



No. 10-109371- -00007-0000

Fecha: 2013-04-17 16:24:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 523 RESPUESTA Folios: 14

As. 113.743

Señor

**DIRECTOR DIVISIÓN DE NUEVAS CREACIONES
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO**

E.

S.

D.

REF: Expediente No. **10 109371**– solicitud de patente de invención a favor de **DEDINI S/A INDÚSTRIAS DE BASE**. Título **PROCESO Y EQUIPO PARA CRISTALIZACIÓN DE AZÚCAR POR ENFRIAMIENTO CONTROLADO**.

RESPUESTA A EXAMEN DE FONDO

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO, portador de la tarjeta profesional No. 57.492 del C.S.J., obrando como apoderado de la sociedad solicitante me permito dar respuesta al oficio número 329 relacionado con la patentabilidad de la presente invención y notificado por fijación en lista el 22 de enero de 2013.

Con el ánimo de subsanar las objeciones planteadas por el señor Examinador, me permito presentar un nuevo pliego reivindicatorio de 1-50 reivindicaciones, en donde no se amplía en ningún momento la materia inicialmente divulgada y encuentra entero sustento en la descripción.

1. Claridad

En primer lugar vale la pena señalar que las expresiones '*alrededor*', '*preferiblemente*', '*más preferiblemente*' y '*aún más preferiblemente*', que ha criterio del señor Examinador no son precisas, han sido eliminadas del nuevo pliego reivindicatorio. En su lugar, hemos establecido intervalos puntuales para las características técnicas asociadas y se han incluido reivindicaciones dependientes adicionales para las características preferidas.

Respecto a las expresiones que según el señor Examinador hacen referencia a resultados a alcanzar, notamos que estas expresiones son de hecho características técnicas funcionales que pretenden explicar la función de las etapas definidas dentro del proceso. Consideramos que estas características aportan claridad y concisión al capítulo reivindicatorio, así como limitan el alcance de la materia reivindicada. Dado que las características técnicas funcionales son permisibles –e incluso requeridas- por su Despacho (Instructivo de Examen de Patente de Invención y Modelo de Utilidad, numeral 2.6.5.4 Características esenciales) solicitamos respetuosamente aceptar su inclusión para delimitar la materia de interés y proporcionar una definición mucho más clara para el técnico versado en la materia.

Siguiendo la sugerencia del señor Examinador respecto a la antigua reivindicación 5 hemos modificando la redacción de la misma, aclarando que la temperatura de la solución de sacarosa se define en cada etapa.

Por otra parte, la expresión '*temperatura predeterminada*' ha sido definida con mayor detalle dentro de las reivindicaciones que la contienen con lo que se aclara cualquier duda relacionada con su significado. Con relación a la expresión '*aumento gradual de intensidad*', notamos que esta era un error tipográfico y ha sido corregida en el nuevo pliego reivindicatorio.

Respecto a la objeción relativa a la antigua reivindicación 17, nos permitimos aclarar que está, dependiente de la reivindicación 1, hace referencia a la solución de sacarosa alimentada al cristalizador. Consideramos que esto queda claro al observar la dependencia de la reivindicación y la pureza de la solución. Sin embargo, cualquier duda puede aclararse con la lectura de la descripción que puede ser empleada para interpretar las reivindicaciones.

Todas las unidades de temperatura se encuentran expresadas en Celsius, que a pesar de no ser la unidad base del Sistema Internacional (Kelvin) debe ser aceptada de acuerdo a las disposiciones de su Oficina (Instructivo, CAPITULO VIII: SISTEMA INTERNACIONAL DE UNIDADES (SI)). Debe considerarse que la escala Celsius es más empleada en el campo de la invención, por lo que resulta más útil para definir la materia reivindicada.

Con respecto a la definición de las etapas de enfriamiento, referimos al señor Examinador a la página 12, párrafo 3 y a la página 13, párrafos 1 a 3, en donde se explica con valores concretos como se definen las etapas de enfriamiento y los intervalos de temperatura que se pueden emplear en cada una de esas etapas. Adicionalmente, las reivindicaciones 5 a

10 proporcionan configuraciones concretas que especifican el número de etapas y los cambios de temperatura en las mismas. Advertimos que un técnico versado en la materia es capaz de reproducir y adaptar el proceso de la presente reivindicación a sus necesidades basado en las definiciones anteriormente mencionadas, por lo que solicitamos respetuosamente retirara la objeción relacionada.

2. Novedad

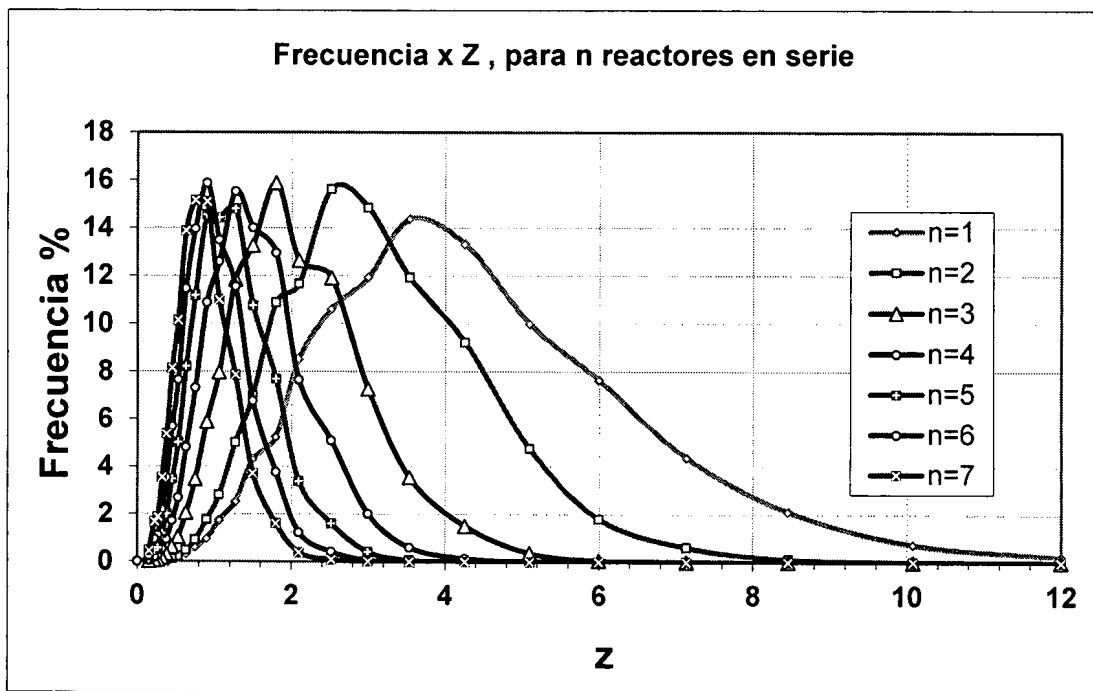
Ahora en cuanto a las objeciones a la novedad de la presente invención en vista de las anterioridades ES8602143 (D1) y FR2461754 (D2), es preciso mencionar que ninguna de las citadas anterioridades revela todas y cada una de las características esenciales definidas en el nuevo pliego reivindicatorio.

La presente invención proporciona un proceso para la cristalización del azúcar por medio de un enfriado controlado en donde todas sus etapas de cristalización ocurren en un único cristalizador (o reactor). En este proceso la solución de sacarosa saturada se alimenta en una única entrada del cristalizador y la masa cristalizada se libera, en su forma final, a través de una única salida del cristalizador. Esto implica que no hay barreras físicas entre las diferentes etapas del proceso, difiriendo únicamente en sus respectivas temperaturas de cristalización y, consecuentemente, en la densidad de la masa que se ha cristalizado en cada una de dichas etapas. Además se definen rangos concretos de temperatura para la entrada y la salida del cristalizador, así como una relación para la tasa de disminución de la temperatura dentro del reactor.

Por el contrario, el proceso del documento del estado de la técnica más cercano a la invención -D1- se lleva a cabo en un arreglo de reactores con agitación en serie (ver figura 1 de D1), y cada uno de estos reactores es definido como una etapa del proceso. Vale la pena resaltar que en la anterioridad D1 las etapas definidas ocurren cada una en un reactor respectivo y por tanto hay una segregación física de la masa que se procesa en cada una de las etapas. Debido a esta configuración de una pluralidad de reactores, la masa que se procesa pasa continuamente a través de entradas y salidas en cada uno de los reactores, delimitando una etapa diferente. En otras palabras, el producto se alimenta y se descarga desde un reactor al siguiente. Adicionalmente, en el proceso de D1 el control de temperatura se obtiene al controlar la presión (enfriamiento por evaporación) y no por medio de los fluidos intercambiadores de calor que se requieren en la presente solicitud. Nótese además que no es posible obtener una disminución controlada de la temperatura dentro de uno de los reactores del sistema de D1 como requiere el proceso y

equipo de la presente solicitud, en cuanto cada uno se agita constantemente homogenizando la temperatura del mismo.

Se podría decir que D1 proporciona una solución que emplea una disposición de reactores con agitación continua en serie, mientras que la presente invención usa un único reactor de flujo de tapón. Como se puede apreciar en la literatura de la técnica, estas disposiciones requieren de equipos distintos y proporcionan resultados diferentes¹. La siguiente figura ilustra estos resultados esperados.



Esta figura muestra la variación para la distribución de cristales de azúcar con respecto al incremento del número de reactores en serie. En el eje vertical se muestra el porcentaje de frecuencias, el cual indica el porcentaje de cristales de azúcar retenidos en la malla. En el eje horizontal, Z indica el tamaño de los cristales, y n es el número de reactores en serie.

Como se observa, con el incremento de número de reactores en serie hay una reducción de la curva de distribución (curvas cercanas al eje vertical), lo que asegura que hay una mayor uniformidad de los cristales. Por tanto, para obtener los resultados de la presente invención con la configuración de reactores en serie de D1 habría que proporcionar una pluralidad de reactores en serie, lo que incrementaría prohibitivamente los costos de producción del azúcar.

¹ Ver por ejemplo FOGLER, H. S. Elements of Chemical Reaction Engineering. 3rd ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, 1999

La presente invención proporciona entonces un proceso de cristalización continua en un único equipo, resultando en ventajas significativas sobre el estado de la técnica.

Con el reactor único de flujo tapón de la presente invención –obtenible con el cristizador continuo– se logra un equivalente de varios reactores en serie en términos de cristalización, pero evitando utilizar múltiples equipos. Además, el sistema reivindicado tiene las ventajas de i) mayor flexibilidad con las temperaturas de operación, ii) una distribución de tamaño de cristal más estrecha, iii) facilidad de proporcionar superficies de intercambio de calor amplías, iv) uso económico de energía, v) baja tasa de incrustación, vi) facilidad y bajo costo de construcción y vii) facilidad de mantenimiento, entre otros.

Para profundizar lo anterior, con el incremento del número de reactores en serie, la curva de distribución es más estrecha, lo que significa que al incrementar el número de reactores en serie el rango de distribución de la dimensión de los cristales es más estrecho y presenta pequeños cambios en el coeficiente de variación (CV). A menor CV, más uniforme es la distribución de los cristales y consecuentemente se obtiene un producto final de mejor calidad. Esto implica que para que D1 pueda obtener el mismo resultado obtenido con el proceso (o equipo) de la presente invención, sería necesario utilizar una gran cantidad de reactores en serie, incrementando los costos de producción y aumentando el espacio requerido para operar dichos reactores. La solución acá propuesta sustituye el gran número de reactores en serie, evitando así las desventajas asociadas.

Adicionalmente, el proceso propuesto también permite un control punto a punto de la supersaturación a través de una simple medición de las temperaturas, evitando el uso de equipo más sofisticado como microondas, radio-frecuencia, densímetros o refractores, etc. El control de la temperatura y la supersaturación lleva directamente a una remoción del color y las impurezas de los cristales ya que es posible controlar la velocidad del crecimiento de los cristales, minimizando de este modo la inclusión y oclusión de materiales colorantes e impurezas en los cristales formados.

En resumen, las diferencias de la presente invención con el estado de la técnica más cercano resultan en los siguientes efectos:

- El procesamiento continuo asegura costos operacionales menores y una mayor calidad del producto;
- Se emplea un único reactor en vez de varios reactores en serie;

- Los equipos empleados permiten controlar la supersaturación y el crecimiento de los cristales a través de dispositivos simples para controlar la temperatura, asegurando una mayor calidad del producto resultante y una construcción más simple;
- Control del tamaño y uniformidad de los cristales y un coeficiente de variación sobresaliente;
- Se obtiene azúcar de alta pureza sin necesidad de acudir a operaciones unitarias adicionales, como columnas de carbono o columnas de intercambio iónico y sin añadir agentes químicos adicionales;
- Se evita recurrir a varios efluentes usualmente generados en procesos tradicionales debido al uso de varias columnas;
- Se emplea tecnología simple, de bajo costo y fácilmente reproducible;
- En caso de ser necesario, permite una fácil integración de otros procesos de producción de azúcar;
- Puede ser ajustado con facilidad a la demanda del mercado;
- El equipo también puede utilizarse en el agotamiento de la miel o en la producción de azúcar de tipo C.

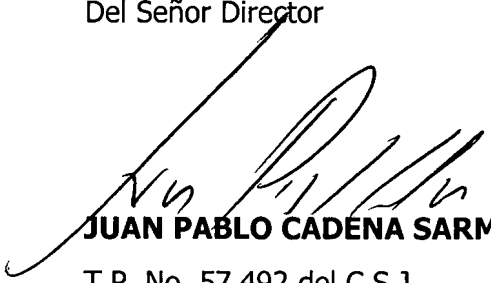
Ahora bien, el documento D2 tampoco revela o sugiere el proceso o del equipo reivindicado en la presente solicitud. Concretamente, el equipo revelado en D2 comprende un solo reactor con agitación continua comprendiendo un eje vertical que tiene elementos mezcladores montados en un eje rotatorio, los cuales por cierto no se requieren en el equipo reivindicado en la nueva reivindicación 41. Se puede decir que el equipo de D2 es simplemente uno de los reactores de agitación continua dispuestos en serie en D1. Como se explicó anteriormente el equipo empleado en reactores de agitación continua, como los de D1 o D2, es considerablemente diferente al equipo de reactores de flujo de tapón como los de la presente invención; las configuraciones son muy diferentes y no pueden equipararse.

Como complemento de lo anterior, deseamos resaltar que el problema técnico de D2 está estrechamente relacionado con proporcionar una agitación adecuada en el mezclador, por lo que el sistema para agitar se describe con gran detalle. Esto resulta en una homogenización de la temperatura a lo largo del reactor o mezclador, lo que no sucede en el cristalizador de la presente invención en donde la temperatura en la entrada es significativamente superior que en la salida. Lo anterior se aleja considerablemente del problema técnico de la presente invención, tal y como se puede observar en el análisis realizado anteriormente.

En conclusión, ninguna de las anterioridades citadas por el señor Examinador revela todas y cada una de las características técnicas del proceso y equipo de la presente invención. Particularmente el estado de la técnica enseña equipos y procesos de agitación continua (D2) y su disposición en serie (D1), los cuales son sustancialmente diferentes de los de la presente invención, basados en configuraciones de flujo de tapón.

En vista de lo anteriormente expuesto, respetuosamente solicitamos el retiro de las objeciones de la presente solicitud y la concesión del privilegio solicitado, ya que en opinión del solicitante cumple con todos los requisitos establecidos en la decisión 486.

Del Señor Director



JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

T.P. No. 57.492 del C.S.J.

C.C. 80.410.337 de Usaquén

Calle 70 A No. 4 - 41

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
- / -

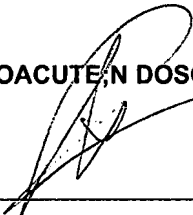
 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 13 - 0036282
		Bogotá D.C., Abril 17 de 2013 - 16:16:51

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A. NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***					
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR.PAGO
RECIBO DE CA	999999999	13644	11/02/2013		700.000.00
RECIBO DE CA	999999999	30870	03/04/2013		500.000.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
40 50005-01-01 SOLICITUDES	1607 REIVINDICACION PATENTE UNITARIA ADICIONAL A LAS 10 INIC	30.000.00	1.200.000.00
			<u>\$1.200.000.00</u>

SON: **UN MILL&OACUTE;N DOSCIENTOS MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***

Responsable: 
*
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

REIVINDICACIONES

1. Proceso para la cristalización de azúcar por enfriamiento controlado, caracterizado porque comprende el paso de enfriar progresivamente, en múltiples etapas dispuestas en serie en un cristizador, un flujo continuo descendente de una solución de sacarosa saturada a una temperatura desde 78°C a 120°C en la primera etapa, manteniendo cada etapa la solución de sacarosa bajo cristalización a una temperatura predeterminada, hasta una temperatura final de desde 20°C a 45°C en la última etapa, la variación de temperatura entre las etapas siendo definida desde la temperatura inicial en la primera etapa, por la relación de la diferencia entre las temperaturas inicial y final de la solución de sacarosa con respecto al número de etapas, el proceso comprendiendo adicionalmente un paso inicial de alimentar una solución de sacarosa saturada en una entrada de solución de sacarosa del cristizador y un paso final para liberar masa cristalizada a través de una salida (12) de masa cristalizada de dicho cristizador.
2. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque comprende inducir la formación de un germen de cristalización o semillas de cristales, enfriando la solución de sacarosa en la primera etapa de enfriamiento, con el fin de producir una sobresaturación desde 1.01 a 1.20.
3. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 2, caracterizado porque la sobresaturación es desde 1.05 a 1.15.
4. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 3, caracterizado porque la sobresaturación es de 1.10.
5. Proceso, de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 2 a 4, caracterizado porque las semillas de cristales crecen progresivamente por deposición de sacarosa en las superficies de las mismas, sacarosa que proviene de la solución de sacarosa que se enfría progresivamente a medida que fluye en la dirección descendente.
6. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 5, caracterizado porque el enfriamiento progresivo de la solución de sacarosa saturada calentada se lleva a cabo desde la temperatura inicial de la solución hasta una temperatura desde alrededor de 20°C a 45°C, en 5-50 etapas.
7. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 6, caracterizado porque se lleva a cabo en 10-20 etapas.

8. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 7, caracterizado porque se lleva a cabo en 11 etapas.
9. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la temperatura de la solución de sacarosa en cada etapa se define por la proporción de la diferencia entre las temperaturas inicial y final de la solución de sacarosa al número de etapas de enfriamiento.
10. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 5, caracterizado porque la temperatura inicial es 95° y la temperatura final es 35°C, con la provisión de 11 etapas de enfriamiento: en etapa 1 la temperatura es 95°C, en etapa 2 la temperatura es 89°C, en etapa 3 la temperatura es 83°C, en etapa 4 la temperatura es 77°C, en etapa 5 la temperatura es 71°C, en etapa 6 la temperatura es 65°C, en etapa 7 la temperatura es 59°C, en etapa 8 la temperatura es 53°C, en etapa 9 la temperatura es 47°C, en etapa 10 la temperatura es 41°C y en etapa 11 la temperatura es 35°C.
11. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se somete a agitación entre cada dos etapas de enfriamiento consecutivas, con el fin de garantizar la homogeneidad y regularidad en el crecimiento y distribución de los cristales y en la temperatura definida localmente.
12. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se somete a un aumento gradual de densidad, porcentaje de cristales y extracción de sacarosa de la solución de sacarosa cristalizada, etapa por etapa, en la dirección de flujo descendente.
13. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 12, caracterizado porque el aumento gradual de densidad en la dirección de flujo descendente, etapa por etapa, permite establecer un flujo tapón descendente.
14. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque el enfriamiento de la solución de sacarosa, en cada etapa, se efectúa mediante intercambio indirecto de calor con un fluido de intercambio de calor alimentado en la última etapa y que se hace circular a través de ésta última y, ascendentemente, a través de las etapas previas.
15. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 14, caracterizado porque cada etapa recibe un suministro adicional selectivo de fluido de intercambio de calor para mantener la temperatura programada.

16. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 14, caracterizado porque el fluido de intercambio de calor es agua a temperatura ambiente, agua calentada, vapor saturado o agua sobrecalentada.
17. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 16, caracterizado porque el agua calentada presenta una temperatura de 60°C a 95°C, presentado el vapor saturado o el agua sobrecalentada temperaturas de alrededor de 115°C a 130°C.
18. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 17, caracterizado porque el agua calentada presenta una temperatura de 90°C a 95°C.
19. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 17, caracterizado porque el vapor saturado o el agua sobrecalentada se usa en sustitución del agua calentada cuando una temperatura programada, a mantenerse en una etapa determinada, es superior a 95°C.
20. Proceso, de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 2 a 4, caracterizado porque la semilla de cristalización (germen de cristalización) se prepara en un dispositivo separado del equipo de cristalización y luego se introduce en él en una región en la cual la sobresaturación es de 1.01 a 1.20.
21. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 20, caracterizado porque la sobresaturación es de 1.05 a 1.15.
22. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 21, caracterizado porque la sobresaturación es de 1.10.
23. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 20, caracterizado porque la semilla (o germen de cristalización) utilizada contiene cristales en un porcentaje de masa de 10 a 55%.
24. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 23, caracterizado porque la semilla (o germen de cristalización) utilizada contiene cristales en un porcentaje de masa de 15 a 35%.
25. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 24, caracterizado porque la semilla (o germen de cristalización) utilizada contiene cristales en un porcentaje de masa de 20 a 25%.
26. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa tiene una pureza de 60 a 99.8%.

27. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 26, caracterizado porque la solución de sacarosa tiene una pureza de 77 a 94%.
28. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 27, caracterizado porque la solución de sacarosa tiene una pureza de 85 a 92%.
29. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de la concentración de jugo de azúcar de caña.
30. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de la concentración de jugo de caña de azúcar, sin emplear dióxido de azufre.
31. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se prepara de la disolución de azúcar crudo VVHP o VHP o VVHPC o azúcar B, o azúcar C (magma) o mezclas de estos azúcares, o mezclas de los mismos con meladura de jugo de caña de azúcar.
32. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se prepara de la disolución de azúcar crudo obtenido de un proceso de elaboración que no utiliza sulfitación del jugo.
33. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de la concentración de jugo de remolacha.
34. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de mezclas de jugo concentrado y azúcar cristalizado obtenido de remolacha.
35. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de azúcar cristalizado obtenido de remolacha.
36. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de meladura que se descolora en columnas de intercambio iónico y/o carbón activado.
37. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de la mezcla de meladura y azúcar cristalizado crudo disuelto descolorada en columnas de intercambio iónico y/o carbón activado.

38. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de la mezcla de meladura y azúcar cristalizado crudo disuelto y meladuras de separación efluentes del proceso de elaboración de azúcar y descoloradas en columnas de intercambio iónico y/o carbón activado.
39. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de las mezclas de meladura y meladura de separación resultante del proceso de elaboración de azúcar.
40. Proceso, de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la solución de sacarosa se obtiene de las mezclas de jugo concentrado y azúcares de baja pureza obtenidos de la concentración de jugo de remolacha.
41. Equipo para cristalización de azúcar por enfriamiento controlado, caracterizado porque comprende un tanque generalmente cilíndrico (10) dispuesto verticalmente y provisto con: una entrada superior (11) de solución de sacarosa; una salida inferior (12) de masa cristalizada; una pluralidad de intercambiadores de calor (20) dispuestos en el interior del tanque (10) en diferentes planos transversales a su eje y a lo largo de la altura del mismo, definiendo cada uno una etapa de cristalización respectiva, permaneciendo los citados intercambiadores de calor (20) sumergidos en un volumen de solución de sacarosa contenida en y que pasa, en un flujo continuo descendente, a través del interior del tanque (10), recibiendo cada intercambiador de calor (20) un fluido de intercambio de calor en temperatura y caudal controlados, con el fin de mantener la solución de sacarosa, que se está cristalizando, en una temperatura predeterminada en cada etapa de cristalización del tanque (10); sensores de temperatura (S1, S2, S3, S4...Sn-4, Sn-3...Sn) dispuestos en el interior del tanque (10) en cada etapa de cristalización; y un módulo de control electrónico (30) asociado operativamente con los sensores de temperatura (S1...Sn), con el fin de controlar la temperatura y el caudal de los fluidos de intercambio de calor en cada etapa de cristalización, como una función de la temperatura detectada.
42. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 41, caracterizado porque el tanque (10) comprende de 5 a 50 etapas de cristalización.
43. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 42, caracterizado porque el tanque (10) comprende de 10 a 20 etapas de cristalización.
44. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 43, caracterizado porque el tanque (10) comprende 11 etapas de cristalización.
45. Equipo, de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 42 a 44, caracterizado porque comprende un agitador mecánico (40) entre cada dos etapas consecutivas.

46. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 41, caracterizado porque cada intercambiador de calor (20) comprende un serpentín (21) dispuesto en un plano transversal al eje del tanque (10) y tiene una entrada (21a) y una salida (21b) de fluido de intercambio de calor, conectándose la salida (21b) de los serpentines (21) de los intercambiadores de calor (20), excepto el intercambiador de calor superior, a la entrada (21a) de un serpentín (21) del intercambiador de calor (20) de la etapa inmediatamente encima.
47. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 46, caracterizado porque la entrada (21a) del serpentín (21) del intercambiador de calor inferior (20) en el tanque (10) se conecta a una fuente de fluido de intercambio de calor por medio de un tubo (22), conduciendo la salida (21b) del serpentín (21) del intercambiador de calor (20) el fluido de intercambio de calor fuera del equipo.
48. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 47, caracterizado porque la entrada (21a) del serpentín (21) de todos los intercambiadores de calor (20) se conecta a una fuente de fluido de intercambio de calor a través de un tubo (22) provisto con una válvula de control respectiva (23) asociada operativamente con el módulo de control electrónico (30).
49. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 48, caracterizado porque cada intercambiador de calor (20) comprende dos serpentines (21) coplanares entre sí y dispuestos en un plano transversal al eje del tanque (10), ocupando cada uno de los serpentines (21) la mitad de área de corte transversal del tanque (10), conectándose la salida (21b) de cada serpentín (21) de un intercambiador de calor (20) a la entrada (21a) del serpentín opuesto (21) del intercambiador de calor (20) dispuesto inmediatamente encima.
50. Equipo, de acuerdo con la reivindicación 41, caracterizado porque comprende una entrada superior (13) provista en el tanque (10), para alimentar una suspensión de semillas de azúcar cristalizado.