重による基礎のための過剰なコスト、構造用鋼のための過剰コスト、プロセス及びユーティリティ配管のための過剰コスト並びにノ又は機器及び電気ケーブル敷設のための過剰コスト）。

【0285】

反応媒体によって占められる容積は約2,200 m³であり、反応器は約1,100,000 kgのスラリーを含む。スラリー質量対p-キシレン供給速度の比は約22時間であり、例1に比較して大幅に増加している。空時反応強度は、供給p-キシレンわずか約22 kg/m³（反応媒体）/時であり、例1に比較して大幅に減少している。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約0.33メガパスカルであり、例1に比較して大幅に増加している。反応媒体と接触する直立表面積は約1,393 m²（約3.18 * W_{min} * H）である。（反応媒体の容量）対（反応媒体と接触する直立表面積）の比は約1.58 mであり、例1に比較して大幅に増加している。

【0286】

従って、空塔速度とH：W比を、この例と例1の間のほぼ一定に保持するために、反応媒体の寸法をスケール変更すると、反応条件に非常に大きな変化が生じた。全てを考慮すると、これらの変化は非常に好ましくない。これらの例には、単位CTA当たりの不所望な有色副生成物の生成量を少なくするプラスの効果（例えば、被酸化性化合物の比較的薄い濃度、気相から液相へ分子状酸素の単位容積当たりの物質移動速度についての比較的低い要求量など）もある。しかし、酢酸の分解並びに空気を気泡塔型反応器の底部に供給するのに必要な圧力及び電力に関連するいくつかの経済的不利益がある。運転温度及び液相組成がほぼ一定に保たれる場合には、常に、p-キシレンに過剰の分子状酸素が供給されるならば、酢酸の分解は反応媒体中の酢酸の質量にほぼ比例する。この例では反応器中の酢酸の質量がCTAの生成量に比較してはるかに大きいため、酢酸の分解は生成CTA kg当たり約0.09 kgまで増加すると推定される。更に、空気圧縮機が、この例では0.85メガパスカル（ゲージ）の圧力で空気を反応媒体中に供給しなければならず、例1では供給圧力は0.64メガパスカル（ゲージ）である。245,000 kg/時の送風量のために、また、典型的には、種々の圧縮効率及び送風効率を考慮して、この例におけるより高い供給圧のための追加の所要電力は連続的に約3,000キロワットである。従って、この例の反応媒体を、ほぼ一定の空塔速度及びH：W比でスケール変更することは、良質のCTAが期待されるのにもかかわらず、経済的に許容され得ない。

【0287】

例3

この例は、空塔速度及び空時反応強度を用いて、例1の方法をスケール変更する。簡単に言えば、自然対流のフローパターンは本質的に不良な反応プロファイルを垂直に生じるので、これは不良な生成物品質をもたらす。

【0288】

この例において、p-キシレンの供給速度は再び49,000 kg/時であり、例1より7倍大きい。空塔気体速度も例1にほぼ等しく保持するが、L：D比及びH：W比は等しく保持しない。代わりに、STRを例1にほぼ等しく保持する。これは、例1にほぼ等しい塔底圧及び酢酸分解率を生じる。他の供給流は、例1に対して同じ7：1の比で増大させた。供給材料の組成は例1と同じであり、例1と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン、反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧はまた、0.52メガパスカル（ゲージ）であり、運転温度もまた、約160 °Cである（反応媒体の中央高さ近くで測定）。CTAを含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ15 mの反応器の側部から定常速度で除去する。

【0289】

気泡塔型反応器は内径6.46mの垂直な円筒部分を含み、気相の空塔速度は、例1及び2に比較してほぼ一定に保持する。例1と同じSTRを保持するために、運転液面は反応媒体の約26.1mの高さにわずかに変更する。円筒部分の下部TLから上部TLまでの高さは例1と同じ32mであり、反応媒体の頂部と塔頂気体出口との間にほぼ同じのフリーボード離脱高さ（freeboard disengaging height）が与えられる。円筒部分の頂部及び底部には、2:1の楕円形のヘッドを装着する。反応媒体の底部から円筒部分の頂部までの高さは、約33.6mであり、反応器の全高は約35.2mである。供給材料はまた、半径0.45*（内径）の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から2m上方の高さ近くに分配させる。空気の供給はまた、図12～15に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行われ、酸化剤入口孔は全て、円筒部分の下部TLの下方に位置する。還流溶媒は、離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

10

【0290】

反応媒体のH:W比は4.0まで著しく減少した。反応器のL:Dは5.2に著しく減少した。反応媒体によって占められる容積は約828m³であり、反応器は約410,000kgのスラリーを含む。スラリー質量対p-キシレン供給速度の比は約8.3時間である。STRは、供給p-キシレン約59kg/m³（反応媒体）/時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約0.13メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約546m²（約3.24*W_{min}*H）である。（反応媒体の容量）対（反応媒体と接触する直立表面積）の比は約1.52mである。この例の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、例1の比較的低レベル、約0.03kg/kg（生成CTA）まで望ましく戻されることが推定される。

20

【0291】

しかし、この例において使用される反応器の比較的大きい直径は、比較的小さいH:W比と合わさって、反応媒体内において非常に望ましくない流速変動、混合及び段階化をもたらす。これは、塔頂排ガス中のp-キシレンの損失を著しく増加させると共に、不所望な有色の副生成物の形成を著しく増加させる。簡単に言うと、空塔速度が一定に保たれる場合であっても、自然対流力によって生成される軸流速度は直径の大きい気泡塔ほど大きくなる。Gas-Liquid Recirculation Model of Guptaから導かれた方法によって、有標データベースを用いて計算すると、反応媒体の中央高さ近くにおける気相の最大時間平均上向き速度は、約3.9m/秒である。同様に計算された、反応媒体の中央高さ近くにおけるスラリーの最大時間平均上向き速度は約2.2m/秒である。同様に計算された、反応媒体の中央高さ近くの外環中のスラリーの最大時間平均下向き速度は約2.3m/秒である。

30

【0292】

反応媒体の高さは、この例と例1との間でほとんど変わらないので、これらの増加した時間平均垂直速度は、この例では両端間の混合時間を例1に比較して著しく低下する。これは、酸化前に容器の頂部に向かって移動するp-キシレンの量の不所望な増加を引き起こす。これは、排ガスと共に反応器頂部から出て行くp-キシレンの不所望な収率損失をもたらす、それが、いっそう多くの溶存分子状酸素要求量を、酸素のモル分率が気相内では比較的に減少されている反応器頂部のより近くへとシフトさせる。更に、この例において容器壁近くの領域におけるスラリーの増大した時間平均下向き速度は、気相のより多く且つより大きい気泡を、重力場において自然の浮揚性に逆らって下向きに引かせる。これは、分子状酸素が部分的に欠乏した気相の再循環の不所望な増加を引き起こし、その結果、これらの領域における溶存酸素の利用可能性が低下する。なかでも、反応媒体の種々の部分における溶存酸素のこのような利用可能性の低下は、この例においては、例1に比較して不所望な有色副生成物の形成を著しく増加させ、不所望な有色副生成物がこのように高レベルであるため、生成物はPETへの多くの利用に有用でない。

40

50

【0293】

従って、例2及び3は、主に空塔気体速度（ U_g ）、 $L:D$ 比及び平均空時反応速度（ STR ）を用いた大型酸化気泡塔の設計に先行技術が不適切であることを立証している。

【0294】

例4

この例においては、気泡塔型反応器の圧力含有部材は例3と同じであるが、例1により類似した反応段階化プロフィールを構築するために反応媒体に直立面を加えて、垂直方向の障壁が与えられている。それによって、例2の場合と同様に酢酸の分解率を増加させることなく、生成物の品質及び p -キシレンの収率が元に戻される。

【0295】

p -キシレンの供給速度は再び49,000 kg/時であり、例1より7倍大きい。他の供給流は、例1に対して同じ7:1の比で増大させる。供給材料の組成は例1と同じであり、例1と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガンは反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧は、また、0.52メガパスカル（ゲージ）であり、運転温度もまた、約160である（反応媒体の中央高さ近くで測定）。CTAを含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ15 mの反応器の側部から定常速度で除去する。

【0296】

気泡塔型反応器は内径6.46 mの垂直な円筒部分を含む。円筒部分の下部TLから上部TLまでの高さは3.2 mであり、運転液面は反応媒体の約2.6.3 mの高さである。円筒部分の頂部及び底部には、2:1の楕円形のヘッドを装着させる。反応媒体の底部から円筒部分の頂部までの高さは、約3.3.6 mであり、反応器の全高は約3.5.2 mである。供給材料は、また、半径0.45*（内径）の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から2 m上方の高さ近くに分配される。空気の供給は、また、図12~15に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て円筒部分の下部TLの下方に位置する。還流溶媒は、離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

【0297】

気泡塔型反応器は、更に、円筒部分の垂直対称軸と位置した交線を有する状態で配置された2つの直交する平面を含む。これらの平面は好都合なことに、反応器円筒部分に使用されるのと同じ型の平板金属と表面仕上げを含む。各平面は、下部TLの3 m上方の比較的低い高さで始まり、上方に向かって2.0 m伸びる。この2つの平面は、それぞれ、円筒部分の壁まで水平に本質的に完全に伸び（即ち、それぞれの幅は内径に等しい）、円筒部分から支持される。これらの平板の厚さ及び支持は、正常な運転条件及び異常な運転条件において起こり得る種々の力に耐えるように設計されている。平板金属によって占められる容積のため、運転液面は、例1と同じ STR を保持するためには反応器の媒体の底部の2.6.3 m上方へとわずかに上方向に調整される。

【0298】

従って、この例においては、反応媒体は、反応媒体の全高の2.0 mについて、4つの等しい大きさ及び形状のサブボリュームに更に分割される。これらの4つのサブボリュームは、平面の上方と下方のいずれにおいても互いに連通している。平面の下端より下方では酸化剤及び p -キシレンの分配が比較的均一であるため、4つのサブボリュームは、それぞれ、同様な気相空塔速度と同様な反応強度プロフィールを有する。4つのサブボリュームは、1つの圧力含有容器のシェル内の4つのより小さいサイズの気泡塔型反応器に匹敵すると考えられる。

【0299】

反応媒体の $H:W$ 比は4.1である。反応器の $L:D$ 比は5.2である。反応媒体によって占められる容積は約828 m³であり、反応器は約410,000 kgのスラリーを含む。スラリー質量対 p -キシレン供給速度の比は約8.3時間である。 STR は、供給 p -キシレン約59 kg/m³（反応媒体）/時である。反応媒体底部から、反応器から

出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0.13 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 1,066 m² (約 6.29 * W_{min} * H) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 0.78 m である。この値は例 1 と例 3 との間であり、例 1 のより近くに有効に位置する。この例の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、例 1 の比較的低レベル、約 0.03 kg / kg (生成 CTA) まで望ましく戻ることが推定される。

【0300】

気相及びスラリーの最大時間平均上向き及び下向き速度は、この例では例 3 に比較して減少する。これは、p - キシレンの垂直プロフィールに有用な改善をもたらし、それが直立壁表面近くの液相中の溶存水素の改善された利用可能性につながる。これらの変化は合

10

【0301】

例 5

この例においては、反応器の圧力含有部材は例 3 と同じであるが、例 1 により類似した反応段階化プロフィールを再構築するために、反応媒体内に非汚染バッフル部材が加えられる。それによって、生成物の品質及び p - キシレンの収率が回復されるが、例 2 と同様に酢酸の分解率は増加する。

【0302】

p - キシレンの供給速度は再び 49,000 kg / 時であり、例 1 より 7 倍大きい。他の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大する。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン、反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧は、また、0.52 メガパスカル (ゲージ) であり、運転温度もまた約 160 である (反応媒体の中央高さ近くで測定)。CTA を含む反応媒体を、外部脱気容器を用いて、高さ 15 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

20

【0303】

気泡塔型反応器は内径 6.46 m の垂直な円筒部分を含む。円筒部分の下部 TL から上部 TL までの高さは 3.2 m であり、運転液面は反応媒体の約 26.1 m の高さである。円筒部分の頂部及び底部には、2 : 1 の楕円形のヘッドを装着する。反応媒体の底部から円筒部分の頂部までの高さは、約 33.6 m であり、反応器の全高は約 35.2 m である。供給材料は、また、半径 0.45 * (内径) の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配する。空気の供給は、また、図 12 ~ 15 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て、円筒部分の下部 TL の下方に位置する。還流溶媒は、離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

30

【0304】

気泡塔型反応器は、更に、反応器の下部 TL の 1.2 m 上方の高さの気泡塔内に位置する水平バッフルアセンブリを含む。これは、バッフルアセンブリを反応媒体の底部の上方約 13.6 m、即ち 2.1 * D に配置する。このバッフルアセンブリは、15 個の個別のバッフル部材からなる。各バッフル部材は、押出又は二次加工された L 字形からなり、L 字形の両脚は幅が 0.15 m であり、両脚間に含まれる角度は 90° である。L 字形は全て、角を上に向けて水平に、互いに平行に配置され、同じ高さに位置する。各 L 字形の両端縁部は全て同じ高さで、上向きの角の下方に位置する。端部から見ると、各部材は逆 V 字形のように見える。従って、水平からの傾きが 15° 未満の上向き平面を含むバッフル部材の割合は、実際上ゼロである。各部材の下縁部と近くの隣接部材と間隙は常に 0.21 m である。部材の最も長いものは、壁から壁まで容器を直径方向に横断して伸びる、円筒容器の内径に事実上等しい長さを有する。他の 14 個の個別のバッフル部材は全て必然的に長さがより短い。バッフル部材は全て、円筒壁まで完全に伸び且つそれに接続されることによって、各端部において支持される。従って、バッフルアセンブリの高さにおける孔

40

50

面積は約 16 m^2 であり、これは、その高さにおける反応器の断面積の約 50 % である。バッフル部材は、正常な運転条件及び異常な運転条件において起こり得る種々の力に耐えるように設計される。これらの部材は、空気スパージャーアセンブリに使用される配管部材と同じ金属からなり、この金属は、腐蝕及び浸蝕に耐えるように、適切に選択される。また一方、バッフル部材の表面は、125 RMS 又はそれより精細な表面仕上げまで磨かれる。反応器内の約 76,000 kg / 時の CTA の沈澱にもかかわらず、バッフルアセンブリは過度には汚染することも、固体の塊を脱落することもない。

【0305】

反応媒体の H : W 比は 4 . 0 である。反応器の L : D 比は 5 . 2 である。反応媒体によって占められる容積は約 828 m^3 であり、反応器は約 410,000 kg のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 8 . 3 時間である。STR は、供給 p - キシレン約 $59 \text{ kg} / \text{m}^3$ (反応媒体) / 時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0 . 13 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 546 m^2 (約 $3.24 * W_{\min} * H$) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 1 . 52 m である。この例の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、例 1 の比較的低レベル、約 0 . 03 kg / kg (生成 CTA) まで望ましく戻ることが推定される。

10

【0306】

水平バッフルアセンブリの効果は、反応器内における気相及びスラリーの垂直速度を阻害することにある。これは、反応媒体上面に向かう p - キシレンの進行を遅らせ、塔頂排ガス中の p - キシレンの収率損失の有益な低下につながる。更に、分子状酸素及び被酸化性化合物の段階付けが改善され、この例においては、例 3 に比較して、不所望な有色副生成物の生成が減少する。

20

【0307】

例 6

この例においては、反応器は、本発明に従って非常に速い気体空塔速度及び非常に高いガス・ホールドアップ値のために設計される。より小さい D を用いると、過度に背の高い反応器を用いることなく、また、酢酸溶媒の過度の分解を受けることなく、より高い L : D 比が可能になる。

【0308】

p - キシレンの供給速度は再び 49,000 kg / 時であり、例 1 より 7 倍大きい。他の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大させる。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン、反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧も 0 . 52 メガパスカル (ゲージ) であり、運転温度も約 160 である (反応媒体の中央高さ近くで測定)。CTA を含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ 28 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

30

【0309】

気泡塔型反応器は内径 5 . 00 m の垂直な円筒部分を含む。円筒部分の下部 TL から上部 TL までの高さは 70 m である。円筒部分の頂部及び底部には、2 : 1 の楕円形のヘッドを装着する。反応媒体の底部から円筒部分の頂部までの高さは、約 71 . 3 m であり、反応器の全高は約 72 . 5 m である。運転液面は、反応媒体の底部の約 61 . 3 m 上方にある。供給材料は再び半径 $0.45 * (\text{内径})$ の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配させる。空気の供給は再び図 12 ~ 15 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て円筒部分の下部 TL の下方に位置する。還流溶媒は、離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

40

【0310】

反応媒体の H : W 比は 12 . 3 である。反応器の L : D 比は 14 . 3 である。反応媒体によって占められる容積は約 $1,190 \text{ m}^3$ であり、反応器は約 420,000 kg のス

50

ラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 8 . 7 時間である。S T R は、供給 p - キシレン約 4 1 k g / m³ (反応媒体) / 時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0 . 2 1 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 9 7 5 m² (約 3 . 1 8 * W_{min} * H) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 1 . 2 2 m である。D の比較的小さい値が、反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度を、例 1 ~ 5 において使用される空塔速度の約 1 . 7 倍とする。反応媒体の中央高さにおけるガス・ホールドアップは、0 . 6 より大きい。例 6 の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、約 0 . 0 3 k g / k g (生成 C T A) 未満に望ましく低下することが推定される。これは、例 3 に比較して、反応容器中のスラリー、より具体的には酢酸の量が低下するためである。

10

【 0 3 1 1 】

この例においては、H : W 比は、分子状酸素及び被酸化性化合物の両端間の混合の減少に及び有益な段階付けに都合よい。一方、軸流速度は、例 1 よりも速く、所定の H : W に関しては両端間の混合を促進する。幸いなことに、比較的低い S T R は、気体から液体への分子状酸素移動の容積要求量を減少させ；増加したガス・ホールドアップは、気体から液体へ分子状酸素を移動させる能力を増加させるのに役立つ。全てを考慮すると、不所望な有色の副生成物の生成レベルは、例 1 に匹敵すると推定される。

【 0 3 1 2 】

例 7

この例において、反応器は、本発明に従って、更に速い気体空塔速度及び更に高いガス・ホールドアップ値のために設計される。塔頂排ガス中のスラリーの同伴を制限するために、拡大された、上に置かれた離脱ゾーンを用いる。

20

【 0 3 1 3 】

p - キシレンの供給速度は再び 4 9 , 0 0 0 k g / 時であり、例 1 より 7 倍大きい。他の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大させる。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン、反応媒体の液相内に、供給する。反応器塔頂気体の運転圧も 0 . 5 2 メガパスカル (ゲージ) であり、運転温度も約 1 6 0 である (反応媒体の中央高さ近くで測定) 。C T A を含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ 2 8 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

【 0 3 1 4 】

気泡塔型反応器は内径 4 . 6 0 m の垂直な円筒部分を含む。円筒部分の下部 T L から円筒部分の上端までの高さは 6 0 m である。この円筒部分の上端において、円錐部分が、高さが 2 m 増加する間に、7 m の内径に広がる。従って、円錐壁の勾配は垂線から約 3 1 ° である。円錐部分の上には、7 m の内径を有する気体離脱円筒部分を配置する。上部円筒部分の高さは 7 m である。この容器には、頂部及び底部に 2 : 1 の楕円形ヘッドを装着する。従って、反応器の合計高さは約 7 1 . 9 m である。運転液面は、反応媒体の底部から約 6 1 . 2 m 上方であり、円筒本体及び拡大する円錐部分の結合部近くに配置する。供給材料は再び半径 0 . 4 5 * (内径) の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配させる。空気の供給も図 1 2 ~ 1 5 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て、下方の円筒部分の下部 T L の下方に位置する。還流溶媒は、拡大された離脱ゾーンの断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

30

40

【 0 3 1 5 】

反応媒体の H : W 比は及び反応器の L : D 比は 1 3 . 3 である。反応器の X : D 比は 1 . 5 である。反応器の L : Y 比は 5 . 7 である。反応媒体によって占められる容積は約 1 , 0 0 0 m³ であり、反応器は約 3 2 0 , 0 0 0 k g のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 6 . 5 時間である。S T R は、供給 p - キシレン約 4 9 k g / m³ (反応媒体) / 時である。反応媒体の底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0 . 1 9 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 8 9 6 m

50

² (約 $3.19 * W_{min} * H$) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 $1.12 m$ である。 D の比較的小さい値が、反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度を、例 1 ~ 5 において使用する空塔速度の約 2 倍とする。しかし、拡大された離脱部中の気相の空塔速度は、例 1 ~ 5 において使用する空塔速度の約 0.85 倍に減少させる。反応媒体の中央高さにおけるガス・ホールドアップは、約 0.7 である。この例の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、約 $0.03 kg / kg$ (生成 CTA) 未満に望ましく低下させることが推定される。これは、例 3 に比較して、反応容器中のスラリー、より具体的には酢酸の量が低下するためである。改良された段階付け及びより高いガス・ホールドアップにより、不所望な有色副生成物のレベルは例 6 の場合よりも低いと推定する。

10

【0316】

例 8

この例においては、反応器は例 7 と同じであるが、運転液面を、反応媒体の底部から約 $63.2 m$ 上方に上昇させ、広がる円錐部分と拡大された気体離脱円筒部分の結合部近くに配置する。これは、円筒本体部分における液面制御に対する種々の利点を提供する。例えば、反応媒体の頂部が泡立ち且つ循環が過度に悪くなる傾向を減少させる。

【0317】

p - キシレンの供給速度は再び、 $49,000 kg / 時$ であり、例 1 より 7 倍大きい。他の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大する。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧も 0.52 メガパスカル (ゲージ) であり、運転温度も約 160 である (反応媒体の中央高さ近くで測定)。CTA を含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ $28 m$ の反応器の側部から定常速度で除去する。

20

【0318】

反応媒体の $H : W$ 比は 13.7 であり、反応器の $L : D$ 比は 13.3 である。反応媒体によって占められる容積は約 $1,060 m^3$ であり、反応器は約 $330,000 kg$ のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 6.8 時間である。STR は、供給 p - キシレン約 $46 kg / m^3$ (反応媒体) / 時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0.20 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 $953 m^2$ (約 $3.39 * W_{min} * H$) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 $1.11 m$ である。反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度は、例 1 ~ 5 において使用する空塔速度の約 2 倍である。反応媒体の中央高さにおけるガス・ホールドアップは約 0.7 である。この例の条件下では、反応媒体中における酢酸の分解は、約 $0.03 kg / kg$ (生成 CTA) 未満に望ましく低下させることが推定される。これは、例 3 に比較して、反応容器中のスラリー、より具体的には酢酸の量が低下するためである。改善された段階付け及びガス・ホールドアップにより、不所望な有色副生成物のレベルは例 6 の場合よりも低いと推定する。

30

【0319】

例 9

この例においては、反応器の圧力含有部材は例 7 と同じであるが、酸化剤及び p - キシレンを導入するのに用いられる内部部材が、重要なことには、それぞれのための垂直方向に隔てられた複数の入口を提供するように改良されている。

40

【0320】

p - キシレンの供給速度は再び $49,000 kg / 時$ であり、例 1 より 7 倍大きい。他の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大する。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧も 0.52 メガパスカル (ゲージ) であり、運転温度も約 160 である (反応媒体の中央高さ近くで測定)。CTA を含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ $28 m$ の反応器の側部から定常速度で除去する。

【0321】

50

気泡塔型反応器は、反応器の底部ヘッド中に例 8 の場合と同じ酸化剤分配器を含む。しかし、総気相酸化剤流の 70 % だけを、この下部分配器を経て導入する。気相酸化剤の残りの 30 % は、高置酸化剤入口分配器を経て導入される。この流量比は、反応器外部の圧縮空気供給導管上に都合よく配置された流量発信器及び流量調整弁を用いて流量調節ループによって与えられる。高置酸化剤分配器は、下部の楕円形ヘッドに用いられる八角形のものではなく、水平の、留め継ぎされた、正方形の流通導管を含む。この正方形の導管は、公称 14 インチの Schedule 10 S 配管材料を都合よく含む。一方の側の質量中心から反対側の質量中心までの距離は 1 m である。高置酸化剤分配器は、気相酸化剤用の約 60 個の放出孔を含み、それらは全て、直径が 0.03 m であり、反応媒体底部より約 1.4 m 上方の導管の底部近くに位置する。この高置酸化剤分配器は、少なくとも 2 つの有用な働きをする。第一に、反応媒体中に下向きに注入される酸化剤流は、円筒部分の垂直対称軸に沿って上昇する軸流速度プロファイルを乱す。これは、反応媒体の上部領域への p - キシレンの広がりを減速するのに有用な液圧バフリング (hydraulic baffling) を与え、これは塔頂の収率損失及び上部領域における溶存酸素要求量の低下に関係する。高置酸化剤入口より数メートル上方において、自然対流のフローパターンは、中心対称軸に沿って上向きに走るように再編されるが、液圧バフリングはそれでもなお有効である。第二に、反応熱のほとんどは、溶媒の蒸発によって反応媒体から除去し、この蒸発のほとんどは酸化剤供給位置近くで起こる。気相酸化剤流の一部の導入位置を垂直方向に引き離すことによって、反応媒体中の垂直方向の温度分布を調整する。

10

20

【0322】

気泡塔型反応器は、例 8 と同様な 2 つの p - キシレン入口分配器を含む。下方の p - キシレン入口分配器は、反応媒体の底部から 2 m 上方のより低い高さの、半径 0.45 * (内径) の内側に位置する断面領域の上に液相供給材料の 50 % を実質的に均一に放出するように配置する。上方の p - キシレン入口分配器は、反応媒体の底部から 1.0 m 上方のより高い高さの、半径 0.45 * (内径) の内側に位置する断面領域の上に液相供給材料の 50 % を実質的に均一に放出するように配置する。この流量比は、反応器外部の液相供給用の供給導管上に都合よく位置する流量発信器及び流量調整弁を用いて流量調節ループによって与えられる。

【0323】

この例において、運転液面は、反応媒体の底部から上方約 6.3 ~ 7 m まで上昇し、広がっていく円錐部分の真上の、拡大された気体離脱円筒部分中に配置させる。反応媒体の H : W 比は約 1.3 : 8 であり、反応器の L : D 比は 1.3 : 3 である。反応媒体によって占められる容積は約 1,070 m³ であり、反応器は約 340,000 kg のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 6.9 時間である。STR は、供給 p - キシレン約 46 kg / m³ (反応媒体) / 時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0.20 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 975 m² (約 3.47 * W_{min} * H) である。(反応媒体の容量) 対 (反応媒体と接触する直立表面積) の比は約 1.10 m である。反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度は、例 1 ~ 5 において使用する空塔速度の約 2 倍である。

30

【0324】

例 10

この例においては、反応器は、異なる高さに 3 つの異なる円筒直径を有し、中央高さの直径が最も小さいように設計する。この構造は、液体供給流及び気相酸化剤が最初に入る下部円筒部分は、酸素がまだ比較的豊富である p - キシレンの初期希釈及び反応のための液相の質量が比較的大きく；酸素分子が次第に枯渇される中央円筒部分は、ガス・ホールドアップ及び気体 - 液体質量移動速度が比較的大きく；気体離脱ゾーンである上部円筒部分は、塔頂排ガス中へのスラリーの同伴を制限するために気相速度が比較的遅いという利点がある。

40

【0325】

p - キシレンの供給速度は再び 49,000 kg / 時であり、例 1 より 7 倍大きい。他

50

の供給流は、例 1 に対して同じ 7 : 1 の比で増大する。供給材料の組成は例 1 と同じであり、例 1 と同じ濃度の水、コバルト、臭素及びマンガン反応媒体の液相内に供給する。反応器塔頂気体の運転圧も 0.52 メガパスカル（ゲージ）であり、運転温度も約 160 である（反応媒体の中央高さ近くで測定）。CTA を含む反応媒体は、外部脱気容器を用いて、高さ 28 m の反応器の側部から定常速度で除去する。

【0326】

気泡塔は、異なる直径の 3 つの垂直円筒部分を含む。最下部の円筒部分は、6.46 m の内径を有し、例 1 の塔頂速度にほぼ等しい気相空塔速度をこの部分において生じる。この下部円筒部分の下部 T L から上端までの高さは 8 m である。この下部円筒部分の上端においては、円錐部分が、高さが 1 m 上昇する間に、内径が 4.5 m まで集束する。従って、この円錐の勾配は垂線から約 44° である。下部円錐部分の上に配置される中央円筒部分は、4.5 m の内径を有し、最下部の円筒部分の空塔速度の約 2 倍の気相空塔速度をこの部分で生じる。中央円筒部分の高さは 4.5 m である。中央円筒部分の上端において、円錐部分は、高さが 2 m 上昇する間に内径が 7 m まで広がる。従って、円錐壁の勾配は垂線から約 32° である。次第に広がる上部円錐部分の上には、内径 7 m の気体離脱円筒部分を配置する。上部円筒部分の高さは 7 m である。容器には、頂部及び底部に 2 : 1 の楕円形のヘッドを装着する。従って、反応器の合わせた高さは約 66.4 m である。運転液面は、反応媒体の底部から約 57.6 m 上方の、広っていく円錐部分と上部円筒部分との結合部近くに位置する。供給材料は再び半径 0.45 *（内径）の内側にある断面領域の真上に供給材料を実質的に均一に放出するように設計された水平分配器アセンブリを用いて、反応器内の、反応媒体の底部から 2 m 上方の高さ近くに分配させる。空気の供給はまた、図 12 ~ 15 に示されたのと同様な酸化剤入口分配器を通して行ない、酸化剤入口孔は全て、最下部の円筒部分の下部 T L の下方に位置する。還流溶媒は、上部円筒部分の断面積の実質的に全ての上に液滴として分配させる。

【0327】

反応媒体によって占められる容積は約 1,080 m³ であり、反応器は約 400,000 kg のスラリーを含む。スラリー質量対 p - キシレン供給速度の比は約 8.1 時間である。STR は、供給 p - キシレン約 45 kg / m³（反応媒体）/ 時である。反応媒体底部から、反応器から出る塔頂排ガスまでの圧力差は約 0.20 メガパスカルである。反応媒体と接触する直立表面積は約 944 m²（約 3.64 * W_{min} * H 及び約 2.34 * W_{max} * H）である。（反応媒体の容量）対（反応媒体と接触する直立表面積）の比は約 1.14 m である。L₁ : D₁ の比は約 1.5 : 1 である。L_u : D_u の比は約 10 : 1 である。L₁ : L_u の比は約 0.21 : 1 である。X : D₁ の比は約 1.1 : 1 である。L_u : Y の比は約 4.2 : 1 である。L₁ : D₁ の比は約 0.15 : 1 である。

【0328】

反応器の底部の比較的大きい直径は、供給材料 p - キシレンの導入ゾーン近くに大きいスラリー質量を供給し、そこでの液体流及び混合は、供給材料を稀釈することによってカップリングされた有色芳香族不純物を回避するのに非常に重要である。また、この比較的大きい直径は、比較的大きい比率の反応媒体を、上方のスラリーからのより大きいヘッド圧下に置き、酸素分圧増加させ且つ気体から液体への分子状酸素の物質移動を促進する。比較的小さい、細長い中央円筒部分は反応体を段階付け、高いガス・ホールドアップを提供する。これは、溶存酸素の反応要求量と上昇する気相からの質量移動供給との適合を改善し、酸素はますます消費され、その分圧は低下していく。

【0329】

本発明を特にその好ましい実施態様に関して詳述したが、本発明の精神及び範囲内で変動及び変更が可能なることを理解されたい。

【図面の簡単な説明】

【0330】

【図 1】本発明の一実施態様に従って構築された酸化反応器の側面図である。

【図 2】図 3 のライン 2 - 2 に沿った気泡塔型反応器の底部の拡大側断面図である。

- 【図 3】図 2 の酸化剤スパージャーの上面図である。
- 【図 4】図 2 の酸化剤スパージャーの底面図である。
- 【図 5】図 3 のライン 5 - 5 に沿った酸化剤スパージャーの側断面図である。
- 【図 6】気泡塔型反応器の底部部分の拡大側面図である。
- 【図 7】図 6 のライン 7 - 7 に沿った上断面図である。
- 【図 8】図 7 と同様な上断面図である。
- 【図 9】多数の容器貫通を必要とせずに垂直方向に間隔をあけられた複数の位置において反応ゾーン中に供給流を導入するための代替システムの等角図である。
- 【図 10】図 9 に示された貫通が 1 つの供給材料分配システム及び酸化剤スパージャーの側面図である。 10
- 【図 11】図 10 のライン 11 - 11 に沿った上断面図である。
- 【図 12】酸化剤用開口部の全てがリング部材の底部に配置された代替酸化剤スパージャーの等角図である。
- 【図 13】図 12 の代替酸化剤スパージャーの上面図である。
- 【図 14】図 12 の代替酸化剤スパージャーの底面図である。
- 【図 15】図 13 のライン 15 - 15 に沿った酸化剤スパージャーの側断面図である。
- 【図 16】反応器の底部出口近くに内部脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 17】図 18 のライン 17 - 17 に沿った図 16 の気泡塔型反応器の下部の拡大側断面図である。 20
- 【図 18】図 16 のライン 18 - 18 に沿った上断面図である。
- 【図 19】外部脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 20】反応器の側部の高い位置から回収される反応媒体の気相を離脱させるための内部 / 外部複合型脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 21】反応器の底部近くに代替複合型脱気容器を装着した気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 22】図 21 の気泡塔型反応器の下部の拡大側断面図である。
- 【図 23】図 22 と同様な拡大側断面図である。
- 【図 24】反応器の上部から反応器の下部に反応媒体の一部を循環させることによって被酸化性化合物の分散の改善に役立つ内部流通導管を用いる気泡塔型反応器の側面図である 30
- 【図 25】反応器の上部から反応器の下部に反応媒体の一部を循環させることによって被酸化性化合物の分散の改善に役立つ外部流通導管を用いる気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 26】酸化反応器内における被酸化性化合物の分散を改良するために使用できる横型エダクターの側断面図である。
- 【図 27】酸化反応器中における被酸化性化合物の分散を改良するために使用できる縦型エダクターの側断面図である。
- 【図 28】多相反応媒体を含む気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 29】多相反応媒体を含む気泡塔型反応器の側面図である。 40
- 【図 30】任意の機械的攪拌を用いる又は用いない、多相反応媒体を含む 2 つの積み重ね反応器の側面図である。
- 【図 31】任意の機械的攪拌を用いる又は用いない、多相反応媒体を含む 3 つの並列反応器の側面図である。
- 【図 32】広い下部反応ゾーンと狭い上部反応ゾーンを有する、速度が段階的な気泡塔型反応器の側面図である。
- 【図 33】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための垂直仕切壁を装着した気泡塔型の側面図である。
- 【図 34】図 33 のライン 34 - 34 に沿った断面図である。
- 【図 35】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮された垂直仕切壁を装 50

着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 3 6】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮された且つ湾曲した垂直仕切壁を装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 3 7】図 3 6 のライン 3 7 - 3 7 に沿った断面図である。

【図 3 8】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、短縮された垂直内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 3 9】図 3 8 のライン 3 9 - 3 9 に沿った断面図である。

【図 4 0】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための、交互に配置された、異なる形状の垂直内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 4 1】図 4 0 のライン 4 1 - 4 1 に沿った断面図である。

10

【図 4 2】図 4 0 のライン 4 2 - 4 2 に沿った断面図である。

【図 4 3】反応媒体と接触する直立表面積を追加するための複数のらせん形内部部材を装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 4 4】図 4 3 のライン 4 4 - 4 4 に沿った断面図である。

【図 4 5】それぞれが反応媒体と接触するための複数の円筒棒を含んでなる複数のバッフルを装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 4 6】図 4 5 のバッフルの拡大等角図である。

【図 4 7】図 4 5 のライン 4 7 - 4 7 に沿った断面図である。

【図 4 8】それぞれが反応媒体と接触するための複数の L 断面部材を含んでなる複数のバッフルが装着された気泡塔型反応器の側面図である。

20

【図 4 9】図 4 8 のバッフルの拡大側面図である。

【図 5 0】図 4 8 のライン 5 0 - 5 0 に沿った断面図である。

【図 5 1】反応媒体と接触するための単一の一体式円筒ダイヤモンド形バッフルを装着した気泡塔型反応器の側面図である。

【図 5 2】図 5 1 の一体式バッフルの拡大側面図である。

【図 5 3】図 5 1 のライン 5 3 - 5 3 に沿った断面図である。

【図 5 4 A】本発明の一実施態様に従って製造された粗製テレフタル酸 (C T A) 粒子の拡大図である。

【図 5 4 B】本発明の一実施態様に従って製造された粗製テレフタル酸 (C T A) 粒子の拡大図である。

30

【図 5 5 A】常法に従って製造された C T A 粒子の拡大図である。

【図 5 5 B】常法に従って製造された C T A 粒子の拡大図である。

【図 5 6】先行技術の精製テレフタル酸 (P T A) 製造方法の簡略化した工程系統図である。

【図 5 7】発明の一実施態様に係る P T A 製造方法の簡略化した工程系統図である。

【図 5 8】気泡塔型酸化反応器の種々の運転パラメーターを集約する表である。

【 図 1 】

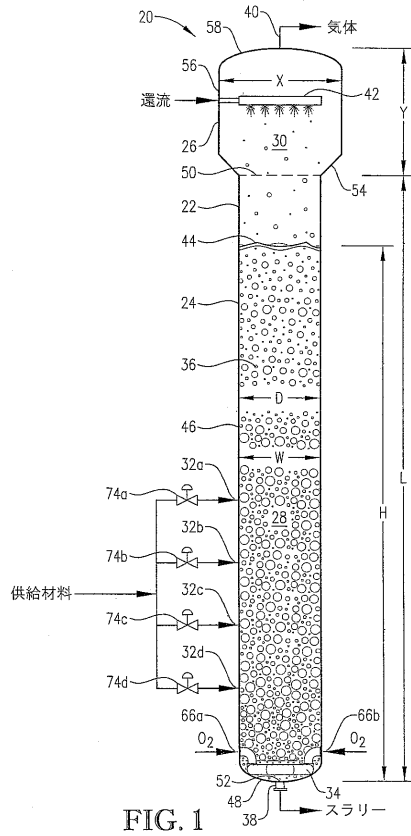


FIG. 1

【 図 2 】

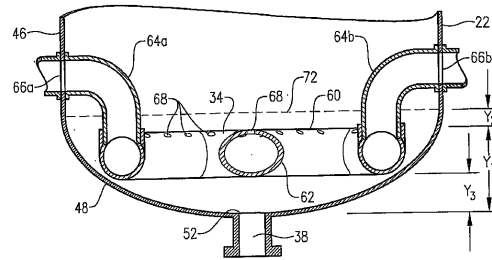


FIG. 2

【 図 3 】

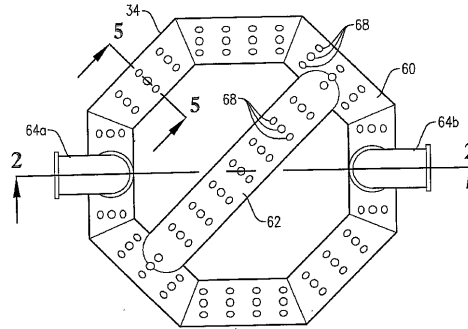


FIG. 3

【 図 4 】

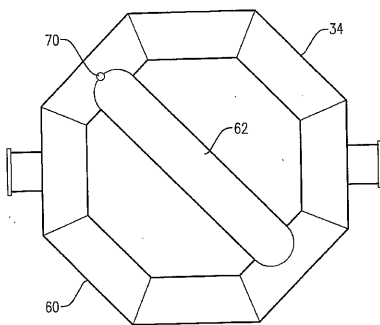


FIG. 4

【 図 5 】

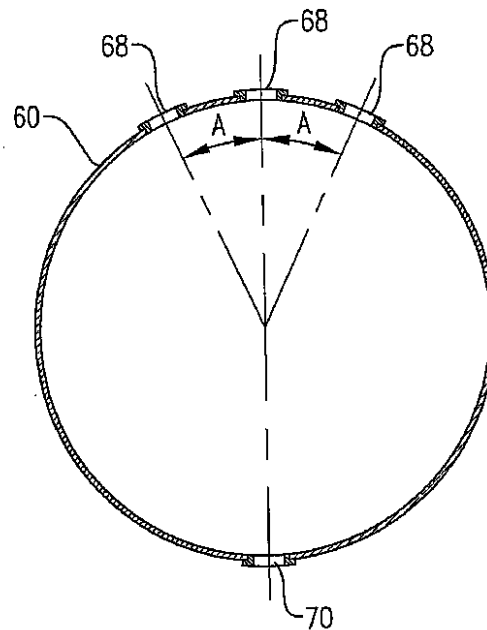


FIG. 5

【 図 6 】

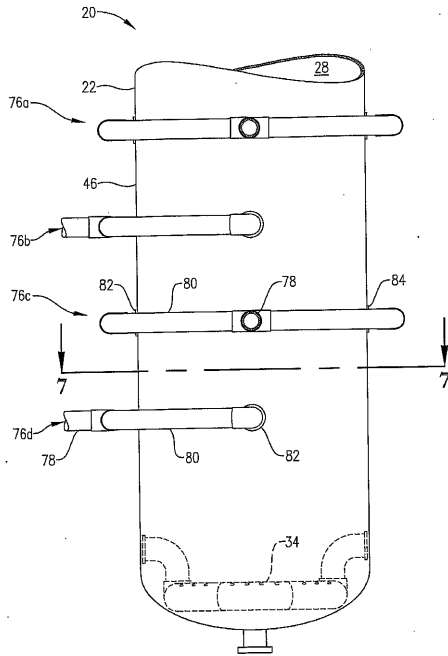


FIG. 6

【 図 7 】

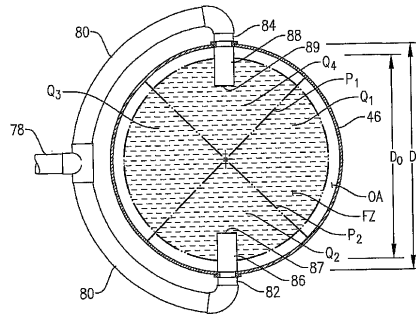


FIG. 7

【 図 8 】

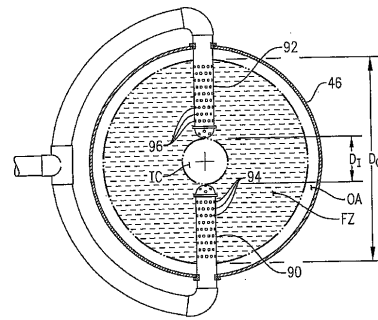


FIG. 8

【 図 9 】

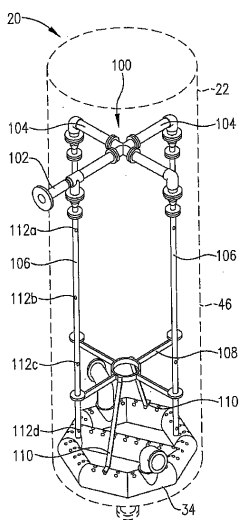


FIG. 9

【 図 10 】

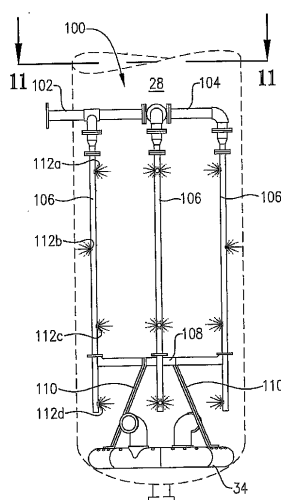


FIG. 10

【図 1 1】

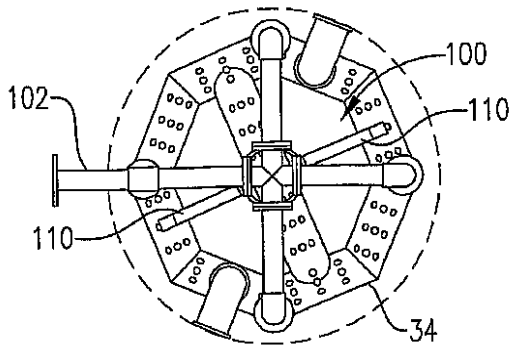


FIG. 11

【図 1 2】

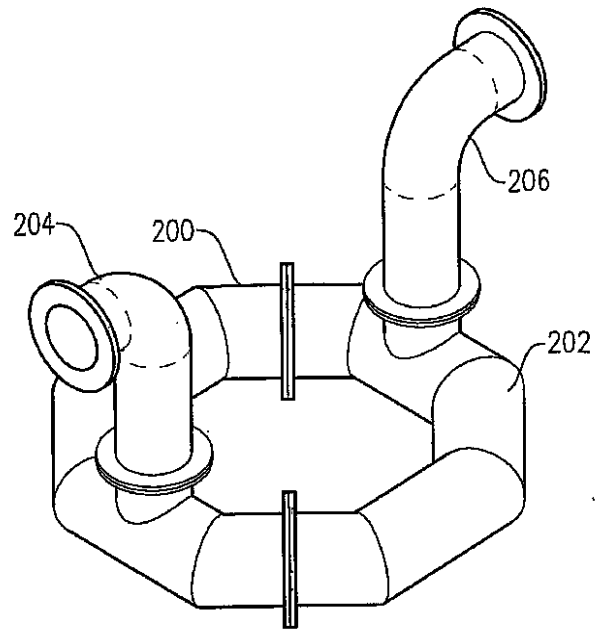


FIG. 12

【図 1 3】

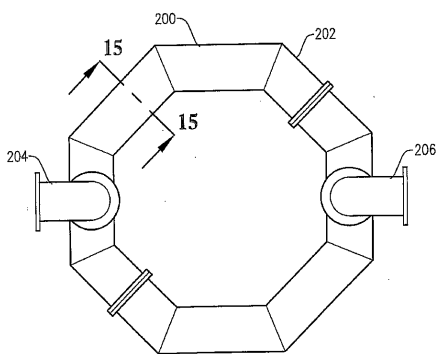


FIG. 13

【図 1 5】

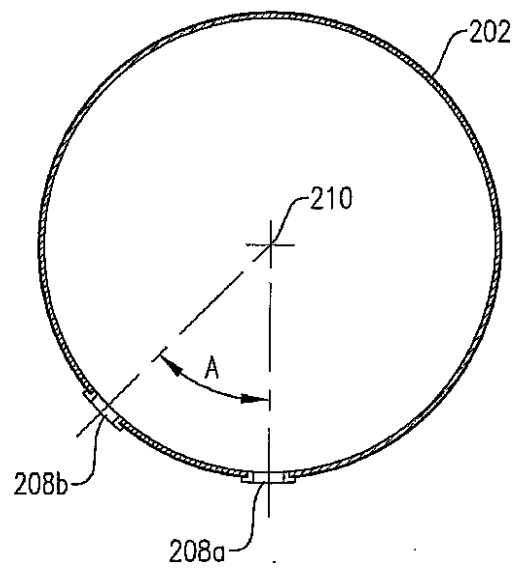


FIG. 15

【図 1 4】

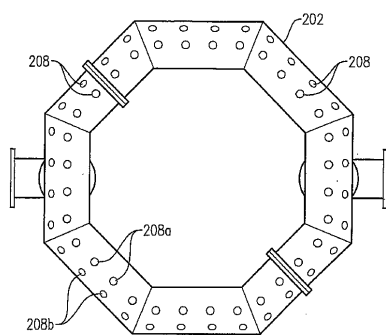


FIG. 14

【図 16】

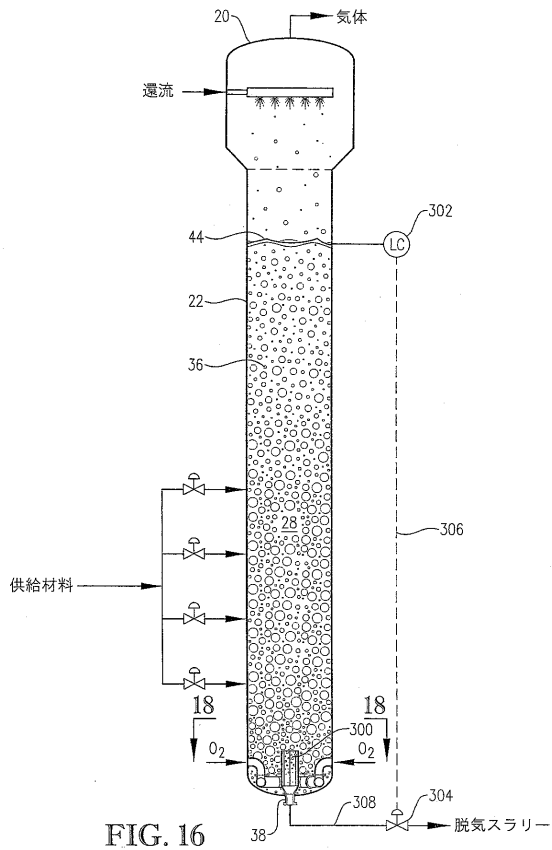


FIG. 16

【図 17】

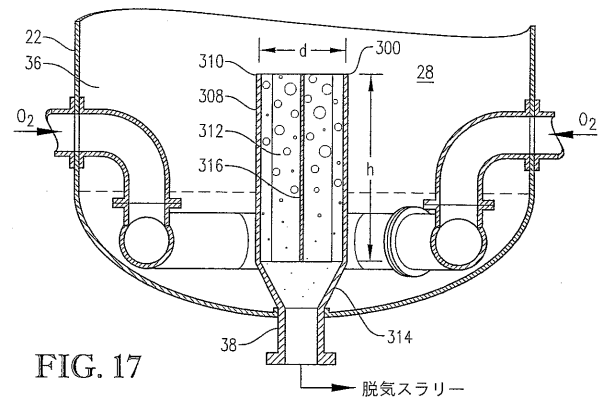


FIG. 17

【図 18】

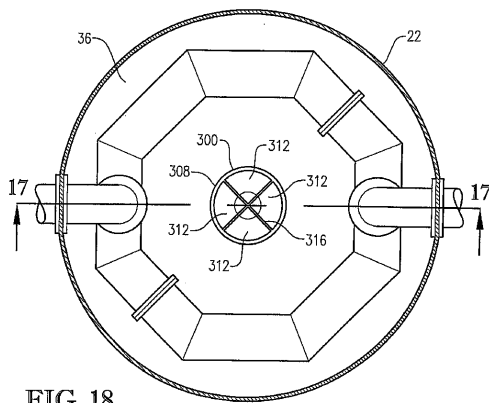


FIG. 18

【図 19】

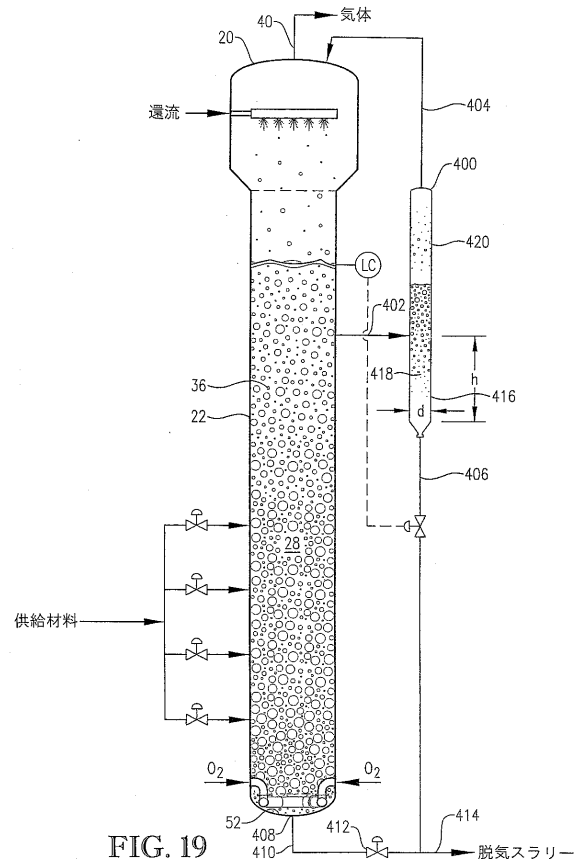
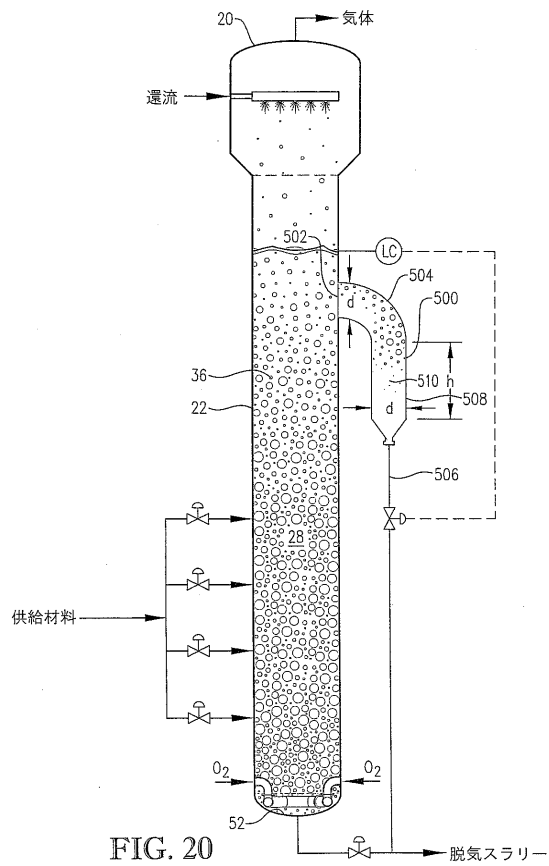
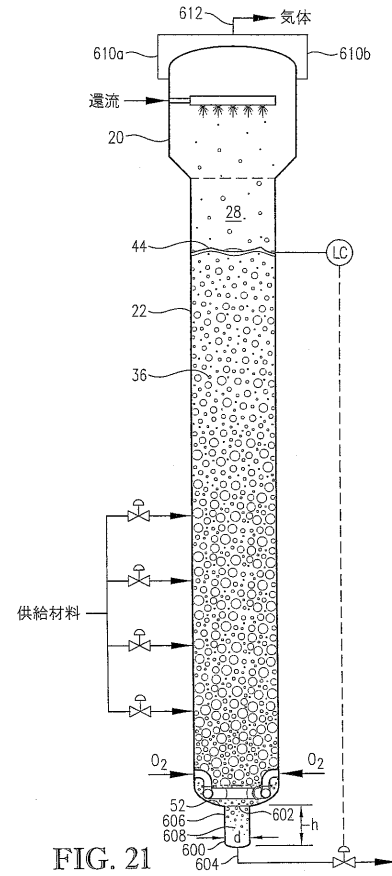


FIG. 19

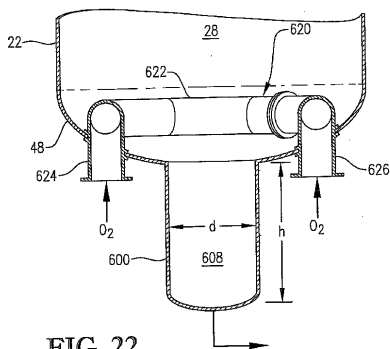
【図 20】



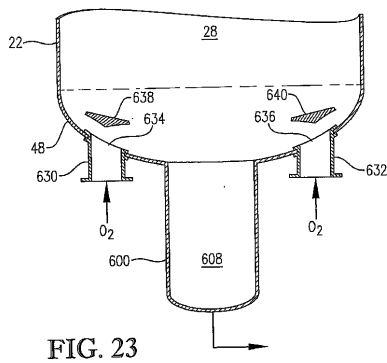
【図 21】



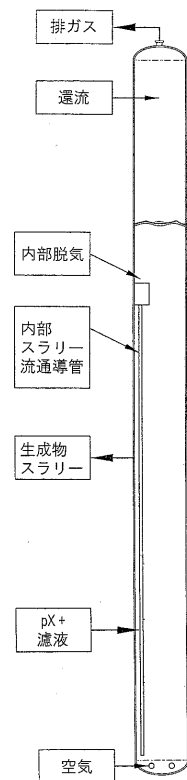
【図 22】



【図 23】



【図 24】



【図 25】

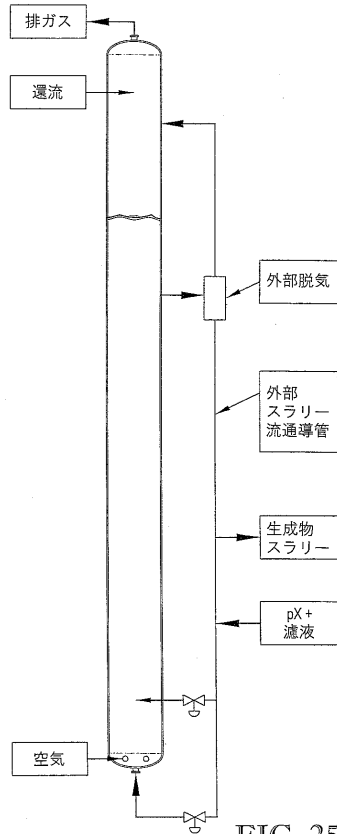


FIG. 25

【図 26】

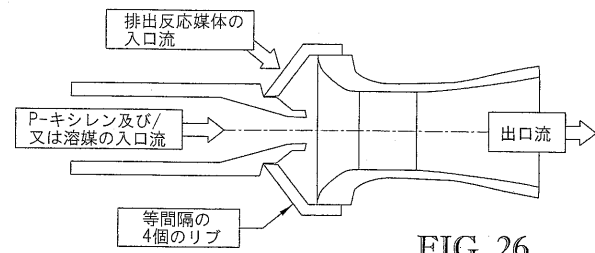


FIG. 26

【図 27】

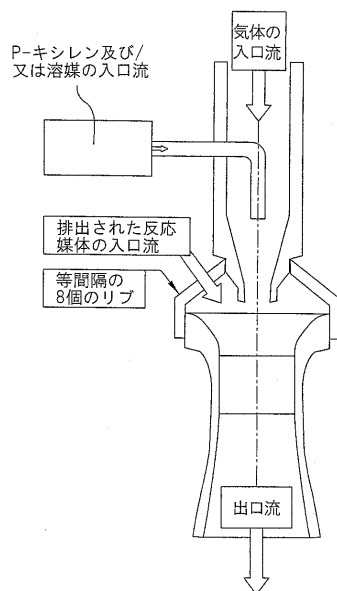


FIG. 27

【図 28】

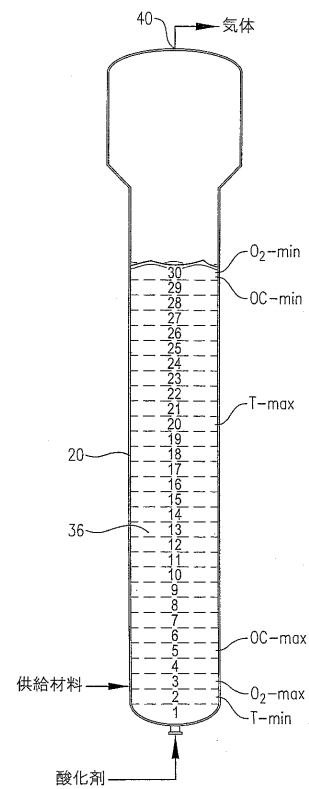


FIG. 28

【図 29】

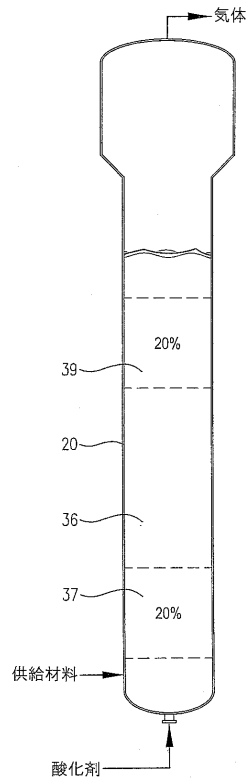


FIG. 29

【図 30】

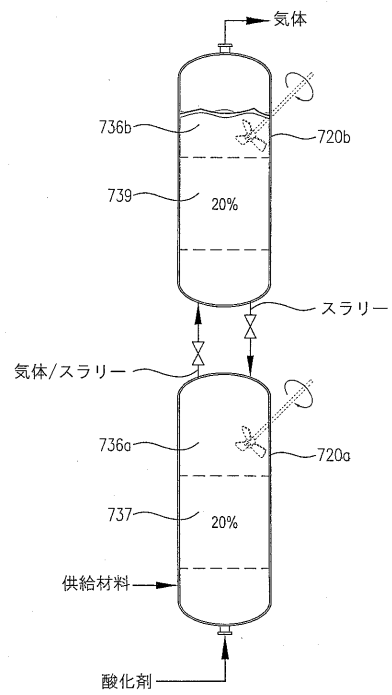


FIG. 30

【図 31】

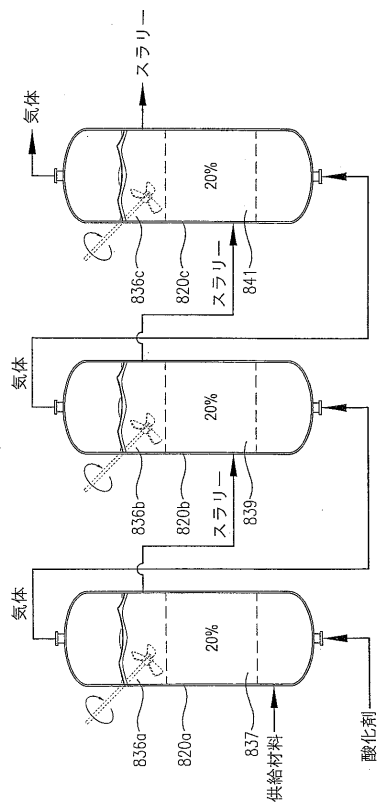


FIG. 31

【図 32】

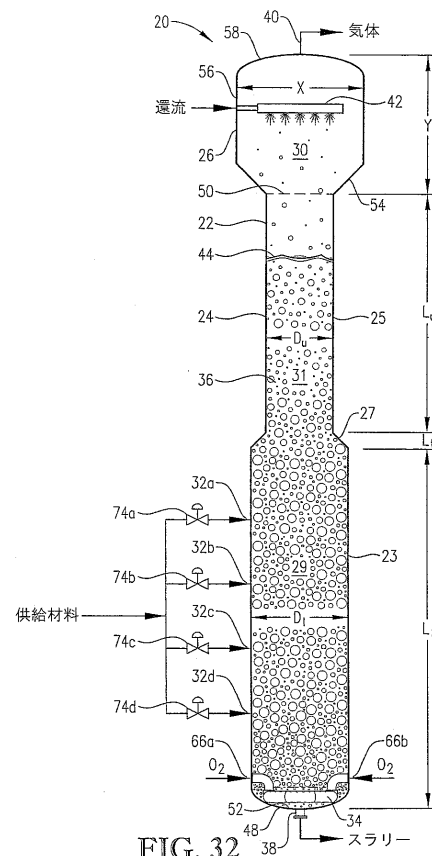


FIG. 32

【図 3 3】

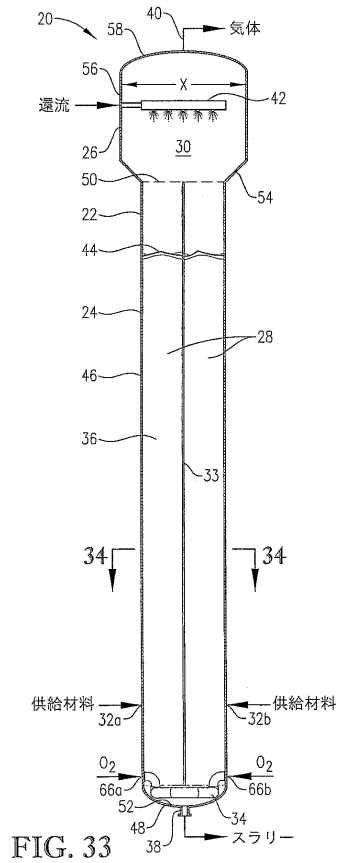


FIG. 33

【図 3 4】

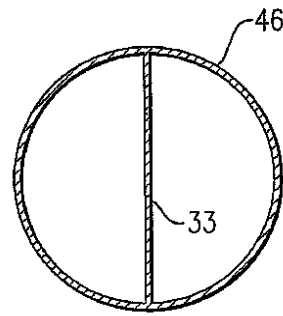


FIG. 34

【図 3 5】

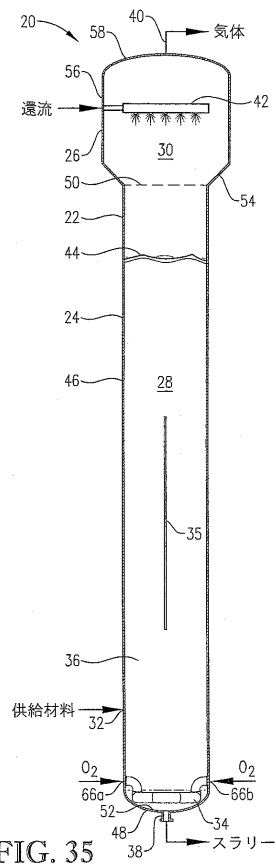


FIG. 35

【図 3 6】

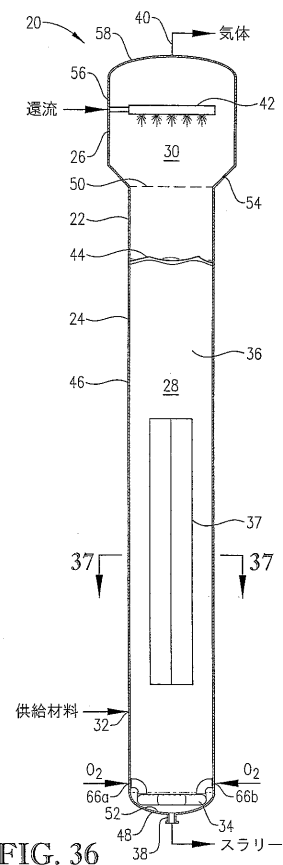


FIG. 36

【図 37】

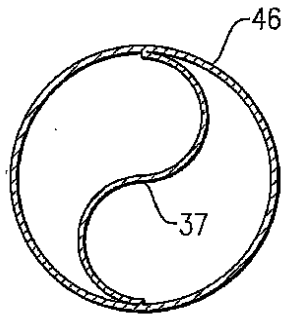


FIG. 37

【図 38】

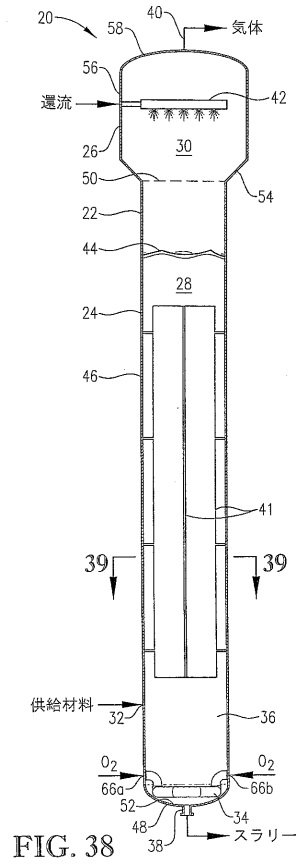


FIG. 38

【図 39】

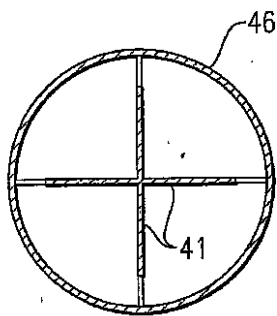


FIG. 39

【図 40】

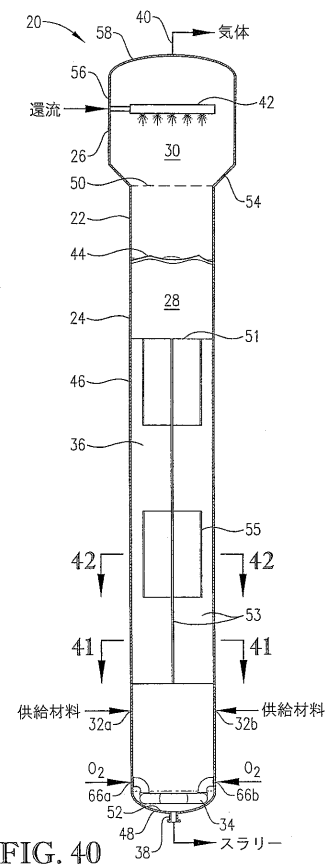


FIG. 40

【図 4 1】

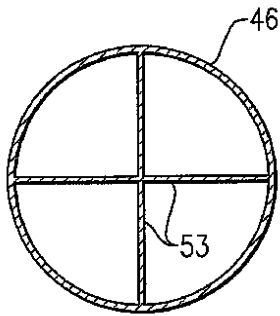


FIG. 41

【図 4 2】

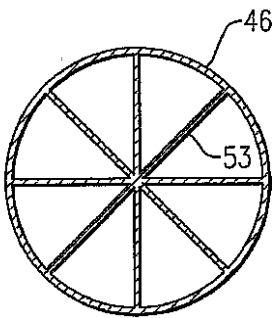


FIG. 42

【図 4 4】

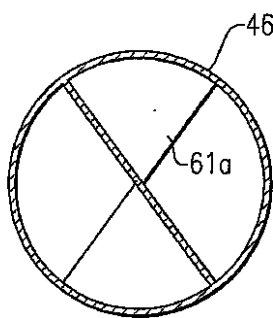


FIG. 44

【図 4 3】

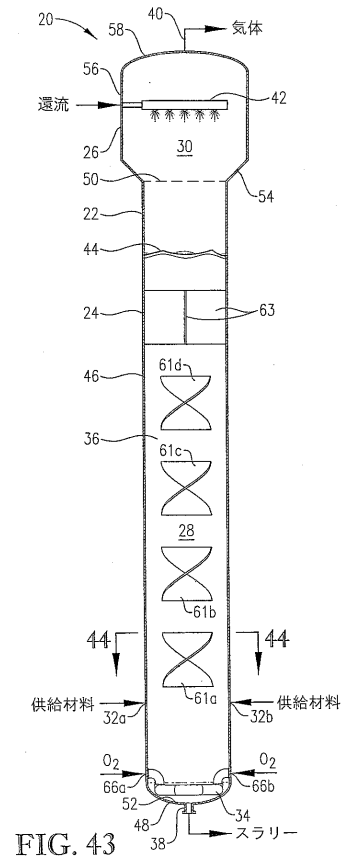


FIG. 43

【図 4 5】

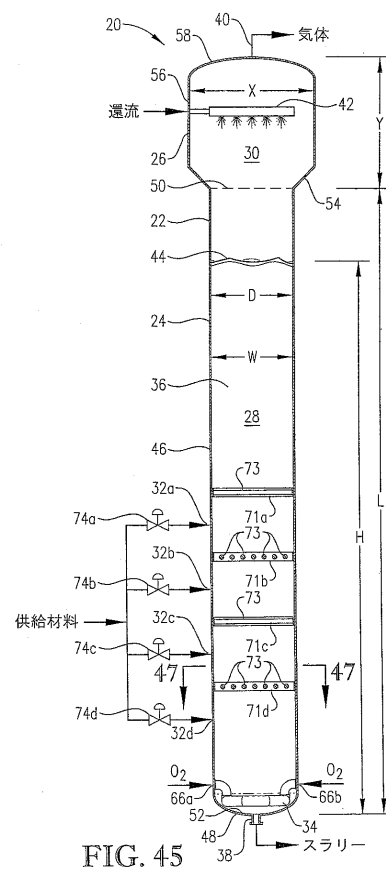


FIG. 45

【図 4 6】

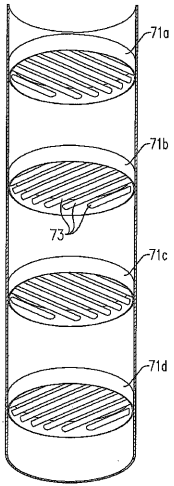


FIG. 46

【図 4 7】

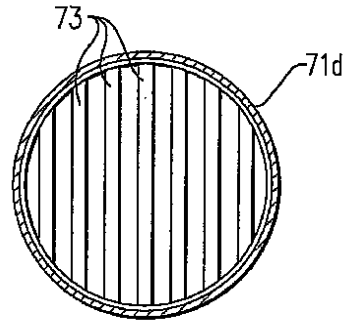


FIG. 47

【図 4 8】

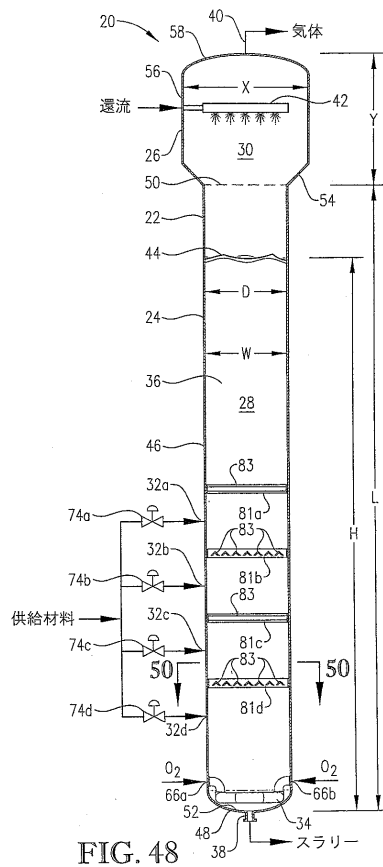


FIG. 48

【図 4 9】

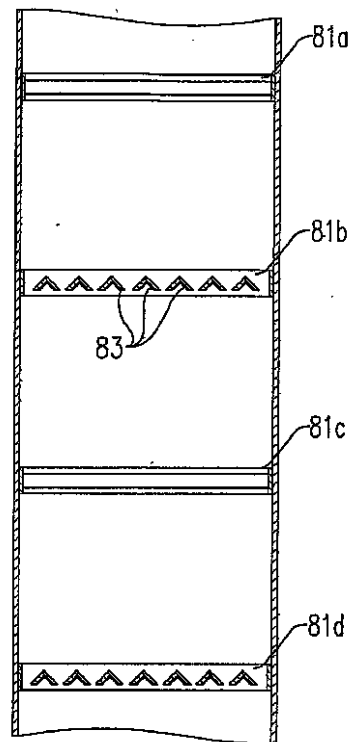


FIG. 49

【図 50】

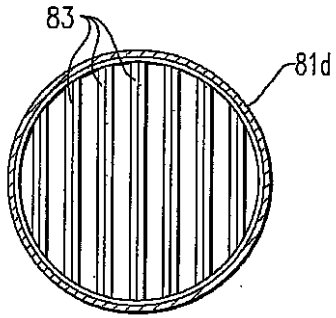


FIG. 50

【図 51】

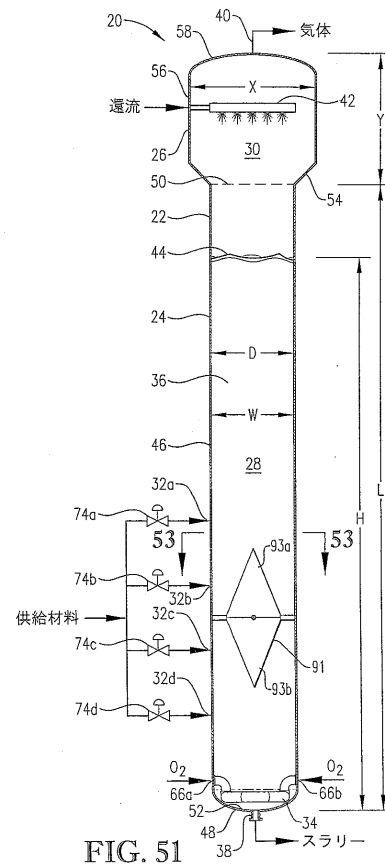


FIG. 51

【図 52】

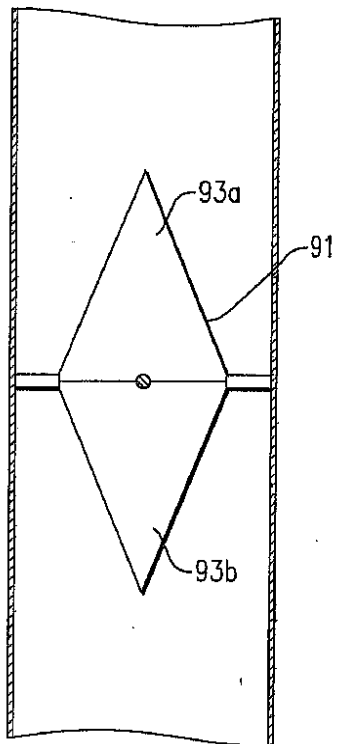


FIG. 52

【図 53】

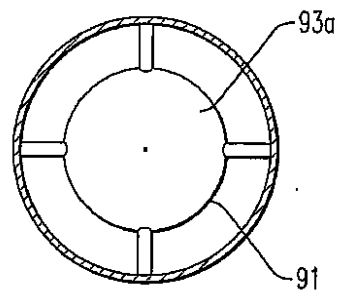


FIG. 53

【図 54 A】

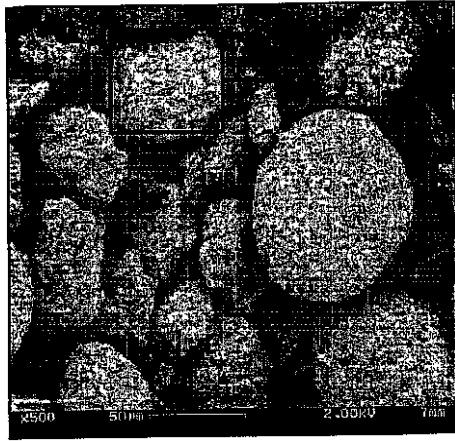


FIG. 54A

【図 54 B】

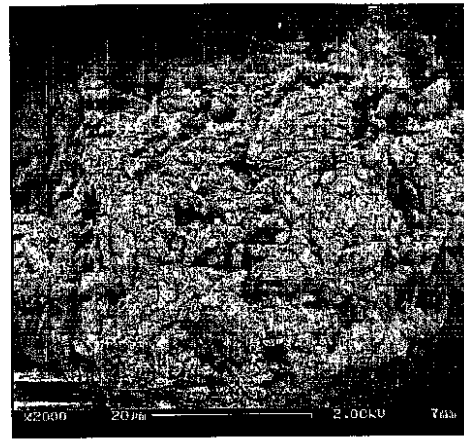


FIG. 54B

【図 55 A】

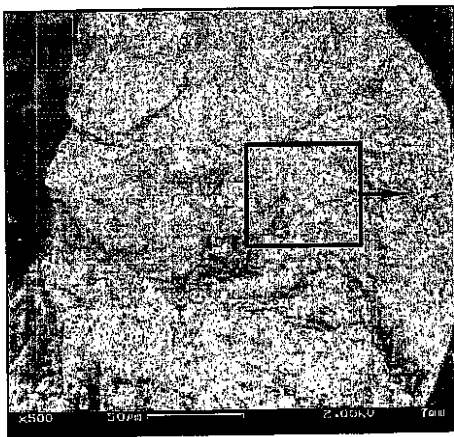


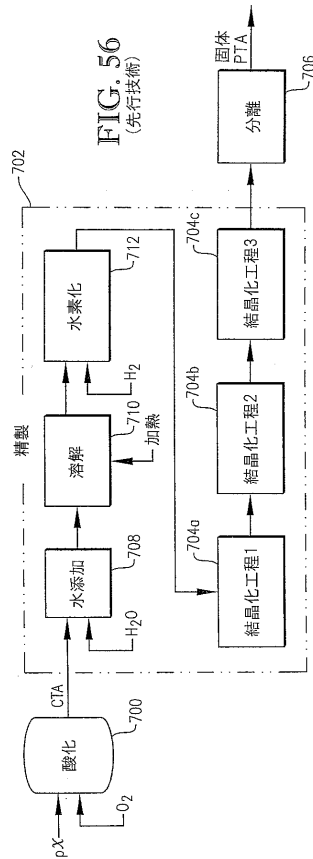
FIG. 55A

【図 55 B】

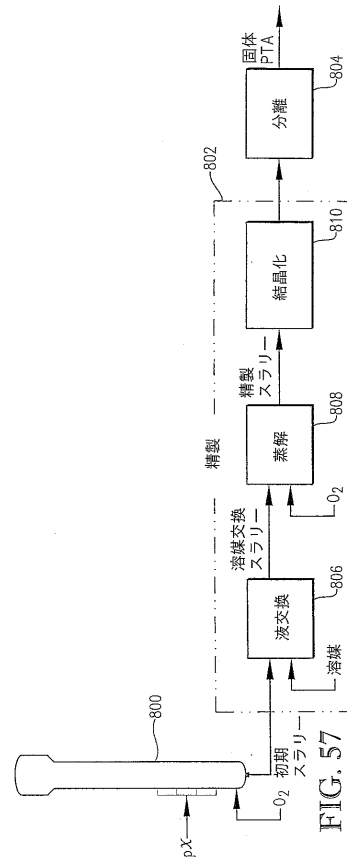


FIG. 55B

【図 5 6】



【図 5 7】



【図 5 8】

例	pX 供給材料, kg/時	注	D.W. (m)	#1に 対照 Ug	全高, (m)	L, (m)	L/D	H, (m)	H/W	媒体 容量, (m ³)	STR, kg/時 pX/ m ³ 媒体	スラリー 質量, (kg)	スラリー 質量/pX 流量(時)	塔圧 降下, (MPa)
1	7,000	既知の設計	2.44	1.0	33.2	32.6	13.4	25.6	10.5	118	59	59,000	8.3	0.12
2	49,000	先行技術スケール#1 (Ug L/Dによる)	6.46	1.0	88.0	86.3	13.4	67.8	10.5	2,200	22	1,100,000	22	0.33
3	49,000	先行技術スケール#1 (Ug STRによる)	6.46	1.0	35.2	33.6	5.2	26.1	4.0	828	59	410,000	8.3	0.13
4	49,000	#3+ 新規直立壁	6.46	1.0	35.2	33.6	5.2	26.3	4.1	828	59	410,000	8.3	0.13
5	49,000	#3+ 新規バツプル	6.46	1.0	35.2	33.6	5.2	26.1	4.0	828	59	410,000	8.3	0.13
6	49,000	より小さいD: より速い新規Ug	5.00	1.7	72.5	71.3	14.3	61.3	12.3	1,190	41	420,000	8.7	0.21
7	49,000	さらに速いUg	4.60	2.0	71.9	61.2	13.5	61.2	13.3	1,000	49	320,000	6.5	0.19
8	49,000	#7+ さらに高レベル	4.60	2.0	71.9	61.2	13.3	63.2	13.7	1,000	46	330,000	6.8	0.20
9	49,000	#7+極式供給	4.60	2.0	71.9	61.2	13.3	63.7	13.8	1,070	46	340,000	6.9	0.20
10	49,000	段階的Ug	-----	多数の直径(テキスト参照)	-----	-----	-----	-----	-----	1,080	45	400,000	8.1	0.20

Ug=反応媒体の中央高さにおける気相の空塔速度

FIG. 58

【国際調査報告】

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No.

PCT/US2005/030549

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER C07B33/00 C07C51/235		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C07B C07C B01J B01F		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used) EPO-Internal, WPI Data, PAJ, INSPEC		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	US 4 356 319 A (ROFFIA ET AL) 26 October 1982 (1982-10-26) column 1, lines 7-11,30 column 2, lines 24-26,43-47; claims 1,4; examples 1,4,6	1-31
Y	WO 2004/052820 A (EASTMAN CHEMICAL COMPANY) 24 June 2004 (2004-06-24) page 2, line 17 - page 3, line 3 page 3, lines 13-17 page 4, lines 7-10 page 9, lines 5-14 page 10, lines 10-22 page 12, lines 13-23 page 13, lines 6-8 page 16, line 20 - page 17, line 5; claims 10,20; examples	1-31
-/--		
<input checked="" type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of box C.		
<input checked="" type="checkbox"/> Patent family members are listed in annex.		
* Special categories of cited documents : *A* document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance *E* earlier document but published on or after the international filing date *L* document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) *O* document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means *P* document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed *T* later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention *X* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone *Y* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art. *Z* document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search		Date of mailing of the international search report
4 January 2006		20/01/2006
Name and mailing address of the ISA European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl, Fax (+31-70) 340-3016		Authorized officer Seelmann, M

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No
PCT/US2005/030549

G.(Continuation) DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	GB 1 555 246 A (STANDARD OIL CO) 7 November 1979 (1979-11-07) page 1, lines 8-14 page 2, lines 40-45, 55-63 page 3, lines 3-9, 53-61 page 4, lines 43-45 page 5, lines 9-13, 50-55 page 7, lines 45-47, 63-65 page 8, lines 1, 2 page 10, lines 28-39; claims 1, 2, 4	1-31
X	R. LEMOINE ET AL.: "Hydrodynamic and mass-transfer characteristics in organic liquid mixtures in a large-scale bubble column reactor for the toluene oxidation process" IND. ENG. CHEM. RES., vol. 43, 13 August 2004 (2004-08-13), pages 6195-6212, XP002361510 paragraph 3.2 on pages 6198-6199 paragraph 4.3 on page 6203-6204 page 6195 - page 6197, paragraph 1; figures 2, 8-10 paragraph 5. on page 6209 page 6208, left-hand column	1-3, 8-11, 13, 15-18, 21, 22
Y	C. MARETTO ET AL.: "Design and optimisation of a multi-stage bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis" CATALYSIS TODAY, vol. 66, 2001, pages 241-248, XP002361511 page 241 page 241, right-hand column, line 4 LAST page 243, left-hand column, line 2 page 246 - page 247; figures 4, 5	1-31
Y	H. DZIALLAS ET AL.: "Measurement of local phase holdups in two and three-phase bubble column" CHEM. ENG. TECHNOL., vol. 23, no. 10, 2000, pages 877-884, XP002361512 paragraph 2.2.1 on page 878 page 880, 2nd-3rd and last paragraphs page 882, "conclusions" page 877; figures 2, 3	1-31

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International Application No

PCT/US2005/030549

Patent document cited in search report		Publication date	Patent family member(s)	Publication date
US 4356319	A	26-10-1982	BE 887212 A1	23-07-1981
			BR 8100324 A	11-08-1981
			CA 1152481 A1	23-08-1983
			DE 3101672 A1	26-11-1981
			ES 8203323 A1	01-07-1982
			FR 2473903 A1	24-07-1981
			GB 2067563 A	30-07-1981
			IT 1129759 B	11-06-1986
			JP 56113346 A	07-09-1981
			NL 8100192 A	17-08-1981
			SU 1194260 A3	23-11-1985
WO 2004052820	A	24-06-2004	CA 2505976 A1	24-06-2004
GB 1555246	A	07-11-1979	BE 847474 A1	20-04-1977
			CA 1062279 A1	11-09-1979
			DE 2647698 A1	28-04-1977
			DK 477776 A	25-04-1977
			FR 2328688 A1	20-05-1977
			IT 1073924 B	17-04-1985
			JP 1367246 C	26-02-1987
			JP 52085136 A	15-07-1977
			JP 60048497 B	28-10-1985
			LU 76048 A1	31-05-1977
			NL 7611720 A	26-04-1977
			YU 260576 A1	31-05-1982

フロントページの続き

(51)Int.Cl.

F I

テーマコード(参考)

C 0 7 B 61/00 3 0 0

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

(72)発明者 パーティン, リー レイノルズ

アメリカ合衆国, テネシー 3 7 6 6 3, キングスポート, パートリッジ プレイス 1 0 1

(72)発明者 ストラッサー, ウェイン スコット

アメリカ合衆国, テネシー 3 7 6 6 0, キングスポート, バッキンガム コート 1 8 3 2

(72)発明者 デ フレーデ, マルセル

オランダ国, エヌエル - 2 9 9 3 ハーエー バレンドレヒト, ベーレハーフェン 6

F ターム(参考) 4G169 AA02 BC62A BC62B BC67A BC67B BD13A BD13B CB15 CB16

4H006 AA02 AC47 AD15 AD30 BA16 BA20 BA37 BB17 BC10 BC30

BC51 BD60 BD81 BD84 BE30 BJ50 BS30

4H039 CA65 CC30