(12) 特許協力条約に基づいて公開された国際出願

(19) 世界知的所有権機関
国際事務局

(43) 国際公開日
2014 年 12 月 11 日(11.12.2014)

WIPO | PCT

(10) 国際公開番号
WO 2014/196611 A1

(51) 国際特許分類:
B01D 1/28 (2006.01)

(21) 国際出願番号: PCT/JP2014/065007

(22) 国際出願日: 2014 年 6 月 5 日(05.06.2014)

(25) 国際出願の言語: 日本語

(26) 国際公開の言語: 日本語

(30) 優先権データ:
特願 2013-119333 2013 年 6 月 5 日(05.06.2013) JP

(71) 出願人: 大川原化工機株式会社 (OHKAWARA KAKOHKI CO., LTD.) [JP/JP]; 〒2240053 神奈川県横浜市都筑区池辺町３８４７番地 Kanagawa (JP). 国立大学法人東京大学 (THE UNIVERSITY OF TOKYO) [JP/JP]; 〒1138654 東京都文京区本郷七丁目３番１号 Tokyo (JP).

(72) 発明者: 大川原 正明(OHKAWARA, Masaaki); 〒2240053 神奈川県横浜市都筑区池辺町３８４７番地 大川原化工機株式会社内 Kanagawa (JP). 根本 源太郎(NEMOTO, Gentaro); 〒2240053 神奈川県横浜市都筑区池辺町３８４７番地 大川原化工機株式会社内 Kanagawa (JP). 甘蔗 寂樹(KANSHA, Yasuki); 〒1138654 東京都文京区本郷七丁目３番１号 国立大学法人東京大学内 Tokyo (JP). 堤 敦司(TSUTSUMI, Atsushi); 〒1138654 東京都文京区本郷七丁目３番１号 国立大学法人東京大学内 Tokyo (JP). 石束 真典(ISHIZUKA, Masanori); 〒1138654 東京都文京区本郷七丁目３番１号 国立大学法人東京大学内 Tokyo (JP). 水野 寛之(MIZUNO, Hiroyuki); 〒1138654 東京都文京区本郷七丁目３番１号 国立大学法人東京大学内 Tokyo (JP).

(74) 代理人: 渡邉 一平(WATANABE, Kazuhira); 〒1110053 東京都台東区浅草橋３丁目２０番１８号 第８菊星タワービル２, ３階 Tokyo (JP).

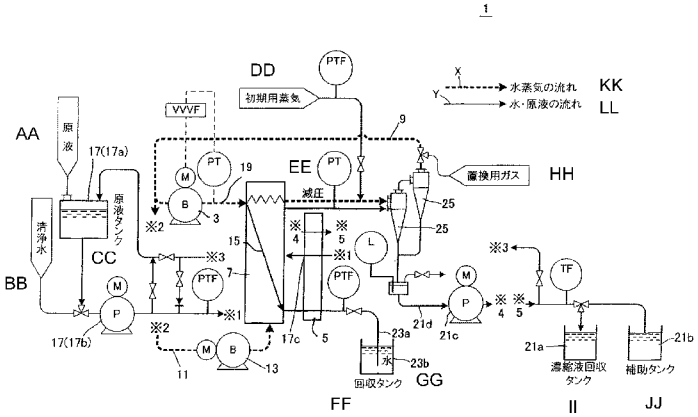
(81) 指定国 (表示のない限り、全ての種類の国内保護が可能): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JP, KE, KG, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) 指定国 (表示のない限り、全ての種類の広域保護が可能): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), ユーラシ

[続葉有]

(54) **Title**: CONCENTRATION DEVICE AND CONCENTRATION METHOD

(54) 発明の名称 : 濃縮装置および濃縮方法



AA Stock solution
BB Clean water
CC Stock-solution tank
DD Initial steam
EE Decompression
FF Recovery tank
GG Water
HH Replacement gas
II Concentrated-liquid recovery tank
JJ Auxiliary tank
KK Water vapor flow
LL Water and stock solution flow

(57) **Abstract**: Provided are a concentration device and concentration method capable of reducing energy use to half or less compared with the conventional multi-stage flash method. Specifically, by using a three-phase fluidized bed, the concentration device and concentration method make highly heat-efficient operation possible, make scaling prevention on a heat-transmitting surface possible, and make operation when the stock-solution concentration is high possible. This concentration device (1) for concentrating a stock solution is equipped with: a steam re-compressor (3) capable of producing pressurized steam by pressurizing steam; a first heat exchanger (5) capable of exchanging heat between the amount of liquid sensible heat in the stock solution to be concentrated, the amount of liquid sensible heat after the pressurized steam is condensed, and the amount of sensible heat in the concentrated liquid obtained by concentrating the stock solution; a second heat exchanger (7) capable of concentrating the stock solution and capable of exchanging heat between the amount of heat in the pressurized steam, the amount of latent heat caused by vaporization of the stock solution, and the amount of sensible heat in the steam obtained by vaporizing the stock solution; a stock-solution supply means (17); a steam supply means (19); a first discharge means (21); a water-droplet separation means (25); and a second discharge means (23).

(57) 要約:

[続葉有]

WO 2014/196611 A1

ア (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), ヨーロッパ (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

添付公開書類:

— 国際調査報告（条約第 21 条(3)）

従来の多重フラッシュ方式と比較して投入するエネルギーを半分以下にできる、濃縮装置および濃縮方法を提供する。特に、三相流動層を用いることで、熱効率の高い運転が可能で、伝熱面のスケーリング防止が可能となり、原液濃度が高濃度でも運転操作が可能な、濃縮装置および濃縮方法を提供する。蒸気を加圧した加圧蒸気を発生可能な蒸気再圧縮機３と、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量とを交換可能である、第１熱交換器５と、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量とを交換可能であり、且つ、原液を濃縮可能である第２熱交換器７と、原液供給手段１７、蒸気供給手段１９、第１排出手段２１、水滴分離手段２５、第２排出手段２３とを備え、原液を濃縮する濃縮装置１。

明　細　書

発明の名称 ： 濃縮装置および濃縮方法

技術分野

[0001] 本発明は、濃縮装置に関するものである。特に、食品、製剤、製薬分野における濃縮プロセスに用いることのできる濃縮装置に関するものである。

背景技術

[0002] 食品、製剤、製薬分野における濃縮プロセスにおいては、従来から多重効用方式が用いられている。しかし、エネルギー効率の面で改善の余地がある。

[0003] また、再圧縮方式は古くから提唱されている方式ではあるが、システムとしては完成しておらず、広く普及するには至っていない。これは、再圧縮方式にて使用するコンプレッサーが、装置全体に対して高価である等の理由である。また、その他の理由としては、スケーリングによる有効な伝熱面積の確保が難しいこと、制御機器の追随性の問題があったこと、伝熱面積の清浄度が保障される装置がなかったこと、工学的な検討が不十分であったこと等が挙げられる。

[0004] このような従来技術に関連して、省エネルギー効果を実現することを目的とした加熱モジュールが提案されている（特許文献１）。この加熱モジュールは、膨張機によって入力流体を膨張させることにより、入力流体を降温させるものである。そして、この降温させるときに、膨張機により、仕事としてエネルギーを回収することができる加熱エネルギーとして構成されている。

[0005] さらに、上記特許文献１には、入力流体と出力流体との間で熱交換を行う「第１熱交換器」と、入力流体及び出力流体の一方を圧縮させて昇温させる「第１圧縮機」と、入力流体を膨張させることによって降温させる膨張機と、を備える、「加熱モジュール」が記載されている。この特許文献１の「加熱モジュール」では、省エネルギー効果が高めることを、目的とする。

[0006] 同様に、従来技術に関連して、分離プロセスモジュールが提案され、高い省エネルギー効果を得られるとしている（特許文献２）。すなわち、この特許文献２の分離プロセスモジュールによれば、第１熱交換器において、合流路を流れる入力流体が、第１圧縮機によって圧縮された第１出力流体によって昇温される。また、第２熱交換器において、第１分岐路を流れる入力流体が、第１熱交換器を通過した第１出力流体によって昇温される。また、第３熱交換器において、第２分岐路を流れる入力流体が、第２出力流体によって昇温される。このような構成により、第１圧縮機によって第１出力流体を圧縮する際に所定エネルギーの仕事が必要になるが、合流路を流れる入力流体を別途ボイラー等の加熱炉で加熱する必要は殆ど無くなる、としている。

[0007] さらに、上記特許文献２には、第１成分及び第２成分を含む入力流体を、第１成分を含む第１出力流体と、第２成分を含む第２出力流体とに分離する「分離器」と、当該分離器から出力された第１出力流体を圧縮することによって昇温させる「第１圧縮機」と、を備える「分離プロセスモジュール」が記載されている。さらに、上記「分離プロセスモジュール」は、第１熱交換器、第２熱交換器、第３熱交換器を備えている。この特許文献２の「分離プロセスモジュール」では、省エネルギー効果が高めることを、目的とする。

先行技術文献

特許文献

[0008] 特許文献1：特開２０１０－３６０５６号公報

特許文献2：特開２０１０－３６０５７号公報

発明の概要

発明が解決しようとする課題

[0009] 特許文献１及び２では、エネルギー効率を向上させる点では評価し得るものであるが、食品、製剤、製薬分野の原液を濃縮処理するものに適していない。たとえば、上記特許文献１及び２では、原液を濃縮処理する際に、当該原液の濃縮が進行する際の性状変化から生じる問題により、定常運転を継続

する事などの運転上の問題においては、対応し難いものである。

[0010] さらに、特許文献１及び２では、食品・医薬品を始めとする濃縮前の原液が濃縮する際に析出するスケーリングにより、伝熱管の表面に付着し、伝熱効率の低下から熱交換の効率が減少するなどの問題も解消し難い。

[0011] 本発明は、上記問題点を解決すべくなされたものであり、従来の加熱方式と比較して投入するエネルギーを劇的に減少できる、蒸発法による濃縮装置および濃縮方法を提供する。特に、三相流動層を用いることで、熱効率の高い運転が可能で、伝熱面のスケーリング防止が可能となり、原液濃度が高濃度の状態となっても運転操作が可能な、蒸発法による濃縮装置および濃縮方法を提供する。

課題を解決するための手段

[0012] 本発明により、以下の濃縮装置および濃縮方法が提供される。

[0013] ［１］ 蒸気を加圧した加圧蒸気を発生可能な蒸気再圧縮機と、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、前記原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量とを交換可能である、第１熱交換器と、前記加圧蒸気の熱量と、前記原液の蒸発潜熱の熱量、及び前記原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量とを交換可能であり、且つ、前記原液を濃縮可能である第２熱交換器と、前記原液を前記第１熱交換器へ供給するとともに、更に、前記第１熱交換器から前記第２熱交換器へ供給する原液供給手段と、前記原液から蒸発した蒸気を前記第２熱交換器に供給する蒸気供給手段と、前記原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する第１排出手段と、前記第２熱交換器より流出した、前記原液より蒸発した前記蒸気中に混入した水滴を分離する水滴分離手段と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する第２排出手段と、を備え、前記原液を濃縮する濃縮装置。

[0014] ［２］ 前記蒸気再圧縮機は、前記蒸気を再圧縮して熱量を増加可能である［１］に記載の濃縮装置。

[0015] ［３］ 前記蒸気再圧縮機により、濃縮に必要な全熱量を生成する［１］又は［２］に記載の濃縮装置。

[0016] ［４］　前記第２熱交換器が、三相流動層である［１］～［３］のいずれかに記載の濃縮装置。

[0017] ［５］　前記第２熱交換器は、前記原料を濃縮させるための伝熱領域を備え、前記伝熱領域の伝熱面積は、変更可能に形成される［１］～［４］のいずれかに記載の濃縮装置。

[0018] ［６］　前記原液を濃縮させて、得られた濃縮原液を、前記第２熱交換器及び前記第１熱交換器のいずれか１つに、再送させる再送手段を有する［１］～［５］のいずれかに記載の濃縮装置。

[0019] ［７］　前記第２熱交換器の経路に、蒸気を循環させる循環ラインを備える蒸気循環手段を、更に備える［１］～［６］のいずれかに記載の濃縮装置。

[0020] ［８］　蒸気を加圧した加圧蒸気を発生させる加圧蒸気発生工程と、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、前記原液が濃縮された濃縮液の顕熱の熱量を交換する、第１熱交換工程と、前記加圧蒸気の熱量と、前記原液の蒸発潜熱の熱量と、前記原液から蒸発した蒸気顕熱を交換可能であり、且つ、前記原液を濃縮可能である第２熱交換工程と、を有し、前記原液を前記第１熱交換工程へ供給するとともに、更に、前記第１熱交換工程から前記第２熱交換工程へ供給する原液供給工程と、前記原液から蒸発した蒸気を前記第２熱交換工程に供給する蒸気供給工程と、前記原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する第１排出工程と、前記第２熱交換工程より流出した、前記原液より蒸発した前記蒸気中に混入した水滴を分離する水滴分離工程と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する第２排出工程と、を有し、前記原液を濃縮する濃縮方法。

[0021] ［９］　前記第２熱交換工程に蒸気を循環させる蒸気循環工程を有する［８］に記載の濃縮方法。

発明の効果

[0022] 本発明の濃縮装置および濃縮方法では、原液の濃縮操作において顕熱同士、潜熱同士を対にして熱交換することで効率よく濃縮操作を行うことができ、従来の加熱方式と比べて投入するエネルギーを七分の一以下にすることが

可能な濃縮装置および濃縮方法を提供できる。本発明では濃縮操作が進行するに従い、濃縮された原液の性状、熱交換の条件が変化するが安定的にかつ省エネルギーとした運転が行えることを特長としている。特に、三相流動層を用いることで、熱効率の高い運転が可能、エネルギー効率を向上させることができ、スチームコンプレッサーや蒸気圧縮ブロワなどの蒸気圧縮機を用いた蒸気再圧縮技術により濃縮操作を行うことができる、濃縮装置および濃縮方法を提供できる。

図面の簡単な説明

[0023] [図1]本発明の濃縮装置の模式図である。

発明を実施するための形態

[0024] 以下、本発明の濃縮装置について具体的に説明する。但し、本発明はその発明特定事項を備える濃縮装置を広く包含するものであり、以下の実施形態に限定されるものではない。

[0025] ［１］本発明における濃縮装置：

本発明における濃縮装置は、概ね、蒸気再圧縮機、第１熱交換器、第２熱交換器、原液供給手段、蒸気供給手段、第１排出手段、水滴分離手段、第２排出手段を備え、原液を濃縮する濃縮装置として構成される。上記「蒸気再圧縮機」は、蒸気を加圧した加圧蒸気を発生可能である。上記「第１熱交換器」は、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量とを交換可能であり、濃縮の対象となる原液を昇温させる。上記「第２熱交換器」は、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量とを交換可能であり、且つ、原液を濃縮可能である。上記「原液供給手段」は、原液を第１熱交換器へ供給するとともに、更に、第１熱交換器から第２熱交換器へ供給する手段である。上記「蒸気供給手段」は、原液から蒸発した蒸気を第２熱交換器に供給する手段である。上記「第１排出手段」は、原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する手段である。上記「水滴分離手段」は、第２熱交換器より流出した、原液より蒸発した蒸気中に混入した

水滴を分離する手段である。上記「第２排出手段」は、加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する手段である。

[0026] 上記のように濃縮装置が構成されることにより、本発明の濃縮装置では、コンプレッサーや蒸気圧縮ブロワなどの蒸気再圧縮機を用いた自己熱再生技術により濃縮操作を行える。さらに、本発明の濃縮装置では、濃縮・蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することにより、高効率の濃縮操作を実現できる。また、熱交換に必要な温度差のみが動力として必要なエネルギーとなるため、本発明の濃縮装置を用いた濃縮処理では、加熱操作を新たに必要とせずとも、濃縮処理を行うことを可能とする。本発明では濃縮操作の進行に伴う原液性状の変化に対応し、熱交換面におけるスケーリングの抑制が可能となるため安定的に、かつ従来と比較し高濃度での濃縮操作が可能となり、省エネルギー性の高い運転が可能となる。

[0027] ［１－１］蒸気再圧縮機：

本発明における蒸気再圧縮機（圧縮機）は、蒸気を加圧して加圧蒸気を発生させるものである。すなわち、蒸気再圧縮機は、濃縮装置の経路内に供給された蒸気を再圧縮するために用いられる。このような蒸気再圧縮機としては、たとえば、コンプレッサーや蒸気圧縮ブロワ等を挙げることができる。たとえば、蒸気対応のコンプレッサー（スチームコンプレッサー）を使用することにより、コンプレッサーをインバータで制御する際に生じる圧力等の変動に対しても、良好な追従性を確保することができる。さらに、スチームコンプレッサーを用いた自己熱再生技術による濃縮操作を行えるため、エネルギー効率を向上させることができる。

[0028] 蒸気再圧縮機が圧縮して加圧する蒸気は、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気が好ましい。また、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気とは別に、濃縮装置内に導入した蒸気を利用しても良いが、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気を処理工程中で使用することが好ましい。ただし、上記蒸気は、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気の割合が多いほど、エネルギー効率をより向上させることができるので、上記蒸気は、原液を蒸発させる過程で発

生した蒸気が多いことがより好ましい。

[0029] なお、濃縮装置の起動時から、原液の濃縮処理を行う定常運転に移行するまでの間は、ボイラーなどの蒸気発生手段により装置内部へ蒸気を供給し、濃縮装置の経路内に余熱を持たせることが好ましい。

[0030] 上記「蒸気再圧縮機」は、上記「蒸気」を再圧縮して熱量を増加可能であることが好ましい。蒸気再圧縮機によって加圧蒸気に熱交換温度差分の熱量を増加させて、増加させた熱量と、濃縮装置内における、濃縮の対象となる原液の熱量を交換することで、エネルギー効率を向上させるためである。

[0031] さらに、上記「蒸気再圧縮機」により、濃縮の対象となる原液の、濃縮処理に必要な全熱量を生成することが好ましい。このように構成されることにより、エネルギー効率を最大限高めることができる。

[0032] ［１－２］第１熱交換器：

本発明における「第１熱交換器」は、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体の顕熱の熱量、及び原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱、の両方の熱量とを交換可能に構成されている。すなわち、濃縮装置への「原液の供給」から、濃縮装置からの「濃縮液」、及び「加圧蒸気が凝縮した後の液体」の排出までの経路における、顕熱を交換するために設けられる。

[0033] このように「第１熱交換器」が構成されることにより、後述する「第２熱交換器」と合わせて、原液を濃縮させて濃縮液を得る際の蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することができる。そのため、高効率の熱交換操作を実現できる。さらに、原液を濃縮させて濃縮液を得る際の蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することができると、蒸気圧縮機の動力のみで熱交換に必要な温度差分のエネルギーを賄うことが可能となる。そのため、本プロセスにおいては、加熱操作を一切使用しないことが可能となる。第一熱交換器を設ける事で排出される濃縮液、分離された水の顕熱を回収でき、排出される際に別途冷却装置を設置する必要がなくなる。

[0034] なお、図１においては、「第１熱交換器」は、一つの装置として記載されているが、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量に対して、加圧蒸気が凝縮した後の液体の顕熱の熱量、及び原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量を熱交換するため、それぞれ独立した熱交換器を用いても良い。

[0035] ［１－３］第２熱交換器：

本発明における「第２熱交換器」は、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量とを交換可能であり、且つ、原液を濃縮可能である。このように「第２熱交換器」が構成されることにより、上記「第１熱交換器」と合わせて、原液を濃縮させて濃縮液を得る際の蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することができる。そのため、高効率の熱交換操作を実現できる。さらに、原液を濃縮させて濃縮液を得る際の蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することができると、蒸気圧縮機の動力のみで熱交換に必要な温度差分のエネルギーを賄うことが可能となる。そのため、本プロセスにおいては、加熱操作を一切使用しないことが可能となる。

[0036] 例えば、図１に示されるように、「原液」が、原液供給手段１７を構成する「原液タンク１７ａ」に貯蔵され、所定量をポンプＰで、「第１熱交換器５」に液送されるように構成された「濃縮装置１」を挙げることができる。上記「濃縮装置１」では、更に、上記「第１熱交換器５」で、昇温された「原液」を、原液供給手段１７を構成する「原液供給管１７ｃ」を経由して、「第２熱交換器７」に液送されるように構成されている。さらに、「第２熱交換器７」から、第１熱交換器５を経由して、濃縮液を外部へ排出するための「第１排出手段２１」である、第１排出管２１ｄと接続されている。定常運転時には、濃縮された原液は濃縮液回収タンク２１ａに回収されるが、装置立ち上げ時、装置停止時には、回収される原液の濃度、純度が低い可能性があるので、定常運転に移行するまでの間は、補助タンク２１ｂに回収する。さらに、「第２熱交換器７」には、「加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出するための「第２排出手段２３」である、第２排出管等と接続されている。

「第２熱交換器７」から、水滴・飛沫を含む蒸気がセパレーター２５に導入され、蒸気中に含まれる水滴・飛沫が分離される。なお、セパレーターは図１においては２段に設置した例を示してあるが、十分水滴・飛沫を分離できる状態であれば１段でも構わない。ここで分離された水滴・飛沫は第１排出管２１ｄを経由して濃縮液回収タンク２１ａに回収される。水滴・飛沫が分離された蒸気は、第１循環ライン９を経由して、圧縮機３、ブロワ１３へ導入される。装置が定常運転に移行するまでの立ち上げ状態では、装置内部が外気の状態となっているため、初期置換用蒸気をセパレーター前より導入し、装置内部を蒸気に置換した後に定常運転に移行する。

[0037] 本発明における上記の「第２熱交換器」の形状は、例えばプレート式熱交換器とすることが出来る。プレート式熱交換器は、プレートの枚数を変更することで、容易に伝熱面積を変更することが可能であり、運転条件によって伝熱面積の変更の必要がある場合において好適である。

[0038] さらに、上記「第２熱交換器」が、三相流動層であることが好ましい。三相流動層は固相（ガラスビーズなどの流動媒体または析出物）、気相（蒸気）、液相（原液）が流動する流動層である。上記「第２熱交換器」が、三相流動層であると、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量との交換を効率良く行うことができ、確実に原液を濃縮することができる。さらに、内部の原液の濃縮操作を進行させる際において流動させることにより熱交換面の清浄度が保たれ、濃縮液が高濃度まで濃縮された条件においても安定的に、熱交換面へのスケーリングによる熱効率の低下などを抑制できる。

[0039] 上記「三相流動層」としては、例えば、図１に示されるように、第１熱交換器５と、原液供給手段１７、蒸気供給手段１９、排出手段２１で接続された三相流動層１５を挙げることができる。さらに、三相流動層７の内部には伝熱領域に、伝熱管１５が配置されている。

[0040] 上記「三相流動層７」は、円筒の軸方向が鉛直方向となるように設置され、円筒状に形成されている。「三相流動層７」が、円筒状に形成されること

により、「三相流動層７」の内部で、加圧蒸気の熱量と、濃縮の対象となる原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量の交換が十分に行われ、温度ムラを生じ難くさせることができる。すなわち、温度ムラによる品質低下が生じ難く、高品質の製品を得ることができる。

[0041] 上記「三相流動層７」は金属製からなる。金属製であると、温度ムラを生じ難くさせることができる。そのため、昇温及び降温の制御を容易にでき、且つ、短時間で処理を行うことができる。さらに、熱効率を向上させることでき、ランニングコストを低減することができる。

[0042] 上記金属としては、ＳＵＳ３０４、ＳＵＳ３１６（Ｌ）、ＳＵＳ３１０Ｓ、チタン、ハステロイ（登録商標）、インコネル（ＩＮＣＯＮＥＬ：登録商標）、インコロイ（ＩＮＣＯＬＯＹ：登録商標）等を挙げることができる。これらの金属は耐熱性や腐食等に対する耐久性に優れるためである。

[0043] 上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の流速は、１～２０ｍ／ｓが好ましく、３～１５ｍ／ｓがより好ましく、５～１０ｍ／ｓが最も好ましい。上記所定の流速を有するように、加圧蒸気が送り込まれることにより、上記「三相流動層７」内に、噴霧された原液を加熱することができ、原液の水分の蒸発を促進させることができる。これにより、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量との熱交換を効率的に行うことができるため、エネルギーロスが少なく、原液の濃縮を容易に行える。

[0044] 一方、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の流速が１ｍ／ｓ未満であると、熱交換の効率が低下するため、エネルギー効率を向上できないことがある。さらに、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の流速が２０ｍ／ｓ超であると、蒸気再圧縮装置における動力が過剰に必要となるため、エネルギー効率を向上できないことがある。

[0045] 上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分およびセパレーターを通過して濃縮された原液の流速は、１

～２０ｍ／ｓが好ましく、３～１５ｍ／ｓがより好ましく、５～１０ｍ／ｓが最も好ましい。上記所定の流速を有するように、上記「三相流動層７」から「第１熱交換器５」へ、加熱蒸気が凝縮した水分およびセパレーターを通過して濃縮された原液が送り込まれることにより、最小限の動力で熱交換が可能となる。

[0046] 上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の温度は、蒸気圧縮ブロワの場合には１１０～１３０℃が好ましく、１１５～１２５℃がより好ましく、１１７℃～１２３℃が最も好ましい。また、加圧蒸気の温度は、スチームコンプレッサーの場合には１３０～１５０℃が好ましく、１３５～１４５℃がより好ましく、１３７～１４３℃が最も好ましい。上記所定の温度を有するように、加圧蒸気が送り込まれることにより、上記「三相流動層７」内に、噴霧された原液を十分に加熱することができ、原液の水分の蒸発を促進させることができる。これにより、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量との熱交換を効率的に行うことができるため、エネルギーロスが少なく、原液の濃縮を容易に行える。

[0047] 一方、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の温度が、蒸気圧縮ブロワの場合に、１１０℃未満であると、或いは、スチームコンプレッサーの場合に、１３０℃未満であると、熱交換に必要な伝熱面積が多く必要となる。さらに、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の温度が、蒸気圧縮ブロワの場合に、１３０℃超であると、或いは、スチームコンプレッサーの場合に、１５０℃超であると、蒸気再圧縮装置における動力が過剰に必要となるため、エネルギー効率を向上できないことがある。

[0048] 上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の圧力は、例えば、蒸気圧縮ブロワの場合には、０．１４～０．２７ＭＰａ（絶対圧力）であることが好ましく、０．１７～０．２３ＭＰａ（絶対圧力）であることがより好ましく、０．１８～０．２１ＭＰａ（絶対圧

力）であることが最も好ましい。上記所定の圧力を有するように、加圧蒸気が送り込まれることにより、上記「三相流動層７」内に、噴霧された原液を十分に加熱することができ、原液の水分の蒸発を促進させることができる。これにより、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量、及び原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量との熱交換を効率的に行うことができるため、エネルギーロスが少なく、原液の濃縮を容易に行える。

[0049] 一方、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の圧力が、０．１４ＭＰａ未満であると、熱交換に必要な熱量が不足するため、エネルギー効率を向上できないことがある。さらに、上記「三相流動層７」内に、上記「蒸気再圧縮機３」から送り込まれる、加圧蒸気の圧力が、０．２７ＭＰａ超であると、蒸気再圧縮装置における動力が過剰に必要となるため、エネルギー効率を向上できないことがある。

[0050] 上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分の温度、及びセパレーターを通過して濃縮された原液の温度は、８０～１００℃が好ましく、８５～９５℃がより好ましく、８７℃～９３℃が最も好ましい。上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分、及びセパレーターを通過して濃縮された原液が、上記所定の温度を有することにより、上記「第１熱交換器５」を十分に加温することができる。これにより、原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体の顕熱の熱量との交換を効率的に行えると共に、原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量との交換を効率的に行えるため、エネルギーロスが少なく、原液の濃縮を容易に行える。

[0051] 一方、上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分の温度、及びセパレーターを通過して濃縮された原液の温度が、８０℃未満であると、蒸気中から凝縮する水滴量が多くなる。そのため、上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分、及びセパレーターを通過して濃縮された原液の量が少なくなり、「第１熱交換器５」内で、顕熱交換が十分に行われない場合が

ある。さらに、上記「三相流動層７」から、「第１熱交換器５」へ送り込まれる加熱蒸気が凝縮した水分の温度、及びセパレーターを通過して濃縮された原液の温度が１００℃超であると、濃縮操作を行う際に原液が熱劣化することがある。

[0052] さらに、第２熱交換器は、原料を濃縮させるための伝熱領域を備えることが好ましい。さらに、上記「伝熱領域」の伝熱面積は、変更可能に形成されることがより好ましい。伝熱領域の伝熱面積が変更可能であると、原液の性状にあわせて最適な伝熱面積を確保することができる。

[0053] 上記「伝熱領域」としては、たとえば、ヒーター、伝熱管などを挙げることができる。さらに、上記「伝熱領域」の伝熱面積を変更可能にするものとしては、複数のヒーターエレメントや伝熱管などの構成を伝熱領域に備えさせることで、伝熱面積の変更が可能となる。

[0054] さらに、上記「伝熱領域」は、三相流動層の鉛直方向下側（下部）に配置されることが好ましい。三相流動層の下部に設置されることで、三相流動層の鉛直方向上側へ向けた、上向流に伴い、効率よく全体に熱を行き渡らせることが出来る。

[0055] さらに、原液の水分を蒸発させる過程で発生した蒸気を、第２熱交換器の流動化ガスとして用いる蒸気循環手段を有することが好ましい。このように構成されることにより、原液の水分を蒸発させる過程で発生した蒸気を流動化ガスとして用いることができ、エネルギー効率をより向上させ、ブロワにより第２熱交換器内部を流動させることで、熱交換面におけるスケーリングの抑制が可能となり、原液が高濃度まで濃縮された状態であっても、熱交換面を清浄に保つことが出来る。これにより、原液を高濃度まで濃縮した状態であっても安定的に、かつ省エネルギー性を実現した運転が可能となる。ブロワについては、吐出圧力が、５ｋＰａ以上の性能を有する機種を使用することが好ましい。

[0056] さらに、原液の水分を蒸発させる過程で発生した蒸気を、第２熱交換器の流動化ガスとして用いる流動化手段としては、原液の水分を蒸発させて、得

られた蒸気の内、当該蒸気の一部を分岐させた蒸気を、流動化ガスとして用いることが好ましい。すなわち、第２熱交換器の経路に、循環ラインを備えることにより、複雑な装置を新たに設ける必要もなく、原液の水分を蒸発させる過程で発生した蒸気を流動化ガスとして用いることができる。

[0057] さらに、上記「第２熱交換器」は、原液を流動化させることが好ましい。このように、原液を流動化させることで、熱効率を向上させることができる。さらに、原液を流動化させることで、「第２熱交換器」の原液と接している表面部分のスケーリングを防止することができ、更に、原液を流動させることで、原液が高濃度まで濃縮された状態であっても熱交換面を清浄に保つことが出来るといったメリットがある。

[0058] ［１－４］再送手段：

さらに、原液を濃縮させて、得られた濃縮原液を、第２熱交換器及び第１熱交換器のいずれか１つに、再送させる再送手段を有することが好ましい。図１においては、第１熱交換器に濃縮原液を再送している例を示している。このように構成されることで、得られた濃縮原液が持ち出す顕熱を有効に利用することが可能となり、熱交換のバランスが崩れた際に修正することが可能となる。さらに、原液を濃縮させて、得られた濃縮原液の濃度が、設計値よりも低かった場合には、再送手段により再度濃縮過程に原料液を戻すことが可能となり、希望とする濃度の濃縮液が得られる。

[0059] 原液を濃縮させて、得られた濃縮原液を、第２熱交換器及び第１熱交換器のいずれか１つに、再送させた濃縮原液の流速は、１～２０ｍ／ｓが好ましく、３～１５ｍ／ｓがより好ましく、５～１０ｍ／ｓが最も好ましい。上記所定の流速を有するように、再送手段により濃縮原液を、第２熱交換器及び第１熱交換器のいずれか１つに、再送させることにより、最小限の動力で熱交換が可能となる。

[0060] ［１－５］原液供給手段、蒸気供給手段：

さらに、濃縮装置において、原液を、濃縮装置に供給するための原液供給手段と、蒸気を濃縮装置に供給するための蒸気供給手段とを備えている。こ

のように構成されることにより、効率よく原液の供給、及び蒸気の供給を行える。

[0061] （原液供給手段）

上記「原液供給手段」は、原液を第１熱交換器、第２熱交換器へ送り込む手段である。このような「原液供給手段」は、たとえば、原液吸入口、原液供給ポンプ、原液供給管等から構成される。具体的には原液タンクなどに貯留された原液は、原液タンクから敷設された配管を通過して原液供給ポンプを経由し、原液供給管から第１熱交換器、第２熱交換器へ供給される。

[0062] （蒸気供給手段）

上記「蒸気供給手段」は、第２熱交換器内に蒸気を供給する手段である。この蒸気供給手段には、ブロワ、蒸気供給ポンプのほか、蒸気用コンプレッサーなどが含まれる。蒸気供給手段を用いて第２熱交換器内に、原液から蒸発した蒸気を供給することで、効率よく熱交換を行うことが可能となる。

[0063] ［１－６］第１排出手段、第２排出手段：

（第１排出手段）

さらに、上記「濃縮装置」には、原液を濃縮した「濃縮液」を外部へ排出する第１排出手段を備える。上記「第１排出手段」を備えることで、効率よく原液を濃縮化した濃縮液、または、原液内部の析出物を外部へ排出することができる。

[0064] 上記「第１排出手段」は、たとえば、排出管、排出ポンプ、タンクから構成される。「第１排出手段」の具体的な構成としては、第２熱交換器に設置された排出管から敷設された配管を通過して排出ポンプを経由し、タンクへ回収される。「第１排出手段」は、圧力による排出方法、オーバーフローによる排出方法により、上記「濃縮液」、または、「原液内部の析出物」を外部で排出してもよい。

[0065] （第２排出手段）

さらに、上記「濃縮装置」には、加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する第２排出手段を備える。上記「第２排出手段」を備えることで、効率よく加

圧蒸気が凝縮した後の液体を排出することができる。

[0066] 上記「第２排出手段」は、たとえば、排出管、排出ポンプ、タンクから構成される。「排出手段」の具体的な構成としては、第２熱交換器に設置された排出管から敷設された配管を通過して排出ポンプを経由し、タンクへ回収される。「第２排出手段」は圧力による排出方法、オーバーフローによる排出方法により、上記「加圧蒸気が凝縮した後の液体」を、外部に排出してもよい。

[0067] ［１－７］その他の構成：

（原液の濃度）

本発明の濃縮装置で濃縮する原液の濃度は、３～１０％であることが好ましい。なお、濃縮装置で濃縮する原液の濃度とは、１キログラムの水に対する、当該水に溶解する原料の質量（キログラム）の１００分率のことを意味する。さらに、原料の濃度が３～１０％であると、濃縮操作に供する性状として、取り扱いが容易となる。一方、原料の濃度が、３％未満であると、蒸発させる水分量が多くなり、エネルギー消費量が多くなる。さらに、原料の濃度が１０％超であると、原液の性状によっては粘度が高くなり、濃縮操作の効率が低下する。

[0068] なお、上記原料の濃度は、濃縮化処理する前の、原液の濃度の意味に限定されるものでなく、濃縮化処理後に生成された濃縮液の濃度も含まれるものである。

[0069] （濃縮の対象となる原液の「原料」）

上記「濃縮の対象となる原液」の原料は、漢方薬をはじめとする医薬品類、糖類や乳製品、植物からの抽出液など、抽出操作により製造される原液を挙げることができる。

[0070] （原液供給装置）

本発明における濃縮装置では、三相流動層７内に、原料を供給するものである。原液供給装置としては、三相流動層７内の上部に設置されている二流体ノズルの他、加圧ノズル、加圧二流体ノズル等を挙げることができる。こ

の他の原液供給装置としては、滴下式の供給管、滴下ノズル、流動層の内部に強制的に送液する送液管などを挙げることが出来る。

[0071] ［２］本発明の濃縮方法：

本発明における濃縮方法は、概ね、加圧蒸気発生工程、第１熱交換工程、第２熱交換工程を有し、さらに、原液供給工程、蒸気供給工程、第１排出工程、水滴分離工程、第２排出工程と、を有し、原液を濃縮する濃縮方法である。上記「加圧蒸気発生工程」は、蒸気を加圧した加圧蒸気を発生させる工程である。上記「加圧蒸気発生工程」は、蒸気を加圧した加圧蒸気を発生させる工程である。上記「第１熱交換工程」は、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、原液が濃縮された濃縮液の顕熱の熱量を交換する工程である。上記「第２熱交換工程」は、加圧蒸気の熱量と、原液の蒸発潜熱の熱量と、原液から蒸発した蒸気顕熱を交換可能であり、且つ、原液を濃縮可能である工程である。上記「原液供給工程」は、原液を第１熱交換工程へ供給するとともに、更に、第１熱交換工程から第２熱交換工程へ供給する工程である。上記「蒸気供給工程」は、原液から蒸発した蒸気を第２熱交換工程に供給する工程である。上記「第１排出工程」は、原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する工程である。上記「水滴分離工程」は、第２熱交換工程より流出した、原液より蒸発した蒸気中に混入した水滴を分離する工程である。上記「第２排出工程」は、加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する工程である。

[0072] 上記濃縮方法によれば、蒸気を加圧した加圧蒸気を発生させる加圧蒸気発生工程による、自己熱再生技術により濃縮操作を行える。さらに、本発明の濃縮方法では、濃縮・蒸発過程において、液顕熱、蒸発潜熱、蒸気顕熱の全てを熱交換することにより、高効率の濃縮操作を実現できる。また、熱交換に必要な温度差のみが動力として必要なエネルギーとなるため、本発明の濃縮方法を用いた濃縮処理では、加熱操作を新たに必要とせずとも、濃縮処理を行うことを可能とする。

[0073] 上記「濃縮方法」において、「蒸気を加圧した加圧蒸気」は、原液を蒸発

させる過程で発生した蒸気が好ましい。また、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気とは別の蒸気を利用しても良いが、少なくとも原液を蒸発させる過程で発生した蒸気を処理工程中で使用することが好ましい。ただし、上記蒸気は、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気の割合が多いほど、エネルギー効率をより向上させることができるので、上記蒸気は、原液を蒸発させる過程で発生した蒸気が多いことがより好ましい。

[0074] なお、本発明の濃縮方法において、「加圧蒸気の熱量と、濃縮の対象となる原液の熱量とを交換し」とは、「原液の供給」から、「濃縮された濃縮液」及び「加圧された蒸気が凝縮した液体」の排出までに至る処理工程中における、「加圧蒸気の熱量」の各段階と「濃縮化させるための原液」の各段階の熱量とを交換することを意味する。

[0075] さらに、本発明の濃縮方法において、加圧蒸気発生工程、熱交換工程、及び蒸気再圧縮工程のいずれかに、顕熱又は潜熱、或いは、顕熱及び潜熱の両方を循環させる、循環工程を有し、顕熱又は潜熱、或いは、顕熱及び潜熱の両方の熱交換を行うことが好ましい。このように構成されることにより、複雑な処理工程が不要となり、原液の水分を蒸発させる過程で発生した蒸気を流動化ガスとして用いることができ、エネルギー効率をより向上させ、濃縮操作の進行に伴う原液性状の変化に対応し、熱交換面におけるスケーリングの抑制が可能となるため安定的に、かつ従来と比較し高濃度での濃縮操作が可能となり、省エネルギー性の高い運転が可能となる。

[0076] なお、本発明における「濃縮方法」は、これまで説明した「濃縮装置」を好適に用いることができる。そのため、「濃縮装置」で説明した事項については、本発明における「濃縮方法」に適用できる。

[0077] ［３］濃縮装置及び濃縮方法の具体的態様：

これまで説明した本発明の濃縮装置及び濃縮方法についての、具体的態様について説明する。ただし、以下で説明する濃縮装置及び濃縮方法に限定されるものではない。

[0078] ここで、本発明の濃縮装置の具体的態様としては、図１に示されるように

、本発明の濃縮装置１を挙げることができる。当該濃縮装置１は、圧縮機３、第１熱交換器５、第２熱交換器７、原液供給手段１７、ブロワ１３、三相流動層７を備えている。

[0079] 当該濃縮装置１では、図１に示されるように、濃縮の対象となる原液を、原液供給手段１７の供給口１７ａに投入し、原液供給手段１７を構成する「原液タンク１７ａ」に貯蔵され、所定量をポンプＰで、「第１熱交換器５」に液送される。「第１熱交換器５」では、昇温された「原液」を、原液供給手段１７を構成する「原液供給管１７ｃ」を経由して、「第２熱交換器７」に液送される。上記「第１熱交換器５」では、濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、加圧蒸気が凝縮した後の液体の顕熱の熱量とを顕熱交換すると共に、原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の両方の熱量とを、顕熱交換し、原液は昇温される。

[0080] さらに、上記濃縮装置１では、上記「第１熱交換器５」で、昇温された原液は、原液供給手段１７を構成する「原液供給管１７ｃ」を経由して、「第２熱交換器７」に液送される。特に、「第２熱交換器７」が三相流動層である場合には、「三相流動層７」内に液送された、上記「第１熱交換器５」で「昇温された原液」を、上記三相流動層７内に送り込まれた、「圧縮機３により昇温された蒸気」の熱量で、原液の水分が蒸発したり、濃縮されたりする。すなわち、「圧縮機３により昇温された蒸気の熱量で、原液の水分が蒸発した際の「水分（蒸気）」」は、圧縮機３の断熱圧縮操作により、更に、昇温される。

[0081] さらに、当該濃縮装置１では、原液の水分が蒸発して蒸気となった内の一部は、圧縮機３を経由せずに、第２循環ライン１１を経由して、ブロワ１３にて、三相流動層７に再び送り込まれる。

[0082] さらに、当該「濃縮装置１」では、上記「三相流動層７」の内部に伝熱管が配置されると、三相流動層７内で、蒸気と原液との熱交換が十分に行われることになる。すなわち、圧縮機３にて圧縮（昇温）された蒸気は、第１循環ライン９を経由して、第２熱交換器７に送り込まれ、更に、第２熱交換器

７の内部に設けられた伝熱管を通り、第２熱交換器７の内部にある原液と熱交換される。熱交換されて蒸気が凝縮した水は、更に、第１熱交換器５に送り込まれ、第１熱交換器５内で、第１供給手段１７から交換器５に送り込まれた原液と熱交換される。その後、第１熱交換機５で熱交換された当該「水」は、第２排出手段２３により「濃縮装置１」から回収タンクへ排出される。

[0083] さらに、上記三相流動層７から、第１排出手段２１の第１排出管を経て、原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する。なお、第１排出手段２１において、上記第１排出手段２１において、濃縮液回収タンク２１ａ、補助タンク２１ｂを設置し、原液を濃縮した濃縮液を貯蔵させてもよい。

[0084] （余熱処理）

なお、濃縮処理を効率良く行うために、濃縮処理前に、濃縮装置の経路内に余熱を持たせることが好ましい。この余熱処理としては、例えば、熱水を経路に循環させた後に経路を乾燥させておくことを挙げることができる。例えば、蒸気又は熱風を経路内に循環させておくことを挙げることができる。その他の例としては、装置の外部よりヒーターなどを巻き付けて加熱すること等を挙げることができる。ただし、これらの例に限定されるものではない。

[0085] なお、図１中に示される、符号Ｘは、「濃縮装置」内における、水蒸気の流れを示す。同様に、符合Ｙは、「濃縮装置」内における、水の流れを示す。さらに、符合「Ｍ」はモータ、符合Ｐは、「ポンプ」を示す。

実施例

[0086] 以下、本発明を実施例により具体的に説明するが、本発明はこれらの実施例に限定されるものではない。

[0087] （実施例１）

図１に示されるように、蒸気再圧縮機、第１熱交換器、第２熱交換器、原液供給手段、蒸気供給手段、第１排出手段、第２排出手段、水滴分離手段を配置し、濃縮装置を用意した。原液タンクに貯蔵した液を送液ポンプで第１

熱交換器、第２交換器へと供給した。この際、送液する液温度は２５℃に設定した。さらに、濃縮の対象液として１０質量％のデキストリン水溶液を使用した。なお、デキストリン水溶液の濃度とは、１キログラムの水溶液に対する、当該水溶液に溶解するデキストリンの質量（キログラム）の１００分率のことを意味する。また、送液ポンプで第１熱交換器へ、３０ｋｇ／ｈの条件で供給させた。第１熱交換器出口では原料の状態は９１℃となった。次に、潜熱および蒸気顕熱を熱交換する第２熱交換器出口での蒸気の状態は、１０１℃、０．１ＭＰａであった。そこで、水滴分離手段（セパレーター）により蒸気と濃縮液とに分離し、その蒸気を蒸気再圧縮機で加圧し１２０℃、０．１６ＭＰａとした。加圧された蒸気を再び第２熱交換器へ供給し、新たに供給されてくる原料と熱交換を行った。また、一部蒸気を分離して第２熱交換器の流動ガスとして使用した。蒸気再圧縮機から第２熱交換器へ供給された蒸気は、第２熱交換器にて蒸気顕熱および潜熱が熱交換され、第２熱交換器の出口での状態は１１０℃であり、その後第１熱交換器にて顕熱を熱交換され、回収タンクに蒸留水として回収された。当初は第２熱交換器における伝熱領域の伝熱面積が不足しており、良好な熱交換が行われなかったが、その後、好適な伝熱面積を選定し、良好な運転をすることが可能となった。また、運転している途中に、得られた原液の濃度を確認したところ、設計値より低い値となっていたため、再送手段により一部の原液を第１熱交換器へ再送して運転を行い、１２ｋｇ／ｈの流量で、設計通りの濃度の原液を得ることが出来た。本条件において蒸気再圧縮に要したエネルギーは１．８ｋＷであった。

[0088]（比較例１）

図１に示されるような濃縮装置から、蒸気再圧縮機、第１熱交換器、第２熱交換器、蒸気供給手段を除外し蒸発容器を用意した。送液ポンプにて、送液温度２５℃、流量３０ｋｇ／ｈの条件にて蒸発容器に送液した。液の加熱方式としてはヒーターを使用し、蒸気の再圧縮熱交換および熱交換を行う以外は実施例１と同様の運転を行った。本条件にて運転し、１２ｋｇ／ｈの流

量で濃縮液を得た。運転に要するエネルギーを算出したところ、原料液の蒸発に要する熱量は１３ｋＷであった。

[0089] （考察）

実施例１では、原料の蒸発にかかる熱量が比較例１より劇的に低く、省エネルギー効果が十分に発揮された結果となった。そのため、本発明の効果を裏づけるものとなった。また、伝熱面積を変更することにより、消費エネルギーを最小に留める条件を選定することが可能となった一方、比較例１では、省エネルギー性が悪く熱効率が低い値となった。

[0090] （実施例２）

図１に示されるように、蒸気再圧縮機、第１熱交換器、第２熱交換器、原液供給手段、蒸気供給手段、第１排出手段、第２排出手段、水滴分離手段を配置し、濃縮装置を用意した。原液タンクに貯蔵した１０質量％のデキストリン水溶液を送液ポンプで第２交換器へと供給した。この際、送液する液温度は２５℃に設定した。この状態で熱交換器を作動させ、第２交換器内にて１０質量％のデキストリン水溶液を流動させた。１０質量％のデキストリン水溶液中の水分が蒸発し、濃縮操作が進行している状態であっても、第２熱交換器内部の流動部分と接している熱交換器表面はデキストリンの析出が見られなかった。

[0091] （比較例２）

図１に示されるような濃縮装置から、蒸気供給手段を除外した濃縮装置を用意した。原液タンクに貯蔵した１０質量％のデキストリン水溶液を送液ポンプで第２交換器へと供給した。この際、送液する液温度は２５℃に設定した。この状態で熱交換器を作動させ、第２交換器内にて１０質量％のデキストリン水溶液を濃縮した。１０質量％のデキストリン水溶液中の水分が蒸発し、濃縮操作が進行すると、第２熱交換器内部の１０質量％のデキストリン水溶液と接している熱交換器表面にデキストリンが析出した。

[0092] （考察）

実施例２では、第２熱交換器７の内部の１０質量％のデキストリン水溶液

が流動することにより、熱交換器表面のスケール析出が見られず、伝熱効率の低下が抑制された結果となった。そのため、本発明の効果を裏づけるものとなった。一方、比較例２では、熱交換器表面のスケーリングにより、省エネルギー性が悪く安定的な運転が出来ない状況となった。

産業上の利用可能性

[0093] 本発明の濃縮装置および濃縮方法は、原液の濃縮化に用いることができる。特に、高効率の熱交換操作を実現可能な濃縮装置および濃縮方法を提供する。特に、蒸気圧縮機の動力のみで熱交換に必要な温度差分のエネルギーを賄うことが可能となるため、加熱操作が不要である。

符号の説明

[0094] １：濃縮装置、３：圧縮機（蒸気再圧縮機）、５：第１熱交換器（顕熱交換器）、７：第２熱交換器（三相流動層）、９：第１循環ライン、１１：第２循環ライン、１３：ブロワ、１５：伝熱管、１７：原液供給手段、１９：蒸気供給手段、２１：第１排出手段、２３：第２排出手段。

請求の範囲

[請求項1] 蒸気を加圧した加圧蒸気を発生可能な蒸気再圧縮機と、

濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、前記原液が濃縮された後の濃縮液の顕熱の熱量とを交換可能である、第１熱交換器と、

前記加圧蒸気の熱量と、前記原液の蒸発潜熱の熱量、及び前記原液から蒸発した蒸気の顕熱の熱量とを交換可能であり、且つ、前記原液を濃縮可能である第２熱交換器と、

前記原液を前記第１熱交換器へ供給するとともに、更に、前記第１熱交換器から前記第２熱交換器へ供給する原液供給手段と、

前記原液から蒸発した蒸気を前記第２熱交換器に供給する蒸気供給手段と、

前記原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する第１排出手段と、

前記第２熱交換器より流出した、前記原液より蒸発した前記蒸気中に混入した水滴を分離する水滴分離手段と、

前記加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する第２排出手段と、を備え、

前記原液を濃縮する濃縮装置。

[請求項2] 前記蒸気再圧縮機は、前記蒸気を再圧縮して熱量を増加可能である請求項１に記載の濃縮装置。

[請求項3] 前記蒸気再圧縮機により、濃縮に必要な全熱量を生成する請求項１又は２に記載の濃縮装置。

[請求項4] 前記第２熱交換器が、三相流動層である請求項１～３のいずれか１項に記載の濃縮装置。

[請求項5] 前記第２熱交換器は、前記原料を濃縮させるための伝熱領域を備え、前記伝熱領域の伝熱面積は、変更可能に形成される請求項１～４のいずれか１項に記載の濃縮装置。

[請求項6] 前記原液を濃縮させて、得られた濃縮原液を、前記第２熱交換器及

び前記第１熱交換器のいずれか１つに、再送させる再送手段を有する請求項１～５のいずれか１項に記載の濃縮装置。

[請求項7] 前記第２熱交換器の経路に、蒸気を循環させる循環ラインを備える蒸気循環手段を、更に備える請求項１～６のいずれか１項に記載の濃縮装置。

[請求項8] 蒸気を加圧した加圧蒸気を発生させる加圧蒸気発生工程と、

濃縮の対象となる原液の液体顕熱の熱量と、前記加圧蒸気が凝縮した後の液体顕熱の熱量と、前記原液が濃縮された濃縮液の顕熱の熱量を交換する、第１熱交換工程と、

前記加圧蒸気の熱量と、前記原液の蒸発潜熱の熱量と、前記原液から蒸発した蒸気顕熱を交換可能であり、且つ、前記原液を濃縮可能である第２熱交換工程と、を有し、

前記原液を前記第１熱交換工程へ供給するとともに、更に、前記第１熱交換工程から前記第２熱交換工程へ供給する原液供給工程と、

前記原液から蒸発した蒸気を前記第２熱交換工程に供給する蒸気供給工程と、

前記原液を濃縮した濃縮液を外部へ排出する第１排出工程と、

前記第２熱交換工程より流出した、前記原液より蒸発した前記蒸気中に混入した水滴を分離する水滴分離工程と、

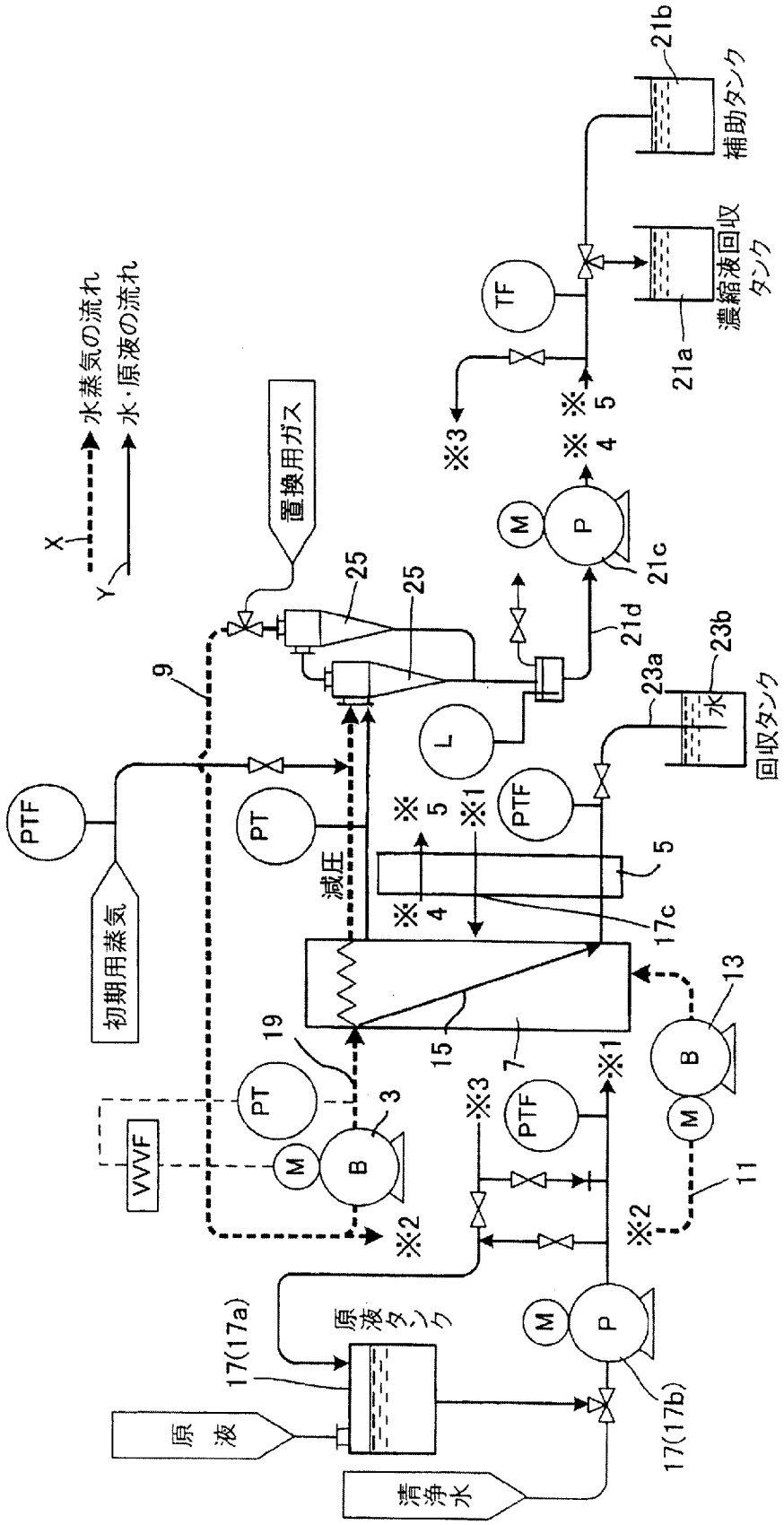
前記加圧蒸気が凝縮した後の液体を排出する第２排出工程と、を有し、

前記原液を濃縮する濃縮方法。

[請求項9] 前記第２熱交換工程に蒸気を循環させる蒸気循環工程を有する請求項８に記載の濃縮方法。

WO 2014/196611 PCT/JP2014/065007

[図1]



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/JP2014/065007

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
B01D1/28(2006.01)i

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)
B01D1/00

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Jitsuyo Shinan Koho	1922-1996	Jitsuyo Shinan Toroku Koho	1996-2014
Kokai Jitsuyo Shinan Koho	1971-2014	Toroku Jitsuyo Shinan Koho	1994-2014

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X Y	JP 4592700 B2 (Aquasystems Inc.), 01 December 2010 (01.12.2010), fig. 8; page 3, lines 7 to 13	1-3,5,8 4,6,7,9
X Y	JP 2006-507941 A (Deka Products Ltd. Partnership), 09 March 2006 (09.03.2006), fig. 1	1-3,5,8 4,6,7,9
X Y	Microfilm of the specification and drawings annexed to the request of Japanese Utility Model Application No. 174489/1986(Laid-open No. 080469/1988) (Sasakura Engineering Co., Ltd.), 27 May 1988 (27.05.1988), fig. 1	1-3,5,8 4,6,7,9

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C.

☒ See patent family 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 application or patent 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
"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search	Date of mailing of the international search report
12 August, 2014 (12.08.14)	26 August, 2014 (26.08.14)
Name and mailing address of the ISA/ Japanese Patent Office Facsimile No.	Authorized officer Telephone No.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/JP2014/065007

C (Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	JP 2002-105039 A (Sumitomo Chemical Co., Ltd.), 10 April 2002 (10.04.2002), drawings; claims	4
Y	JP 2006-334532 A (Sasakura Engineering Co., Ltd.), 14 December 2006 (14.12.2006), drawings	6
Y	JP 2002-515336 A (Aqua Pure Ventures Inc.), 28 May 2002 (28.05.2002), fig. 3	7,9

JP 4592700 B2	2010.12.01	EP 1798202 A1 WO 2006/025117 A1
JP 2006-507941 A	2006.03.09	JP 2010-214372 A JP 2013-63435 A US 2004/0074757 A1 US 2004/0099521 A1 US 2004/0133083 A1 US 2004/0159536 A1 US 2005/0016828 A1 US 2005/0183832 A1 US 2005/0194048 A1 US 2005/0238499 A1 US 2007/0017192 A1 US 2008/0105403 A1 US 2008/0105530 A1 US 2008/0105532 A1 US 2008/0105533 A1 US 2008/0105610 A1 US 2008/0133181 A1 US 2009/0145737 A1 US 2009/0185918 A1 US 2010/0101929 A1 US 2010/0326812 A1 US 2012/0073950 A1 US 2013/0233695 A1 US 2013/0292241 A1 US 2013/0334026 A1 US 2014/0021029 A1 US 2007/0112530 A1 EP 1562686 A2 EP 2476471 A1 EP 1649717 A1 EP 1690008 A1 WO 2004/043566 A2 WO 2004/015351 A1 WO 2005/013638 A1 WO 2004/044819 A2 WO 2005/057015 A1 WO 2006/096738 A2 CA 2506269 A KR 10-2006-0015451 A CN 1738668 A CN 101658740 A AU 2003255244 A AU 2003291547 A KR 10-2012-0091407 A
Microfilm of the specification and drawings annexed to the request of Japanese Utility Model Application No. 174489/1986(Laid-open No. 080469/1988)	1988.05.27	(Family: none)

JP 2002-105039 A	2002.04.10	US 2002/0040137 A1 EP 1201651 A2
JP 2006-334532 A	2006.12.14	(Family: none)
JP 2002-515336 A	2002.05.28	US 6375803 B1 GB 2337210 A EP 1015387 A1 WO 1999/059922 A1 NO 20000102 A BR 9906452 A PL 338182 A SK 392000 A NZ 501734 A AU 1957699 A ID 24072 A CN 1272096 A

国際調査報告

国際出願番号　ＰＣＴ／ＪＰ２０１４／０６５００７

Ａ．　発明の属する分野の分類（国際特許分類（ＩＰＣ））

Int.Cl.　B01D1/28(2006.01)i

Ｂ．　調査を行った分野

調査を行った最小限資料（国際特許分類（ＩＰＣ））

Int.Cl.　B01D1/00

最小限資料以外の資料で調査を行った分野に含まれるもの

日本国実用新案公報	１９２２－１９９６年
日本国公開実用新案公報	１９７１－２０１４年
日本国実用新案登録公報	１９９６－２０１４年
日本国登録実用新案公報	１９９４－２０１４年

国際調査で使用した電子データベース（データベースの名称、調査に使用した用語）

Ｃ．　関連すると認められる文献

引用文献のカテゴリー＊	引用文献名　及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する請求項の番号
X Y	JP 4592700 B2（有限会社アクアシステムズ）2010.12.01，図８，第３頁7-13行	1-3,5,8 4,6,7,9
X Y	JP 2006-507941 A（デカ　プロダックツ　リミテッド　パートナーシップ）2006.03.09，図１	1-3,5,8 4,6,7,9
X Y	日本国実用新案登録出願61-174489号（日本国実用新案登録出願公開63-080469号）の願書に添付した明細書及び図面の内容を撮影したマイクロフィルム（株式会社　笹倉機械製作所）1988.05.27，第１図	1-3,5,8 4,6,7,9

☑　Ｃ欄の続きにも文献が列挙されている。

☑　パテントファミリーに関する別紙を参照。

＊　引用文献のカテゴリー
「Ａ」特に関連のある文献ではなく、一般的技術水準を示すもの
「Ｅ」国際出願日前の出願または特許であるが、国際出願日以後に公表されたもの
「Ｌ」優先権主張に疑義を提起する文献又は他の文献の発行日若しくは他の特別な理由を確立するために引用する文献（理由を付す）
「Ｏ」口頭による開示、使用、展示等に言及する文献
「Ｐ」国際出願日前で、かつ優先権の主張の基礎となる出願の日の後に公表された文献
「Ｔ」国際出願日又は優先日後に公表された文献であって出願と矛盾するものではなく、発明の原理又は理論の理解のために引用するもの
「Ｘ」特に関連のある文献であって、当該文献のみで発明の新規性又は進歩性がないと考えられるもの
「Ｙ」特に関連のある文献であって、当該文献と他の１以上の文献との、当業者にとって自明である組合せによって進歩性がないと考えられるもの
「＆」同一パテントファミリー文献

国際調査を完了した日	国際調査報告の発送日
１２．０８．２０１４	２６．０８．２０１４

国際調査機関の名称及びあて先
日本国特許庁（ＩＳＡ／ＪＰ）
郵便番号１００－８９１５
東京都千代田区霞が関三丁目４番３号

特許庁審査官（権限のある職員）　４Ｑ　３１２８
山本　吾一
電話番号　０３－３５８１－１１０１　内線　３４６８

Ｃ（続き）．　関連すると認められる文献

引用文献のカテゴリー＊	引用文献名　及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する請求項の番号
Y	JP 2002-105039 A（住友化学工業株式会社）2002.04.10, 図面, 特許請求の範囲	4
Y	JP 2006-334532 A（株式会社ササクラ）2006.12.14, 図面	6
Y	JP 2002-515336 A（アクア・ピュア・ベンチャーズ・インコーポレイテッド）2002.05.28, 図３	7,9

JP 4592700 B2	2010.12.01	EP 1798202 A1
		WO 2006/025117 A1
JP 2006-507941 A	2006.03.09	JP 2010-214372 A
		JP 2013-63435 A
		US 2004/0074757 A1
		US 2004/0099521 A1
		US 2004/0133083 A1
		US 2004/0159536 A1
		US 2005/0016828 A1
		US 2005/0183832 A1
		US 2005/0194048 A1
		US 2005/0238499 A1
		US 2007/0017192 A1
		US 2008/0105403 A1
		US 2008/0105530 A1
		US 2008/0105532 A1
		US 2008/0105533 A1
		US 2008/0105610 A1
		US 2008/0133181 A1
		US 2009/0145737 A1
		US 2009/0185918 A1
		US 2010/0101929 A1
		US 2010/0326812 A1
		US 2012/0073950 A1
		US 2013/0233695 A1
		US 2013/0292241 A1
		US 2013/0334026 A1
		US 2014/0021029 A1
		US 2007/0112530 A1
		EP 1562686 A2
		EP 2476471 A1
		EP 1649717 A1
		EP 1690008 A1
		WO 2004/043566 A2
		WO 2004/015351 A1
		WO 2005/013638 A1
		WO 2004/044819 A2
		WO 2005/057015 A1
		WO 2006/096738 A2
		CA 2506269 A
		KR 10-2006-0015451 A
		CN 1738668 A

		CN 101658740 A AU 2003255244 A AU 2003291547 A KR 10-2012-0091407 A
日本国実用新案登録出願61-174489号(日本国実用新案登録出願公開63-080469号)の願書に添付した明細書及び図面の内容を撮影したマイクロフィルム	1988.05.27	ファミリーなし
JP 2002-105039 A	2002.04.10	US 2002/0040137 A1 EP 1201651 A2
JP 2006-334532 A	2006.12.14	ファミリーなし
JP 2002-515336 A	2002.05.28	US 6375803 B1 GB 2337210 A EP 1015387 A1 WO 1999/059922 A1 NO 20000102 A BR 9906452 A PL 338182 A SK 392000 A NZ 501734 A AU 1957699 A ID 24072 A CN 1272096 A