



(11)

EP 2 603 754 B1

(12)

EUROPÄISCHE PATENTSCHRIFT

(45) Veröffentlichungstag und Bekanntmachung des Hinweises auf die Patenterteilung:
30.11.2016 Patentblatt 2016/48

(51) Int Cl.:
F25J 3/04 ^(2006.01)

(21) Anmeldenummer: **11743030.6**

(86) Internationale Anmeldenummer:
PCT/EP2011/003982

(22) Anmeldetag: **09.08.2011**

(87) Internationale Veröffentlichungsnummer:
WO 2012/019753 (16.02.2012 Gazette 2012/07)

(54) **VERFAHREN UND VORRICHTUNG ZUR GEWINNUNG VON DRUCKSAUERSTOFF UND DRUCKSTICKSTOFF DURCH TIEFTEMPERATURZERLEGUNG VON LUFT**

METHOD AND DEVICE FOR OBTAINING COMPRESSED OXYGEN AND COMPRESSED NITROGEN BY THE LOW-TEMPERATURE SEPARATION OF AIR

PROCÉDÉ ET DISPOSITIF PERMETTANT D'OBTENIR DE L'OXYGÈNE SOUS PRESSION ET DE L'AZOTE SOUS PRESSION PAR FRACTIONNEMENT CRYOGÉNIQUE DE L'AIR

(84) Benannte Vertragsstaaten:
AL AT BE BG CH CY CZ DE DK EE ES FI FR GB GR HR HU IE IS IT LI LT LU LV MC MK MT NL NO PL PT RO RS SE SI SK SM TR

- **ALEKSEEV, Alexander**
82515 Wolfratshausen (DE)
- **MASTERSON, Frances**
80636 München (DE)
- **GOLOUBEV, Dimitri**
80804 München (DE)

(30) Priorität: **30.12.2010 DE 102010056560**
13.08.2010 EP 10008479
13.08.2010 EP 10008480

(74) Vertreter: **Imhof, Dietmar**
Linde AG
Legal Services Intellectual Property
Dr.-Carl-von-Linde-Straße 6-14
82049 Pullach (DE)

(43) Veröffentlichungstag der Anmeldung:
19.06.2013 Patentblatt 2013/25

(73) Patentinhaber: **Linde AG**
80331 München (DE)

(56) Entgegenhaltungen:
EP-A1- 0 042 676 EP-A1- 0 618 415
EP-A1- 1 750 074 JP-A- 11 118 352
US-A- 4 843 828 US-A- 5 163 296

(72) Erfinder:
• **SCHWENK, Dirk**
85609 Aschheim (DE)

EP 2 603 754 B1

Anmerkung: Innerhalb von neun Monaten nach Bekanntmachung des Hinweises auf die Erteilung des europäischen Patents im Europäischen Patentblatt kann jedermann nach Maßgabe der Ausführungsordnung beim Europäischen Patentamt gegen dieses Patent Einspruch einlegen. Der Einspruch gilt erst als eingelegt, wenn die Einspruchsgebühr entrichtet worden ist. (Art. 99(1) Europäisches Patentübereinkommen).

Beschreibung

[0001] Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Gewinnung von Drucksauerstoff und Druckstickstoff durch Tieftemperaturzerlegung von Luft gemäß dem Oberbegriff des Patentanspruchs 1.

[0002] Das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung kann bei der Erfindung als Zwei-Säulen-System (zum Beispiel als klassisches Linde-Doppelsäulensystem), oder auch als Drei- oder Mehr-Säulen-System ausgebildet. Zusätzlich zu den Kolonnen zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung können weitere Vorrichtungen zur Gewinnung hochreiner Produkte und/oder anderer Luftkomponenten, insbesondere von Edelgasen vorgesehen sein, beispielsweise eine Argongewinnung und/oder eine Krypton-Xenon-Gewinnung.

[0003] Die Grundlagen der Tieftemperaturzerlegung von Luft im Allgemeinen sowie der Aufbau von Doppelsäulenanlagen im Speziellen sind in der Monografie "Tieftemperaturtechnik" von Hausen/Linde (2. Auflage, 1985) und in einem Aufsatz von Latimer in Chemical Engineering Progress (Vol. 63, No.2, 1967, Seite 35) beschrieben. Die Wärmeaustauschbeziehung zwischen Hochdrucksäule und Niederdrucksäule einer Doppelsäule wird im Regelfall durch einen Hauptkondensator realisiert, in dem Kopfgas der Hochdrucksäule gegen verdampfende Sumpfflüssigkeit der Niederdrucksäule verflüssigt wird.

[0004] Unter "Hochdrucksäule" wird hier eine Säule verstanden, die unter überatmosphärischem Betriebsdruck von mindestens 4 bar, in der Regel etwa zwischen 4 und 6 bar betrieben wird, manchmal auch unter weiter erhöhtem Druck. Die "Niederdrucksäule" weist einen niedrigeren Betriebsdruck auf und steht mit der Hochdrucksäule über einen gemeinsamen Kondensator-Verdampfer in wärmetauschender Verbindung.

[0005] Der "Hauptwärmetauscher" dient zur Abkühlung von Einsatzluft und kann durch einen einzelnen Wärmetauscherblock oder auch durch eine Mehrzahl von Wärmetauscherblöcken gebildet sein.

[0006] Die Erfindung bezieht sich auf ein Verfahren zur Erzeugung von gasförmigem Drucksauerstoff, bei dem die Druckerhöhung im Flüssigprodukt vorgenommen und die Hochdruckflüssigkeit anschließend in indirektem Wärmeaustausch mit einem Hochdruck-Prozessstrom (Wärmeträger) verdampft (beziehungsweise - bei überkritischem Druck - pseudo-verdampft) wird. Dieser Verfahrenstyp wird häufig als "Innenverdichtung" bezeichnet und ist beispielsweise in Hausen/Linde, Tieftemperaturtechnik, 2. Auflage 1985, S. 319-322 beschrieben. Als Hochdruck-Prozessstrom kann Stickstoff oder Einsatzluft eingesetzt werden. Der Produktdruck der Innenverdichtung beträgt beispielsweise 6 bis 100 bar, vorzugsweise 30 bis 95 bar. Der obere Kreislaufdruck des Stickstoffkreislaufs liegt beispielsweise zwischen 20 und 90 bar, vorzugsweise zwischen 20 und 75 bar.

[0007] Ein Verfahren der eingangs genannten Art ist aus JP 11118352 A bekannt.

[0008] Der Erfindung liegt die Aufgabe zugrunde, ein Verfahren der eingangs genannten Art und eine entsprechende Vorrichtung anzugeben, die wirtschaftlich besonders günstig sind und insbesondere einen besonders niedrigen Energieverbrauch bei vertretbarem apparativen Aufwand aufweisen.

[0009] Diese Aufgabe wird durch die kennzeichnenden Merkmale des Patentanspruchs 1 gelöst. Der Kreislaufverdichter ist als warmer Verdichter ausgebildet, das heißt er wird mit einer Eintrittstemperatur betrieben, die oberhalb von 250 K, insbesondere oberhalb von 270 K liegt. Außerdem wird er mittels externer Energie angetrieben, also zum Beispiel mit einem Elektromotor oder einer Dampfturbine, jedenfalls nicht mit einer Turbine, die einen Prozessstrom der Luftzerlegung entspannt. Entgegen der Grundidee der JP 11118352 A wird der Kreislaufverdichter nicht als Kaltverdichter betrieben und auch nicht von einer Turbine angetrieben, in welcher der Kreislaufstickstoffstrom entspannt wird.

[0010] Hierdurch kann der Kreislaufstickstoffstrom unabhängig vom Kältebedarf der Anlage eingestellt werden. Insbesondere kann die Heizleistung im Sumpfordampfer der Hochdrucksäule frei gewählt werden. Damit kann das Verfahren erheblich flexibler an aktuelle Bedürfnisse angepasst und damit energetisch günstiger betrieben werden.

[0011] Bei dem erfindungsgemäßen Verfahren wird die Hochdrucksäule mit einem Betriebsdruck (am Kopf) von beispielsweise 5 bis 6,5 bar, vorzugsweise 5,2 bis 6,2 bar betrieben. Im Fall des Einsatzes eines Zwei- oder Mehr-Kolonnensystems als Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung beträgt der Niederdrucksäulendruck weniger als 2 bar, vorzugsweise weniger als 1,6 bar.

[0012] Der "gasförmige Kreislaufstickstoffstrom" aus dem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung zum Kreislaufverdichter wird vorzugsweise vom Kopf der Hochdrucksäule abgezogen.

[0013] Der Produktdruck des Druckstickstoffprodukts kann gleich, niedriger oder höher als der Druck sein, unter dem der erste Teilstrom aus dem Kreislaufverdichter abgezogen wird, er liegt beispielsweise auf dem Niveau des Betriebsdrucks der Hochdrucksäule oder höher. Das Druckstickstoffprodukt kann in einer Mehrzahl von Unterströmen unter unterschiedlichen Drücken abgegeben werden; in diesem Fall wird die Gesamtheit des Druckstickstoffprodukts hier als "zweiter Teilstrom" bezeichnet.

[0014] Außerdem wird ein dritter Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms als Turbinenstrom aus dem Kreislaufverdichter entnommen wird, arbeitsleistend entspannt und mindestens teilweise in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung eingeleitet. Die bei der arbeitsleistenden Entspannung des Turbinenstroms erzeugte Energie wird vorzugsweise mechanisch auf einen Nachverdichter übertragen, in dem beispielsweise der Turbinenstrom stromaufwärts der arbeitsleistenden Entspannung und/oder der erste Teil-

strom des Kreislaufstickstoffstroms stromaufwärts seiner Einleitung in den Hauptwärmetauscher nachverdichtet werden.

[0015] In einer ersten Betriebsweise wird ein vierter Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms unter einem unteren Zwischendruck (P2) von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters abgezogen, in einer Zwischen-druckpassage des Hauptwärmetauschers abgekühlt und mit dem arbeitsleistend entspannten Turbinenstrom stromaufwärts des Kondensator-Verdampfers vermischt. Dies ist insbesondere dann günstig, wenn der Turbinenstrom zur Ausheizung der Hochdrucksäule in dem ersten Kondensator-Verdampfer genutzt wird. Wenn relativ wenig Kälte benötigt wird, kann der Turbinenstrom so klein sein, dass er alleine nicht mehr die für die Kolonnenheizung benötigte Wärme aufbringen kann. Durch die Zumischung des vierten Teilstroms kann zusätzliche Wärme in den Kondensator-Verdampfer eingetragen werden. Kälteerzeugung und Kolonnenbetrieb sind damit unabhängig. Die Kälteleistung, die durch den Turbinenstrom erbracht wird, kann in weitem Bereich variiert werden, ohne dass sie den Betrieb des Destilliersäulen-Systems beeinflusst.

[0016] Im Rahmen einer Weiterbildung der Erfindung kann die Menge des im unteren Abschnitt der Niederdrucksäule aufsteigenden Dampfs durch die Einstellung der Menge des zweiten Teilstroms des Kreislaufstickstoffstroms eingestellt werden und die Menge der Rücklauf Flüssigkeit im oberen Teil der Niederdrucksäule indirekt über die Einstellung der Menge des ersten Teilstroms des Kreislaufstickstoffstroms, also die Heizleistung des Hochdrucksäulen-Sumpfverdampfers. Hiermit kann das Rücklaufverhältnis sowohl im oberen als auch im unteren Teil der Niederdrucksäule optimiert werden.

[0017] Wird die Menge des ersten Teilstroms des Kreislaufstroms erhöht oder vermindert und dadurch mehr oder weniger Stickstoff im Sumpfverdampfer kondensiert, steht eine entsprechend veränderte Menge an flüssigem Stickstoff als Rücklauf Flüssigkeit in der Hochdrucksäule zur Verfügung und es kann mehr oder weniger Hochdruckstickstoff entnommen werden; es spielt dabei keine Rolle ob ein Teil des flüssigen Stickstoffs aus dem Sumpfverdampfer unmittelbar in die Niederdrucksäule eingeleitet wird, oder ob er in die Hochdrucksäule eingeleitet wird und damit entsprechend mehr (oder weniger) flüssiger Stickstoff aus der Hochdrucksäule beziehungsweise aus dem Hauptkondensator in die Niederdrucksäule übergeleitet werden kann. Wird weniger oder mehr Hochdrucksäulen-Stickstoff als "zweiter Teilstrom" entnommen und steht somit mehr oder weniger Heizleistung am Hauptkondensator zur Verfügung, wird entsprechend mehr oder weniger aufsteigender Dampf für den unteren Teil der Niederdrucksäule erzeugt.

[0018] Das Verfahren eignet sich insbesondere für die Gewinnung von unreinem Drucksauerstoff mit einer Reinheit von weniger 98 mol-%, vorzugsweise von 97 % oder weniger. Es kann besonders vorteilhaft bei IGCC-

Anlagen eingesetzt werden, in denen mindestens ein Teil des Drucksauerstoffprodukts in eine Kohlevergasung zur Erzeugung eines Brenngases eingeleitet wird und mindestens ein Teil des Druckstickstoffprodukts zum Kohletransport eingesetzt wird.

[0019] Grundsätzlich kann das erfindungsgemäße Verfahren mit konstanter Gesamtdruckstickstoffproduktmenge gefahren werden, wobei die Gesamtdruckstickstoffproduktmenge durch die Summe der Mengenströme gebildet wird, die stromaufwärts und/oder stromabwärts des Kreislaufverdichters und/oder von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters unter einem Produktdruck aus dem Kreislaufstickstoffstrom abgezweigt und als Druckstickstoffprodukt gewonnen werden, also die Gesamtmenge an Stickstoffprodukt, die letztendlich von der Hochdrucksäule kommt und nicht aus der Niederdrucksäule oder einer anderen Säule. (Diese und alle anderen Mengenangaben sind molar zu verstehen.)

[0020] In einer bevorzugten Ausgestaltung wird das Verfahren jedoch mit variabler Last gefahren, wobei in einem ersten Lastfall

- eine erste Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN1 gewonnen wird,
- der erste Teilstrom in einer ersten Teilstrommenge TS1 durch den Sumpfverdampfer der Hochdrucksäule geführt wird und
- die Einsatzluft in einer ersten Einsatzluftmenge EL1 in den Luftverdichter eingeleitet wird,

und wobei in einem zweiten Lastfall

- eine zweite, höhere Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN2 gewonnen wird, $PN2 > PN1$,
- der erste Teilstrom in einer zweiten, höheren Teilstrommenge TS2 durch den Sumpfverdampfer der Hochdrucksäule geführt wird, $TS2 > TS1$, und
- die Einsatzluft in einer zweiten Einsatzluftmenge EL2 in den Luftverdichter eingeleitet wird, wobei die zweite Einsatzluftmenge EL2 gleich der ersten Einsatzluftmenge EL1 oder nur unwesentlich höher ist, wobei gilt

$$(EL2 - EL1)/EL1 < 0,2 \cdot (PN2 - PN1)/PN1.$$

[0021] Trotz der erhöhten Gesamtproduktion an Druckstickstoff bleibt also die Einsatzluftmenge gleich oder wird nur unwesentlich erhöht. "Unwesentlich" bedeutet hier, dass die relative Änderung der Luftmenge höchstens ein Fünftel, vorzugsweise weniger als ein Zehntel der relativen Änderung der Produktmenge an Druckstickstoff beträgt. Wenn in einem konkreten Beispiel die Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN2 im zweiten Lastfall um 50 % höher als im ersten, wird die zweite Einsatzluftmenge EL2 um weniger als 10 % erhöht, vorzugsweise bleibt sie gleich. Mit gleich bleibender

oder nur geringfügig erhöhter Luftmenge kann also eine wesentliche Erhöhung der Gesamtproduktion an Druckstickstoff erreicht werden. Außerdem führt die im Wesentlichen gleich bleibende Luftmenge dazu, dass der Trennprozess innerhalb des Destilliersäulen-Systems bei einer Laständerung nur relativ wenig gestört wird und damit die Produktreinheiten weitgehend konstant bleiben. Außerdem kann die Menge an gasförmigem Druck-sauerstoffprodukt gleich bleiben beziehungsweise sich nur unwesentlich ändern.

[0022] In einem konkreten Beispiel wird ein zweiter Teilstrom stromabwärts des Kreislaufverdichters als einziges Druckstickstoffprodukt entnommen. Bei einer Lasterhöhung von einem ersten zu einem zweiten Lastfall wird die Gesamtdruckstickstoffproduktmenge (also hier die Menge des zweiten Teilstroms) um 25 % erhöht (PN2 = 1,25 PN1). Gleichzeitig wird die Menge des Heizstroms des Hochdrucksäulen-Sumpfordampfers um ca. 45 % erhöht (TS2 = 1,45 TS1), die Einsatzluftmenge bleibt dabei aber unverändert. Die Änderung des ersten Teilstroms hängt linear mit der Druckstickstoffprodukt-Änderung zusammen.

[0023] Die Erhöhung der Druckstickstoff-Entnahme mit gleich bleibender Einsatzluftmenge hat einen fast unveränderten Sauerstoffgehalt im unreinen Stickstoff-Produkt der Niederdrucksäule (UN2) zur Folge. Die Menge des innenverdichteten Produkt - Sauerstoffs bleibt konstant. Mit der Erhöhung der Druckstickstoff-Entnahme wird die UN2-Menge kleiner, die gleichzeitig die aufsteigende Gasmenge in der Niederdrucksäule bestimmt. Erhöht man die Druckstickstoff-Entnahme um 10.000 Nm³/h, vermindert sich auch die UN2-Menge um 10.000 Nm³/h. Die Last am Hauptkondensator ist also direkt proportional der Druckstickstoff-Entnahme. Werden zum Beispiel 10.000 Nm³/h mehr entnommen, werden 10.000 Nm³/h weniger Stickstoff am Hauptkondensator verflüssigt. Die Wasch-LIN-Flüssigkeit für die Niederdrucksäule wird ebenfalls entsprechend kleiner (um ca. $0,4 \cdot 10.000 = 4.000$ Nm³/h). Das heißt das Rücklaufverhältnis im oberen Abschnitt der Niederdrucksäule bleibt fast unverändert. Die Wasch-LIN-Flüssigkeit für die Drucksäule (aus dem Hauptkondensator) wird dabei um ca. $0,6 \cdot 10.000 = 6.000$ Nm³/h geringer. Um aber die Produktreinheiten nicht zu verlieren, muss das Rücklaufverhältnis in der Drucksäule "wiederhergestellt" werden. Dieses wird nun durch entsprechende Erhöhung des ersten Teilstroms sichergestellt.

[0024] Die Regelung des ersten Teilstroms kann dabei mittels eines AIC-Reglers erfolgen (zum Beispiel mit Konstanthalten der Sauerstoff-Produktreinheit).

[0025] Alternativ kann Prozesskälte durch arbeitsleistende Entspannung eines Teilstroms der Einsatzluft gewonnen werden. Die dabei gewonnene mechanische Energie wird vorzugsweise auf einen Nachverdichter für die Turbinenluft übertragen.

[0026] Es ist günstig, wenn bei dem erfindungsgemäßen Verfahren eine Flüssigfraktion aus der Hochdrucksäule unter dem Betriebsdruck der Hochdrucksäule in

einen Kondensator-Verdampfer eingeleitet und dort in indirektem Wärmeaustausch mit mindestens einem Teil des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms mindestens teilweise verdampft wird, wobei der dabei erzeugte Dampf mindestens teilweise in die Hochdrucksäule zurückgeleitet wird. Das Aufkochen der Hochdrucksäule verbessert deren Trennwirkung. Als Heizmittel wird im Rahmen der Erfindung kein eigens zu verdichtender Strom eingesetzt, sondern der ohnehin auf geeignetem Druckniveau vorhandene Turbinenstrom. Der Kreislaufverdichter wird somit zu einem weiteren Zweck, der Ausheizung der Hochdrucksäule genutzt.

[0027] Der "Kondensator-Verdampfer", in dem eine Flüssigfraktion aus der Hochdrucksäule aufgekocht wird, ist als vom Hauptwärmetauscher getrennter Wärmetauscher ausgeführt, insbesondere als mindestens ein Plattenwärmetauscherblock, höchst vorzugsweise als ein einziger Plattenwärmetauscherblock; er kann innerhalb der Hochdrucksäule angeordnet sein oder auch außerhalb in einem separaten Behälter.

[0028] Die Flüssigfraktion zum Kondensator-Verdampfer kann aus dem Sumpf der Hochdrucksäule entnommen werden - der Kondensator-Verdampfer stellt dann den Sumpfordampfer dar und ist vorzugsweise unmittelbar im Sumpf der Hochdrucksäule angeordnet. Alternativ ist der Kondensator-Verdampfer als Zwischenverdampfer der Hochdrucksäule ausgebildet und beispielsweise auf einem Zwischenniveau im Inneren der Hochdrucksäule angeordnet; die Flüssigfraktion für den Kondensator-Verdampfer wird dann an der entsprechenden Zwischenstelle der Hochdrucksäule abgezogen. In diesem Fall werden der Sumpf- und der Zwischenverdampfer von verschiedenen Teilstromen des Kreislaufstickstoffstroms beheizt, die bei unterschiedlichen geeigneten Drücken aus dem Kreislaufverdichter entnommen werden.

[0029] Häufig ist der Druck des ersten Teilstroms des Kreislaufstickstoffstroms der höchste im Verfahren benötigte Druck. Bei besonders hohem Kältebedarf kann auch der dritte Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms (Turbinenstrom) auf diesem Druckniveau aus dem Kreislaufverdichter abgezogen werden. In vielen Fällen ist es aber günstig, den dritten Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms unter einem oberen Zwischendruck (P3, P4) von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters abzu ziehen und anschließend der arbeitsleistenden Entspannung zuzuführen. Der Eintrittsdruck der arbeitsleistenden Entspannung liegt dann etwa auf dem Niveau des oberen Zwischendrucks, kann aber gegebenenfalls durch einen an die Entspannungsmaschine gekoppelten Nachverdichter erhöht werden.

[0030] Der erste Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms kann unter einem hohen Druck (P4) aus dem Kreislaufverdichter abgezogen werden, der höher als der Zwischendruck (P3) ist, bei dem der dritte Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms aus dem Kreislaufverdichter entnommen wird; anschließend wird der erste Teilstrom unter diesem hohen Druck oder unter einem noch höhe-

ren Druck in den Hauptwärmetauscher eingeleitet. Damit lässt sich einerseits ein besonders hoher Produktdruck für das gasförmige Drucksauerstoffprodukt realisieren, andererseits ist dieses Druckniveau entkoppelt von dem Eintrittsdruck der arbeitsleistenden Entspannung, der niedriger sein kann. Darüber hinaus kann auch ein Teil des Kreislaufstickstoffstroms unter dem hohen Druck als Druckstickstoffprodukt gewonnen werden, ohne dass zusätzlicher Maschinenaufwand notwendig wäre.

[0031] Umgekehrt zur ersten Betriebsweise kann in einer zweiten Betriebsweise ein Teil des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms in der Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers angewärmt und dem Kreislaufverdichter an einer Zwischenstufe zugeführt werden. Dies ist vor Allem dann vorteilhaft, wenn viel Kälte erzeugt wird und der Turbinenstrom damit zu groß für die Beheizung des ersten Kondensator-Verdampfers ist. Für diese Rückführung und für die Führung des vierten Teilstroms in der ersten Betriebsweise wird vorzugsweise eine Pendelleitung, die durch dieselben Passagen des Hauptwärmetauschers führt ("Zwischenpassage").

[0032] Vorzugsweise wird der flüssige Sauerstoffstrom für die Innenverdichtung aus dem unteren Bereich der Niederdrucksäule entnommen

[0033] Zusätzlich kann eine Zwischenflüssigkeit, deren Sauerstoffgehalt zwischen demjenigen der sauerstoffangereicherten Flüssigkeit und demjenigen der stickstoffangereicherten Flüssigkeit liegt, aus der Hochdrucksäule entnommen und der Niederdrucksäule an einer zweiten Zwischenstelle zugeführt werden, die oberhalb der ersten Zwischenstelle angeordnet ist, wobei die Zwischenflüssigkeit insbesondere in Höhe eines Zwischenverdampfers der Hochdrucksäule entnommen wird.

[0034] Die Erfindung betrifft außerdem eine Vorrichtung zur Gewinnung von Drucksauerstoff und Druckstickstoff durch Tieftemperaturzerlegung von Luft gemäß den Patentansprüchen 10 bis 12.

[0035] Die Erfindung sowie weitere Einzelheiten der Erfindung werden im Folgenden anhand von in den Zeichnungen dargestellten Ausführungsbeispielen näher erläutert, die alle als Zwei-Säulen-Systeme ausgebildet sind. Hierbei zeigen:

- Figur 1 ein erstes Ausführungsbeispiel, das nicht alle Merkmale der Erfindung aufweist, mit zwei Kondensator-Verdampfern in der Hochdrucksäule, bei dem die arbeitsleistende Entspannung auf den Eintrittsdruck der zweiten Stufe des Kreislaufverdichters führt,
- Figur 2 eine Abwandlung des ersten Ausführungsbeispiels, bei dem die arbeitsleistende Entspannung auf den Eintrittsdruck der zweiten Stufe des Kreislaufverdichters führt,
- Figur 3 ein Ausführungsbeispiel der Erfin-

dung mit nur einem Kondensator-Verdampfer in der Hochdrucksäule und Nachverdichtung des Turbinenstroms,

5 Figur 4

eine Abwandlung dieses Ausführungsbeispiels der Erfindung mit Nachverdichtung des ersten Teilstroms des Kreislaufstickstoffstroms, weitere Ausführungsbeispiele, die nicht alle Merkmale der Erfindung aufweisen, mit zwei Kondensator-Verdampfern in der Hochdrucksäule und

10 Figuren 5 bis 7

15 Figuren 8 und 9

zwei Ausführungsbeispiele mit nur einem Kondensator-Verdampfer in der Hochdrucksäule und mit einer Luftturbine.

[0036] In den Zeichnungen nicht dargestellt ist, wie atmosphärische Luft auf bekannte Weise über ein Filter von einem Luftverdichter angesaugt und auf einen Druck von ca. 6 bar verdichtet und weiter über eine Vorkühlungseinrichtung und eine Reinigungseinrichtung geführt wird.

[0037] In **Figur 1** wird die verdichtete und gereinigte Einsatzluft 6 in einem Hauptwärmetauscher 20 auf etwa Taupunkt abgekühlt und über Leitung 7 einem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung zugeführt, das in dem Beispiel aus einer Hochdrucksäule 8 und den ihr zugeordneten Kolonnenverdampfern, einem Sumpfverdampfer 9 und einem Zwischenverdampfer 10 besteht, sowie aus einer Niederdrucksäule 460 und aus einem Hauptkondensator 461, über den die Hochdrucksäule 8 und die Niederdrucksäule 460 in wärmetauschender Verbindung stehen, indem das Kopfgas der Hochdrucksäule in indirekten Wärmeaustausch mit der Sumpfflüssigkeit der gebracht wird. Der Betriebsdruck am Kopf der Niederdrucksäule 460 beträgt ca. 1,4 bar. Der Hauptwärmetauscher 20 kann integriert oder gesplittet ausgeführt werden, **Figur 1** und die nachfolgenden Zeichnungen zeigen nur die Grundfunktion des Tauschers - warme Ströme werden durch kalte gekühlt.

[0038] Die Sumpfflüssigkeit 462 ("sauerstoffangereicherte Flüssigkeit") aus der Hochdrucksäule 8 beziehungsweise von der Verflüssigungsseite ihres Sumpfverdampfers 9 wird vollständig durch einen ersten Unterkühlungs-Gegenströmer 16 und einen zweiten Unterkühlungs-Gegenströmer 416 geführt, in einem Drosselventil 463 auf Niederdrucksäulendruck entspannt und über Leitung 464 der Niederdrucksäule an einer ersten Zwischenstelle zugeführt. Ein Teil 465 der Zwischenflüssigkeit der Hochdrucksäule 8, die an der Verflüssigungsseite des Zwischenverdampfers 10 anfällt, wird von dort abgezogen, ebenfalls in den Unterkühlungs-Gegenströmern 16 und 416 unterkühlt und nach Drosselung 466 über Leitung 467 an einer zweiten Zwischenstelle der Hochdrucksäule 8 zugeleitet, die oberhalb der ersten Zwischenstelle liegt. Ein dritter Einsatzstrom in Form von

unreinem flüssigen Stickstoff 468 wird nach Unterkühlung 16/416 und Drosselung 469 über Leitung 470 auf den Kopf der Niederdrucksäule 460 aufgegeben.

[0039] Der flüssige Sauerstoff wird hier vom Sumpf der Niederdrucksäule 460 beziehungsweise von der Verflüssigungsseite des Hauptkondensators 461 entnommen und analog zu Strom 11 der Figur 1 in einen Innenverdichtungsstrom ("flüssiger Sauerstoffstrom") 12 und ein Flüssigprodukt (15) aufgeteilt.

[0040] Im Sumpf der Niederdrucksäule 460 wird flüssiger Sauerstoff 11 erzeugt, der zu einem ersten Teil als "flüssiger Sauerstoffstrom" 12 in einer Pumpe 13 der - je nach Produktanforderungen - auf einen Druck von 6 bis 100 bar gebracht wird. Die Flüssigkeit (IC-LOX) wird unter diesem erhöhten Druck in den Hauptwärmetauscher 20 eingeleitet, im Hauptwärmetauscher verdampft oder pseudo-verdampft und auf etwa Umgebungstemperatur angewärmt. Schließlich wird der Sauerstoff als gasförmiges Drucksauerstoffprodukt 14 gewonnen.

[0041] Ein anderer Teil 15 der Sumpfflüssigkeit 11 der Niederdrucksäule 460 wird - gegebenenfalls nach Unterkühlung in dem Unterkühlungs-Gegenströmer 416 über Leitung 15 als flüssiges Sauerstoffprodukt (LOX) abgegeben.

[0042] Vom Kopf der Hochdrucksäule 8 wird über Leitung 18 Stickstoff als "gasförmiger Kreislaufstickstoffstrom" abgezogen, in dem Unterkühlungs-Gegenströmer 16 und weiter (Leitung 19) im Hauptwärmetauscher 20 angewärmt und schließlich mindestens zu einem ersten Teil über Leitung 21 der ersten Stufe 23 eines Kreislaufverdichters 22 zugeführt, der in dem Beispiel vier Stufen 23, 25, 560 mit Nachkühlern 24, 26, 561 aufweist. (Die beiden letzten Verdichterstufen 560 und Nachkühler 561 sind vereinfacht dargestellt und können verfahrenstechnisch auch als zusätzlicher Produktverdichter zum dann als zweistufig anzusehenden Kreislaufverdichter 23/25 betrachtet werden) und mittels eines Elektromotors angetrieben wird; alternativ zu 23/25 kann ein Kreislaufverdichter im engeren Sinne mit drei oder mehr als vier Stufen eingesetzt werden.) Ein anderer Teil des Kreislaufstickstoffstroms kann als Druckstickstoffprodukt 27 (PGAN) unter etwa dem Betriebsdruck der Hochdrucksäule gewonnen werden.

[0043] In der ersten Stufe 23 des Kreislaufverdichters 22 wird der Kreislaufstickstoffstrom auf einen ersten Zwischendruck (P1-GAN) von ca. 9 bar und in der zweiten Stufe 25 weiter auf einen zweiten Zwischendruck (P2-GAN) von ca. 12 bar verdichtet. Die beiden letzten Stufen 560 komprimieren auf einen hohen Druck, der das 1,4 bis 2,5-Fache des Sauerstoffdrucks beträgt (P4-GAN), beziehungsweise einen dritten Zwischendruck (P3-GAN). (Weitere) Druckstickstoffproduktströme können - je nach Bedarf - von jedem dieser Druckniveaus (Leitungen 27, 53, 29, 565, 564) abgezogen werden; die Gesamtheit dieser Druckstickstoffproduktströme bildet einen "zweiten Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms". Ein Teil des Kreislaufstickstoffstroms 540 auf einem dieser Niveaus bildet einen "dritten Teilstrom", wird in einem

Nachverdichter 566 auf den 1,3 bis 2-fachen Druck nachverdichtet und nach Nachkühlung als Turbinenstrom 40 im Hauptwärmetauscher auf eine Zwischentemperatur abgekühlt und schließlich in einer Entspannungsmaschine 41, die vorzugsweise durch eine Expansionsturbine gebildet wird, arbeitsleistend entspannt. Der arbeitsleistend entspannte Turbinenstrom 42 wird zu mindestens einem ersten Teil 30 in dem Zwischenverdampfer 10 ("erster Kondensator-Verdampfer") der Hochdrucksäule 8 als Heizmittel eingesetzt. Hierbei wird er in indirektem Wärmeaustausch mit verdampfender Zwischenflüssigkeit der Hochdrucksäule 8 mindestens teilweise verflüssigt. Anschließend wird dieser Strom über die Leitung 31, durch den Unterkühlungs-Gegenströmer 16, das Drosselventil 32 und schließlich Leitung 33 wieder in den Kopf der Hochdrucksäule 8 zurückgeleitet.

[0044] Für eine konkrete Anlage wird je nach Kältebedarf einer der Drücke P2-GAN bis P4-GAN für den Strom 540 ausgewählt und eine entsprechende Verrohrung realisiert. Die in der Expansionsturbine 41 erzeugte mechanische Leistung wird durch mechanische Kopplung auf den Nachverdichter 566 übertragen. Alternativ kann die Turbine 41 an einen anderen Verdichter, einen Generator oder an eine dissipative Bremsenrichtung gekoppelt sein.

[0045] Am Kopf der Hochdrucksäule 8 kann Flüssigstickstoff 43 als weiterer Produktstrom (PLIN) abgezogen werden

[0046] Mindestens ein Teil 34 des Kreislaufstickstoffstroms, der auf den Enddruck des Kreislaufverdichters 22 verdichtet wurde, bildet eine "Hochdruck-Prozessstrom", der im Hauptwärmetauscher 20 die Wärme für die (Pseudo-)Verdampfung des flüssigen Drucksauerstoffs liefert. Der kalte Hochdruck-Prozessstrom 35 wird in dem Unterkühlungs-Gegenströmer 16 abgekühlt (in Figur 1 nicht dargestellt), in einem Drosselventil 36 auf Hochdrucksäulendruck entspannt und schließlich über Leitung 37 auf den Kopf der Hochdrucksäule 8 aufgegeben. Die Entspannung auf Hochdrucksäulendruck kann alternativ auch arbeitsleistend in einer Flüssigturbine 38 durchgeführt werden; in dem dargestellten Beispiel wird die Flüssigturbine 38 durch einen Generator 39 gebremst.

[0047] Vom Kopf der Niederdrucksäule 460 wird Unreinstickstoff 50 als Restgas abgezogen, in den Unterkühlungs-Gegenströmern 416 und 16 und weiter (Leitung 51, P-UN2) im Hauptwärmetauscher 20 angewärmt und schließlich über Leitung 52 als Restprodukt abgegeben; es kann in dem Verfahren noch als Regeneriergas oder als trockenes Gas in einem Verdunstungskühler genutzt werden.

[0048] Ein Teil 45 des Kreislaufstickstoffstroms stromabwärts der ersten Stufe 23 des Kreislaufverdichters 22 bildet einen "ersten Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms" und wird - nach Abkühlung im Hauptwärmetauscher 20 - als Zwischendruck-Kreislaufstickstoffstrom 46 in dem Sumpfverdampfer 9 der Hochdrucksäule mindestens teilweise verflüssigt. Anschließend wird der Zwi-

schendruck-Kreislaufstickstoffstrom über Leitung 47, den Unterkühlungs-Gegenströmer 16, und das Drosselventil 48 auf den Kopf der Hochdrucksäule 8 aufgegeben.

[0049] Eine Leitung 44, die durch eine Passagengruppe des Hauptwärmetauschers 20 ("Zwischenpassage") führt, wird in dem Ausführungsbeispiel als Pendelleitung betrieben.

[0050] In einer ersten Betriebsweise wird ein vierter Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms unter einem unteren Zwischendruck (P1-GAN) von der ersten Zwischenstufe des Kreislaufverdichters 22 abgezogen, in der Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers abgekühlt und über die - in diesem Fall nach rechts durchströmte - Pendelleitung mit dem arbeitsleistend entspannten Turbinenstrom 42 stromaufwärts des ersten Kondensator-Verdampfers 10 vermischt. Dies ist insbesondere dann günstig, wenn relativ wenig Kälte benötigt wird und deshalb der Turbinenstrom für die Kolonnenheizung nicht ausreicht.

[0051] Umgekehrt kann in einer zweiten Betriebsweise ein Teil des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms in der Pendelleitung nach links geführt, in der Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers angewärmt und dem Kreislaufverdichter 22 stromaufwärts der zweiten Stufe 25 wieder zugeführt werden. Dies ist vor Allem dann vorteilhaft, wenn viel Kälte erzeugt wird und der Turbinenstrom damit zu groß für die Beheizung des ersten Kondensator-Verdampfers ist.

[0052] Das Verfahren von Figur 2 unterscheidet sich dadurch von demjenigen der Figur 1, dass die arbeitsleistende Entspannung 41 einen höheren Austrittsdruck aufweist. Dieser liegt auf einem Niveau von ca. 12 bar, das hier am Austritt der zweiten Stufe 25 des Kreislaufverdichters 22 anliegt (P2-GAN). Dieser Druck reicht aus, um den Sumpfverdampfer 209 der Hochdrucksäule 8 mit dem Strom 230 zu betreiben. Der "erste Teilstrom" zur Ausheizung des Sumpfverdampfers 209 ist also teilweise identisch mit dem Turbinenstrom 242, dem "dritten Teilstrom". Die Pendelleitung 244 befindet sich ebenfalls auf dem höheren Druckniveau (P2-GAN). Als Heizmittel für den Zwischenverdampfer 210 wird hier ein Teilstrom 246 des Kreislaufstickstoffstroms verwendet, der stromaufwärts der zweiten Stufe 25 des Kreislaufverdichters 22 abzweigt wird.

[0053] Bei dem Ausführungsbeispiel der **Figur 3** weist die Hochdrucksäule nur einen einzigen Kondensator-Verdampfer auf, den Sumpfverdampfer 209. Gegenüber Figur 2 wurde der Zwischenverdampfer weggelassen. Dadurch kann auch der Kreislaufverdichter 322 eine Stufe weniger als in Figur 2 aufweisen.

[0054] **Figur 4** zeigt eine Abwandlung von Figur 3. Hier wird nicht der Turbinenstrom ("dritter Teilstrom") 440 durch den an die Turbine 41 gekoppelten Nachverdichter 466 geschickt, sondern der "Hochdruck-Prozessstrom" 434, der anschließend im Hauptwärmetauscher 20 zur (Pseudo-)Verdampfung des Sauerstoffprodukts eingesetzt wird. Sowohl der erste als auch der dritte Teilstrom stammen hier vom Austritt der Endstufe des Kreislauf-

verdichters 322 (Druckniveau P4-GAN).

[0055] Alternativ kann in den Figuren 1 bis 3 statt der Turbinen-Nachverdichter-Kombination 41/466 auch eine Generatorturbine eingesetzt werden.

[0056] In **Figur 5** ist der Kreislaufverdichter 322 wie in den Figuren 3 und 4 ausgebildet; wobei er lediglich zwei Stufen 23, 25 aufweisen kann. Ansonsten ähnelt das hier dargestellte Verfahren mehr demjenigen von Figur 1, insbesondere weist die Hochdrucksäule 8 einen Zwischenverdampfer 10 auf.

[0057] In der ersten Stufe 23 des Kreislaufverdichters 22 wird der Kreislaufstickstoffstrom auf einen Zwischendruck von ca. 9 bar und in der zweiten Stufe 25 weiter auf einen oberen Kreislaufdruck von bis zu 16 bar verdichtet. Soweit der Stickstoff unter dem oberen Kreislaufdruck nicht über Leitung 29 als Druckstickstoffprodukt abgezogen wird, dient er hier ausschließlich als "erster Teilstrom" zur Ausheizung des Sumpfverdampfers 9.

[0058] Die für das Verfahren benötigte Kälte wird durch arbeitsleistende Entspannung 541 eines Turbinenstroms 540 erzeugt, der in dem Beispiel durch Stickstoff gebildet wird, der von einem Stickstoffverdichter (zum Beispiel einem nicht dargestellten separaten Verdichter oder von einer zusätzlichen Stufe am Stickstoffkreislaufverdichter) kommt. Der Austrittsstrom 542 stromabwärts der arbeitsleistenden Entspannung 541 wird mit einem der Stickstoffströme auf einem der Druckniveaus PGAN, P1GAN oder P2GAN vermischt.

[0059] Die in der Expansionsturbine 41 erzeugt mechanische Leistung P_{turb} wird ins Warme abgegeben, insbesondere an einen Verdichter, einen Generator oder eine dissipative Bremse.

[0060] Als Hochdruck-Prozessstrom, der im Hauptwärmetauscher die Wärme für die (Pseudo-)Verdampfung des flüssigen Drucksauerstoffs liefert, wird in dem Beispiel ein Stickstoffstrom 534 eingesetzt, der unter einem geeigneten Druck steht und von einem Stickstoffverdichter kommt (zum Beispiel einem nicht dargestellten separaten Verdichter oder von einer zusätzlichen Stufe am Stickstoffkreislaufverdichter). Der Stickstoffstrom 534 kann grundsätzlich auch von jeder anderen Druckstickstoffquelle, also den Druckniveaus PGAN, P1-GAN oder P2-GAN stammen. Er kann auf jedes geeignete vorhandene Druckniveau PGAN oder P1-GAN entspannt und dann dem entsprechenden Kreislauf- oder Druckproduktstrom hinzugefügt werden. Alternativ führt die arbeitsleistende Entspannung auf Atmosphärenniveau und der entspannte Turbinenstrom wird schließlich - nach Anwärmung im Hauptwärmetauscher 20 - drucklos abgegeben.

[0061] Der kalte Hochdruck-Prozessstrom 235 wird wie in Figur 1 geführt.

[0062] Das Verfahren von **Figur 6** unterscheidet sich von demjenigen der Figur 1 dadurch, dass der Austrittsdruck der arbeitsleistenden Entspannung 641 (Leitung 642) auf dem Niveau PGAN des Betriebsdrucks der Hochdrucksäule 8 liegt. Dadurch kann entsprechend mehr Kälte für die Produktverflüssigung gewonnen wer-

den.

[0063] Der Turbinenstrom 40 wird durch mindestens einen Teil eines der folgenden drei Ströme gebildet:

- 29 (P2-GAN) von der Endstufe des Kreislaufverdichters 28
- 565 (P3-GAN) von einer Zwischenstufe des Produktverdichters 560
- 564 (P4-GAN) von der Endstufe des Produktverdichters 560

[0064] Der Turbinenstrom wird arbeitsleistend auf etwa den Betriebsdruck der Drucksäule 8 entspannt. Der entspannte Turbinenstrom 642 wird schließlich dem Kreislaufstickstoffstrom 19 zugemischt, der vom Kopf der Drucksäule 8 kommt. Die Turbinenleistung wird hier an einen Stickstoff-Nachverdichter 666 abgegeben, der den Druck des Turbinenstroms weiter erhöht.

[0065] In dem Prozess von **Figur 7** wird der Hochdruck-Prozessstrom 734 nicht durch Stickstoff sondern durch einen Teilstrom der Einsatzluft gebildet. Dieser kann beispielsweise stromabwärts einer nicht dargestellten Reinigungseinrichtung abgezweigt und in einem Nachverdichter auf den benötigten Druck gebracht werden, der bis zu 90 bar betragen kann. (Hauptluftverdichter, Reinigungseinrichtung, Abzweigung und Nachverdichter sind in **Figur 7** nicht dargestellt.) Analog zu den **Figuren 1 bis 6** wird der Hochdruck-Prozessstrom 734 im Hauptwärmetauscher abgekühlt und (pseudo-)verflüssigt, im Drosselventil 736 auf Hochdrucksäulendruck entspannt und schließlich über Leitung 737 an einer geeigneten Zwischenstelle in die Hochdrucksäule 8 eingespeist. Ebenso analog zu den **Figuren 1 bis 6** kann die Entspannung auf Drucksäulendruck auch arbeitsleistend in einer Flüssigturbine 738 durchgeführt werden, die vorzugsweise durch einen Generator 739 gebremst wird. Die in **Figur 7** dargestellte Verwendung von Luft als Hochdruck-Prozessstrom kann auch auf die Prozessvarianten der **Figuren 1 bis 6** angewendet werden.

[0066] Der Turbinenstrom 840 für die arbeitsleistende Entspannung 841 wird in **Figur 7** nicht durch Stickstoff, sondern durch einen anderen Teil der Einsatzluft gebildet, hier insbesondere den Rest der Einsatzluft, der nicht als Hochdruck-Prozessstrom 734 eingesetzt wird. Hierbei wird die Gesamtluft im Luftverdichter auf einen deutlich über Hochdrucksäulendruck liegenden Druck von bis zu 90 bar verdichtet und anschließend auf den Turbinenstrom 840 und den Hochdruck-Prozessstrom 734 aufgeteilt. (Alternativ können der Turbinenstrom 840 und/oder der Hochdruck-Prozessstrom separat weiter nachverdichtet werden.) Der entspannte Turbinenstrom 842 wird an einer geeigneten Zwischenstelle in die Hochdrucksäule 8 eingeleitet.

[0067] Die zweite in **Figur 7** dargestellte Abwandlung (Luftturbine statt Stickstoffturbine) kann ebenfalls bei den Verfahren der **Figuren 1 bis 6**, alleine oder in Kombination mit der Verwendung von Luft als Hochdruck-Prozessstrom.

[0068] Das Verfahren von **Figur 8** nutzt ebenfalls Einsatzluft als Hochdruck-Prozessstrom 734 und als Turbinenstrom 840. Die Gesamtluft wird in einem Hauptluftverdichter auf etwa Hochdrucksäulendruck verdichtet und anschließend in einer Reinigungseinrichtung gereinigt (beides ist in der Zeichnung nicht dargestellt). Die auf Hochdrucksäulendruck verdichtete und gereinigte Luft 801 wird in insgesamt drei Teilstrome aufgeteilt, den Hochdruck-Prozessstrom 734, den Turbinenstrom 840 und außerdem in einen Direktluftstrom 802, 806, der ohne weitere druckverändernde Maßnahmen über Leitung 807 gasförmig in die Hochdrucksäule 8 eingeleitet wird. Der Hochdruck-Prozessstrom und der Turbinenstrom werden gemeinsam über Leitung 802 zu einem ersten extern angetriebenen Nachverdichter 803 mit Nachkühler 804 geführt und anschließend weiter verzweigt. Während der Hochdruck-Prozessstrom in einem weiteren extern angetriebenen Nachverdichter 808 mit Nachkühler 809 auf einen besonders hohen Druck weiter verdichtet wird, strömt der Turbinenstrom 842 durch einen Nachverdichter 810, der von der Entspannungsmaschine 841 angetrieben wird, die durch einen Turboexpander gebildet wird und mechanisch über eine gemeinsame Welle mit dem Nachverdichter 810 gekoppelt ist. Der Nachverdichter 810 weist ebenfalls einen Nachkühler 811 auf.

[0069] Ein Teil 865 der über Leitung 737 flüssig in die Hochdrucksäule 8 eingeleiteten Luft wird gleich wieder aus der Hochdrucksäule entnommen und analog zu Strom 465 in **Figur 1** der Niederdrucksäule 460 an einer Zwischenstelle zugeleitet.

[0070] Der "erste Teilstrom" des Kreislaufstickstoffstroms wird hier durch den Strom 845/846 gebildet, der zwischen den beiden Stufen 23, 25 des Kreislaufverdichters 22 entnommen und zum Sumpfverdampfer 9 der Hochdrucksäule 8 geführt wird.

[0071] Über die Leitungen 890 ist die Niederdrucksäule 460 mit einer konventionellen Argongewinnung verbunden. Die Details der Argongewinnung mit Rohargonsäule sind hier nicht dargestellt, das sie dem Fachmann geläufig sind.

[0072] In einer Alternative wird in **Figur 8** statt des Stroms 845 ein anderer Druckstickstoffstrom als Heizmedium für den Sumpfverdampfer 9 der Hochdrucksäule 8 genutzt. Außerdem wird ein zusätzlicher Druckstickstoffproduktstrom 853 durch Innenverdichtung gewonnen, indem ein Teil 850 des im Hauptkondensator 461 gewonnenen flüssigen Stickstoffs in einer Pumpe 851 flüssig auf einen hohen Druck gebracht, über Leitung 852 zum Hauptwärmetauscher 20 geführt und dort verdampft beziehungsweise pseudo-verdampft und auf Umgebungstemperatur angewärmt wird.

[0073] **Figur 9** entspricht weitgehend **Figur 8**, weist aber keine Stickstoff-Innenverdichtung auf. Hier sind die in **Figur 8** nicht dargestellten Unterkühlungs-Gegenströmer 16, 916 gezeigt. Das Verfahren unterscheidet sich durch eine zusätzliche Mitteldrucksäule 900, die unter einem Betriebsdruck betrieben wird, der zwischen den Betriebsdrücke von Niederdrucksäule 460 und Hoch-

drucksäule 8 liegt. Die Sumpfflüssigkeit 462 ("sauerstoffangereicherte Flüssigkeit") aus der Hochdrucksäule 8 beziehungsweise von der Verflüssigungsseite ihres Sumpfverdampfers 9 wird hier nicht direkt, sondern indirekt der Niederdrucksäule 460 zugeleitet. Sie wird nach 5
Unter Kühlung 16 zunächst über Leitung 964 der Mitteldrucksäule 900 und dort weiter vorzerlegt. Auch die flüssige Luft 865 wird im Gegensatz zu den vorigen Ausführungsbeispielen hier nicht der Niederdrucksäule 460 zugeleitet, sondern nach Durchströmen des Unter kühlungs-Gegenströmers 16 und eines Drosselventils über 10
Leitung 965 der Mitteldrucksäule 900 an einer Zwischenstelle zugeleitet. (Ein Teil kann über Leitung 965 wieder entnommen und wie in Figur 1 über 466 und 467 in die Niederdrucksäule 460 eingespeist werden.) 15

[0074] Die Mitteldrucksäule 900 weist zwei Kondensator-Verdampfer auf, einen Mitteldrucksäulen-Sumpfverdampfer 901 und einen Mitteldrucksäulen-Kopf kondensator 902. Der Mitteldrucksäulen-Sumpfverdampfer 901 wird mittels eines Teilstroms 903 des Kopfstickstoffs der 20
Hochdrucksäule 8 beheizt. Der dabei kondensierte Stickstoff 904 wird als Rücklaufflüssigkeit auf den Kopf der Mitteldrucksäule 900 aufgegeben. Der Mitteldrucksäulen-Kopf kondensator 902 wird mit der Sumpfflüssigkeit 905 der Mitteldrucksäule 900 beziehungsweise von der 25
Verflüssigungsseite deren Sumpfverdampfers 901 gekühlt. Der dabei erzeugte Dampf 906 und der flüssig verbliebene Anteil 907 werden in die Niederdrucksäule 460 eingeleitet. Der Teil 908 des im Mitteldrucksäulen-Kopf kondensator 902 gewonnenen flüssigen Stickstoffs, der 30
nicht als Rücklaufflüssigkeit in die Mitteldrucksäule 900 eingeleitet wird, kann nach Unter kühlung 16 als zusätzliche Rücklaufflüssigkeit 909 für die Niederdrucksäule 460 genutzt werden. 35

Patentansprüche

1. Verfahren zur Gewinnung von Drucksauerstoff und Druckstickstoff durch Tieftemperaturzerlegung von 40
Luft in einem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung, das mindestens eine Hochdrucksäule (8) mit Sumpfverdampfer (9, 209) und eine Niederdrucksäule (460) aufweist, wobei die Niederdrucksäule (460) über einen als Kondensator-Verdampfer ausgebildeten Hauptkondensator (461) mit der Hochdrucksäule (8) in wärmetauschender Verbindung steht, wobei bei dem Verfahren 45

- Einsatzluft in einem Luftverdichter (2) verdichtet wird, 50
- die verdichtete Einsatzluft (6, 734, 802, 840) in einem Hauptwärmetauscher (20) abgekühlt und mindestens teilweise in die Hochdrucksäule (8) eingeleitet wird, 55
- eine sauerstoffangereicherte Flüssigkeit (462, 465) aus der Hochdrucksäule (8) entnommen und der Niederdrucksäule (460) an einer ersten

Zwischenstelle zugeführt (464, 467, 906) wird,
- eine stickstoffangereicherte Flüssigkeit (468, 470) aus der Hochdrucksäule (8) und/oder dem Hauptkondensator (461) entnommen und auf den Kopf der Niederdrucksäule (460) aufgegeben wird,
- ein flüssiger Sauerstoffstrom (11, 12) aus dem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung entnommen, in flüssigem Zustand auf einen erhöhten Druck gebracht (13), unter diesem erhöhten Druck in den Hauptwärmetauscher (20) eingeleitet, im Hauptwärmetauscher (20) verdampft oder pseudo-verdampft und auf etwa Umgebungstemperatur angewärmt und schließlich als gasförmiges Drucksauerstoffprodukt (14) gewonnen wird,
- ein Hochdruck-Prozessstrom (34, 734) in dem Hauptwärmetauscher (20) in indirekten Wärmeaustausch mit dem Sauerstoffstrom gebracht und anschließend entspannt (36, 38; 736, 738) wird, wobei der entspannte Hochdruckstrom (37, 737) mindestens teilweise in flüssigem Zustand in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung eingeleitet wird,
- ein gasförmiger Kreislaufstickstoffstrom (18, 19) aus der Hochdrucksäule abgezogen wird und mindestens zum Teil (21) in einem Kreislaufverdichter (22) verdichtet wird,
- ein erster Teilstrom (45, 46; 244, 242, 230; 845, 846) des Kreislaufstickstoffstroms aus dem Kreislaufverdichter (22, 322) entnommen, in dem Hauptwärmetauscher (20) abgekühlt, in dem Sumpfverdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) in indirektem Wärmeaustausch mit der Sumpfflüssigkeit der Hochdrucksäule (8) mindestens teilweise verflüssigt und in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung zurückgeleitet wird und bei dem
- ein zweiter Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms stromaufwärts und/oder stromabwärts des Kreislaufverdichters und/oder von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters unter einem Produktdruck (P, P1, P2, P3, P4) abgezweigt und als Druckstickstoffprodukt (27, 29, 53, 564, 565) gewonnen wird, **dadurch gekennzeichnet, dass**
- der Kreislaufverdichter (22, 322) als warmer Verdichter ausgebildet ist und mittels externer Energie angetrieben wird, wobei
- ein dritter Teilstrom (30) des Kreislaufstickstoffstroms als Turbinenstrom (40; 242) aus dem Kreislaufverdichter (22, 322) entnommen, arbeitsleistend entspannt (41) und mindestens teilweise in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung eingeleitet wird,
- der Kreislaufverdichter mehrstufig ausgebildet ist und
- in einer ersten Betriebsweise ein vierter Teil-

strom (45) des Kreislaufstickstoffstroms unter einem unteren Zwischendruck (P1-GAN, P2--GAN) von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters abgezogen, in einer Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers abgekühlt und mit dem arbeitsleistend entspannten Turbinenstrom (42) stromaufwärts des Sumpfverdampfers (9) vermischt wird und das Gemisch den ersten Teilstrom (30) bildet.

2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet, dass** eine Gesamtdruckstickstoffproduktmenge (PN) gewonnen wird, die durch die Summe der Mengenströme gebildet wird, die stromaufwärts und/oder stromabwärts des Kreislaufverdichters und/oder von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters unter einem Produktdruck (P, P1, P2, P3, P4) aus dem Kreislaufstickstoffstrom abgezweigt und als Druckstickstoffprodukt (27, 29, 53, 564, 565) gewonnen werden, wobei in einem ersten Lastfall

- eine erste Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN1 gewonnen wird,
- der erste Teilstrom in einer ersten Teilstrommenge TS1 durch den Sumpfverdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) geführt wird und
- die Einsatzluft in einer ersten Einsatzluftmenge EL1 in den Luftverdichter (2) eingeleitet wird,

und wobei in einem zweiten Lastfall

- eine zweite, höhere Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN2 gewonnen wird, $PN2 > PN1$,
- der erste Teilstrom in einer zweiten, höheren Teilstrommenge TS2 durch den Sumpfverdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) geführt wird, $TS2 > TS1$, und
- die Einsatzluft in einer zweiten Einsatzluftmenge EL2 in den Luftverdichter (2) eingeleitet wird, wobei die zweite Einsatzluftmenge EL2 gleich der ersten Einsatzluftmenge EL1 oder nur unwesentlich höher ist, wobei gilt $(EL2 - EL1)/EL1 < 0,2 \cdot (PN2 - PN1)/PN1$.

3. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet, dass** eine Flüssigfraktion aus der Hochdrucksäule (8) unter dem Betriebsdruck der Hochdrucksäule in einen Kondensator-Verdampfer (9, 10) eingeleitet und dort in indirektem Wärmeaustausch mit mindestens einem Teil des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms mindestens teilweise verdampft wird, wobei der dabei erzeugte Dampf mindestens teilweise in die Hochdrucksäule (8) zurückgeleitet wird.

4. Verfahren nach Anspruch 3, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Flüssigfraktion vom Sumpf der Hochdrucksäule (8) oder von einer Zwischenstelle

der Hochdrucksäule (8) abgezogen wird.

5. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, **dadurch gekennzeichnet, dass** der dritte Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms unter einem oberen Zwischendruck (P2, P3, P4) von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters abgezogen und anschließend der arbeitsleistenden Entspannung zugeführt wird.

6. Verfahren nach Anspruch 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** ein Teilstrom des Kreislaufstickstoffstroms unter einem hohen Druck (P4) aus dem Kreislaufverdichter abgezogen wird, der höher als der Zwischendruck (P3) ist, und anschließend als Hochdruck-Prozessstrom (34) verwendet wird.

7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, **dadurch gekennzeichnet, dass** in einer zweiten Betriebsweise ein Teil des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms (42) in der Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers angewärmt und dem Kreislaufverdichter an einer Zwischenstufe zugeführt wird, wobei mindestens ein Teil des Restes des arbeitsleistend entspannten Turbinenstroms (42) den ersten Teilstrom (30) bildet.

8. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 7, **dadurch gekennzeichnet, dass** der flüssige Sauerstoffstrom (411, 412) aus dem unteren Bereich der Niederdrucksäule (460) entnommen wird.

9. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 8, **dadurch gekennzeichnet, dass** eine Zwischenflüssigkeit (465, 467), deren Sauerstoffgehalt zwischen demjenigen der sauerstoffangereicherten Flüssigkeit (462) und demjenigen der stickstoffangereicherten Flüssigkeit (468) liegt, aus der Hochdrucksäule (8) entnommen und der Niederdrucksäule (460) an einer zweiten Zwischenstelle zugeführt wird, die oberhalb der ersten Zwischenstelle angeordnet ist, wobei die Zwischenflüssigkeit (465) insbesondere in Höhe eines Zwischenverdampfers (10) der Hochdrucksäule (8) entnommen wird.

10. Vorrichtung zur Gewinnung von Drucksauerstoff und Druckstickstoff durch Tieftemperaturerlegung von Luft mit

- einem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung, das mindestens eine Hochdrucksäule (8) und eine Niederdrucksäule (460) aufweist, wobei die Niederdrucksäule (460) über sowie einen als Kondensator-Verdampfer ausgebildeten Hauptkondensator (461), zur wärmetauschenden Verbindung von Niederdrucksäule (460) und Hochdrucksäule (8) aufweist,

- einem Luftverdichter (2) zum Verdichten von Einsatzluft,
 - einem Hauptwärmetauscher (20) zum Abkühlen der verdichteten Einsatzluft (6, 734, 802, 840),
 - Mitteln zum Einleiten der abgekühlten Einsatzluft in die Hochdrucksäule (8),
 - Mitteln zum Entnehmen einer sauerstoffangereicherte Flüssigkeit (462, 465) aus der Hochdrucksäule (8) und zum Zuführen dieser Flüssigkeit (464, 467) oder einer daraus abgeleiteten Flüssigkeit (467, 906) zu der Niederdrucksäule (460) an einer ersten Zwischenstelle,
 - Mitteln zum Entnehmen einer stickstoffangereicherten Flüssigkeit (468, 470) aus der Hochdrucksäule (8) und/oder dem Hauptkondensator (461) und zum Abgeben dieser Flüssigkeit auf den Kopf der Niederdrucksäule (460),
 - Mitteln zum Entnehmen eines flüssigen Sauerstoffstroms (11, 12, 411, 412) aus dem Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung,
 - Mitteln um den Sauerstoffstrom in flüssigem Zustand auf einen erhöhten Druck zu bringen (13), unter diesem erhöhten Druck in den Hauptwärmetauscher (20) einzuleiten, im Hauptwärmetauscher (20) zu verdampfen oder pseudozuverdampfen und auf etwa Umgebungstemperatur anzuwärmen und schließlich als gasförmiges Drucksauerstoffprodukt (14) abzuziehen,
 - Mitteln, um einen Hochdruck-Prozessstrom (34, 734) in dem Hauptwärmetauscher (20) in indirekten Wärmeaustausch mit dem Sauerstoffstrom zu bringen und anschließend zu entspannen (36, 38, 736, 738),
 - Mitteln zum Einleiten des entspannten Hochdruck-Prozessstroms (37, 737) mindestens teilweise in flüssigem Zustand in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung,
 - Mitteln zum Abziehen eines gasförmigen Kreislaufstickstoffstroms (18, 19) aus der Hochdrucksäule,
 - einem Kreislaufverdichter (22, 322) zum Verdichten mindestens eines Teils (21) des Kreislaufstickstoffstroms,
 - Mitteln zum Entnehmen eines ersten Teilstroms (45, 46; 244, 242, 230; 845, 846) des Kreislaufstickstoffstroms aus dem Kreislaufverdichter (22, 322), zum Abkühlen des ersten Teilstroms in dem Hauptwärmetauscher (20), zum Einleiten des ersten Teilstroms in den Sumpfverdampfer (9) der Hochdrucksäule (8) zwecks mindestens teilweisem Verflüssigen in indirektem Wärmeaustausch mit der Sumpfflüssigkeit der Hochdrucksäule (8) und zum Zurückleiten des mindestens teilweise verflüssigten ersten Teilstroms in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung und mit

- Mitteln zum Abzweigen eines zweiten Teilstroms des Kreislaufstickstoffstroms stromaufwärts und/oder stromabwärts des Kreislaufverdichters und/oder von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters unter einem Produktdruck (P, P1, P2, P3, P4) und zum Abziehen als Druckstickstoffprodukt (27, 29, 53, 564, 565),

dadurch gekennzeichnet, dass

- der Kreislaufverdichter (22, 322) als warmer Verdichter ausgebildet ist und einen Antrieb aufweist, der mittels externer Energie angetrieben wird und dass
 - der Kreislaufverdichter mehrstufig ausgebildet ist und **gekennzeichnet durch**
 - Mittel zum Entnehmen eines dritten Teilstroms (30) des Kreislaufstickstoffstroms als Turbinenstrom (40) aus dem Kreislaufverdichter (22, 322),
 - Mittel zum arbeitsleistenden Entspannen (41) des Turbinenstrom (40),
 - Mittel zum Einleiten des arbeitsleistend entspannten dritten Teilstroms (242) in das Destilliersäulen-System zur Stickstoff-Sauerstoff-Trennung, und
 - Mittel zum Abziehen eines vierten Teilstroms (45) des Kreislaufstickstoffstroms unter einem unteren Zwischendruck (P1-GAN, P2-GAN) von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters in einer ersten Betriebsweise und zum Abkühlen des vierten Teilstroms (45) in einer Zwischendruckpassage des Hauptwärmetauschers und zum Vermischen des abgekühlten vierten Teilstroms (244) mit dem arbeitsleistend entspannten Turbinenstrom (242) stromaufwärts des Sumpfverdampfers (9) zur Bildung des ersten Teilstroms (30)..

11. Vorrichtung nach Anspruch 10, gekennzeichnet durch Regelungsmittel, durch welche die

- die Gesamtdruckstickstoffproduktmenge (PN), die **durch** die Summe der Mengenströme gebildet wird, die stromaufwärts und/oder stromabwärts des Kreislaufverdichters und/oder von einer Zwischenstufe des Kreislaufverdichters unter einem Produktdruck (P, P1, P2, P3, P4) aus dem Kreislaufstickstoffstrom abgezweigt und als Druckstickstoffprodukt (27, 29, 53, 564, 565) gewonnen werden,
 - die Teilstrommenge (TS) an erstem Teilstrom, der **durch** den Sumpfverdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) geführt wird, und
 - die Einsatzluftmenge (EL), die in die Hochdrucksäule (8) eingeleitet wird, einstellen, wobei die Regelungsmittel so ausgebildet sind, dass
 - in einem ersten Lastfall

- eine erste Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN1 gewonnen wird,
 - der erste Teilstrom in einer ersten Teilstrommenge TS1 **durch** den Sumpferdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) geführt wird und
 - die Einsatzluft in einer ersten Einsatzluftmenge EL1 in die Hochdrucksäule (8) eingeleitet wird,
- 5
- 10
- und in einem zweiten Lastfall
 - eine zweite, höhere Gesamtdruckstickstoffproduktmenge PN2 gewonnen wird, PN2 > PN1,
 - der erste Teilstrom in einer zweiten, höheren Teilstrommenge TS2 **durch** den Sumpferdampfer (9, 209) der Hochdrucksäule (8) geführt wird, TS2 > TS1, und
 - die Einsatzluft in einer zweiten Einsatzluftmenge EL2 in die Hochdrucksäule (8) eingeleitet wird, wobei die zweite Einsatzluftmenge EL2 gleich der ersten Einsatzluftmenge EL1 oder nur unwesentlich höher ist,
- 15
- 20
- 25

$$EL1 \leq EL2 < EL1 \cdot 0,2 \cdot PN2/PN1.$$

12. Vorrichtung nach Anspruch 11 oder 10, mit Mitteln zum Entnehmen einer Zwischenflüssigkeit (465, 467), deren Sauerstoffgehalt zwischen demjenigen der sauerstoffangereicherten Flüssigkeit (462) und demjenigen der stickstoffangereicherten Flüssigkeit (468) liegt, aus der Hochdrucksäule (8) und zum Zuführen dieser Flüssigkeit zu der Niederdrucksäule (460) an einer zweiten Zwischenstelle, die oberhalb der ersten Zwischenstelle angeordnet ist, wobei die die Mittel zum Entnehmen der Zwischenflüssigkeit (465) insbesondere in Höhe eines Zwischenverdampfers (10) der Hochdrucksäule (8) angeordnet sind.
- 30
- 35
- 40

Claims

1. Method of obtaining compressed oxygen and compressed nitrogen by low-temperature separation of air in a distillation-column system for nitrogen-oxygen separation, which has at least one high-pressure column (8) with bottom evaporator (9, 209) and a low-pressure column (460), wherein the low-pressure column (460) is in heat-exchanging communication via a main condenser (461), configured as condenser-evaporator, with the high-pressure column (8), wherein in the method
- 45
- 50
- 55
- feed air is compressed in an air compressor (2),

- the compressed feed air (6, 734, 802, 840) is cooled in a main heat exchanger (20) and is fed at least partially into the high-pressure column (8),
- an oxygen-enriched liquid (462, 465) is taken from the high-pressure column (8) and is supplied to the low-pressure column (460) at a first intermediate point (464, 467, 906),
- a nitrogen-enriched liquid (468, 470) is taken from the high-pressure column (8) and/or the main condenser (461) and is delivered to the top of the low-pressure column (460),
- a liquid oxygen stream (11, 12) is taken from the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation, is brought in the liquid state to an increased pressure (13), is fed at this increased pressure into the main heat exchanger (20), is evaporated or pseudo-evaporated and warmed roughly to ambient temperature in the main heat exchanger (20) and finally is obtained as gaseous compressed oxygen product (14),
- a high-pressure process stream (34, 734) is brought in the main heat exchanger (20) into indirect heat exchange with the oxygen stream and then expanded (36, 38; 736, 738), wherein the expanded high-pressure stream (37, 737) is fed at least partially in the liquid state into the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation,
- a gaseous circulation nitrogen stream (18, 19) is withdrawn from the high-pressure column and at least partly (21) is compressed in a circulation compressor (22),
- a first partial stream (45, 46; 244, 242, 230; 845, 846) of the circulation nitrogen stream is taken from the circulation compressor (22, 322), cooled in the main heat exchanger (20), at least partially liquefied in the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8) in indirect heat exchange with the bottom liquid of the high-pressure column (8) and is recycled to the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation and wherein
- a second partial stream of the circulation nitrogen stream is branched off upstream and/or downstream of the circulation compressor and/or of an intermediate stage of the circulation compressor at a product pressure (P, P1, P2, P3, P4) and is obtained as compressed nitrogen product (27, 29, 53, 564, 565),

characterized in that

- the circulation compressor (22, 322) is configured as warm compressor and is driven by means of external energy, wherein
- a third partial stream (30) of the circulation nitrogen stream is taken as turbine stream (40;

- 242) from the circulation compressor (22, 322), expanded with performance of work (41) and is fed at least partially into the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation,
- the circulation compressor is of multistage configuration and
 - in a first operating mode a fourth partial stream (45) of the circulation nitrogen stream is withdrawn at a lower intermediate pressure (P1-GAN, P2-GAN) from an intermediate stage of the circulation compressor, is cooled in an intermediate-pressure passage of the main heat exchanger and is mixed with the work-performingly expanded turbine stream (42) upstream of the bottom evaporator (9) and the mixture forms the first partial stream (30).
2. Method according to Claim 1, **characterized in that** a total amount of compressed nitrogen product (PN) is obtained, which is formed by the sum of the flows that are branched upstream and/or downstream of the circulation compressor and/or of an intermediate stage of the circulation compressor at a product pressure (P, P1, P2, P3, P4) from the circulation nitrogen stream and are obtained as compressed nitrogen product (27, 29, 53, 564, 565), wherein in a first loading case
- a first total amount of compressed nitrogen product PN1 is obtained,
 - the first partial stream is led in a first partial stream amount TS1 through the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8) and
 - the feed air is fed in a first amount of feed air EL1 into the air compressor (2),
- and wherein in a second loading case
- a second, higher total amount of compressed nitrogen product PN2 is obtained, $PN2 > PN1$,
 - the first partial stream is led in a second, higher partial stream amount TS2 through the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8), $TS2 > TS1$, and
 - the feed air is fed in a second amount of feed air EL2 into the air compressor (2), wherein the second amount of feed air EL2 is equal to the first amount of feed air EL1 or is only insignificantly higher, wherein $(EL2 - EL1)/EL1 < 0.2 \cdot (PN2 - PN1)/PN1$.
3. Method according to one of Claims 1 and 2, **characterized in that** a liquid fraction from the high-pressure column (8) at the operating pressure of the high-pressure column is fed into a condenser-evaporator (9, 10) and there, in indirect heat exchange with at least one part of the work-performingly expanded turbine stream, is evaporated at least partially, wherein the steam produced thereby is recycled at least partially to the high-pressure column (8).
4. Method according to Claim 3, **characterized in that** the liquid fraction is withdrawn from the bottom of the high-pressure column (8) or from an intermediate point of the high-pressure column (8).
5. Method according to one of Claims 1 to 4, **characterized in that** the circulation compressor (22, 322) is of multistage configuration and the third partial stream of the circulation nitrogen stream is withdrawn at an upper intermediate pressure (P2, P3, P4) from an intermediate stage of the circulation compressor and is then supplied to the work-performing expansion.
6. Method according to Claim 5, **characterized in that** a partial stream of the circulation nitrogen stream is withdrawn at a high pressure (P4) from the circulation compressor, which is higher than the intermediate pressure (P3), and is then used as high-pressure process stream (34).
7. Method according to one of Claims 1 to 6, **characterized in that** in a second operating mode a part of the work-performingly expanded turbine stream (42) is warmed in the intermediate-pressure passage of the main heat exchanger and is supplied to the circulation compressor at an intermediate stage, wherein at least one part of the remainder of the work-performingly expanded turbine stream (42) forms the first partial stream (30).
8. Method according to one of Claims 1 to 7, **characterized in that** the liquid oxygen stream (411, 412) is taken from the lower region of the low-pressure column (460).
9. Method according to one of Claims 1 to 8, **characterized in that** an intermediate liquid (465, 467), whose oxygen content is between that of the oxygen-enriched liquid (462) and that of the nitrogen-enriched liquid (468), is taken from the high-pressure column (8) and is supplied to the low-pressure column (460) at a second intermediate point, which is arranged above the first intermediate point, wherein the intermediate liquid (465) in particular is taken at the level of an intermediate evaporator (10) of the high-pressure column (8).
10. Device for obtaining compressed oxygen and compressed nitrogen by low-temperature separation of air with
- a distillation-column system for nitrogen-oxygen separation, which has at least a high-pres-

sure column (8) and a low-pressure column (460), wherein the low-pressure column (460) has a main condenser (461), configured as condenser-evaporator, for heat-exchanging connection of low-pressure column (460) and high-pressure column (8),

- an air compressor (2) for compressing feed air,

- a main heat exchanger (20) for cooling the compressed feed air (6, 734, 802, 840),

- means for feeding the cooled feed air into the high-pressure column (8),

- means for withdrawing an oxygen-enriched liquid (462, 465) from the high-pressure column (8) and for supplying this liquid (464, 467) or a liquid derived therefrom (467, 906) to the low-pressure column (460) at a first intermediate point,

- means for withdrawing a nitrogen-enriched liquid (468, 470) from the high-pressure column (8) and/or the main condenser (461) and for delivering this liquid to the top of the low-pressure column (460),

- means for withdrawing a liquid oxygen stream (11, 12, 411, 412) from the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation,

- means for bringing the oxygen stream in the liquid state to an increased pressure (13), feeding it at this increased pressure into the main heat exchanger (20), for evaporating or pseudo-evaporating in the main heat exchanger (20) and warming roughly to ambient temperature and finally for withdrawal as gaseous compressed oxygen product (14),

- means for bringing a high-pressure process stream (34, 734) in the main heat exchanger (20) in indirect heat exchange with the oxygen stream and then expanding it (36, 38, 736, 738),

- means for feeding the expanded high-pressure process stream (37, 737) at least partially in the liquid state into the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation,

- means for withdrawing a gaseous circulation nitrogen stream (18, 19) from the high-pressure column,

- a circulation compressor (22, 322) for compressing at least one part (21) of the circulation nitrogen stream,

- means for withdrawing a first partial stream (45, 46; 244, 242, 230; 845, 846) of the circulation nitrogen stream from the circulation compressor (22, 322), for cooling the first partial stream in the main heat exchanger (20), for feeding the first partial stream into the bottom evaporator (9) of the high-pressure column (8) for the purpose of at least partial liquefaction in indirect heat exchange with the bottom liquid of the high-pressure column (8) and for recycling the at least partially liquefied first partial stream to the dis-

tillation-column system for nitrogen-oxygen separation, and with

- means for branching off a second partial stream of the circulation nitrogen stream upstream and/or downstream of the circulation compressor and/or from an intermediate stage of the circulation compressor at a product pressure (P, P1, P2, P3, P4) and for withdrawal as compressed nitrogen product (27, 29, 53, 564, 565),

characterized in that

- the circulation compressor (22, 322) is configured as warm compressor and has a drive that is driven by means of external energy, and **in that**

- the circulation compressor is of multistage configuration and **characterized by**

- means for taking a third partial stream (30) of the circulation nitrogen stream as turbine stream (40) from the circulation compressor (22, 322),

- means for the work-performing expansion (41) of the turbine stream (40),

- means for introducing the work-performingly expanded third partial stream (242) into the distillation-column system for nitrogen-oxygen separation, and

- means for withdrawing a fourth partial stream (45) of the circulation nitrogen stream at a lower intermediate pressure (P1-GAN, P2-GAN) from an intermediate stage of the circulation compressor in a first operating mode and for cooling the fourth partial stream in an intermediate-pressure passage of the main heat exchanger and for mixing the cooled fourth partial stream (244) with the work-performingly expanded turbine stream (242) upstream of the bottom evaporator (9) to form the first partial stream.

11. Device according to Claim 10, **characterized by** controlling means, by which

- the total amount of compressed nitrogen product (PN), which is formed by the sum of the flows, which are branched off upstream and/or downstream of the circulation compressor and/or from an intermediate stage of the circulation compressor at a product pressure (P, P1, P2, P3, P4) from the circulation nitrogen stream and are obtained as compressed nitrogen product (27, 29, 53, 564, 565),

- the partial stream amount (TS) on the first partial stream, which is led through the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8), and

- the amount of feed air (EL), which is fed into the high-pressure column (8),

are set, wherein the controlling means are configured so that

- in a first loading case
 - a first total amount of compressed nitrogen product PN1 is obtained, 5
 - the first partial stream is led in a first partial stream amount TS1 through the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8) and 10
 - the feed air is fed in a first amount of feed air EL1 into the high-pressure column (8),
 - and in a second loading case
 - a second, higher total amount of compressed nitrogen product PN2 is obtained, $PN2 > PN1$, 15
 - the first partial stream is led in a second, higher partial stream amount TS2 through the bottom evaporator (9, 209) of the high-pressure column (8), $TS2 > TS1$, and
 - the feed air is fed in a second amount of feed air EL2 into the high-pressure column (8), 20
 - wherein the second amount of feed air EL2 is equal to the first amount of feed air EL1 or is only insignificantly higher, $EL1 \leq EL2 < EL1 \cdot 0.2$
 - $\cdot PN2/PN1$. 25
12. Device according to Claim 11 or 10, with means for withdrawing an intermediate liquid (465, 467) whose oxygen content is between that of the oxygen-enriched liquid (462) and that of the nitrogen-enriched liquid (468), from the high-pressure column (8) and for supplying this liquid to the low-pressure column (460) at a second intermediate point, which is arranged above the first intermediate point, wherein the means for withdrawing the intermediate liquid (465) are arranged in particular at the level of an intermediate evaporator (10) of the high-pressure column (8). 30 35 40

Revendications

1. Procédé pour extraire de l'oxygène sous pression et de l'azote sous pression par décomposition de l'air à basse température dans un système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène, qui comprend au moins une colonne haute pression (8) comportant un rebouilleur de fond (9, 209) et une colonne basse pression (460), la colonne basse pression (460) étant, par l'intermédiaire d'un condenseur principal (461) configuré comme un évaporateur-condenseur, en liaison avec échange de chaleur avec la colonne haute pression (8), procédé dans lequel 45 50
- on comprime de l'air de charge dans un compresseur d'air (2),
 - on refroidit dans un échangeur de chaleur prin-

cipal (20) l'air de charge comprimé (6, 734, 802, 840), et on l'envoie au moins partiellement dans la colonne haute pression (8),

- on soutire de la colonne haute pression (8) un liquide (462, 465) enrichi en oxygène, et on l'envoie (464, 467, 906) à la colonne basse pression (460) en un premier point intermédiaire,
- on prélève de la colonne haute pression (8) et/ou du condenseur principal (461) un liquide (468, 470) enrichi en azote, et on l'amène en tête de la colonne basse pression (460),
- on prélève du système de colonnes de distillation un courant d'oxygène liquide (11, 12) pour la séparation azote-oxygène, on le met à l'état liquide sous une pression plus élevée (13), on l'introduit sous cette pression plus élevée dans l'échangeur de chaleur principal (20), on l'évapore ou on le pseudo-évapore dans l'échangeur de chaleur principal (20), et on le chauffe approximativement à la température ambiante, et finalement on l'extrait sous forme d'un produit d'oxygène gazeux sous pression (14),
- on met un courant de procédé haute pression (34, 734) dans l'échangeur de chaleur principal (20) en échange de chaleur indirect avec le courant d'oxygène, puis on le détend (36, 38 ; 736, 738), ce à l'occasion de quoi le courant haute pression détendu (37, 737) est au moins partiellement introduit à l'état liquide dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène,
- on prélève de la colonne haute pression un courant gazeux d'azote de recyclage (18, 19) et on le concentre au moins en partie (21) dans un compresseur de recyclage (22),
- on soutire du compresseur de recyclage (22, 322) un premier courant partiel (45, 46 ; 244, 242, 230 ; 845, 846) du courant d'azote de recyclage, on le refroidit dans l'échangeur de chaleur principal (20), on le liquéfie au moins partiellement dans le rebouilleur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8) en échange de chaleur indirect avec le liquide de fond de la colonne haute pression (8), et on le renvoie dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène, et
- on dérive un deuxième courant partiel du courant d'azote de recyclage en amont et/ou en aval du compresseur de recyclage et/ou dans l'étage intermédiaire du compresseur de recyclage, sous une pression de produit (P, P1, P2, P3, P4), et on l'extrait sous forme d'un produit azote sous pression (27, 29, 53, 564, 565),

caractérisé en ce que

- le compresseur de recyclage (22, 322) est configuré comme un compresseur chaud et est en-

traîné à l'aide d'une énergie externe, où

- un troisième courant partiel (30) du courant d'azote de recyclage est soutiré sous forme d'un courant de turbine (40 ; 242) du compresseur de recyclage (22, 322), détendu (41) avec production de travail et au moins partiellement envoyé dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène,
- le compresseur de recyclage est configuré en plusieurs étapes, et
- dans un premier mode de fonctionnement, un quatrième courant partiel (45) du courant d'azote de recyclage est, sous une pression intermédiaire inférieure (P1-GAN, P2-GAN) prélevé d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage, et refroidi dans un passage sous la pression intermédiaire de l'échangeur de chaleur principal et mélangé avec le courant de turbine (42) détendu avec production de travail, en amont du rebouilleur de fond (9), et le mélange forme le premier courant partiel (30).

2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce qu'on extrait une première quantité totale de produit azote sous pression (PN), qui est formée par la somme des débits massiques qui sont dérivés du courant d'azote de recyclage sous une pression de produit (P, P1, P2, P3, P4) en amont et/ou en aval du compresseur de recyclage et/ou d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage, et sont obtenus sous forme d'un produit azote sous pression (27, 29, 53, 564, 565), auquel cas, dans un premier cas de charge**

- on extrait une première quantité totale de produit azote sous pression PN1,
- on guide le premier courant partiel, en une première quantité de courant partiel TS1, à travers le rebouilleur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8), et
- on introduit dans le compresseur d'air (2) l'air de charge en une première quantité d'air de charge EL1, et où, dans un deuxième cas de charge,
- on extrait une deuxième quantité totale PN2 de produit azote sous pression, plus élevée, $PN2 > PN1$,
- on guide le premier courant partiel, en une deuxième quantité de courant partiel TS2 plus élevée, à travers le rebouilleur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8), $TS2 > TS1$, et
- on introduit l'air de charge, en une deuxième quantité d'air de charge EL2, dans le compresseur d'air (2), la deuxième quantité d'air de charge EL2 étant égale à la première quantité d'air de charge EL1 ou n'étant que d'une manière négligeable plus élevée, auquel cas on a $(EL2-EL1)/EL1 < 0,2 \cdot (PN2-PN1)/PN1$.

3. Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2, **caractérisé en ce qu'on introduit dans un évaporateur condenseur (9, 10) une fraction liquide sortant de la colonne haute pression (8) sous la pression de fonctionnement de la colonne haute pression, et on l'y évapore au moins partiellement, en échange de chaleur indirect avec au moins une partie du courant de turbine détendu avec production de travail, la vapeur produite à cette occasion étant au moins partiellement renvoyée dans la colonne haute pression (8).**
4. Procédé selon la revendication 3, **caractérisé en ce que** la fraction liquide est prélevée du fond de la colonne haute pression (8) ou d'un premier point intermédiaire de la colonne haute pression (8).
5. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4, **caractérisé en ce que** le troisième courant partiel du courant d'azote de recyclage est prélevé sous une pression intermédiaire supérieure (P2, P3, P4) d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage, et est ensuite envoyé à la détente avec production de travail.
6. Procédé selon la revendication 5, **caractérisé en ce qu'on prélève du compresseur de recyclage un courant partiel du courant d'azote de recyclage sous une pression élevée (P4), qui est plus élevée que la pression intermédiaire (P3), puis on l'utilise en tant que courant de procédé sous haute pression (34).**
7. Procédé selon l'une des revendications 1 à 6, **caractérisé en ce que**, dans un deuxième mode de fonctionnement, on chauffe une partie du courant de turbine (42) détendu avec production de travail dans le passage sous la pression intermédiaire de l'échangeur de chaleur principal et on l'envoie au compresseur de recyclage au niveau d'un étage intermédiaire, ce à l'occasion de quoi au moins une partie du reste du courant de turbine (42) détendu avec production de travail forme le premier courant partiel (30).
8. Procédé selon l'une des revendications 1 à 7, **caractérisé en ce que** le courant d'oxygène liquide (411, 412) est soutiré de la zone inférieure de la colonne basse pression (460).
9. Procédé selon l'une des revendications 1 à 8, **caractérisé en ce qu'on prélève de la colonne haute pression (8) un liquide intermédiaire (465, 467) dont la teneur en oxygène est comprise entre celle du liquide (462) enrichi en oxygène et celle du liquide (468) enrichi en azote, et on l'envoie à la colonne basse pression (460) en un deuxième point intermédiaire, qui est disposé au-dessus du premier point intermédiaire, le liquide intermédiaire (465) étant soutiré en particulier à hauteur d'un évaporateur in-**

termédiaire (10) de la colonne haute pression (8).

10. Dispositif pour l'extraction d'oxygène sous pression et d'azote sous pression par décomposition de l'air à basse température, comprenant

- un système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène, qui comprend au moins une colonne haute pression (8) et une colonne basse pression (460), la colonne basse pression (460) comportant aussi, pour une liaison avec échange de chaleur avec la colonne basse pression (460) et la colonne haute pression (8), un condensateur principal (461) configuré comme un évaporateur-condenseur,
- un compresseur d'air (2) pour comprimer l'air de charge,
- un échangeur de chaleur principal (20) pour refroidir l'air de charge comprimé (6, 734, 802, 840),
- des moyens pour introduire l'air de charge refroidi dans la colonne haute pression (8),
- des moyens pour soutirer de la colonne haute pression (8) un liquide (462, 465) enrichi en oxygène et pour amener ce liquide (464, 467), ou un liquide qui en dérive (467, 906), à la colonne basse pression (460) en un premier point intermédiaire,
- des moyens pour soutirer de la colonne haute pression (8) et/ou du condenseur principal (461) un liquide (468, 470) enrichi en azote, et pour placer ce liquide en tête de la colonne basse pression (460),
- des moyens pour soutirer du système de colonnes de distillation, pour la séparation azote-oxygène, un courant d'oxygène liquide (11, 12, 411, 412),
- des moyens pour mettre (13) sous une pression plus élevée le courant d'oxygène à l'état liquide, l'introduire sous cette pression plus élevée dans l'échangeur de chaleur principal (20), l'évaporer ou le pseudo-évaporer dans l'échangeur de chaleur principal (20), et le chauffer approximativement à la température ambiante, et finalement le prélever sous forme d'un produit gazeux oxygène sous pression (14),
- des moyens pour mettre un courant de procédé haute pression (34, 734) dans l'échangeur de chaleur principal (20) en échange de chaleur indirect avec le courant d'oxygène, puis le détendre (36, 38, 736, 738),
- des moyens pour introduire dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène le courant de procédé haute pression détendu (37, 737), au moins partiellement à l'état liquide,
- des moyens pour prélever de la colonne haute pression un courant gazeux d'azote de recyclage

ge (18, 19),

- un compresseur de recyclage (22, 322) pour comprimer au moins une partie (21) du courant d'azote de recyclage,
 - des moyens pour soutirer du compresseur de recyclage (22, 322) un premier courant partiel (45, 46 ; 244, 242, 230 ; 845, 846) du courant d'azote de recyclage, pour refroidir le premier courant partiel dans l'échangeur de chaleur principal (20), pour introduire le premier courant partiel dans le rebouilleur de fond (9) de la colonne haute pression (8) pour assurer une liquéfaction au moins partielle, en échange de chaleur indirect avec le liquide de fond de la colonne haute pression (8), et pour renvoyer le premier courant partiel au moins partiellement liquéfié dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène, et comprenant
 - des moyens pour dériver un deuxième courant partiel du courant d'azote de recyclage en amont et/ou en aval du compresseur de recyclage et/ou d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage sous une pression de produit (P, P1, P2, P3, P4) et pour le prélever en tant que produit azote sous pression (27, 29, 53, 564, 565),
- caractérisé en ce que**
- le compresseur de recyclage (22, 322) est configuré comme un compresseur chaud et comprend un organe d'entraînement qui est entraîné à l'aide d'une énergie externe, et que
 - le compresseur de recyclage est configuré en plusieurs étages, et **caractérisé par**
 - des moyens pour soutirer du compresseur de recyclage (22, 322) un troisième courant partiel (30) du courant d'azote de recyclage en tant que courant de turbine (40),
 - des moyens pour détendre (41), avec production de travail, le courant de turbine (40),
 - des moyens pour introduire dans le système de colonnes de distillation pour la séparation azote-oxygène le troisième courant partiel détendu (242) avec production de travail, et
 - des moyens pour prélever d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage, dans un premier mode de fonctionnement, un quatrième courant partiel (45) du courant d'azote de recyclage sous une pression intermédiaire inférieure (P1-GAN, P2-GAN), et pour refroidir le quatrième courant partiel (45) dans un passage sous la pression intermédiaire de l'échangeur de chaleur principal et pour mélanger le quatrième courant partiel refroidi (244) avec le courant de turbine détendu (242) avec production de travail, en amont de le rebouilleur de fond (9), pour former le premier courant partiel (30).

11. Dispositif selon la revendication 10, **caractérisé par** des moyens régulateurs, grâce auxquels on ajuste

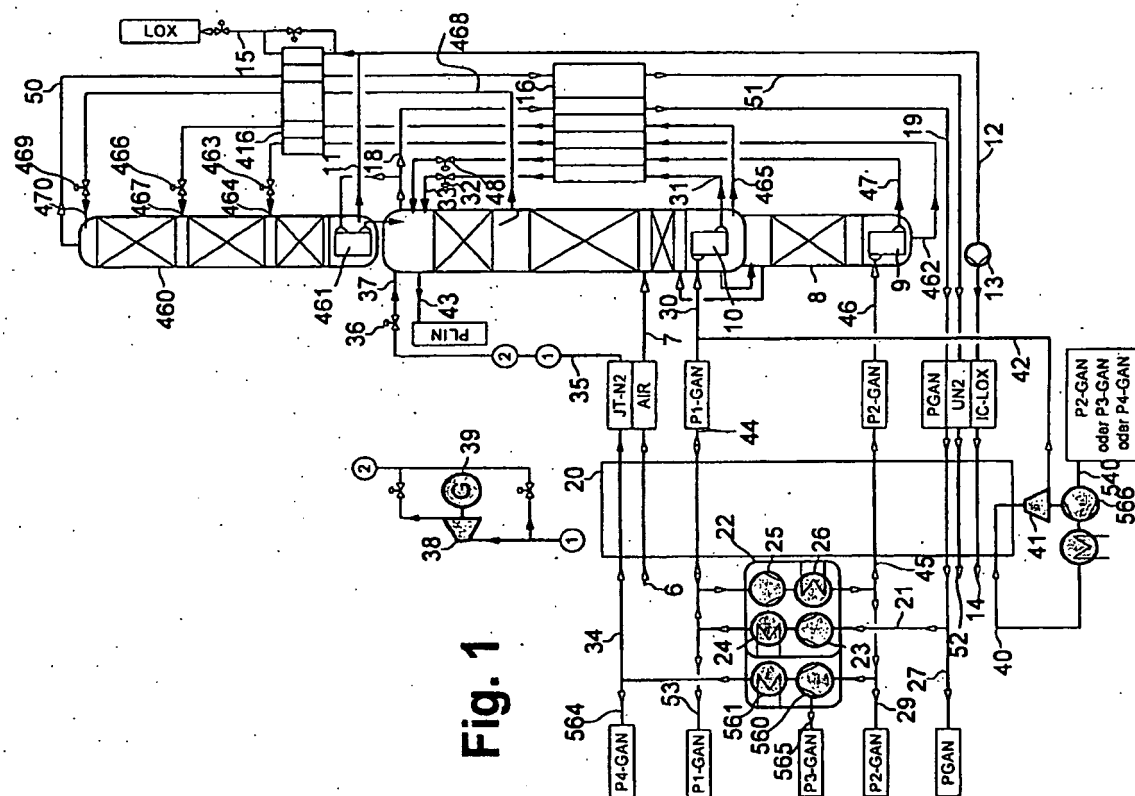
- la quantité totale de produits azote sous pression (PN), qui est formée par la somme des débits massiques qui sont dérivés du courant d'azote de recyclage en amont et/ou en aval du compresseur de recyclage et/ou d'un étage intermédiaire du compresseur de recyclage sous une pression de produit (P, P1, P2, P3, P4), et sont obtenus sous forme de produits azote liquide (27, 29, 53, 564, 565), 5
- la quantité de courant partiel (TS) au niveau d'un premier courant partiel, qui est guidé à travers le rebouilleur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8), et 10
- la quantité d'air de charge (EL) qui est introduite dans la colonne haute pression (8), 15

les moyens régulateurs étant configurés de telle sorte que

- dans un premier cas de charge, 20
 - on obtienne une première quantité totale de produit azote sous pression PN1,
 - on guide le premier courant partiel, en une première quantité de courant partiel TS1, à travers l'évaporateur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8), et 25
 - on introduise dans la colonne haute pression (8) l'air de charge en une première quantité d'air de charge EL1, 30
- et, dans un deuxième cas,
 - on obtienne une deuxième quantité totale de produit azote sous pression PN2, plus élevée, $PN2 > PN1$, 35
 - on guide le premier courant partiel, en une deuxième quantité de courant partiel TS2, plus élevée, à travers l'évaporateur de fond (9, 209) de la colonne haute pression (8), 40
 - TS2 > TS1, et
 - on envoie dans la colonne haute pression (8) l'air de charge en une deuxième quantité d'air de charge EL2, la deuxième quantité d'air de charge EL2 étant égale à la première quantité de charge EL1 ou n'en étant plus élevée que d'une manière négligeable, $EL1 \leq EL2 < EL1 \cdot 0,2 \cdot PN2/PN1$. 45

12. Dispositif selon la revendication 11 ou 10, comportant des moyens pour soutirer de la colonne haute pression (8) un liquide intermédiaire (465, 467), dont la teneur en oxygène est comprise entre celle du liquide (462) enrichi en oxygène et celle du liquide (468) enrichi en azote, et pour amener ce liquide à la colonne basse pression (460) en un deuxième point intermédiaire, qui est disposé au-dessus du premier point intermédiaire, les moyens pour souti-

rer le liquide intermédiaire (465) étant disposés en particulier à hauteur d'un évaporateur intermédiaire (10) de la colonne haute pression (8).



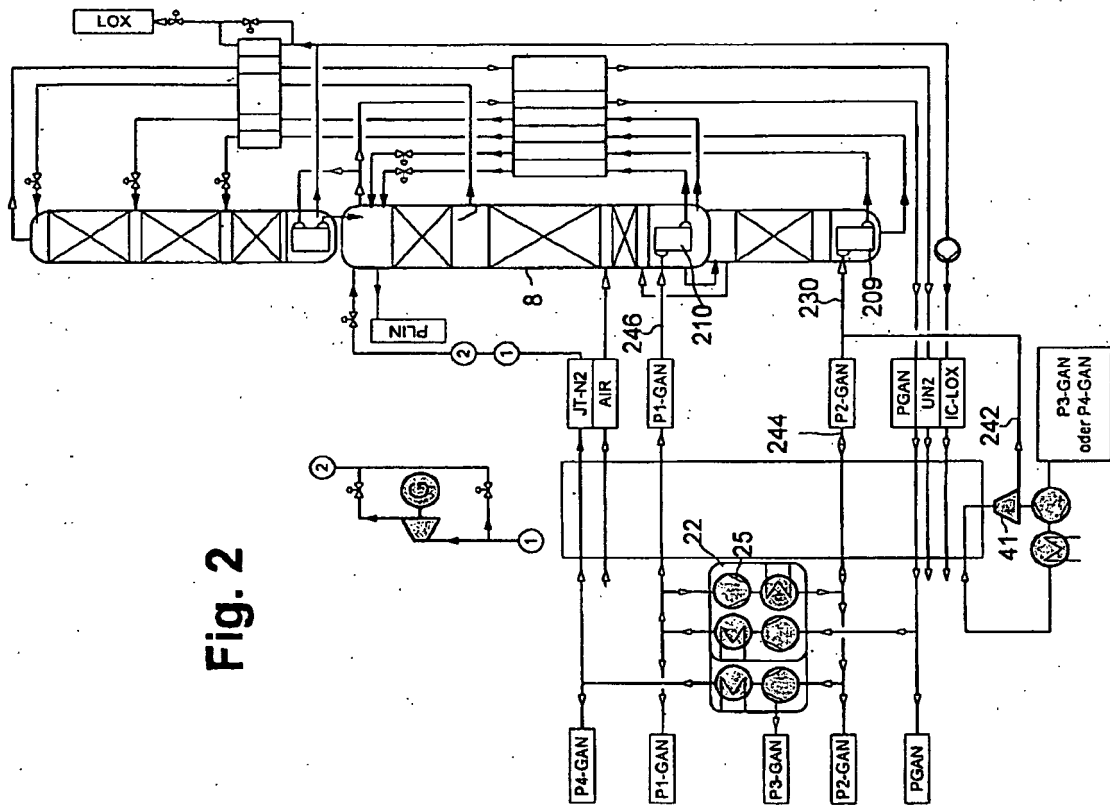


Fig. 2

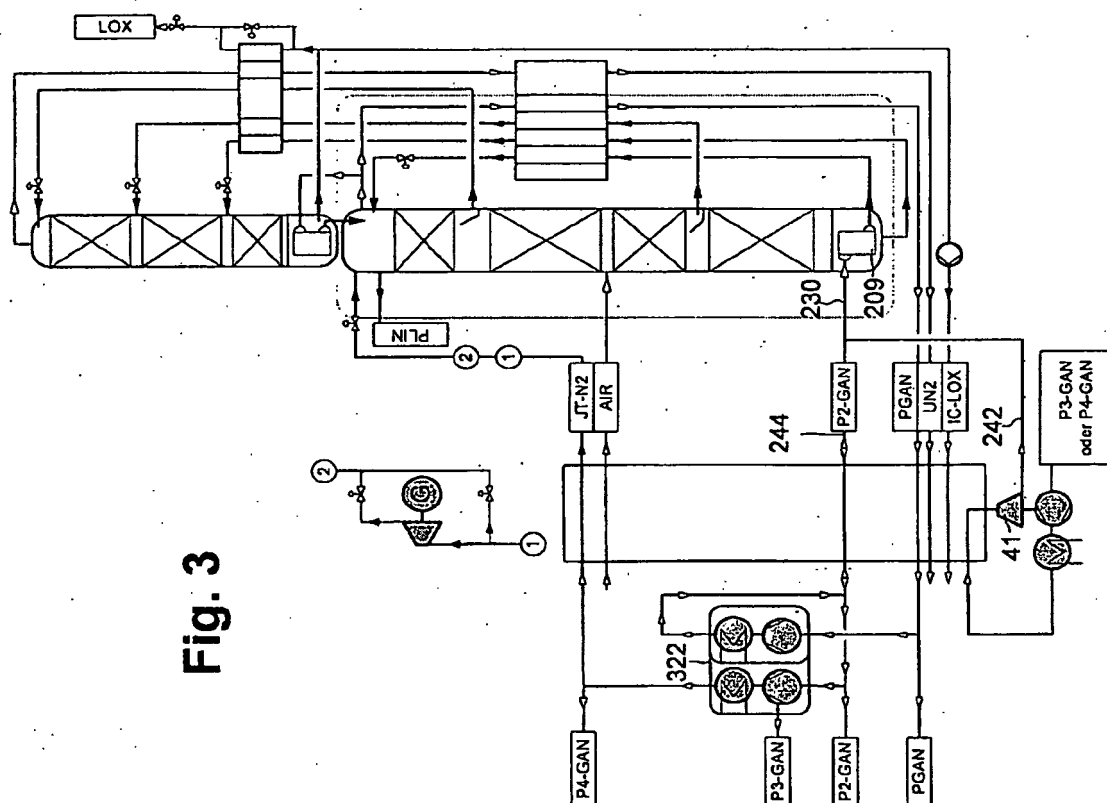
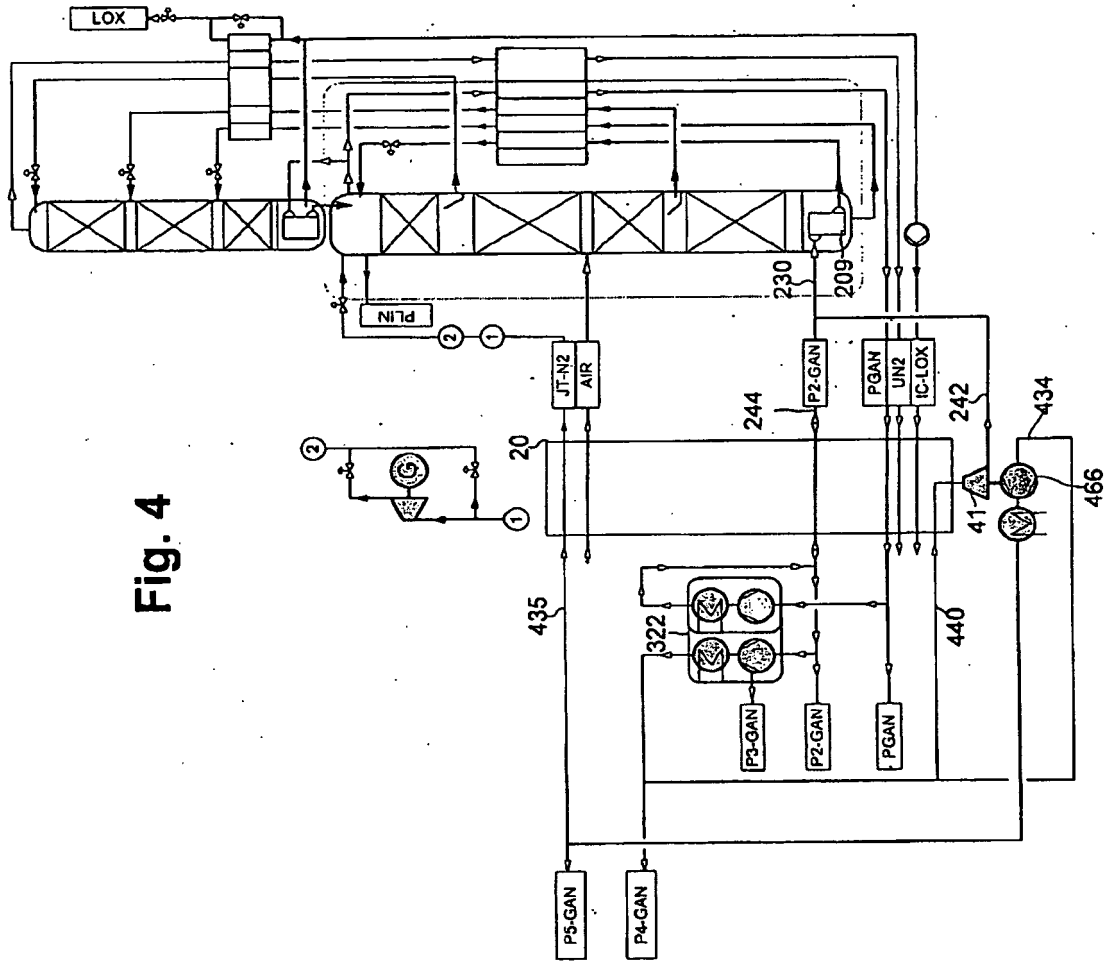


Fig. 3

Fig. 4



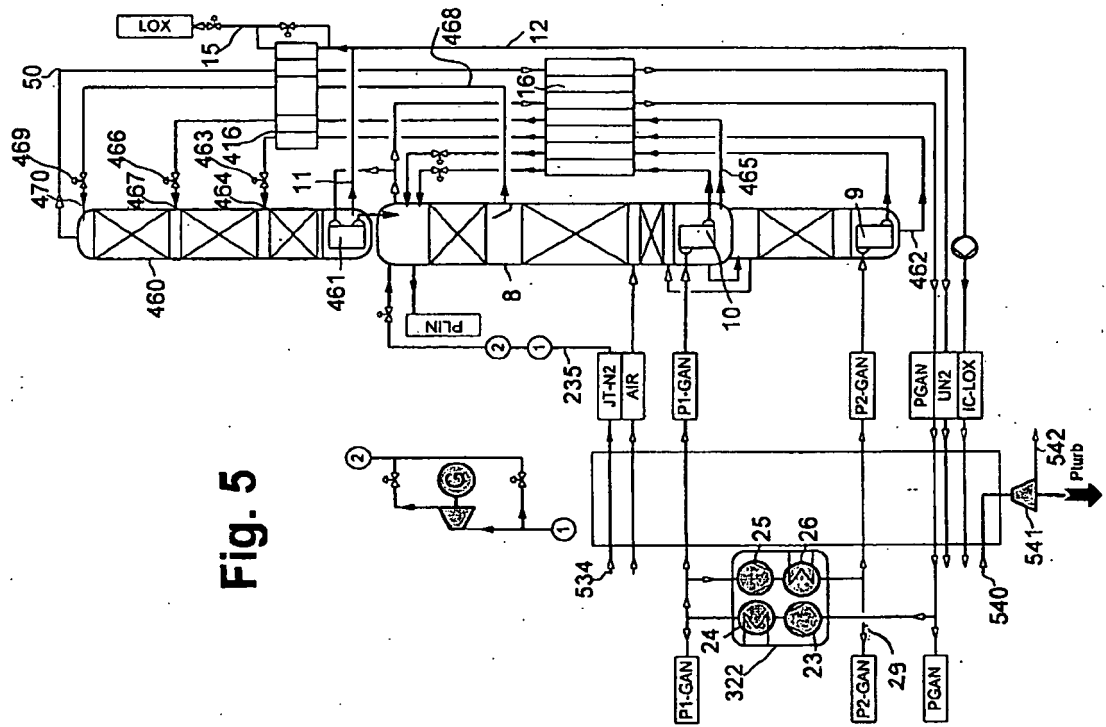


Fig. 5

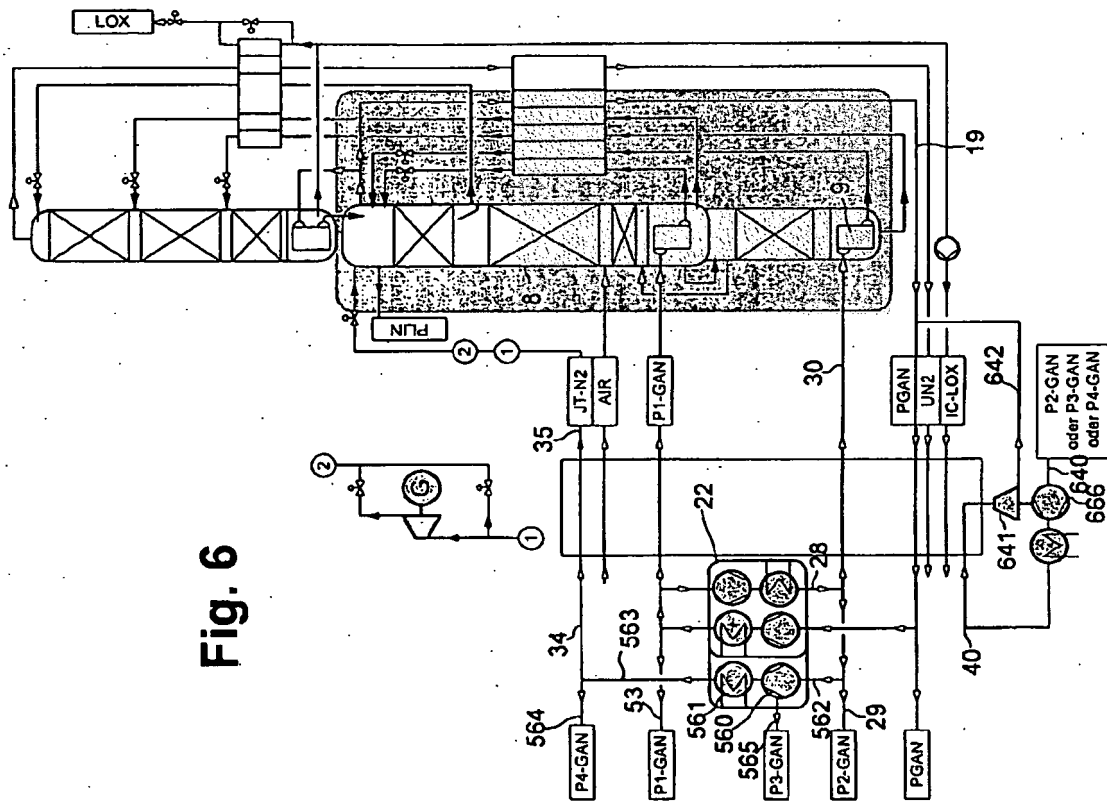


Fig. 6

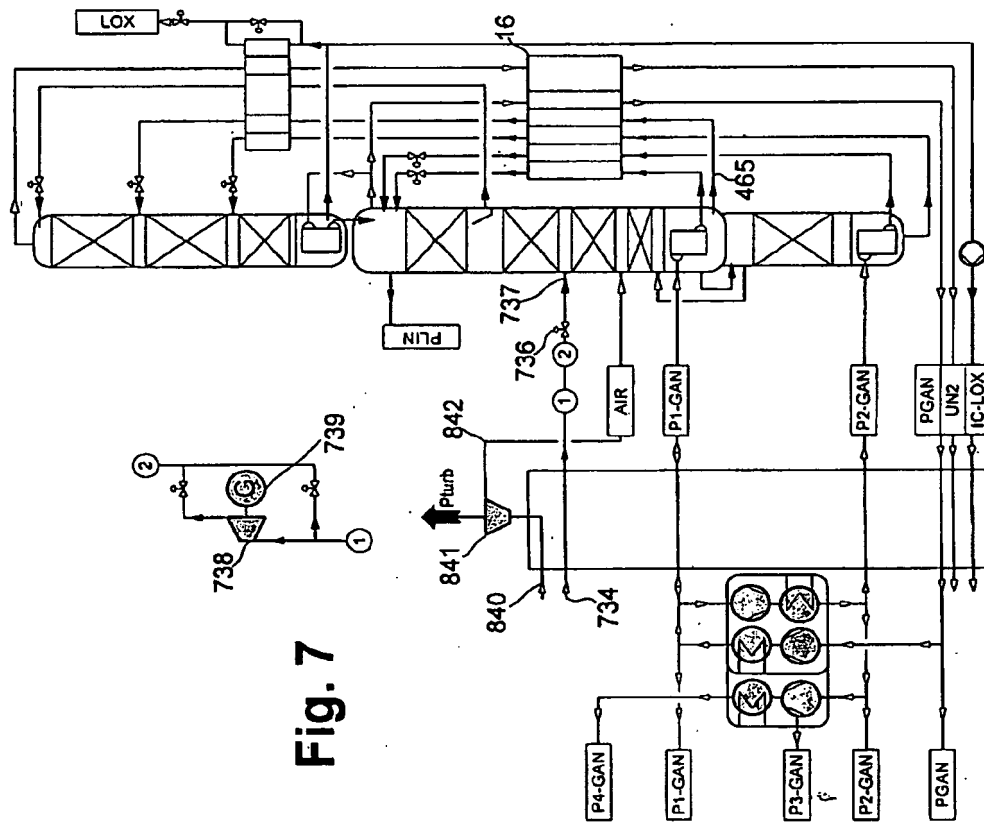


Fig. 7

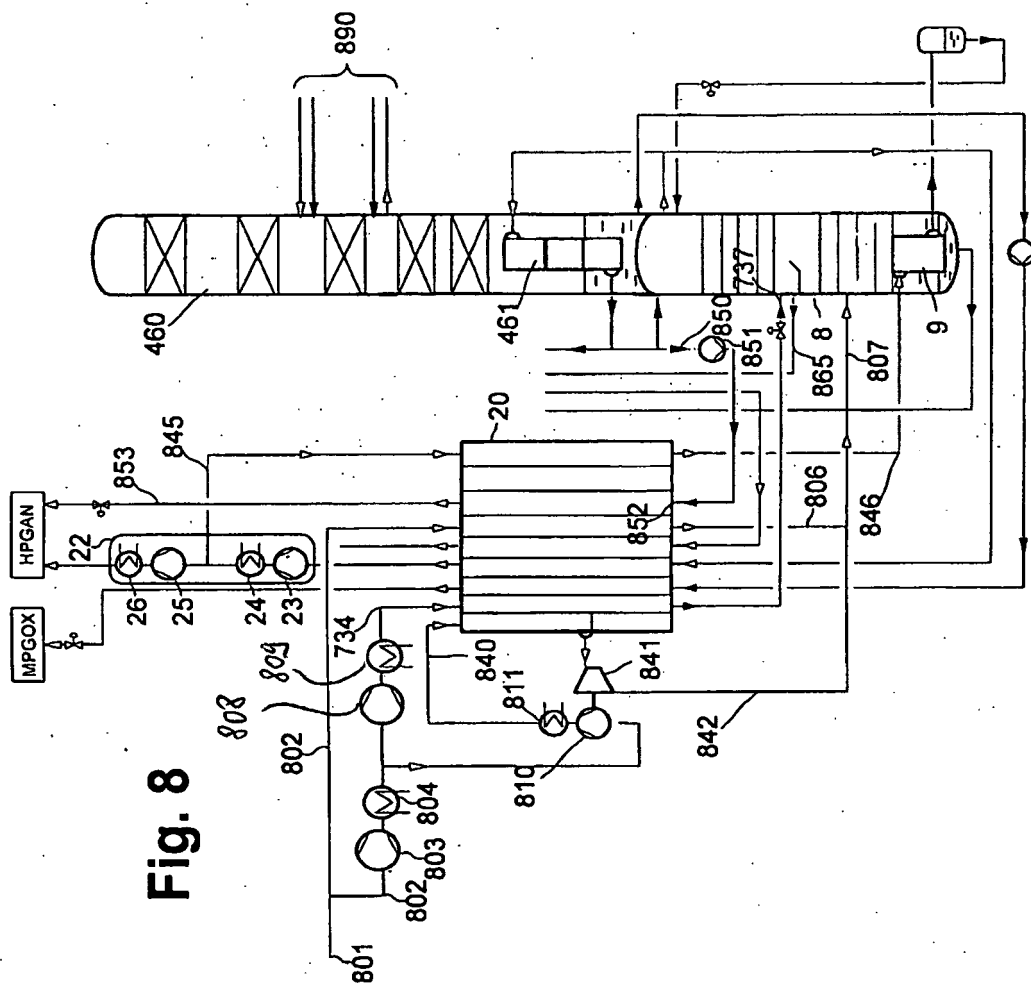


Fig. 8

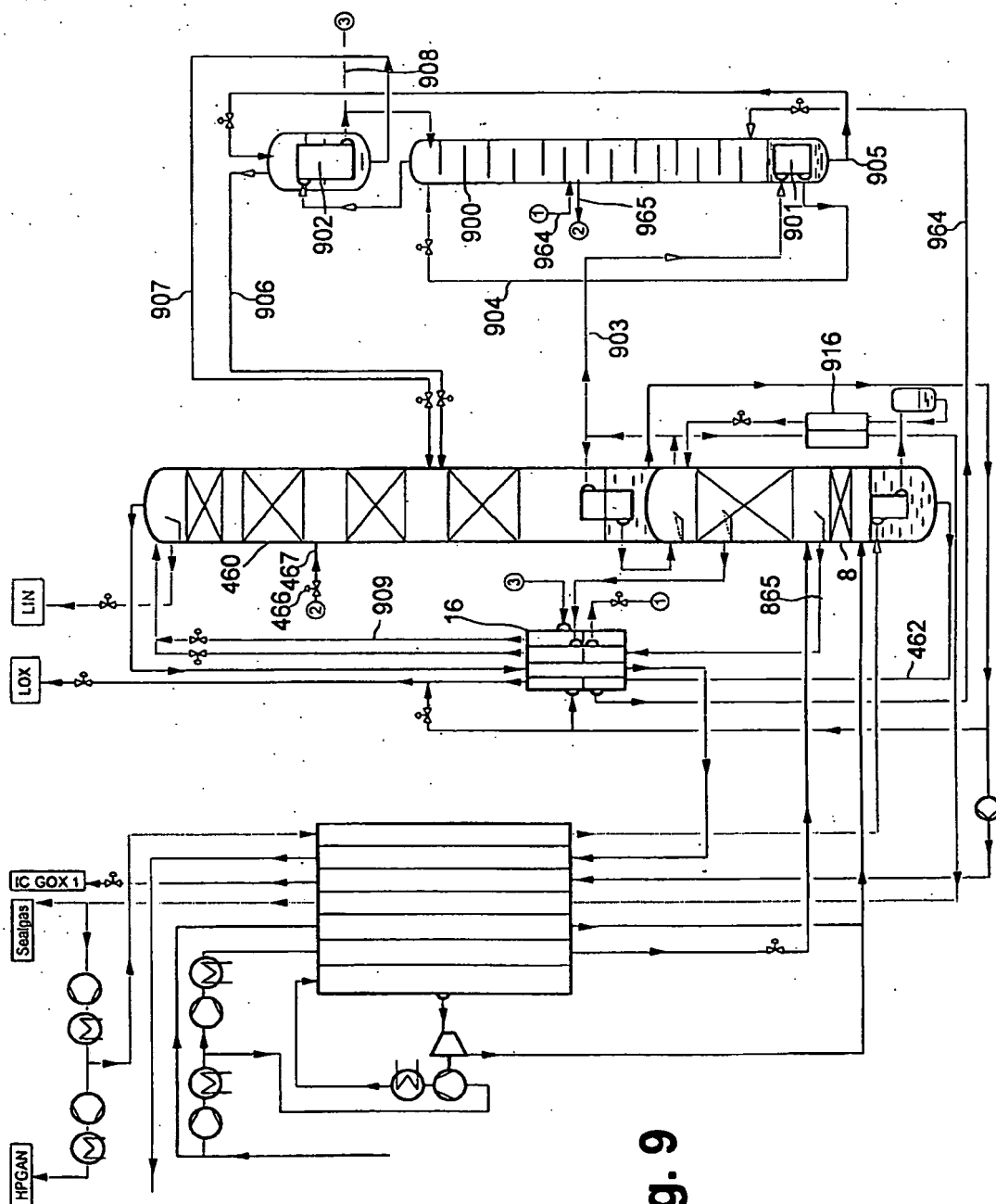


Fig. 9

IN DER BESCHREIBUNG AUFGEFÜHRTE DOKUMENTE

Diese Liste der vom Anmelder aufgeführten Dokumente wurde ausschließlich zur Information des Lesers aufgenommen und ist nicht Bestandteil des europäischen Patentdokumentes. Sie wurde mit größter Sorgfalt zusammengestellt; das EPA übernimmt jedoch keinerlei Haftung für etwaige Fehler oder Auslassungen.

In der Beschreibung aufgeführte Patentdokumente

- JP 11118352 A [0007] [0009]

In der Beschreibung aufgeführte Nicht-Patentliteratur

- **VON HAUSEN/LINDE.** Tieftemperaturtechnik. 1985 [0003]
- **VON LATIMER.** *Chemical Engineering Progress*, 1967, vol. 63 (2), 35 [0003]
- **HAUSEN/LINDE.** Tieftemperaturtechnik. 1985, 319-322 [0006]