



Республика Таджикистан



(19) **TJ** (11) **490**

(51) **МПК**
C07C273/04

ГОСУДАРСТВЕННОЕ ПАТЕНТНОЕ
ВЕДОМСТВО

(12) **Описание изобретения** К ПАТЕНТУ

1

2

(21) 15001004
(22) 07.05.2014
(85) 06.10.2015
(86) PCT/ RU2014/000329, 07.05.2014
(87) WO 2014/185819 A1
(31) 2013122512
(32) 15.05.2013)
(33) RU
(46) Бюл. 126, 2017
(71) Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза" (RU).
(72) Сергеев Ю.А. (RU), Андержанов Р.В. (RU), Воробьев А.А. (RU), Солдатов А.В. (RU), Лобанов Н.В. (RU), Прокопьев А.А. (RU), Кузнецов Н.М. (RU), Костин О.Н. (RU), Есин И.В. (RU).
(73) Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза"(RU).
(54) **Способ получения карбамида.**
(56) 1. SU 190290, C07C 127/04, переиздание 1974).
2. SU 692257, C07C 126/02, 1984).
3. RU 2454403, C07C 273/04, 2012).
(57) Карбамид получают из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(3,4-3,7):1$, в реакторе синтеза карбамида. Из реактора синтеза карбамида отдельно выводят газы и жидкий плав синтеза карбамида. Избыточный аммиак выделяют из плава синтеза карбамида сепарацией при давлении 9-12 МПа и последующей двухступенчатой дистилляцией плава, причем дистилляцию первой ступени проводят при давлении 9-12

МПа в токе CO_2 (35-40% от общего его количества, вводимого в процесс), а вторую ступень дистилляции осуществляют при низком давлении. Газы дистилляции конденсируют с образованием рециркулируемых растворов углеаммонийных солей (УАС), причем газы дистилляции первой ступени конденсируют в двух последовательных зонах при давлении дистилляции первой ступени. В первой зоне конденсацию осуществляют при введении части раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, а конденсирующиеся пары охлаждают конденсатом, кипящим под избыточным давлением, с получением пара. 75-85% газов, выделенных на стадии сепарации, вводят в первую зону конденсации газов дистилляции первой ступени, а остальное количество газов, выделенных на стадии сепарации, вместе с газами, выведенными из реактора синтеза, - во вторую зону конденсации газов дистилляции первой ступени. Во второй зоне конденсации газов дистилляции первой ступени конденсирующиеся пары охлаждают оборотной водой. Раствор УАС, выходящий из второй зоны конденсации, направляют в реактор. Не сконденсированные во второй зоне газы при том же давлении промывают другой частью раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, и образующийся раствор углеаммонийных солей вводят во вторую зону конденсации. Технический результат - производство в первой зоне конденсации газов дистилляции первой ступени пара с параметрами, обеспечивающими его использование на последующих стадиях процесса производства карбамида.

Изобретение относится к способам получения карбамида из аммиака и диоксида углерода.

Предшествующий уровень техники

Известен способ получения карбамида, включающий взаимодействие аммиака и диоксида углерода в реакторе синтеза при повышенных температуре (160-190°C) и давлении (12,5-20 МПа), молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(1,5-3,5):1$ (предпочтительно 2,1:1) с образованием реакционной смеси, содержащей карбамид, карбамат аммония (далее - карбамат) и свободный аммиак в водном растворе, раздельный вывод газов и жидкого плава синтеза карбамида из реактора синтеза, последующую подачу плава синтеза карбамида в стриппер для частичного разложения карбамата и частичного выделения свободного аммиака в токе исходного диоксида углерода (предпочтительно 25-75% от общего его количества, вводимого в процесс) при давлении от 1 МПа до давления в реакторе синтеза с получением газового потока, включающего аммиак и диоксид углерода, и жидкостного потока, включающего карбамид и остаточный карбамат в водном растворе, подачу жидкостного потока из стриппера на стадии последующего разложения карбамата, отделения аммиака и диоксида углерода и выделения карбамида, подачу газового потока из стриппера на стадию частичной абсорбции-конденсации, подачу образующегося на этой стадии жидкостного потока в реактор синтеза (SU 190290, C07C 127/04, переиздание 1974).

Вследствие использования в этом способе незначительного избытка аммиака степень конверсии диоксида углерода в карбамид и удельная производительность реактора невысоки, что приводит к значительным капитальным затратам на его сооружение и к большому масштабу рецикла, требующему высоких энергозатрат - на уровне 0,217 т условного топлива (т.у.т.) на производство 1 т карбамида.

Известен способ получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(3,6-6,0):1$, в реакторе синтеза карбамида с последующим выделением избыточного аммиака из плава синтеза карбамида сепарацией при давлении 6-12 МПа, двухступенчатой дистилляцией плава, конденсацией газов дистилляции с образованием рециркулируемых растворов углеаммонийных солей (УАС), причем дистилляцию первой ступени проводят при давлении 6-12 МПа в токе CO_2 (~70% от общего его количества, вводимого в процесс), плав после дистилляции передают на вторую ступень дистилляции, которую

осуществляют при низком давлении, газы дистилляции первой ступени конденсируют в двух последовательных зонах при давлении дистилляции первой ступени, причем в обеих зонах конденсирующиеся пары охлаждают конденсатом, кипящим под избыточным давлением, с получением пара, используемого на последующих стадиях процесса; при этом конденсацию в первой зоне осуществляют при избытке CO_2 в газовой фазе и введении раствора УАС, полученного при абсорбции-конденсации газов дистилляции второй ступени, во вторую зону конденсации подают отсепарированный аммиак, раствор УАС, выходящий из второй зоны конденсации, направляют в реактор, смешивая перед рециркуляцией с жидким аммиаком, а не сконденсированные газы подвергают водной абсорбции-конденсации совместно с газами дистилляции второй ступени (SU 692257, C07C 126/02, 1984).

Этот известный способ, благодаря сочетанию высокого молярного соотношения $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ на стадии синтеза с проведением дистилляции первой ступени при давлении, не столь низком, как 1 МПа, но и не столь высоким, как давление синтеза, позволяет минимизировать затраты энергетических средств. Как указано в описании известного способа, при его осуществлении суммарные удельные энергетические затраты на производство 1 т карбамида составляют 0,166 т.у.т. и значительно ниже затрат по другим известным способам. Однако предусмотренные известным способом условия конденсации газов дистилляции первой ступени в двух последовательных зонах обеспечивают относительно невысокую полноту их конденсации при давлении 6-12 МПа: по мере протекания процесса конденсации при постоянной температуре и увеличения концентрации карбамата аммония в образующемся растворе УАС возрастает равновесное давление паров над раствором. Поэтому во второй зоне конденсации, охлаждаемой так же, как и первая, конденсатом, кипящим под давлением, степень конденсации невысока. Не сконденсированные на этой стадии газы подвергают конденсации на ступени низкого давления. Так, согласно примеру из описания данного известного способа, общее количество газов, выделенных при давлении 9 МПа, составляет 107900 кг/ч, и из этого количества на ступень низкого давления передают 34900 кг/ч (32%). Это приводит к получению большого количества разбавленного раствора УАС, который до рециркуляции необходимо сконцентрировать, что требует дополнительных энергетических затрат. По этой причине технический потенциал указанного выше сочетания условий синтеза

и дистилляции первой ступени используется не полностью.

Наиболее близким к предложенному является известный способ получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(3,4-3,7):1$, в реакторе синтеза карбамида с отдельным выводом из него газов и жидкого плава синтеза карбамида, с последующим выделением избыточного аммиака из плава синтеза карбамида сепарацией при давлении 8-12 МПа, двухступенчатой дистилляцией плава, конденсацией газов дистилляции с образованием рециркулируемых растворов УАС, причем дистилляцию первой ступени проводят при давлении 8-12 МПа в токе CO_2 , используемого в количестве 30-35% от общего его количества, вводимого в процесс, плав после дистилляции передают на вторую ступень дистилляции, которую осуществляют при низком давлении, газы дистилляции первой ступени конденсируют в двух последовательных зонах при давлении дистилляции первой ступени, при этом в первой зоне конденсацию осуществляют при введении части раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, а конденсирующиеся пары охлаждают конденсатом, кипящим под избыточным давлением, с получением пара, газы, выведенные из реактора синтеза, вместе с избыточным аммиаком, выделенным на стадии сепарации, вводят в первую зону конденсации газов дистилляции первой ступени, во второй зоне конденсации газов дистилляции первой ступени конденсирующиеся пары охлаждают оборотной водой, а не сконденсированные газы при том же давлении промывают другой частью раствора углеаммонийных солей, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, и образующийся раствор углеаммонийных солей вводят во вторую зону конденсации, а раствор углеаммонийных солей, выходящий из второй зоны конденсации, направляют в реактор (RU 2454403, C07C 273/04, 2012).

В этом способе, благодаря введению газобразных потоков из реактора синтеза и из зоны сепарации избыточного аммиака в первую зону конденсации при давлении 8-12 МПа совместно с газами дистилляции первой ступени, оказывается возможным существенно увеличить степень конденсации аммиака и диоксида углерода на этой стадии и соответственно увеличить выработку пара при конденсации, а также снизить количество газов, которые необходимо конденсировать при низком давлении. Это обстоятельство влечет за собой снижение энергетических затрат в производстве карбамида до 0,160 т.у.т. на 1 т карбамида.

Недостатком способа является относительно невысокий температурный уровень

процесса конденсации газов дистилляции в первой зоне. От этого уровня зависят давление и температура пара, получаемого в результате утилизации выделяющегося тепла (избыточное давление 0,28-0,32 МПа, температура 130-135°C). Возможности использования пара таких параметров на последующих стадиях процесса ограничены, поскольку даже при транспортировании такого пара к месту его потребления его параметры могут снизиться ниже допустимого уровня.

Раскрытие изобретения

Задача, поставленная данным изобретением, состоит в таком перераспределении технологических потоков, которое позволило бы генерировать в первой зоне конденсации при давлении 9-12 МПа пар, пригодный для использования на последующих стадиях процесса.

Для решения этой задачи предложен способ получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(3,4-3,7):1$, в реакторе синтеза карбамида, из которого отдельно выводят газы и жидкий плав синтеза карбамида, с последующим выделением избыточного аммиака из плава синтеза карбамида сепарацией при давлении 9-12 МПа, двухступенчатой дистилляцией плава, конденсацией газов дистилляции с образованием рециркулируемых растворов углеаммонийных солей, причем дистилляцию первой ступени проводят при давлении 9-12 МПа в токе CO_2 , плав после дистилляции передают на вторую ступень дистилляции, которую осуществляют при низком давлении, газы дистилляции первой ступени конденсируют в двух последовательных зонах при давлении дистилляции первой ступени, куда вводят также газы, выведенные из реактора синтеза, и избыточный аммиак, выделенный на стадии сепарации, при этом в первой зоне конденсацию осуществляют при введении части раствора углеаммонийных солей, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, а конденсирующиеся пары охлаждают конденсатом, кипящим под избыточным давлением, с получением пара, во второй зоне конденсации газов дистилляции первой ступени конденсирующиеся пары охлаждают оборотной водой, а не сконденсированные газы при том же давлении промывают другой частью раствора углеаммонийных солей, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, и образующийся раствор углеаммонийных солей вводят во вторую зону конденсации, раствор углеаммонийных солей, выходящий из второй зоны конденсации, направляют в реактор, отличающийся тем, что дистилляцию первой ступени проводят в токе CO_2 , используемого

в количестве 35-40% от общего его количества, вводимого в процесс, 75-85% газов, выделенных на стадии сепарации, вводят в первую зону конденсации газов дистилляции первой ступени, а остальное количество газов, выделенных на стадии сепарации, вместе с газами, выведенными из реактора синтеза, вводят во вторую зону конденсации газов дистилляции первой ступени.

Техническим результатом, достигаемым при реализации предложенного способа, является обеспечение возможности продуцирования в первой зоне конденсации газов дистилляции первой ступени пара с избыточным давлением не ниже 0,33 МПа, что обеспечивает его использование на последующих стадиях процесса производства карбамида. При сохранении практически того же расхода пара из внешних источников, что и в известном способе, это позволяет уменьшить капитальные затраты благодаря уменьшению поверхности теплообмена в аппаратах конденсации газов дистилляции первой ступени и в аппаратах дистилляции второй ступени.

Краткое описание фигур чертежей

Сущность изобретения иллюстрируется прилагаемой фигурой 1, на которой приведена технологическая схема установки, осуществляющей предлагаемый способ.

Варианты осуществления изобретения

ПРИМЕР 1. В реактор синтеза карбамида 1 подают потоки жидкого аммиака 2 (47586 кг/ч) и газообразного диоксида углерода 3 (38400 кг/ч), а также рециркулируемого раствора УАС 4 (145866 кг/ч; аммиак 53,7, диоксид углерода 35,4, вода 10,6, карбамид 0,2) из второго конденсатора высокого давления 5 (мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ в реакторе 3,63:1). В реакторе при давлении 20 МПа и температуре 190°C образуются и раздельно из него выводятся поток 6 плава синтеза карбамида: (220000 кг/ч; карбамид 38,5, аммиак 30,2, диоксид углерода 12,7, вода 18,5; здесь и далее все составы даны в % мас.; содержание карбамата аммония показано как содержание аммиака и диоксида углерода, продуктом взаимодействия которых он является; содержание инертных примесей в газовых потоках не показано) и поток 7 не сконденсированных газов (аммиак 11579 кг/ч). Поток 6 дросселируют до давления 9 МПа в сепаратор 8, где из него при 165°C выделяется газообразный поток 9 (23394 кг/ч; аммиак 76,6, диоксид углерода 19,4, вода 4,0). Поток 10 плава из сепаратора 8 (196607 кг/ч; карбамид 43,1, аммиак 24,7, диоксид углерода 11,9, вода 20,3; мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2=2,93$ - с учетом карбамида) без изменения давления поступает в стриппер 11, где при нагреве па-

ром высокого давления (50733 кг/ч, избыточное давление 2 МПа) и продувке диоксидом углерода (поток 12; 23536 кг/ч - 38% от общего количества, вводимого в процесс) при 165°C в нижней части происходит разложение большей части карбамата аммония и отгонка оставшегося избыточного аммиака. Плав, выводимый из стриппера 11 (поток 13; 141040 кг/ч; карбамид 59,9, аммиак 7,8, диоксид углерода 7,0, вода 25,1), подвергают дальнейшей обработке с помощью обычных технологических приемов: дистилляция второй ступени при избыточном давлении 0,3 МПа и температуре 135-140°C, конденсация выделенных газов при охлаждении водой с образованием разбавленного раствора УАС, выпаривание раствора карбамида в три ступени под вакуумом (остаточное давление 50, 30 и 3 кПа) до концентрации 98,5-99,5% с последующим приллированием или гранулированием, в результате которого получают 84303 кг/ч карбамида. Газовый поток 14 из стриппера 11 (79103 кг/ч; аммиак 47,6, диоксид углерода 46,7, вода 5,5, карбамид 0,1) вместе с газовым потоком 15 (18715 кг/ч, аммиак 14327 кг/ч, диоксид углерода 3638 кг/ч, вода 750 кг/ч), являющимся частью (80%) потока 9 из сепаратора 8, поступают в первый конденсатор высокого давления 16. В конденсатор 16 подают также часть раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени (поток 17; 14830 кг/ч; аммиак 35,4, диоксид углерода 32,0, вода 31,8, карбамид 0,8). В межтрубном пространстве конденсатора 16 при испарении парового конденсата, поступающего из емкости 18, за счет тепла образования карбамата и растворения аммиака при 157°C образуется 53611 кг/ч пара с избыточным давлением 0,33 МПа (поток 19), который используют на последующих стадиях процесса. Газожидкостная смесь из конденсатора 16 поступает во второй конденсатор высокого давления 5, куда также подают раствор УАС из абсорбера высокого давления 20 (поток 21; 19980 кг/ч; аммиак 45,0, диоксид углерода 27,2, вода 27,0, карбамид 0,7), а также газовый поток 22 (4679 кг/ч, аммиак 3584 кг/ч, диоксид углерода 908 кг/ч, вода 187 кг/ч), являющийся остальной частью газового потока 9 из сепаратора 8, и газовый поток 7 из реактора синтеза 1. В конденсаторе 5 при 115°C (охлаждение оборотной водой) конденсируется большая часть газов, не сконденсированных в конденсаторе 16, с образованием рециркулируемого в реактор 1 потока 4. Большая часть газов, не сконденсированных в конденсаторе 5 (поток 23; аммиак 3019 кг/ч), поглощается другой частью раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени -

(поток 24; 17000 кг/ч; состав идентичен составу потока 17), в абсорбере высокого давления 20 с образованием потока 21 раствора УАС. Не абсорбированный аммиак (39 кг/ч) в смеси с инертными газами (поток 25; менее 2% от суммарного количества газов, конденсируемых при давлении 9 МПа - потоки 7, 9 и 14) направляют на окончательное поглощение в абсорбер низкого давления 26. Количества и составы потоков приведены также в прилагаемой таблице.

ПРИМЕР 2. В реактор синтеза карбамида 1 подают потоки жидкого аммиака 2 (47590 кг/ч) и газообразного диоксида углерода 3 (38400 кг/ч), а также рециркулируемого раствора УАС 4 (146233 кг/ч; аммиак 53,7, диоксид углерода 35,5, вода 10,6, карбамид 0,2) из второго конденсатора высокого давления 5 (мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ в реакторе 3,63:1). В реакторе при давлении 20 МПа и температуре 190°C образуются и раздельно из него выводятся поток 6 плава синтеза карбамида: (220352 кг/ч; карбамид 38,5, аммиак 30,3, диоксид углерода 12,7, вода 18,5; здесь и далее все составы даны в % мас.; содержание карбамата аммония показано как содержание аммиака и диоксида углерода, продуктом взаимодействия которых он является; содержание инертных примесей в газовых потоках не показано) и поток 7 не сконденсированных газов (аммиак 11597 кг/ч). Поток 6 дросселируют до давления 12 МПа в сепаратор 8, где из него при 165°C выделяется газообразный поток 9 (23550 кг/ч; аммиак 76,5, диоксид углерода 19,5, вода 4,0). Поток 10 плава из сепаратора 8 (196803 кг/ч; карбамид 43,1, аммиак 24,7, диоксид углерода 11,9, вода 20,3; мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2=2,93$ - с учетом карбамида) без изменения давления поступает в стриппер 11, где при нагреве паром высокого давления (49533 кг/ч, давление 2 МПа) и продувке диоксидом углерода (поток 12; 23536 кг/ч - 38% от общего количества, вводимого в процесс) при 165°C в нижней части происходит разложение большей части карбамата аммония и отгонка оставшегося избыточного аммиака. Плав, выводимый из стриппера 11 (поток 13; 142890 кг/ч; карбамид 59,2, аммиак 8,5, диоксид углерода 7,4, вода 24,8), подвергают дальнейшей обработке с помощью обычных технологических приемов: дистилляция второй ступени при избыточном давлении 0,3 МПа и температуре 135-140°C, конденсация выделенных газов при охлаждении водой с образованием разбавленного раствора УАС, выпаривание раствора карбамида в три ступени под вакуумом (остаточное давление 50, 30 и 3

кПа) до концентрации 98,5-99,5% с последующим приллированием или гранулированием, в результате которого получают 84305 кг/ч карбамида. Газовый поток 14 из стриппера 11 (77448 кг/ч; аммиак 47,2, диоксид углерода 47,0, вода 5,7, карбамид 0,1) вместе с газовым потоком 15 (18840 кг/ч, аммиак 14413 кг/ч, диоксид углерода 3674 кг/ч, вода 754 кг/ч), являющимся частью (80%) потока 9 из сепаратора 8, поступают в первый конденсатор высокого давления 16. В конденсатор 16 подают также часть раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени (поток 17; 13680 кг/ч; аммиак 37,0, диоксид углерода 32,1, вода 30,1, карбамид 0,8). В межтрубном пространстве конденсатора 16 при испарении парового конденсата, поступающего из емкости 18, за счет тепла образования карбамата и растворения аммиака при 164°C образуется 49826 кг/ч пара с избыточным давлением 0,35 МПа (поток 19), который используют на последующих стадиях процесса. Газожидкостная смесь из конденсатора 16 поступает во второй конденсатор высокого давления 5, куда также подают раствор УАС из абсорбера высокого давления 20 (поток 21; 26891 кг/ч; аммиак 53,2, диоксид углерода 23,9, вода 22,4, карбамид 0,6), а также газовый поток 22 (4710 кг/ч, аммиак 3603 кг/ч, диоксид углерода 918 кг/ч, вода 188 кг/ч), являющийся остальной частью газового потока 9 из сепаратора 8, и газовый поток 7 из реактора синтеза 1. В конденсаторе 5 при 140°C (охлаждение оборотной водой) конденсируется большая часть газов, не сконденсированных в конденсаторе 16, с образованием рециркулируемого в реактор 1 потока 4. Большая часть газов, не сконденсированных в конденсаторе 5 (поток 23; аммиак 6934 кг/ч), поглощается другой частью раствора УАС, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени (поток 24; 20000 кг/ч; состав идентичен составу потока 17), в абсорбере высокого давления 20 с образованием потока 21 раствора УАС. Не абсорбированный аммиак (42 кг/ч) в смеси с инертными газами (поток 25; менее 2% от суммарного количества газов, конденсируемых при давлении 12 МПа - потоки 7, 9 и 14) направляют на окончательное поглощение в абсорбер низкого давления 26. Количества и составы потоков приведены также в прилагаемой таблице.

Промышленная применимость

Изобретение может быть использовано в химической промышленности и производстве удобрений для получения карбамида.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

Способ получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2=(3,4-3,7):1$, в реакторе синтеза карбамида, из которого отдельно выводят газы и жидкий плав синтеза карбамида, с последующим выделением избыточного аммиака из плава синтеза карбамида сепарацией при давлении 9-12 МПа, двухступенчатой дистилляцией плава, конденсацией газов дистилляции с образованием рециркулируемых растворов углеаммонийных солей, причем дистилляцию первой ступени проводят при давлении 9-12 МПа в токе диоксида углерода, плав после дистилляции передают на вторую ступень дистилляции, которую осуществляют при низком давлении, газы дистилляции первой ступени конденсируют в двух последовательных зонах при давлении дистилляции первой ступени, куда вводят также газы, выведенные из реактора синтеза, и избыточный аммиак, выделенный на стадии сепарации, при этом в первой зоне конденсацию осуществляют при введении части раствора углеаммонийных солей, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступе-

ни, а конденсирующиеся пары охлаждают конденсатом, кипящим под избыточным давлением, с получением пара, во второй зоне конденсации газов дистилляции первой ступени конденсирующиеся пары охлаждают оборотной водой, а не сконденсированные газы при том же давлении промывают другой частью раствора углеаммонийных солей, полученного при конденсации газов дистилляции второй ступени, и образующийся раствор углеаммонийных солей вводят во вторую зону конденсации, раствор углеаммонийных солей, выходящий из второй зоны конденсации, направляют в реактор, отличающийся тем, что дистилляцию первой ступени проводят в токе диоксида углерода, используемого в количестве 35-40% от общего его количества, вводимого в процесс, 75-85% газов, выделенных на стадии сепарации, вводят в первую зону конденсации газов дистилляции первой ступени, а остальное количество газов, выделенных на стадии сепарации, вместе с газами, выведенными из реактора синтеза, вводят во вторую зону конденсации газов дистилляции первой ступени.

Компьютерный набор: Фатхуллова М.С.

Заказ

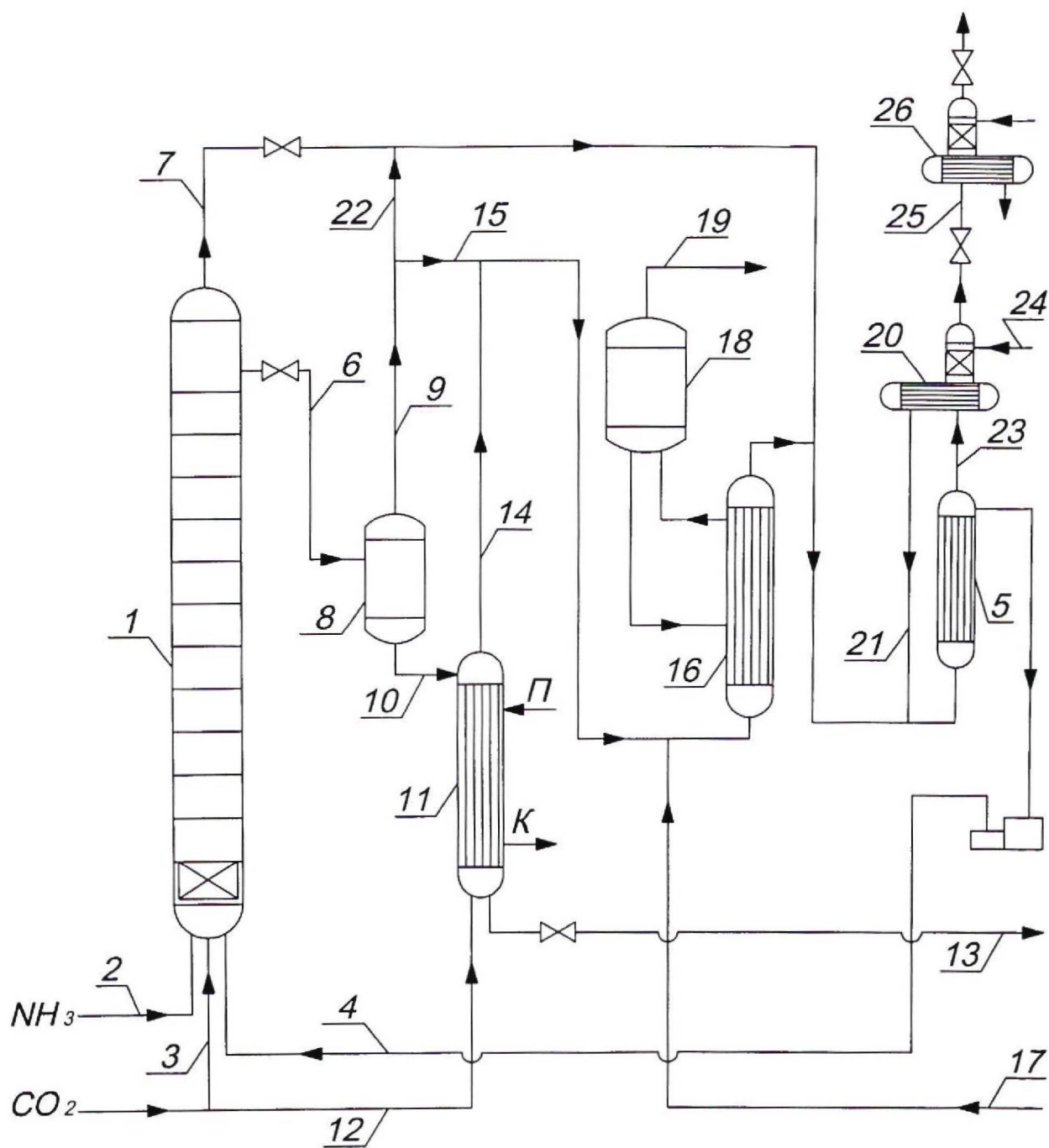
Тираж

Подписное

Национальный патентно-информационный центр РТ
734042, г. Душанбе, ул. Айни, 14а.

Количества и составы потоков по примерам 1/1

№ потока	Количество, кг/ч	Состав, % мас.			
		NH ₃	CO ₂	карбамид	вода
Пример 1					
2	47586	100			
3	38400		100		
4	145866	53,7	35,4	0,2	10,6
6	220000	30,2	12,7	38,5	18,5
7	11579	100			
9	23394	76,6	19,4		4,0
10	196607	24,7	11,9	43,1	20,3
12	23536		100		
13	141040	7,8	7,0	59,9	25,1
14	79103	47,6	46,7	0,1	5,5
15	18715	76,6	19,4		4,0
17	14830	35,4	32,0	0,8	31,8
19	53611				100
21	19980	45,0	27,2	0,7	27,0
22	4679	76,6	19,4		4,0
23	3019	100			
24	17000	35,4	32,0	0,8	31,8
25	39	100			
Пример 2					
2	47590	100			
3	38400		100		
4	146233	53,7	35,5	0,2	10,6
6	220352	30,3	12,7	38,5	18,5
7	11597	100			
9	23550	76,5	19,5		4,0
10	196803	24,7	11,9	43,1	20,3
12	23536		100		
13	142890	8,5	7,4	59,2	24,8
14	77448	47,2	47,0	0,1	5,7
15	18840	76,5	19,5		4,0
17	13680	37,0	32,1	0,8	30,1
19	49826				100
21	26891	53,2	23,9	0,6	22,4
22	4710	76,5	19,5		4,0
23	6934	100			
24	20000	37,0	32,1	0,8	30,1
25	42	100			



Фиг.1