



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets

⑪ Numéro de publication:

**0 052 541
B1**

⑫

FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

④⑤ Date de publication du fascicule du brevet: **13.02.85**

⑤① Int. Cl.⁴: **C 13 K 5/00**

②① Numéro de dépôt: **81401637.4**

②② Date de dépôt: **19.10.81**

⑤④ Procédé de production de lactose cristallisé et installation pour la mise en oeuvre de ce procédé.

③⑥ Priorité: **10.11.80 FR 8023958**

④③ Date de publication de la demande:
26.05.82 Bulletin 82/21

④⑤ Mention de la délivrance du brevet:
13.02.85 Bulletin 85/07

⑧④ Etats contractants désignés:
DE GB NL

⑤⑧ Documents cités:
**DE-A-1 642 536
DE-A-2 930 282
FR-A-1 519 209
FR-A-1 581 088
US-A-2 768 912
US-A-3 721 585**

⑦③ Titulaire: **FIVES-CAIL BABCOCK, Société anonyme**
7 rue Montalivet
F-75383 Paris Cedex 08 (FR)
⑦③ Titulaire: **PIERRE GUERIN S.A.**
B.P. 12
F-79210 Mauze sur le Mignon (FR)

⑦② Inventeur: **Credo, Paul**
176, rue Roger Salengro
F-59260 Hellemmes Lille (FR)
Inventeur: **Beuneu, Pierre**
A 63, rue du Docteur Schweitzer
F-59100 Roubaix (FR)

⑦④ Mandataire: **Fontanié, Etienne**
FIVES-CAIL BABCOCK 7, rue Montalivet
F-75383 Paris Cedex 08 (FR)

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la date de publication de la mention de la délivrance du brevet européen toute personne peut faire opposition au brevet européen délivré, auprès de l'Office européen des brevets. L'opposition doit être formée par écrit et motivée. Elle n'est réputée formée qu'après paiement de la taxe d'opposition. (Art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

Courier Press, Leamington Spa, England.

EP 0 052 541 B1

Description

La présente invention concerne la production de lactose cristallisé sous ses trois formes commerciales: lactose brut ou technique dont la pureté varie de 92 à 98% en poids, lactose

édible ou alimentaire dont la pureté est supérieure à 98% et lactose codex ou pharmaceutique dont la pureté est supérieure à 99,85%.
Le lactose commercial est obtenu à partir de lactosérums entiers, ou déprotéinés et/ou déminéralisés. Le lactosérum est concentré par évaporation, soumis à cristallisation, et les cristaux obtenus sont séparés et broyés et éventuellement soumis à un raffinage. Un tel procédé est décrit dans le brevet US 2.768.912. Généralement, la cristallisation est réalisée par refroidissement du lactosérum concentré et le pourcentage de lactose cristallisé par rapport au lactose total est faible. Pour améliorer le taux de récupération du lactose, on a proposé d'effectuer la cristallisation en deux étapes, le lactosérum concentré étant tout d'abord amené à l'état sursaturé dans une chaudière à cuire du type utilisé en sucrerie et ensemencé au moyen de germes cristallins, le contenu de la chaudière étant ensuite transféré dans un cristalliseur classique où il est refroidi pour compléter la cristallisation. Ce procédé a l'inconvénient d'être discontinu, long et coûteux, à cause de l'importante consommation de vapeur de la chaudière à cuire.

La présente invention permet d'augmenter notablement le pourcentage de lactose récupéré sans augmentation sensible des frais d'investissement et de la consommation d'énergie.

Le procédé objet de l'invention est caractérisé en ce que la première phase de cristallisation est effectuée dans un appareil de cristallisation par évaporation à marche continue, que le mélange d'eau-mère et de cristaux sortant de cet appareil est soumis à un premier essorage centrifuge dans une essoreuse à tamis à marche continue pour séparer de l'eau-mère les cristaux de lactose dont les dimensions sont supérieures à une dimension prédéterminée comprise entre 40 et 90 μm , que l'eau-mère contenant les petits cristaux dont les dimensions sont inférieures à cette dimension prédéterminée est refroidie pour provoquer le grossissement de ces petits cristaux et que le produit obtenu est soumis à un second essorage centrifuge pour séparer les cristaux de l'eau-mère.

La phase de cristallisation par évaporation est conduite à la température maximale compatible avec la thermosensibilité des produits et avec une concentration en matières sèches telle que la sursaturation soit toujours la plus élevée possible; ces deux conditions permettent d'avoir une vitesse de cristallisation très élevée, de l'ordre de dix fois celle obtenue dans un cristalliseur par refroidissement, et

d'obtenir un bon rendement en lactose cristallisé. Lorsqu'on traite du lactosérum entier, sa température au cours de cette phase de cristallisation est de l'ordre de 50° à 55°C; dans le cas où on traite du lactosérum déprotéiné et/ou déminéralisé la température est de l'ordre de 65° à 70°C. La concentration en matières sèches du produit soumis à cette phase de cristallisation est de l'ordre de 50—55% en poids.

Le temps de séjour du produit dans l'appareil de cristallisation par évaporation est choisi de manière à obtenir à la sortie de l'appareil une teneur en matières sèches aussi élevée que possible et compatible avec les conditions de transport et de traitement ultérieures: pomp- age, essorage, etc.

Par exemple, dans le cas où on traite du lactosérum déprotéiné et déminéralisé, le temps de séjour est compris entre 1 et 3 heures, le taux de matières, sèches à la sortie de l'appareil est d'environ 80% en poids et le rendement en cristaux (poids de lactose cristallisé/poids total de lactose) est de 50 à 55%.

Une partie de l'eau-mère provenant du premier essorage pourra être ramenée à l'entrée de l'appareil de cristallisation par évaporation, les petits cristaux de lactose qu'elle contient étant utilisés comme germes de cristallisation. Le débit d'eau-mère recyclée sera lié à la nature du produit traité et à la qualité des cristaux désirée. En variante, les germes cristallins introduits dans l'appareil de cristallisation peuvent être obtenus par broyage de cristaux de lactose.

Les cristaux séparés de l'eau-mère au cours du premier essorage sont avantageusement soumis à un lavage à l'eau ou à l'eau additionnée d'acide chlorhydrique pour augmenter leur pureté.

L'appareil de cristallisation est chauffé par de la vapeur dont la température est comprise entre 65°C et 80°C. Une partie de la vapeur de chauffage de l'appareil de cristallisation pourra être constituée par de la vapeur produite dans cet appareil et recomprimée.

Pour les premier et second essorages on utilise des essoreuses à marche continue à tamis tronconique. Ce type d'essoreuse permet d'obtenir des cristaux dont le taux d'humidité est beaucoup plus faible que celui des cristaux séparés au moyen de décanteurs centrifuges habituellement utilisés et de séparer nettement les cristaux dont les dimensions sont supérieures et inférieures à une dimension prédéterminée. Ces essoreuses seront avantageusement munies d'un système de lavage des cristaux.

Le refroidissement du mélange d'eau-mère et de cristaux pourra être effectué dans un malaxeur refroidisseur comportant une cuve cylindrique, à axe vertical, et un arbre rotatif placé dans l'axe de la cuve et portant des organes qui assurent le brassage et/ou le refroidissement du produit traité.

Pour la production de lactose de très haute pureté, les cristaux de lactose obtenus par le procédé décrit ci-dessus seront raffinés et pour cela seront dissous dans de l'eau et la solution obtenue, éventuellement épurée, sera traitée suivant le même procédé.

En variante, on peut obtenir du lactose de très haute pureté (lactose codex) en mélangeant les cristaux de lactose provenant des premier et second essorages à de l'eau et en soumettant ce mélange à un dernier essorage puis à un lavage dans une essoreuse centrifuge à marche continue, l'eau-mère séparée par essorage étant renvoyée en tête de l'installation, en amont de l'appareil de cristallisation par évaporation, et l'eau de lavage étant utilisée pour préparer ledit mélange. Pour la mise en oeuvre de ce procédé on pourra utiliser une installation comportant en plus d'un appareil de cristallisation à marche continue, d'un malaxeur-refroidisseur et de deux essoreuses centrifuges, un malaxeur recevant les cristaux séparés dans les deux essoreuses et une troisième essoreuse centrifuge qui est munie d'une rampe de lavage à l'eau et dont la sortie des eaux du lavage est reliée à l'entrée dudit malaxeur.

Les cristaux obtenus, qui ont des dimensions comprises entre 50 et 250 μm sont broyés à l'état de poudre micronisée (1 à 5 μm environ).

La description qui suit se réfère au dessin l'accompagnant et dont l'unique figure est le schéma d'une installation pour la mise en oeuvre de l'invention.

L'installation représentée schématiquement sur le dessin est constituée essentiellement par un appareil de cristallisation par évaporation 10, une première essoreuse centrifuge 12, un malaxeur-refroidisseur 14 et une seconde essoreuse centrifuge 16. Tous ces appareils sont à marche continue, c'est-à-dire que l'alimentation et l'évacuation des produits se font en continu.

L'appareil 10 est constitué par une cuve cylindrique fermée disposée horizontalement et divisée en plusieurs compartiments 1 à 5 par des cloisons transversales 18. Ces cloisons sont moins hautes que la cuve de sorte que les différents compartiments communiquent entre eux à leur partie supérieure. Des ouvertures sont percées dans les cloisons 18 pour permettre le passage du produit traité d'un compartiment à l'autre.

Un ou plusieurs faisceaux de chauffage 20 formés de tubes horizontaux disposés parallèlement à l'axe de la cuve sont placés dans la partie inférieure de celle-ci. Ces tubes sont alimentés en vapeur par un thermo-compresseur 22 et assurent le chauffage des différents compartiments; ils sont en permanence noyés dans le produit traité remplissant la partie inférieure de la cuve. Le thermo-compresseur 22 sert à recomprimer, au moyen de vapeur vive, une partie de la vapeur produite dans

l'appareil 10 et prélevée dans la partie supérieure de la cuve. En variante, on pourrait utiliser un moto-compresseur. Des entrées 24 pour le produit à traiter sont prévues dans chaque compartiment et une sortie reliée à une pompe 25 est prévue dans le dernier compartiment 5.

Les essoreuses centrifuges 12 et 16 sont du type décrit dans le brevet français FR—A—2451778. Elles comportent un panier tronconique 26, évasé vers le haut et monté à l'intérieur d'une cuve 28. Le panier est monté sur un pivot vertical et est entraîné en rotation autour de son axe. Le produit à essorer est déversé au fond du panier. Un tamis repose sur la surface intérieure du panier et la phase liquide du produit à essorer ainsi que les particules solides dont les dimensions sont inférieures aux ouvertures du tamis sont recueillies dans une chambre 30 constituée par une virole dont l'extrémité supérieure se trouve près du bord supérieur du panier et par un fond fixé à la virole. Les particules solides dont les dimensions sont supérieures aux ouvertures du tamis sont déplacées vers le haut sur le tamis, par la force centrifuge, et sont finalement éjectées à l'extrémité supérieure du panier dans la cuve 28 d'où elles tombent dans une trémie 32 raccordée au bas de la cuve. Des rampes d'arrosage 33 placées à l'intérieur du panier permettent de laver les matières solides avant qu'elles soient expulsées du panier.

Le malaxeur-refroidisseur est du type décrit dans le brevet français FR—A—2461754. Il est constitué par une cuve cylindrique 34, à section circulaire et disposée verticalement. Des orifices sont prévus à la partie inférieure et à la partie supérieure de la cuve pour l'admission et l'évacuation des produits. Un arbre rotatif 35 est placé dans l'axe de la cuve et porte des organes assurant à la fois le brassage et le refroidissement des produits traités; ces organes peuvent, par exemple, être constitués par des tubes enroulés en spirale et parcourus par un fluide réfrigérant. En variante, des nappes de tubes fixées à la paroi de la cuve et assurant le refroidissement des produits pourraient alterner avec des pales solidaires de l'arbre et assurant le brassage des produits. L'arbre est entraîné en rotation par un groupe moto-réducteur 36 monté sur la cuve.

En fonctionnement, le lactosérum préalablement concentré dans un évaporateur, non représenté sur le dessin, est introduit en continu dans les différents compartiments de l'appareil 10 où il est chauffé par la vapeur alimentant les tubes du faisceau 20. On introduit également dans le premier compartiment une solution concentrée contenant des cristaux de petites dimensions provenant de l'essoreuse 12. Sous l'action de la chaleur fournie par la vapeur de chauffage, une partie de l'eau s'évapore et le lactosérum est amené à l'état de sursaturation. La concentration du lactosérum dans les différents compartiments est main-

tenue à la valeur voulue par contrôle du débit d'alimentation en lactosérum ou en vapeur ce qui permet d'assurer un grossissement régulier des cristaux introduits dans le premier compartiment pendant tout leur séjour dans l'appareil. Le mélange de lactosérum concentré ou eau-mère et de cristaux est extrait en continu du dernier compartiment par la pompe 25. Un régulateur de niveau commande cette pompe pour maintenir le niveau des produits dans la cuve sensiblement à mi-hauteur. Les dimensions de l'appareil sont choisies, en fonction du débit à traiter, pour que le temps de séjour ait la valeur voulue.

Une partie de la vapeur produite dans l'appareil 10 est recomprimée au moyen du thermo-compresseur 22, qui est par ailleurs alimenté en vapeur vive par une tuyauterie 38, et est utilisée pour le chauffage du faisceau 20.

La pompe 25 alimente l'essoreuse 12. Dans celle-ci les cristaux de lactose dont les dimensions sont supérieures à celles des ouvertures du tamis, par exemple supérieures à 90 μm , sont séparés et évacués en 40 vers les étapes ultérieures du traitement. Avant leur sortie du panier les cristaux sont lavés à l'eau ou à l'eau acidulée par de l'acide chlorhydrique à pH 2,5 à 3,5 au moyen des rampes 33. La plus grosse partie de l'eau-mère et les cristaux de petites dimensions qui ont traversé le tamis de l'essoreuse est envoyée dans le malaxeur-refroidisseur 14. L'autre partie est introduite au moyen d'une pompe 42 dans le premier compartiment de l'appareil 10 où les petits cristaux servent de germes; le débit de la pompe 42 peut être contrôlé en fonction du débit d'alimentation en lactosérum de l'appareil 10.

Dans le malaxeur-refroidisseur 14, le mélange d'eau-mère et de cristaux qui avait une température de 50° à 70°C à la sortie de l'appareil 10 est refroidi jusqu'à 10°—15°C environ. Ce refroidissement provoque le grossissement des cristaux etc, par conséquent, permet une récupération supplémentaire du lactose et facilite la séparation des cristaux dans l'essoreuse 16.

La pompe 44 assure à la fois l'alimentation de l'essoreuse 16 et le recyclage d'une fraction du mélange eau-mère-cristaux prélevé au bas du malaxeur-refroidisseur 14; ce recyclage permet de pallier la décantation rapide des cristaux dans le malaxeur.

Le tamis de l'essoreuse 16 doit être très fin pour permettre de récupérer la presque totalité des cristaux de lactose; les dimensions des ouvertures du tamis seront par exemple comprises entre 40 et 60 μm . Ces cristaux sont dirigés vers les étapes ultérieures du traitement. En variante, ces cristaux pourraient être dissous dans de l'eau et la solution obtenue pourrait être introduite avec le lactosérum, dans l'appareil 10.

Dans l'exemple illustré, les cristaux séparés dans les essoreuses centrifuges 12 et 16 sont

utilisés pour la production de lactose à très haute pureté. Ces cristaux sont mélangés, dans un malaxeur 46, à une eau de lavage provenant d'une troisième essoreuse centrifuge à marche continue 48 et ce mélange est ensuite traité dans cette essoreuse où les cristaux sont tout d'abord séparés de l'eau-mère puis lavés au moyen d'un rampe 50 alimentée en eau. L'essoreuse 48 est conçue permettre la séparation de l'eau-mère et de l'eau de lavage. Comme on l'a déjà dit, cette dernière est envoyée dans le malaxeur 46 et mélangée aux cristaux séparés dans les essoreuses 12 et 16. L'eau-mère est renvoyée, par une tuyauterie 52 à l'entrée de l'évaporateur placé en amont de l'appareil de cristallisation 10.

Revendications

1. Procédé de production de lactose cristallisé à partir de lactosérum consistant à concentrer le lactosérum, à amener le lactosérum concentré à l'état sursaturé et à l'y maintenir par évaporation après addition de germes de cristallisation pour provoquer un début de cristallisation, puis à poursuivre la cristallisation en refroidissant le mélange d'eau-mère et de cristaux obtenu au cours de la première phase de cristallisation, et à séparer les cristaux de l'eau-mère par essorage centrifuge, caractérisé en ce que la première phase de cristallisation est effectuée dans un appareil de cristallisation par évaporation à marche continue (10), que le mélange d'eau-mère et de cristaux sortant de cet appareil est soumis à un premier essorage centrifuge dans une essoreuse à tamis à marche continue (12) pour séparer de l'eau-mère les cristaux de lactose dont les dimensions sont supérieures à une dimension prédéterminée comprise entre 40 et 90 μm , que l'eau-mère contenant les petits cristaux dont les dimensions sont inférieures à cette dimension prédéterminée est refroidie pour provoquer le grossissement de ces petits cristaux et que le produit obtenu est soumis à un second essorage centrifuge pour séparer les cristaux de l'eau-mère.

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce qu'une partie de l'eau-mère provenant du premier essorage est ramenée à l'entrée de l'appareil de cristallisation (10), les petits cristaux de lactose qu'elle contient étant utilisés comme germes de cristallisation dans cet appareil.

3. Procédé selon la revendication 1 ou 2, pour la production de lactose à partir de lactosérum entier, caractérisé en ce que le lactosérum concentré est porté à une température de 50° à 55°C dans l'appareil de cristallisation (10).

4. Procédé selon la revendication 1 ou 2, pour la production de lactose à partir de lactosérum déprotéiné et/ou déminéralisé, caractérisé en ce que lactosérum concentré est porté

à une température de 65° à 70°C dans l'appareil de cristallisation (10).

5. Procédé selon la revendication 1, 2 ou 4, caractérisé en ce que le temps de séjour de la solution dans l'appareil de cristallisation (10) est compris entre une et trois heures.

6. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la concentration en matières sèches de la solution à l'entrée de l'appareil de cristallisation (10) est d'environ 50% à 55% en poids et la concentration en matières sèches du produit sortant de l'appareil de cristallisation est d'environ 80% en poids.

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que l'appareil de cristallisation (10) est chauffé par de la vapeur dont la température est comprise entre 65° et 80°C.

8. Procédé selon la revendication 7, caractérisé en ce qu'une partie de la vapeur de chauffage de l'appareil de cristallisation (10) est constituée par de la vapeur produite dans cet appareil et recomprimée.

9. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que les cristaux séparés de l'eau-mère au cours du premier essorage sont soumis à un lavage à l'eau ou à l'eau additionnée d'acide.

10. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 8, caractérisé en ce que les cristaux provenant des premier et second essorages centrifuges (12 et 16) sont mélangés à de l'eau et le mélange obtenu est soumis à un nouvel essorage puis à un lavage dans une essoreuse centrifuge à marche continue (48), l'eau-mère séparée par ce dernier essorage étant renvoyée en amont de l'appareil de cristallisation par évaporation (10) et l'eau de lavage étant utilisée pour préparer ledit mélange.

11. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, caractérisé en ce que le premier essorage et éventuellement le second sont effectués dans une essoreuse (12) à tamis tronconique équipée d'une rampe d'arrosage des cristaux (33) placée à l'intérieur du panier (26).

12. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, caractérisé en ce que le refroidissement du mélange d'eau-mère et de cristaux est effectué dans un malaxeur-refroidisseur (14) comportant une cuve cylindrique (34), à axe vertical et un arbre rotatif (35) placé dans l'axe de la cuve et portant des organes qui assurent le brassage et/ou le refroidissement du produit traité.

13. Installation pour la mise en oeuvre du procédé selon la revendication 10 comportant un appareil de cristallisation par évaporation à marche continue (10), une première essoreuse centrifuge à marche continue (12), un malaxeur-refroidisseur (14) et une deuxième essoreuse centrifuge (16), caractérisée en ce qu'elle comporte en outre un malaxeur (46)

recevant les cristaux séparés dans les première et deuxième essoreuses (12, 16) et une troisième essoreuse centrifuge (48) munie d'une rampe de lavage à l'eau (50) et dont la sortie des eaux de lavage est reliée à l'entrée dudit malaxeur (46).

Patentansprüche

1. Verfahren zur Erzeugung von kristallisierter Laktose mit Molke als Ausgangsprodukt, bestehend darin, die Molke zu konzentrieren, die konzentrierte Molke in den übersättigten Zustand zu bringen und sie in diesem Zustand nach Zugabe von Kristallisationskeimen durch Verdampfung zu halten, um die Kristallisation einzuleiten, dann die Kristallisation durch Abkühlung des in der ersten Kristallisationsphase erhaltenen Gemisches aus Muttersirup und Kristallen fortzusetzen, und durch Abschleudung die Kristalle vom Muttersirup zu trennen, dadurch gekennzeichnet, dass die erste Kristallisationsphase in einem kontinuierlich arbeitenden Verdampfungskristallisator (10) erfolgt, dass das aus diesem Kristallisator kommende Gemisch aus Muttersirup und Kristallen einer ersten Abschleudung in einer kontinuierlich arbeitenden Seibzentrifuge unterzogen wird, um von Muttersirup die Laktosekristalle zu trennen, deren Abmessungen grösser sind als eine vorbestimmte Grösse von 40 bis 90 μm , dass der Muttersirup, der die kleinen Kristalle mit kleineren Abmessungen als diese vorbestimmte Grösse enthält, abgekühlt wird, um die Vergrösserung dieser kleinen Kristalle herbeizuführen, und das erhaltene Produkt einer zweiten Abschleudung unterzogen wird, um die Kristalle vom Muttersirup zu trennen.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass ein Teil des aus der ersten Abschleudung kommenden Sirups zum Eintritt des Kristallisators (10) zurückgeführt wird, wobei die in ihm enthaltenen kleinen Laktosekristalle als Kristallisationskeime in diesem Kristallisator verwendet werden.

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2 zur Erzeugung von Laktose mit Vollmolke als Ausgangsprodukt, dadurch gekennzeichnet, dass die konzentrierte Molke auf eine Temperatur von 50 bis 55°C im Kristallisator (10) gebracht wird.

4. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2 zur Erzeugung von Laktose mit entproteinierte und/oder entmineralisierte Molke als Ausgangsprodukt, dadurch gekennzeichnet, dass die konzentrierte Molke auf eine Temperatur von 65° bis 70°C im Kristallisator (10) gebracht wird.

5. Verfahren nach Anspruch 1, 2 oder 4, dadurch gekennzeichnet, dass die Aufenthaltszeit der Lösung im Kristallisator (10) zwischen einer und drei Stunden beträgt.

6. Verfahren nach irgendeinem der vorstehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet,

net, dass die Trockensubstanzkonzentration der Lösung am Eintritt des Kristallisators (10) ungefähr 50 bis 55 Gewichtsprozent und die Trockensubstanzkonzentration des aus dem Kristallisator kommenden Produktes ungefähr 80 Gewichtsprozent beträgt.

7. Verfahren nach irgendeinem der vorstehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, dass der Kristallisator (10), mit Dampf bei einer Temperatur von 65° bis 80°C beheizt wird.

8. Verfahren nach Anspruch 7, dadurch gekennzeichnet, dass der Heizdampf für den Kristallisator (10) zum Teil aus in diesem Apparat produziertem und komprimiertem Brüden besteht.

9. Verfahren nach irgendeinem der vorstehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, dass die bei der ersten Abschleuderung vom Muttersirup getrennten Kristalle mit Wasser oder mit Wasser unter Säurezusatz gewaschen werden.

10. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 8, dadurch gekennzeichnet, dass die aus der ersten und der zweiten Abschleuderungen (12 und 16) kommenden Kristalle mit Wasser gemischt werden und das so erhaltene Gemisch einer weiteren Abschleuderung und dann einem Waschen in einer kontinuierlich arbeitenden Zentrifuge (48) untersetzt wird, wobei der durch diese letzte Abschleuderung ausgeschiedene Muttersirup vor dem Verdampfungskristallisator (10) zurückgeführt wird, und das Waschwasser zur Vorbereitung des Gemisches verwendet wird.

11. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, dass die erste und eventuell auch die zweite Abschleuderung in einer Zentrifuge (12) mit kegelstumpfförmigen Siebkorb stattfinden, die mit einem innerhalb des Siebkorbes (26) angebrachten Düsenstock (33) zum Berieseln der Kristalle ausgerüstet wird.

12. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, dass die Abkühlung des Gemisches aus Muttersirup und Kristallen in einer Kühlmaische (14) erfolgt, die aus einem zylindrischen Behälter (34) mit Vertikalachse und einer Drehwelle (35) besteht, die in der Behälterachse liegt und Organe zum Rühren und/oder zum Abkühlen des behandelten Produktes aufweist.

13. Anlage zur Durchführung des Verfahrens nach Anspruch 10, bestehend aus einem kontinuierlich arbeitenden Verdampfungskristallisator (10), einer ersten kontinuierlich arbeitenden Zentrifuge (12), einer Kühlmaische (14) und einer zweiten Zentrifuge (16), dadurch gekennzeichnet, dass sie ausserdem eine Maische (46) zur Aufnahme der in der ersten und der zweiten Zentrifuge (12, 16) getrennten Kristalle umfasst, sowie eine dritte Zentrifuge (48), die mit einem Wasserwaschdüsenstock (50) versehen ist, und deren Waschwasseraus-

tritt mit dem Eintritt der Maische (46) verbunden ist.

Claims

5

1. Process for the production of crystallized lactose from lactoserum, consisting in concentrating the lactoserum, bringing the concentrated lactoserum to the supersaturated state, and maintaining it so by evaporation after addition of crystallization germs to provoke a crystallization start, then continuing the crystallization by cooling the mother liquor/crystals mixture obtained during the first crystallization phase, and separating the crystals from the mother liquor by centrifugal drying, characterized in that the first crystallization phase is performed in a continuously operating unit for crystallization by evaporation (10), that the mother liquor and crystals mixture coming out of that unit is submitted to a first centrifugal drying in a continuously-operating, screen type dryer (12) to separate from the mother liquor the lactose crystals, the size of which exceeds a preset size ranging between 40 and 90 μm , that the mother liquor containing the small crystals the size of which lies under the above preset size is cooled to provoke an increase in the size of these small crystals, and that the product obtained is submitted to a second centrifugal drying to separate the crystals from the mother liquor.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

2. Process according to Claim 1, characterized in that a part of the mother liquor proceeding from the first drying is brought back to the inlet of the crystallization unit (10), the small lactose crystals it contains being used as crystallization germs in that unit.

3. Process according to Claim 1 or 2, for the production of lactose from whole lactoserum, characterized in that the concentrated lactoserum is brought to a temperature of 50° to 55°C in the crystallization unit (10).

4. Process according to Claim 1 or 2, for the production of lactose from de-proteinated and/or de-mineralized lactoserum, characterized in that the concentrated lactoserum is brought to a temperature of 65° to 70°C in the crystallization unit (10).

5. Process according to Claim 1, 2 or 4, characterized in that the residence time of the solution in the crystallization unit (10) is comprised between one and three hours.

6. Process according to any one of the above claims, characterized in that the dry matter concentration of the solution at the inlet of the crystallization unit (10) is about 50% to 55% in weight, and the dry matter concentration of the product coming out of the crystallization unit is about 80% in weight.

7. Process according to any one of the preceding claims, characterized in that the crystallization unit (10) is heated by steam, the temperature of which is between 65° and 80°C.

8. Process according to Claim 7, characterized in that part of the crystallization unit (10) heating steam is constituted by steam produced in that unit and re-compressed.

9. Process according to any one of the preceding claims, characterized in that the crystals separated from the mother liquor during the first drying are submitted to a washing with water, or with water to which acid has been added.

10. Process according to any one of Claims 1 to 8, characterized in that the crystals proceeding from first and second dryings (12 and 16) are mixed with water, and that the mixture obtained is submitted to a new drying, then to washing in a continuously operating centrifugal dryer (48), the mother liquor separated by this last drying being returned upstream of the unit for crystallization by evaporation (10) and the wash water being used to prepare the said mixture.

11. Process according to any one of Claims 1 to 10, characterized in that the first, and possibly the second drying, are performed in a

dryer (12) with a frusto-conical screen fitted with a crystals sprinkling pipe (33) located inside the basket (26).

12. Process according to any one of Claims 1 to 10, characterized in that the cooling of the mother liquor/crystals mixture is performed in a mixer-cooler (14) consisting of a vertical, cylindrical tank (34) with a revolving shaft (35) located in the centreline of the tank and carrying elements required for the stirring and/or cooling of the product processed.

13. Installation for the implementation of the process according to Claim 10, including a continuously, operating unit for crystallization by evaporation (10), a first continuously operating centrifugal dryer (12), a mixer-cooler (14), and a second centrifugal dryer (16), characterized in that it also includes a mixer (46) receiving the crystals separated in the first and second centrifugal dryers (12, 16) and a third centrifugal dryer (48) fitted with a water washing perforated pipe (50) and the wash water outlet of which is connected to the inlet of the said mixer (46).

5

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

7

0 052 541

