



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2015120521/04, 15.10.2013

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
15.10.2013

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:
30.10.2012 US 61/720,038

(45) Опубликовано: 20.11.2016 Бюл. № 32

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: US 2008228019 A1, 18.09.2008; US
2004065538 A1, 08.04.2004. SU 792819 A1,
20.12.2000.

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 01.06.2015

(86) Заявка РСТ:
US 2013/065056 (15.10.2013)

(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2014/070447 (08.05.2014)

Адрес для переписки:

129090, Москва, ул. Б. Спасская, 25, стр. 3, ООО
"Юридическая фирма Городисский и Партнеры"

(72) Автор(ы):

**ШВИНТ Кевин Джон (US),
БРАММЕР Роберт Дж. (US)**

(73) Патентообладатель(и):

ЛАММУС ТЕКНОЛОДЖИ ИНК. (US)

(54) СПОСОБ ЭКСТРАКЦИИ БУТАДИЕНА

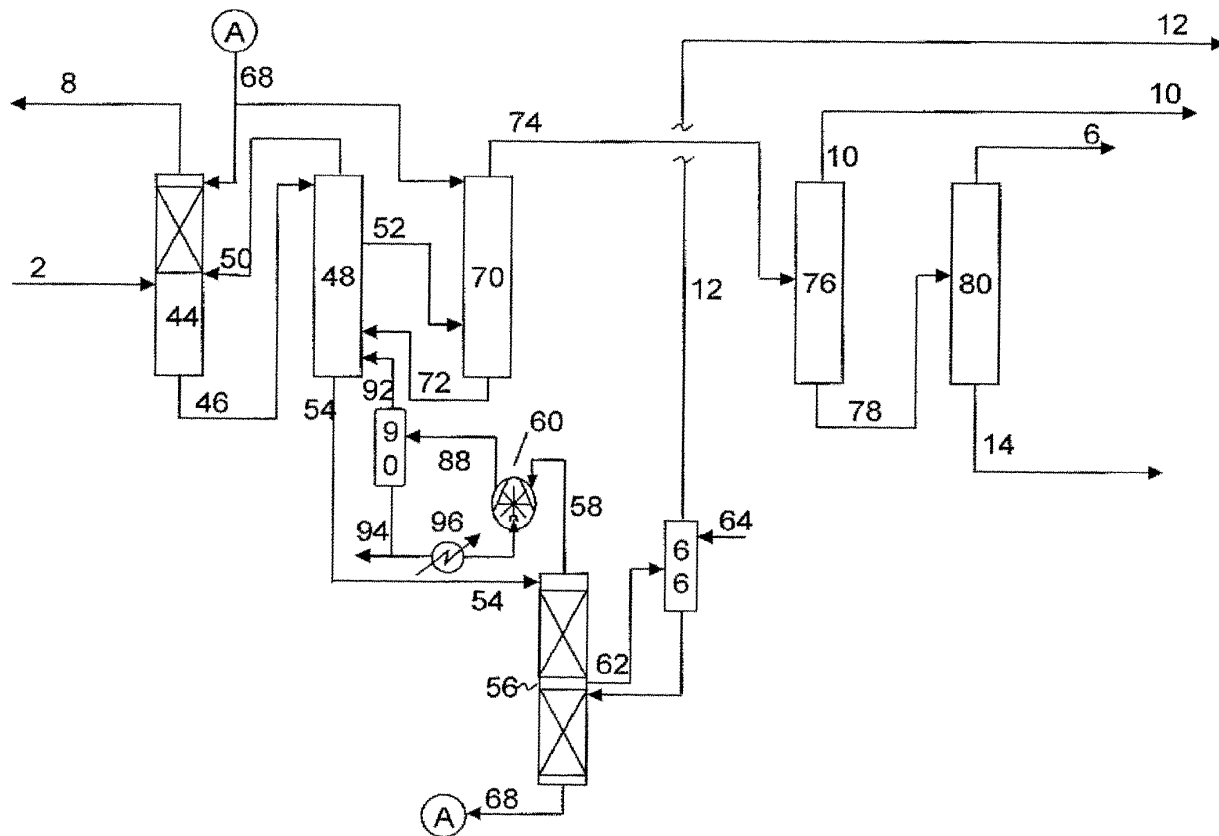
(57) Реферат:

Изобретение относится к способу извлечения 1,3-бутадиена из фракции C₄. Способ включает: подачу углеводородной фракции, содержащей бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены и C₅₊ углеводороды, в установку экстрактивной перегонки; приведение в контакт углеводородной фракции с растворителем в установке экстрактивной перегонки для селективного растворения части углеводородной фракции; извлечение паровой фракции, содержащей первую часть бутанов и бутенов, из установки экстрактивной перегонки; извлечение фракции обогащенного растворителя, содержащей 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены, C₅₊ углеводороды и

вторую часть бутанов и бутенов; подачу фракции обогащенного растворителя в ректификатор для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя; извлечение второй части бутанов и бутенов из ректификатора в виде головной фракции; извлечение C₃ и C₄ ацетиленов, 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена и C₅₊ углеводородов из ректификатора в виде боковой фракции; извлечение частично дегазированного растворителя, содержащего 1,2-бутадиен и C₄ ацетилены, из ректификатора в виде донной фракции; подачу по меньшей мере части частично дегазированного растворителя в дегазатор для дополнительной дегазации растворителя; извлечение головной фракции, содержащей по

RU 2602807 C1

RU 2602807 C1



Фиг. 1



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**(21)(22) Application: **2015120521/04, 15.10.2013**(24) Effective date for property rights:
15.10.2013

Priority:

(30) Convention priority:
30.10.2012 US 61/720,038(45) Date of publication: **20.11.2016** Bull. № 32(85) Commencement of national phase: **01.06.2015**(86) PCT application:
US 2013/065056 (15.10.2013)(87) PCT publication:
WO 2014/070447 (08.05.2014)

Mail address:

**129090, Moskva, ul. B. Spasskaja, 25, str. 3, OOO
"JUrIdicheskaja firma Gorodisskij i Partnery"**

(72) Inventor(s):

**SHVINT Kevin Dzhon (US),
BRAMMER Robert Dzh. (US)**

(73) Proprietor(s):

LAMMUS TEKNOLODZHI INK. (US)(54) **METHOD OF EXTRACTING BUTADIENE**

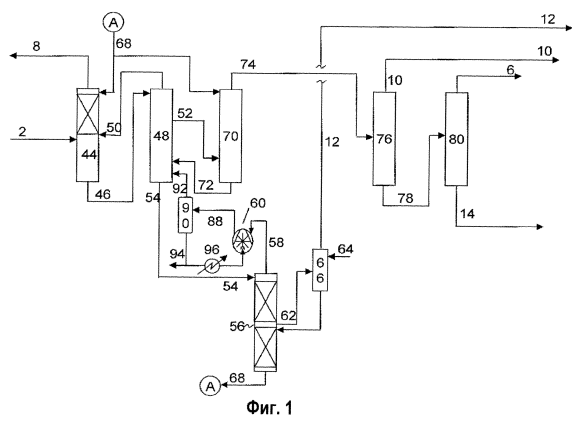
(57) Abstract:

FIELD: chemistry.

SUBSTANCE: invention relates to a method for extraction of 1,3-butadiene from C₄ fraction. Method involves: feeding a hydrocarbon fraction containing butanes, butenes,1,2-butadiene, 1,3-butadiene, C₄ acetylenes, C₃ acetylenes and C₅ + hydrocarbons into a plant for extractive distillation; making a contact of the hydrocarbon fraction with a solvent in the plant for extractive distillation for selective dissolving part of the hydrocarbon fraction; extraction of a steam fraction containing the first part of butanes and butenes from the extractive distillation plant; extraction of enriched solvent fraction containing 1,3-butadiene, 1,2-butadiene, C₄ acetylenes, C₃ acetylenes, C₅ + hydrocarbons and the second part of butanes and butenes; feeding the enriched solvent fraction into a rectifier for at least partial degasification of the enriched solvent; extraction of the second part of butanes and butenes from the rectifier in the form of the head fraction; extraction of C₃ and C₄ acetylenes, 1,3-butadiene, 1,2-butadiene andC₅ + hydrocarbons from the rectifier in the form of the side fraction; extraction of partially degassed solvent containing 1,2-butadiene and C₄ acetylenes from the rectifier in the form of the bottom fraction; feeding at least part of the partially degassed solvent into a degasifier for additional degassing of the solvent; extraction of the head fraction containing at least one of the C₄ acetylenes and 1,2-butadiene from the degasifier; extraction of the side fraction containing C₄ acetylenes from the degasifier; extraction of the bottom fraction containing degassed solvent from the degasifier; compression of the degasifier head fraction by a compressor with a fluid ring; and recirculation of at least part of compressed head fraction of the degasifier into the rectifier. Invention also relates to the device.

EFFECT: use of the fluid-ring compressor reduces capital and operating costs similarly to the non-compressor version simultaneously reducing risks associated with increased operating temperatures and pressures as in use of the non-compressor version.

25 cl, 1 tbl, 5 dwg



Область техники, к которой относится изобретение

[0001] Описанные в данном документе варианты осуществления относятся к извлечению бутадиена из потока смешанных углеводородов. В частности, описываемые здесь варианты осуществления относятся к усовершенствованному способу экстракции бутадиена, в котором дегазатор работает при промежуточном давлении.

Уровень техники

[0002] Бутадиен является важным базовым химическим реагентом и используется, например, для получения синтетических каучуков (гомополимеров бутадиена, бутадиен-стирольного каучука или нитрильного каучука) или для получения термопластичных терполимеров (сополимеров акрилонитрила, бутадиена и стирола). Бутадиен также превращают в сульфолан, хлоропрен и 1,4-гексаметилендиамин (через 1,4-дихлорбутен и адипонитрил). Димеризация бутадиена также позволяет получать винилциклогексен, который можно дегидрировать с образованием стирола.

[0003] Бутадиен может быть получен из насыщенных углеводородов с помощью процессов облагораживания или термического крекинга (парового крекинга), в этом случае нефтя, как правило, используется в качестве сырья. В ходе облагораживания или парового крекинга нефти получают смесь, состоящую из метана, этана, этена, ацетиленов, пропана, пропена, пропиена, аллена, бутенов, бутадиена, бутинов, метилаллена, C₄ углеводородов и выше.

[0004] Из-за незначительных различий в относительной летучести компонентов фракции C₄ получение 1,3-бутадиена из фракции C₄ представляет собой трудную задачу в области перегонки. В связи с этим, разделение осуществляют путем экстрактивной перегонки, т.е. перегонки с добавлением экстрагента, который имеет точку кипения выше, чем смесь, которую необходимо разделить, и который увеличивает различия в относительной летучести разделяемых компонентов. Использование подходящих экстрагентов позволяет получать неочищенную фракцию 1,3-бутадиена из упомянутой фракции C₄ путем экстрактивной перегонки, и указанную фракцию после этого дополнительно очищают в очистительных перегонных колоннах.

[0005] В способах извлечения бутадиена обычно используют 3-х или 4-х колонные установки экстрактивной перегонки для разделения потока смешанных C₄ углеводородов на фракции продуктов, включающие поток легких фракций/бутана/бутенов (1-ый рафинатный продукт), неочищенный бутадиеновый продукт, который может быть направлен в обычную перегонную установку для дальнейшей очистки, и потоки C₃ ацетиленов (пропин) и C₄ ацетиленов, которые могут быть направлены, например, в установку селективного гидрирования.

[0006] В контексте настоящего изобретения под неочищенным 1,3-бутадиеном понимают углеводородную смесь, полученную из фракции C₄, из которой были удалены, по меньшей мере, 90% масс. суммарного содержания бутанов и бутенов, предпочтительно, по меньшей мере, 98% масс. суммарного содержания бутанов и бутенов, более предпочтительно, по меньшей мере, 99% масс. суммарного содержания бутанов и бутенов, и одновременно, по меньшей мере, 90% масс. C₄ ацетиленов, предпочтительно, по меньшей мере, 96% масс. C₄ ацетиленов, более предпочтительно, по меньшей мере, 99% масс. C₄ ацетиленов. Неочищенный 1,3-бутадиен содержит целевой продукт 1,3-бутадиена, часто в соотношении, по меньшей мере, 80% масс., предпочтительно 90% масс., более предпочтительно более 95% масс., при этом остальное составляют примеси. Соответственно, под очищенным 1,3-бутадиеном понимают

углеводородную смесь, которая содержит целевой продукт 1,3-бутадиена в соотношении, по меньшей мере, 98% масс., предпочтительно, по меньшей мере, 99,5% масс., более предпочтительно от 99,7 до 99,9% масс., в которой остаток составляют примеси.

[0007] Типичные способы извлечения бутадиена из потоков смешанных C_4 включают способы экстрактивной перегонки, которые могут включать использование селективных растворителей. Примеры способов экстрактивной перегонки можно найти, например, в патентах США №№ 7692053, 7393992, 7482500, 7226527, 4310388 и 7132038, наряду с другими.

[0008] Способы экстрактивной перегонки, описанные в вышеуказанных патентах, как правило, относятся к одной из двух категорий, - традиционному процессу при низком давлении, включающему применение компрессора, или к «бескомпрессорному» процессу при высоком давлении, как описано в патенте США № 7692053.

[0009] Бескомпрессорная конструкция имеет преимущества более низких капиталовложений, поскольку этот вариант конструкции полностью исключает применение компрессора газового рециркулята. Тем не менее, существует несколько недостатков. Например, для бескомпрессорной конструкции дегазатор может работать при головном давлении примерно $4,21 \text{ кг/см}^2$ (избыточное), немного превышающем давление установки экстрактивной перегонки (включающей в себя основной промыватель, ректификатор и последующий промыватель). Следовательно, дегазатор работает при более высоких температурах, соответственно: примерно 148°C в верхней части дегазатора и примерно 193°C в донной части дегазатора. В противоположность этому, дегазатор в традиционной конструкции может работать при головном давлении всего лишь $0,7 \text{ кг/см}^2$ (избыточное), и при значительно более низких температурах: примерно 105°C в верхней части дегазатора и примерно 149°C в донной части дегазатора.

[0010] Примерно на 44°C более высокие температуры бескомпрессорной конструкции приводят к двум четко выраженным недостаткам. Во-первых, увеличивается содержание винилциклогексена (VCH или димера бутадиена) с повышением температуры, и более высокое количество димера приводит к более низкому выходу и потенциально более высоким темпам загрязнения оборудования. Во-вторых, существует потенциально более высокий риск из-за наличия высоких концентраций C_4 ацетилен при повышенных рабочих температурах и давлениях. Для уменьшения этого риска концентрация винилацетилена в дегазаторе должна поддерживаться на более низком уровне (менее 20 мол.%). Однако, ограничение концентрации винилацетилена может привести к дополнительным потерям 1,3-бутадиена, и, следовательно, к более низкому выходу.

Сущность заявленных вариантов осуществления

[0011] Было обнаружено, что способы экстракции бутадиена могут работать при промежуточном давлении при использовании компрессора жидкостно-кольцевого типа. Использование компрессора с жидкостным кольцом, среди других представленных здесь вариантов способа, может с успехом сокращать капитальные и эксплуатационные расходы аналогично бескомпрессорному варианту, одновременно уменьшая риски, связанные с повышенными рабочими температурами и давлениями при использовании бескомпрессорного варианта. Таким образом, описанные здесь варианты осуществления способов совмещают в себе лучшие характеристики традиционной конструкции (низкое давление, с компрессором) с преимуществами бескомпрессорной конструкции (низкие капитальные и эксплуатационные затраты), а также другими преимуществами, уникальными для описанных в настоящем документе установок.

[0012] В одном аспекте описываемые здесь варианты осуществления относятся к

способу извлечения 1,3-бутадиена из фракции C₄. Способ может включать в себя: подачу углеводородной фракции, содержащей бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены и C₅₊ углеводороды в установку экстрактивной перегонки;

5 приведение в контакт углеводородной фракции с растворителем в установке экстрактивной перегонки для селективного растворения части углеводородной фракции; извлечение паровой фракции, содержащей первую часть бутанов и бутенов, из установки экстрактивной перегонки; извлечение фракции обогащенного растворителя, содержащей 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены, C₅₊ углеводороды и вторую
10 часть бутанов и бутенов; подачу фракции обогащенного растворителя в ректификатор для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя; извлечение второй части бутанов и бутенов из ректификатора в виде головной фракции; извлечение C₃ и C₄ ацетиленов, 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена и C₅₊ углеводородов из ректификатора в виде боковой фракции; извлечение частично дегазированного растворителя,
15 содержащего 1,2-бутадиен и C₄ ацетилены, из ректификатора в виде донной фракции; подачу по меньшей мере части частично дегазированного растворителя в дегазатор для дополнительной дегазации растворителя; извлечение головной фракции, содержащей по меньшей мере одно из C₄ ацетиленов и 1,2-бутадиена, из дегазатора; извлечение
20 боковой фракции, содержащей C₄ ацетилены, из дегазатора; извлечение донной фракции, содержащий дегазированный растворитель, из дегазатора; сжатие головной фракции дегазатора с помощью компрессора с жидкостным кольцом; и рециркуляцию по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора в ректификатор.

[0013] В другом аспекте описываемые здесь варианты осуществления относятся к
25 установке для извлечения 1,3-бутадиена из фракции C₄. Установка может включать в себя: трубопровод для подачи углеводородной фракции, содержащей бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены и C₅₊ углеводороды, в установку экстрактивной перегонки; установку экстрактивной перегонки для приведения в контакт углеводородной фракции с растворителем в установке экстрактивной перегонки для
30 селективного растворения части углеводородной фракции; трубопровод для извлечения паровой фракции, содержащей первую часть бутанов и бутенов, из установки экстрактивной перегонки; трубопровод для извлечения фракции обогащенного растворителя, содержащей 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены, C₅₊
35 углеводороды и вторую часть бутанов и бутенов; трубопровод для подачи фракции обогащенного растворителя в ректификатор; ректификатор для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя; трубопровод для извлечения второй части бутанов и бутенов из ректификатора в виде головной фракции; трубопровод для извлечения C₃ и C₄ ацетиленов, 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена и C₅₊ углеводородов из
40 ректификатора в виде боковой фракции; трубопровод для извлечения частично дегазированного растворителя, содержащего 1,2-бутадиен и C₄ ацетилены, из ректификатора в виде донной фракции; трубопровод для подачи по меньшей мере части частично дегазированного растворителя в дегазатор; дегазатор для дополнительной дегазации растворителя; трубопровод для извлечения головной фракции, содержащей
45 по меньшей мере одно из C₄ ацетиленов и 1,2-бутадиена, из дегазатора; трубопровод для извлечения боковой фракции, содержащей C₄ ацетилены, из дегазатора; трубопровод для извлечения донной фракции, содержащий дегазированный растворитель, из дегазатора; компрессор с жидкостным кольцом для сжатия головной фракции

дегазатора; и трубопровод для рециркуляции по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора в ректификатор.

[0014] Другие аспекты и преимущества будут ясны из нижеследующего описания и прилагаемой формулы изобретения.

5 Краткое описание чертежей

[0015] На Фиг. 1 представлена упрощенная технологическая схема способа извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления.

[0016] На Фиг. 2 представлена упрощенная технологическая схема способа извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления.

10 [0017] На Фиг. 3 представлена упрощенная технологическая схема способа извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления.

[0018] На Фиг. 4 представлена упрощенная технологическая схема способа извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления.

15 [0019] Как уже отмечалось, технологические схемы на Фиг. 1-4 являются упрощенными, и не иллюстрируют насосы, клапаны, регулировочные клапаны, фильтры, ребойлеры, конденсаторы и другое оборудование, обычно связанное с перегонными колоннами и общими нефтехимическими операциями, и специалисту в данной области техники будет понятно, что они присутствуют, исходя из фигур и приведенного ниже подробного описания.

20 [0020] На Фиг. 5 приводится сравнение процентов парообразования в зависимости нагрузки ребойлера как функция температуры для двух различных давлений.

Подробное описание

25 [0021] Описанные здесь варианты осуществления относятся к извлечению бутадиена из потоков смешанных C_4 углеводородов. В частности, описываемые здесь варианты осуществления относятся к усовершенствованию технологических операций и экономических показателей способов экстракции бутадиена за счет использования промежуточного давления и компрессора жидкостно-кольцевого типа.

30 [0022] Фракция C_4 , которую используют как исходную смесь в настоящих способах, представляет собой смесь углеводородов, имеющих преимущественно четыре атома углерода в молекуле. Фракции C_4 получают, например, при производстве этилена и/или пропилена термическим или каталитическим крекингом нефтяной фракции, такой как сжиженный нефтяной газ, легкая нефть или газойль. Фракции C_4 также могут быть получены при каталитическом дегидрировании (окислительном и/или неокислительном дегидрировании) n -бутана и/или n -бутена. Образующиеся в результате C_4 фракции

35 обычно включают в себя бутаны, n -бутен, изобутен, 1,3-бутадиен и небольшие количества C_3 и C_5 углеводородов, в том числе метилацетилен, а также бутинов, в частности, 1-бутин (этилацетилен) и бутенин (винилацетилен). Содержание 1,3-бутадиена обычно составляет от 5 до 80% масс. Например, крекинг-установка или установка CATADIENE может содержать от 15 до 17% масс. бутадиена. Другие смешанные сырьевые потоки C_4 могут содержать большие или меньшие количества бутадиена.

40 Винилацетилен, если присутствует в смешанном сырьевом потоке, может быть селективно гидрирован до желаемого 1,3-бутадиенового продукта перед подачей смешанного потока C_4 в установку экстракции бутадиена. В некоторых вариантах осуществления поток смешанных C_4 углеводородов может обеспечиваться, например, по меньшей мере, одним способом из крекинга, окислительного дегидрирования и неокислительного дегидрирования потока C_4 углеводородов, содержащего бутан, в

одном или нескольких реакторах дегидрирования, с получением потока газового продукта, содержащего бутан, бутен и бутадиен.

[0023] Описанная выше углеводородная фракция, содержащая бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C_4 ацетилены, C_3 ацетилены и C_{5+} углеводороды, подается в установку экстракции бутадиена для разделения и извлечения различных углеводородов, включающих одну или более легких фракций/бутанов/бутенов (обычно называемых 1-ым рафинатным продуктом), фракцию 1,3-бутадиена, фракцию C_3 ацетиленов (пропин) и фракцию C_4 ацетиленов, которая может включать часть 1,2-бутадиена, и тяжелую фракцию, которая может включать часть 1,2-бутадиена и C_{5+} углеводородов. В некоторых вариантах осуществления димеры бутадиена могут образовываться перед установкой экстракции бутадиена или во время переработки углеводородной фракции в установке экстракции бутадиена. Винилциклогексеновые компоненты могут быть извлечены с тяжелой фракцией, или могут быть извлечены в виде отдельной фракции, содержащей винилциклогексен.

[0024] Обнаружено, что способы экстракции бутадиена могут быть усовершенствованы за счет использования компрессора жидкостно-кольцевого типа для сжатия по меньшей мере части головной фракции из дегазатора. Обратимся теперь к Фиг. 1, на которой проиллюстрирована упрощенная схема технологического процесса извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления. Смешанное углеводородное сырье 2, включающее такие углеводороды, как бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, метилацетилен, винилацетилен и C_{5+} углеводороды, может подаваться в установку испарения сырья (не показана) для испарения смешанного углеводородного сырья. Испарившееся сырье после этого подается в основную промывочную колонну 44. В основной промывочной колонне 44 испарившееся сырье приводится в контакт с растворителем, и бутаны и бутены отделяются от более растворимых 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена, метилацетилена, винилацетилена и C_{5+} углеводородов.

[0025] Растворители, подходящие для способа, проиллюстрированного на Фиг. 1, могут включать бутиролактон, нитрилы, такие как ацетонитрил, пропионитрил, метоксипропионитрил, кетоны, такие как ацетон, фурфурол, N-алкилзамещенные низшие алифатические амиды, такие как диметилформамид, диэтилформамид, диметилацетамид, диэтилацетамид, N-формилморфолин, N-алкилзамещенные циклические амиды (лактамы), такие как N-алкилпирролидоны, особенно N-метилпирролидон (NMP). В некоторых вариантах осуществления используются алкилзамещенные низшие алифатические амиды или N-алкилзамещенные циклические амиды, диметилформамид, ацетонитрил, фурфурол или NMP.

[0026] В некоторых вариантах осуществления также можно использовать смеси этих экстрагентов друг с другом, например, NMP и ацетонитрил, смеси этих экстрагентов с сорастворителями и/или простыми трет-бутиловыми эфирами, например, метил-трет-бутиловым эфиром, этил-трет-бутиловым эфиром, пропил-трет-бутиловым эфиром, н-или изобутил-трет-бутиловым эфиром. В других вариантах осуществления NMP может находиться в водном растворе с содержанием воды от 0 до примерно 20% масс., или от 7 до 10% масс., или от 8 до 8,5% масс. в других вариантах осуществления.

[0027] Бутаны и бутены извлекаются из основной промывочной колонны 44 в виде головной фракции 8 (рафинат 1). Обогащенный растворитель, содержащий растворенные углеводороды, извлекается из основной промывочной колонны 44 в виде донной фракции 46.

[0028] Донная фракция 46 после этого подается в ректификатор 48 для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя. Любые растворенные бутаны и бутены, а также другие легкие компоненты могут быть извлечены из ректификатора 48 в виде головной фракции 50, которую можно рециркулировать для повторной переработки в основную промывочную колонну 44. Метилацетилен и бутадиены, включающие 1,2-бутадиен и 1,3-бутадиен, и C_{5+} углеводороды могут быть извлечены из ректификатора 48 в виде бокового погона 52, и дегазированный растворитель, который может содержать различные компоненты C_4 , включая 1,2-бутадиен, 1-бутин и винилацетилен, может быть извлечен из ректификатора 48 в виде донной фракции 54.

[0029] Донная фракция 54 может подаваться в дегазатор 56 для разделения растворителя, удерживающего C_4 компоненты, и C_4 ацетиленовой фракции, которая также может содержать 1,2-бутадиен. Пары C_4 могут извлекаться из дегазатора и охлаждающей колонны 56 в виде головной фракции 58, которая может быть сжата с помощью компрессора 60 с жидкостным кольцом.

[0030] Компрессор 60 с жидкостным кольцом выполняет две функции: сжатие головной фракции дегазатора и охлаждение сжатого газа перед рециркуляцией в ректификатор 48. После сжатия часть сжатых газов может быть рециркулирована в ректификатор 48. В некоторых вариантах осуществления сжатая головная фракция дегазатора может извлекаться по трубопроводу 88 и подаваться в сепаратор 90 для отделения любых сконденсировавшихся газов. Паровая фракция, извлеченная из сепаратора 90, после этого может быть рециркулирована по трубопроводу 92 в ректификатор 48. Фракция конденсата может быть извлечена из сепаратора 90 по трубопроводу 94, и, по меньшей мере, ее часть может быть охлаждена с помощью теплообменника 96 и рециркулирована в компрессор 60 с жидкостным кольцом.

[0031] Винилацетиленовая фракция может быть отведена из дегазатора 56 в виде боковой фракции 62, промыта водой, подаваемой по трубопроводу 64 в промывателе 66 ацетилена, и извлечена в качестве винилацетиленовой фракции 12. Дегазированный растворитель может быть извлечен из дегазатора 56 в виде донной фракции 68 для рециркуляции и подачи в основную промывочную колонну 44 и в колонну 70 последующей промывки, в которой углеводороды в боковой фракции 52 могут быть отделены от растворителя. Растворитель может быть извлечен из колонны 70 последующей промывки в виде донной фракции 72 и рециркулирован в ректификатор 48, и поток неочищенного бутадиенового продукта может быть извлечен из колонны 70 последующей промывки в виде головной фракции 74.

[0032] Неочищенный бутадиеновый продукт (головная фракция 74) покидает секцию экстрактивной перегонки и после этого подается в перегонную колонну 76 метилацетилена, в которой метилацетилен извлекается в виде головной фракции 10. Донная фракция 78 содержит 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен и более тяжелые углеводороды и подается в ректификационную колонну 80 бутадиена. 1,3-бутадиен, имеющий чистоту более 99,6%, извлекается из колонны 80 бутадиена в виде головной фракции 6, и 1,2-бутадиен и тяжелые компоненты извлекаются в виде донной фракции 14.

[0033] В некоторых вариантах осуществления может быть желательно гидрировать ацетилены во фракциях 10, 12 с образованием дополнительных олефинов и диенов. Дополнительно или в качестве альтернативы, может быть желательно использовать колонну нефтяного сырья для извлечения олигомеров из бутадиена (винилциклогексан) и олигомеров из других олефиновых компонентов в сырьевом потоке углеводородов, которые могут быть получены во время указанных выше разделений.

[0034] Обратимся теперь к Фиг. 2, на которой проиллюстрирована упрощенная технологическая схема способа извлечения 1,3-бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления, где одинаковые номера позиций обозначают одинаковые части. В данном варианте осуществления донная фракция, извлеченная из ректификатора 48 с потоком 54, может быть нагрета посредством непрямого теплообмена перед подачей в дегазатор 56, например, с помощью теплообменника 98. Нагревание донной фракции ректификатора может приводить к испарению части остающихся растворенных газов, таких как 1,2-бутадиен или C_4 ацетилены. Перед подачей нагретой донной фракции ректификатора в дегазатор, нагретая донная фракция может быть подана в подающий барабан 16 дегазатора для фазовой сепарации испарившейся части от жидкой части потока, выходящего из нагревателя 98. Жидкая фаза может быть после этого извлечена из подающего барабана 16 и подана по трубопроводу 18 в дегазатор 56 и переработана, как описано выше со ссылкой на Фиг. 1. Паровая фаза, извлеченная из подающего барабана 16 по трубопроводу 40, может после этого быть объединена со сжатой паровой фракцией из трубопровода 92 для рециркуляции в ректификатор 48.

[0035] Подающий барабан 16 дегазатора может работать при давлении, несколько превышающем давление в донной части ректификатора 48, что позволяет паровой фазе, извлеченной из подающего барабана 16, свободно поступать обратно в ректификатор 48 без необходимости повторного сжатия пара. Часть подведенного тепла, добавленного с помощью теплообменника 98, таким образом, возвращается в ректификатор 48 в виде паров мгновенного испарения. Рециркуляция газа из барабана 16 в ректификатор 48 при слегка повышенной температуре может, таким образом, добавлять теплоту в ректификатор 48, и может привести к дополнительной предварительной дегазации в донной части ректификатора 48, внося вклад в общее понижение потребности в дегазации в дегазаторе 56.

[0036] Подающий барабан 16 дегазатора может быть отдельным аппаратом, или, как проиллюстрировано, может быть объединен с дегазатором 56, образуя единую конструкцию. Объединение подающего барабана и дегазатора в один аппарат может снижать капитальные затраты. Благодаря расположению подающего барабана 16 над или наверху дегазатора 56, жидкая фаза в подающем барабане может легко поступать в верхнюю часть дегазатора без необходимости дополнительных насосов. Часть подведенного тепла из теплообменника 98, таким образом, также поступает в дегазатор 56 в виде физического тепла, содержащегося в неиспарившейся жидкости, поступающей в дегазатор 56 по трубопроводу 18.

[0037] В целом, использование теплообменника 98 и фазовая сепарация в барабане 16 может обеспечивать две ступени мгновенного испарения, в подающем барабане 16 и в дегазаторе 56, где подающий барабан 16 может работать при более высоком давлении, чем давление дегазатора 56. Использование двухступенчатой сепарации может привести к более эффективной дегазации C_4 , улучшая отделение C_4 углеводородов от растворителя. Кроме того, растворенные газы, дегазированные в подающем барабане 16 и извлеченные по трубопроводу 40, находятся при более высоком уровне давления и не требуют повторного сжатия для рециркуляции в ректификатор 48.

[0038] Дегазатор 56 может работать при более низком давлении, чем ректификатор 48, но только газы, извлеченные по трубопроводу 58, требуют повторного сжатия. В результате, компрессор 60 с жидкостным кольцом может иметь размеры с учетом меньшего потока пара и меньшей потребности в сжатии, что приводит к снижению капитальных и эксплуатационных затрат. Например, в некоторых вариантах

осуществления отношение расхода пара сжатой головной фракции дегазатора (поток 92) к расходу пара паровой фазы, извлеченной из подающего барабана 16 дегазатора (поток 40) может находиться в диапазоне от примерно 0,1:1 до примерно 1:1; в других вариантах осуществления - в диапазоне от примерно 0,2:1 до примерно 0,8:1; и в еще

5 одних вариантах осуществления от примерно 0,25:1 до примерно 0,5:1.

[0039] Обратимся теперь к Фиг. 3, на которой проиллюстрирована упрощенная технологическая схема способа извлечения 1,3-бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления, где одинаковые номера позиций обозначают одинаковые части. В данном варианте осуществления донная фракция, извлеченная из

10 ректификатора 48 с потоком 54, может быть нагрета посредством непрямого теплообмена перед подачей в дегазатор 56, например, с помощью теплообменников 4, 98, для испарения части остающихся растворенных газов, таких как 1,2-бутадиен или C₄ ацетилены. Теплообменник 4 может использоваться для утилизации тепла донной фракции 68, извлеченной из дегазатора 56. Теплообменник 98 после этого может

15 применяться для дополнительного нагревания донной фракции ректификатора перед переработкой частично испарившейся донной фракции ректификатора в подающем барабане 16 дегазатора и может работать, как описано выше со ссылкой на Фиг. 2.

[0040] Обратимся теперь к Фиг. 4, на которой проиллюстрирована упрощенная технологическая схема способа извлечения 1,3-бутадиена в соответствии с описываемыми

20 здесь вариантами осуществления, где одинаковые номера позиций обозначают одинаковые части. В данном варианте осуществления, жидкая часть, извлеченная из подающего барабана 16 дегазатора по трубопроводу 18, нагревается посредством непрямого теплообмена в теплообменнике 30 для обеспечения дополнительного нагревания подачи в дегазатор, которая после этого перерабатывается, как описано

25 выше.

[0041] Как отмечалось выше в отношении Фиг. 2-4, донная фракция ректификатора может быть нагрета посредством непрямого теплообмена при использовании теплообменников 4, 98. В некоторых вариантах осуществления в теплообменнике 98 может использоваться теплообменная среда, такая как вода, водяной пар или

30 синтетический органический теплоноситель, такой как DOWTHERM или другие, как может быть известно специалистам в данной области техники. Также может быть желательно подавить парообразование в теплообменниках и связанных с ними трубопроводах в пользу испарения в подающем барабане 16 или дегазаторе 56, чтобы свести к минимуму или предотвратить образование накипи. Таким образом, в некоторых

35 вариантах осуществления теплообменники 4, 98 могут быть нагревателями с подавлением парообразования.

[0042] Подающий барабан 16 дегазатора может работать при давлении в диапазоне от примерно 3,5 кг/см² (избыточное) до примерно 5,5 кг/см² (избыточное) в некоторых

40 вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 4 кг/см² (избыточное) до примерно 5 кг/см² (избыточное) в других вариантах осуществления; и от примерно 4,25 кг/см² (избыточное) до примерно 4,75 кг/см² (избыточное) в еще одних вариантах осуществления, как например, примерно 4,5 кг/см² (избыточное) Подающий барабан

45 16 дегазатора может работать при температуре в диапазоне от примерно 110°C до примерно 150°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 120°C до примерно 140°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 125°C до примерно 135°C в еще одних вариантах осуществления, как например, примерно

130°C.

[0043] Дегазатор 56 может работать при давлении в диапазоне от примерно 1,5 кг/см² (избыточное) до примерно 3,5 кг/см² (избыточное) в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 2 кг/см² (избыточное) до примерно 3 кг/см² (избыточное) в других вариантах осуществления; и от примерно 2,25 кг/см² (избыточное) до примерно 2,75 кг/см² (избыточное) в еще одних вариантах осуществления, как например, в диапазоне от примерно 2,3 кг/см² (избыточное) до примерно 2,5 кг/см² (избыточное) Дегазатор 56 может работать при температуре наверху колонны в диапазоне от примерно 100°C до примерно 150°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 110°C до примерно 140°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 120°C до примерно 130°C в еще одних вариантах осуществления, как, например, примерно 125°C. Дегазатор 56 может работать при температуре донной части колонны в диапазоне от примерно 150°C до примерно 200°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 160°C до примерно 190°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 170°C до примерно 180°C в еще одних вариантах осуществления, как например, примерно 175°C.

[0044] Ректификатор 48 может работать при давлении в диапазоне от примерно 3 кг/см² (избыточное) до примерно 5 кг/см² (избыточное) в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 3,5 кг/см² (избыточное) до примерно 4,5 кг/см² (избыточное) в других вариантах осуществления; и от примерно 4 кг/см² (избыточное) до примерно 4,5 кг/см² (избыточное) в еще одних вариантах осуществления, как например, в диапазоне от примерно 4,1 кг/см² (избыточное) до примерно 4,2 кг/см² (избыточное) Ректификатор 48 может работать при температуре наверху колонны в диапазоне от примерно 40°C до примерно 90°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 50°C до примерно 80°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 60°C до примерно 70°C в еще одних вариантах осуществления, как например, в диапазоне от примерно 63°C до примерно 68°C. Ректификатор 48 может работать при температуре в донной части колонны в диапазоне от примерно 60°C до примерно 120°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 70°C до примерно 110°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 75°C до примерно 100°C в еще одних вариантах осуществления, как например, в диапазоне от примерно 80°C до примерно 95°C.

[0045] Теплота может подаваться в ректификатор посредством непрямого теплообмена в ребойлере при использовании теплоносителя, имеющего температуру менее 130°C. Например, теплоноситель, используемый для нагревания ребойлера ректификатора, может иметь рабочую температуру в диапазоне от примерно 80°C до примерно 130°C в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 90°C до примерно 125°C в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 100°C до примерно 120°C в еще одних вариантах осуществления. В некоторых вариантах осуществления, теплообменная среда, используемая в ребойлере ректификатора, может регулироваться таким образом, что повышение температуры на стороне процесса по всему ребойлеру находится в диапазоне от примерно 5°C до примерно 15°C; и в диапазоне от примерно 8°C до примерно 12°C в других вариантах осуществления, так что разница составляет примерно 10°C.

[0046] Двухступенчатая дегазация, обеспечиваемая в подающем барабане 16

дегазатора и дегазаторе 56, а также теплота, поступающая в ректификатор 48 с парообразными потоками 40, 92, могут позволить ребойлеру ректификатора работать с низким процентом парообразования. Например, в некоторых вариантах осуществления ребойлер ректификатора может работать с процентом парообразования по всему ребойлеру в диапазоне от примерно 3% масс. до примерно 9% масс. в некоторых вариантах осуществления; в диапазоне от примерно 4% масс. до примерно 8% масс. в других вариантах осуществления; и в диапазоне от примерно 5% масс. до примерно 7% масс. в еще одних вариантах осуществления, как например, в диапазоне от примерно 6% масс. до примерно 6,5% масс. Сочетание низкого процента парообразования и низких температур (как на горячей стороне, так и на холодной стороне) может значительно снизить образование накипи в ребойлере ректификатора. Кроме того, низкий процент парообразования и снижение образования накипи может позволить ребойлеру ректификатора быть теплообменником обычного типа, в том числе односторонними теплообменниками, в отличие от типа теплообменника с подавлением парообразования.

[0047] Пример

[0048] Способ извлечения бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления, аналогичный способу, проиллюстрированному на Фиг. 3, сравнивается с традиционным способом извлечения бутадиена (с использованием компрессора винтового типа или центробежного компрессора, а также охлаждающей колонны) и с бескомпрессорным способом (также включающим в себя охлаждающую колонну) извлечения бутадиена, при использовании следующих условий.

[0049] Для бескомпрессорной конструкции дегазатор работает при головном давлении 4,21 кг/см² (избыточное), немного превышающем давление установки экстрактивной перегонки (включающей основной промыватель, ректификатор и последующий промыватель). Следовательно, дегазатор работает при соответственно более высоких температурах: 148°C в верхней части и 193°C в нижней части.

[0050] В традиционном способе дегазатор работает при головном давлении всего лишь 0,7 кг/см² (избыточное), и при значительно более низких температурах: 105°C в верхней части и 149°C в нижней части.

[0051] Для данного примера в проиллюстрированном на Фиг. 3 варианте осуществления применяется односторонний прямоточный ребойлер ректификатора, в котором используется частично охлажденная донная фракция дегазатора (обедненный растворитель) в межтрубном пространстве. Частичное парообразование (дегазация) происходит в трубах ребойлера, и смесь пар/жидкость нагревается до 90°C. Частично дегазированный обогащенный растворитель при 90°C далее закачивается подающим насосом дегазатора в последующие теплообменники с подавлением испарения, где он дополнительно нагревается. Подающий насос дегазатора обеспечивает достаточное давление нагнетания, чтобы гарантировать отсутствие парообразования (дегазации) в любом из теплообменников. Первый теплообменник представляет собой трубное пространство теплообменника подачи/выходящего потока дегазатора, где обогащенный растворитель нагревается приблизительно до 138°C в трубном пространстве. Теплообменник подачи/выходящего потока дегазатора является теплообменником с двумя оболочками из-за большой разницы температур, которая имеет место в данном теплообменнике. Донная фракция дегазатора (обедненный растворитель) при 175°C используется в качестве теплоносителя в межтрубном пространстве теплообменника. Обедненный растворитель охлаждается до 120°C в теплообменнике подачи/выходящего потока дегазатора перед его направлением в межтрубное пространство ребойлера

ректификатора, и после этого в ребойлер колонны бутадиена, испаритель подаваемого сырья и охладитель растворителя.

[0052] Нагретый обогащенный растворитель из теплообменника подачи/выходящего потока дегазатора после этого направляется в нагреватель подачи дегазатора, где обогащенный растворитель дополнительно нагревается паром низкого давления (150°C) до температуры приблизительно 138°C. Обогащенный растворитель при достижении своей конечной температуры далее подвергается мгновенному испарению при прохождении через регулировочный клапан в подающем барабане дегазатора, который расположен наверху дегазатора. Давление в подающем барабане отличается от давления в донной части ректификатора, и мгновенно испарившийся газ свободно поступает обратно в ректификатор, где он входит ниже донного слоя. Неиспарившаяся жидкость из подающего барабана дегазатора затем поступает за счет разности давлений/под действием силы тяжести в верхнюю часть дегазатора, где происходит дополнительное мгновенное испарение подачи. Частично дегазированной растворитель после этого стекает вниз многоступенчатого дегазатора, где по существу все оставшиеся C₄ углеводороды полностью удаляются из растворителя. Тепло для десорбции обеспечивается ребойлером дегазатора с использованием пара среднего давления. Дегазатор также служит для концентрирования C₄ ацетиленов (винил- и этилацетилена), 1,2-бутадиена и VCH. Эти компоненты удаляются в точке их наибольшей концентрации с помощью бокового отвода жидкости.

[0053] Сравнение пропускных способностей и энергозатрат этих способов представлены в таблице 1.

Таблица 1									
Установка/Режим работы	Пример 1			Традиционная			Бескомпрессорная		
	Дегазация, кг/ч	Нагрузка, Гкал/ч	Температура, °C	Дегазация, кг/ч	Нагрузка, Гкал/ч	Температура, °C	Дегазация, кг/ч	Нагрузка, Гкал/ч	Температура, °C
Рейбойлер ректификатора	21797	4,361	90	39918	9,588	120/103,8	27834	7,917	120/108
Подача дегазатора	26429	9,678	137,9/129	--	--	--	--	--	--
Испарительный барабан	26429	0,725		--	--	--	--	--	--
Испарение на входе в дегазатор	6326	--	129/124,6	22101	1,163	120/104,5	16980	9,861 + 0,730	160/147
Дегазатор	9945	10,757	175	6793	9,168	150	9835	11,053	193
Всего	64498	25,521		68812	19,919		54,649	29,561	
Поток растворителя (кг/ч)	290082			311433			316012		
Поток компрессора (кг/ч)	18703			31256			---		
Степень сжатия	1,61			3,42			---		
Энергия (кВт)	292,6			799,2			---		
Газ, растворенный в обогащенном растворителе (кг/ч)	64475			68783			54650		

[0054] Как показано в таблице выше, для способа примера 1 технологическое тепло (донная фракция дегазатора) успешно используется для дегазации при высоком давлении (донная фракция ректификатора) и успешно используется для дегазации при низком давлении (подача в дегазатор). Технологическое тепло подводится в донную фракцию ректификатора (уровень высокого давления) в два этапа в противоположность одноэтапному подводу тепла в традиционной конструкции. Первый этап представляет собой «мягкий» подвод тепла с помощью ребойлера ректификатора, который является прямоточным ребойлером, который нагревает обогащенный растворитель от 80°C до

90°C (разница температур только 10°C). При такой низкой выходной температуре ребойлер с подавлением парообразования не требуется, поэтому не нужен и насос донной фракции ректификатора. Несмотря на то, что условия являются мягкими, треть растворенных газов удаляется из обогащенного растворителя на этом первом этапе дегазации. Процент парообразования в ребойлере ректификатора также довольно низок (6,2% масс.). Входная температура теплоносителя на горячей стороне ребойлера ректификатора поддерживается на 120°C, что значительно ниже 150°C теплоносителя, применяемого в традиционной конструкции. Сочетание низких температур (как на горячей стороне, так и на холодной стороне) и низкого процента парообразования позволяет избежать образования накипи в ребойлере ректификатора.

[0055] В противоположность этому традиционная конструкция нагревает донную фракцию ректификатора от 76°C до 120°C (разница температур 44°C) на первом этапе дегазации. Способ примера 1 обеспечивает почти половину дегазации, получаемой в традиционной конструкции, при повышении температуры только на 10°C по сравнению с повышением температуры на 44°C в традиционной конструкции. Таким образом, существует четкое уменьшение выдачи при попытке достичь дегазации при высоком давлении в один этап, как показано на Фиг. 5.

[0056] Вторым этапом является более «интенсивный» подвод тепла посредством теплообменника подачи/выходящего потока дегазатора, что требует применения ребойлера с подавлением парообразования (аналогичного имеющемуся в традиционной конструкции). В способе примера 1 обогащенный растворитель нагревается до температуры примерно 140°C в нагревателе с подавлением парообразования, в теплообменнике подачи/выходящего потока дегазатора и мгновенно испаряется в подающем барабане, расположенном наверху дегазатора (и являющимся его частью). Барабан работает при давлении немного превышающем давление донной части ректификатора, так что пар свободно поступает обратно в донную часть ректификатора без необходимости повторного сжатия пара. Интенсивный подвод тепла осуществляется в виде паров мгновенного испарения, возвращаемых в ректификатор. Неиспарившаяся жидкость затем поступает за счет разности давлений и под действием силы тяжести в верхнюю часть дегазатора, где происходит дополнительное мгновенное испарение.

[0057] Двухэтапная дегазация при высоком давлении также является более эффективной с точки зрения дегазации C₄. Два этапа мгновенного испарения обеспечивают лучшее отделение C₄ от растворителя. Иными словами, большее количество C₄ и меньшее количество растворителя превращается в пар по сравнению с традиционной конструкцией.

[0058] Из-за высокого рабочего давления дегазатора газовый рециркулят возвращается в ректификатор при немного более высокой температуре, чем в традиционной конструкции, и в большей степени происходит «предварительная дегазация» в донной части ректификатора. Это способствует общему снижению потребности в дегазации.

[0059] Технологическое тепло подводится в подачу дегазатора (дегазация низкого давления) посредством физического тепла, содержащегося в неиспарившейся жидкости в подающем барабане дегазатора. Иными словами, часть подведенного тепла из теплообменника подачи/выходящего потока дегазатора поступает в подачу дегазатора.

[0060] Поскольку почти 75% растворенных газов в обогащенном растворителе дегазируются при повышенном уровне давления (без необходимости повторного сжатия) против только 58% в традиционной конструкции, производительность компрессора с

жидкостным кольцом примера 1 составляет только 60% от производительности компрессора винтового типа, необходимого для традиционной конструкции. Дегазатор работает при давлении, которое немного менее чем на 2 кг/см^2 ниже давления ректификатора. Следовательно, степень сжатия, требующаяся между дегазатором и ректификатором, составляет только 1,61 по сравнению с 3,42 для традиционной конструкции. Сочетание меньшего потока и более низкой степени сжатия позволяет использовать компрессор с жидкостным кольцом вместо более дорогостоящего компрессора центробежного или винтового типа, применяемого в традиционной конструкции. Меньшая величина (потока и степени сжатия) компрессора с жидкостным кольцом делает его еще менее дорогим.

[0061] Сочетание меньшего потока и более низкой степени сжатия приводит к энергопотреблению, которое составляют только 37% энергопотребления, требуемого в традиционной конструкции, даже после учета ожидаемого пониженного адиабатического КПД компрессора с жидкостным кольцом (50% против 76%).

[0062] Охлаждающая колонна, применяемая в традиционной конструкции, исключается в способе примера 1, и ее функцию в значительной степени выполняет компрессор с жидкостным кольцом. Таким образом, компрессор с жидкостным кольцом осуществляет две операции: сжатие головной фракции дегазатора и охлаждение сжатого газа.

[0063] Как отмечалось выше, в некоторых вариантах осуществления второй нагреватель подачи дегазатора может быть добавлен в донной части подающего барабана дегазатора для подведения некоторого количества дополнительного тепла низкой интенсивности в подачу дегазатора. В этом случае нагреватель может быть расположен на одном уровне, и гидростатический напор жидкости на входе в теплообменник будет использоваться для подавления парообразования. Применяемый пар низкого давления будет заменять эквивалентное количество пара среднего давления, приводя к лучшим экономическим показателям. Данный вариант может также зависеть от доступности в конкретном проекте пара низкого давления и относительной стоимости энергии.

[0064] Объединенная конструкция подающего барабана и дегазатора не приводит к существенному росту затрат. Например, теплообменником подачи/выходящего потока дегазатора является ребойлер с подавлением парообразования, при этом уже существует достаточное давление текучей среды, позволяющее преодолеть гидростатический напор для подачи в барабан, расположенный выше. В традиционной конструкции это просто осуществляется через регулировочный клапан. Таким образом, отсутствуют дополнительные затраты, связанные с закачиванием в барабан, установленный наверху дегазатора. Кроме того, дегазатор выполнен с возможностью заполнения жидкостью во время химической очистки и пассивирования. Добавление барабана на верх дегазатора существенно не увеличивает стоимости колонны. Кроме того, до недавнего времени, все предыдущие конструкции дегазаторов имели промыватель ацетилена, установленный на стороне дегазатора. Промыватель ацетилена существенно больше и тяжелее, чем подающий барабан, и его устанавливали в асимметричном положении. Дополнительные затраты, связанные с установкой барабана наверху дегазатора, являются небольшими или полностью отсутствуют. Кроме того, стоимость барабана наверху колонны меньше, чем стоимость отдельно стоящего барабана: требуется только одна дополнительная головная часть; дополнительные затраты на дополнительную длину оболочки невелики; отсутствуют дополнительные единицы оборудования, и дополнительная установочная площадь не требуется.

[0065] Дегазатор работает при более высоком давлении и температуре, чем дегазатор в традиционной конструкции. Хотя температура донной части (175°C) выше, чем в традиционной конструкции (150°C), она является существенно более низкой, чем температура донной части дегазатора в бескомпрессорной конструкции (193°C). Таким образом, способ примера 1 имеет преимущество в результате предварительной дегазации в донной части ректификатора и области дегазации и сжатия.

[0066] По сравнению с традиционным конструктивным исполнением экстракции бутадиена описываемые здесь варианты осуществления могут иметь одно или несколько из следующих преимуществ. 1. Работа дегазатора при более высоком давлении и температуре. 2. Замена традиционного компрессора газового рециркулята (центробежного или винтового типа) меньшим, менее дорогостоящим компрессором с жидкостным кольцом. 3. Замена обычных теплообменников с растворителем (конструкция с 3-мя оболочками) следующим: а. ребойлер ректификатора (1 оболочка), б. теплообменник подачи/выходящего потока дегазатора (2 оболочки). 4. Использование подающего испарительного барабана, установленного наверху дегазатора. Это позволяет извлекать пар мгновенного испарения без необходимости повторного сжатия, и также исключает необходимость во второй серии насосов между ректификатором и дегазатором (см. п. 4). 5. Исключение насосов донной фракции ректификатора (высокой производительности/высокого напора). 6. Исключение охлаждающей колонны (охлаждение обеспечивается в компрессоре с жидкостным кольцом). 7. Исключение насосов донной фракции охлаждающей колонны (поток хладагента является небольшим и при пониженном давлении). 8. Меньшее количество растворителя и водяного охлаждения (только 1 оболочка). 9. Меньшая стоимость оборудования. 10. Более низкие эксплуатационные расходы.

[0067] По сравнению с бескомпрессорным конструктивным исполнением экстракции бутадиена описываемые здесь варианты осуществления могут иметь одно или несколько из следующих преимуществ. 1. Работа дегазатора при более низком давлении и температуре. 2. Замена теплообменников с растворителем (конструкция с 3-мя оболочками) ребойлером ректификатора меньшего размера (конструкция с 1-ой оболочкой). 3. Меньший теплообменник подачи/выходящего потока дегазатора. 4. Добавление небольшого, недорогого компрессора с жидкостным кольцом, охладителя и газожидкостного сепаратора. 5. Добавление подающего испарительного барабана, установленного наверху дегазатора. 6. Исключение насосов донной фракции ректификатора (высокой производительности/высокого напора). 7. Значительно меньший риск: температура донной части дегазатора составляет 175°C против 193°C для бескомпрессорного варианта, что приводит к меньшему образованию накипи и более высокой предельной концентрации C₄ ацетиленов на входе. 8. Более высокий выход: температура донной части дегазатора составляет 175°C против 193°C для бескомпрессорного варианта, что приводит к меньшему образованию накипи и более высокой предельной концентрации C₄ ацетиленов на входе. 9. Ожидаемое снижение стоимости оборудования. 10. Ожидаемое сокращение эксплуатационных расходов.

[0068] Как показано выше, способы экстракции бутадиена в соответствии с описываемыми здесь вариантами осуществления могут работать при относительно среднем давлении при использовании компрессора жидкостно-кольцевого типа. Использование компрессора с жидкостным кольцом, среди других представленных здесь вариантов способа, может с успехом сокращать капитальные и эксплуатационные расходы аналогично бескомпрессорному варианту, одновременно уменьшая риски, связанные с повышенными рабочими температурами и давлениями бескомпрессорного

варианта. Таким образом, описанные здесь варианты осуществления совмещают в себе лучшие характеристики традиционной конструкции (низкое давление, использование компрессора) с преимуществами бескомпрессорной конструкции (низкие капитальные и эксплуатационные затраты), а также другими преимуществами, уникальными для установок, описанных в настоящем документе.

[0069] Хотя описание изобретения включает ограниченное число вариантов осуществления, специалистам в данной области, использующим преимущества данного изобретения, будет ясно, что могут быть разработаны другие варианты осуществления, которые не выходят за пределы объема настоящего изобретения. Соответственно, объем изобретения должен ограничиваться только прилагаемой формулой изобретения.

Формула изобретения

1. Способ извлечения 1,3-бутадиена из фракции C_4 , включающий:

подачу углеводородной фракции, содержащей бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C_4 ацетилены, C_3 ацетилены и C_{5+} углеводороды, в установку экстрактивной перегонки;

приведение в контакт углеводородной фракции с растворителем в установке экстрактивной перегонки для селективного растворения части углеводородной фракции;

извлечение паровой фракции, содержащей первую часть бутанов и бутенов, из установки экстрактивной перегонки;

извлечение фракции обогащенного растворителя, содержащей 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен, C_4 ацетилены, C_3 ацетилены, C_{5+} углеводороды и вторую часть бутанов и бутенов;

подачу фракции обогащенного растворителя в ректификатор для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя;

извлечение второй части бутанов и бутенов из ректификатора в виде головной фракции;

извлечение C_3 и C_4 ацетиленов, 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена и C_{5+} углеводородов из ректификатора в виде боковой фракции;

извлечение частично дегазированного растворителя, содержащего 1,2-бутадиен и C_4 ацетилены, из ректификатора в виде донной фракции;

подачу по меньшей мере части частично дегазированного растворителя в дегазатор для дополнительной дегазации растворителя;

извлечение головной фракции, содержащей по меньшей мере одно из C_4 ацетиленов и 1,2-бутадиена, из дегазатора;

извлечение боковой фракции, содержащей C_4 ацетилены, из дегазатора;

извлечение донной фракции, содержащей дегазированный растворитель, из дегазатора;

сжатие головной фракции дегазатора с помощью компрессора с жидкостным кольцом; и

рециркуляцию по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора в ректификатор.

2. Способ по п. 1, дополнительно включающий в себя фазовое разделение сжатой головной фракции дегазатора с получением фракции конденсата и рециркуляцию по меньшей мере части фракции конденсата в компрессор с жидкостным кольцом.

3. Способ по п. 1, дополнительно включающий в себя:

нагревание частично дегазированного растворителя с помощью непрямого

теплообмена для испарения по меньшей мере части растворенного 1,2-бутадиена и/или C_4 ацетиленов;

подачу нагретого частично дегазированного растворителя в подающий барабан дегазатора для фазового отделения парообразной части 1,2-бутадиена и/или C_4

ацетиленов от нагретого частично дегазированного растворителя;

извлечение паровой фазы из подающего барабана дегазатора, содержащей по меньшей мере одно из 1,2-бутадиена и C_4 ацетиленов;

извлечение жидкой фазы из подающего барабана дегазатора;

подачу жидкой фазы из подающего барабана дегазатора в дегазатор как по меньшей мере часть частично дегазированного растворителя.

4. Способ по п. 3, в котором подающий барабан дегазатора и дегазатор выполнены как одно целое.

5. Способ по п. 3, дополнительно включающий смешивание паровой фазы, извлеченной из подающего барабана дегазатора, и по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора, и рециркуляцию объединенной части в ректификатор.

6. Способ по п. 5, в котором отношение по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора к паровой фазе находится в диапазоне от примерно 0,1:1 до 1:1.

7. Способ по п. 3, в котором подающий барабан дегазатора работает при давлении в диапазоне от примерно 3,5 до примерно 5,5 кг/см² (избыточное) и температуре в диапазоне от примерно 120°C до примерно 140°C.

8. Способ по п. 7, в котором давление дегазатора выше, чем рабочее давление ректификатора.

9. Способ по п. 3, в котором нагревание частично дегазированного растворителя посредством непрямого теплообмена

включает по меньшей мере одно из:

контактирования частично дегазированного растворителя с донной фракции дегазатора посредством непрямого теплообмена; и

контактирования частично дегазированного растворителя с теплообменной средой, содержащей по меньшей мере одно из синтетической органической теплопередающей текучей среды, воды и водяного пара.

10. Способ по п. 9, в котором теплообменник (теплообменники) для контактирования частично дегазированного растворителя включает в себя нагреватель с подавлением парообразования.

11. Способ по п. 1, в котором дегазатор работает при головном давлении в диапазоне от примерно 1,5 до примерно 3,5 кг/см² (избыточное) и головной температуре в диапазоне от примерно 110°C до примерно 140°C.

12. Способ по п. 11, в котором дегазатор работает при температуре в донной части в диапазоне от примерно 160°C до примерно 190°C.

13. Способ по п. 1, в котором ректификатор работает при головном давлении в диапазоне от примерно 3 до примерно 5 кг/см² (избыточное) и головной температуре в диапазоне от примерно 50°C до примерно 70°C.

14. Способ по п. 13, в котором ректификатор работает при температуре в донной части в диапазоне от примерно 70°C до примерно 100°C.

15. Способ по п. 14, в котором теплота подается в ректификатор с помощью непрямого теплообмена в ребойлере при использовании теплоносителя, имеющего температуру менее 130°C.

16. Способ по п. 15, в котором ребойлер содержит одноходовой теплообменник.

17. Способ по п. 16, в котором повышение температуры на стороне процесса по всему ребойлеру находится в диапазоне от примерно 5°C до примерно 15°C.

18. Способ по п. 17, в котором процент парообразования по всему ребойлеру находится в диапазоне от примерно 3мас.% до

примерно 9мас.%

19. Установка для извлечения 1,3-бутадиена из фракции C₄, включающая:

трубопровод для подачи углеводородной фракции, содержащей бутаны, бутены, 1,2-бутадиен, 1,3-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены и C₅₊ углеводороды, в установку экстрактивной перегонки;

установку экстрактивной перегонки для приведения в контакт углеводородной фракции с растворителем в установке экстрактивной перегонки для селективного растворения части углеводородной фракции;

трубопровод для извлечения паровой фракции, содержащей первую часть бутанов и бутенов, из установки экстрактивной перегонки;

трубопровод для извлечения фракции обогащенного растворителя, содержащей 1,3-бутадиен, 1,2-бутадиен, C₄ ацетилены, C₃ ацетилены, C₅₊ углеводороды и вторую часть бутанов и бутенов;

трубопровод для подачи фракции обогащенного растворителя в ректификатор;

ректификатор для по меньшей мере частичной дегазации обогащенного растворителя;

трубопровод для извлечения второй части бутанов и бутенов из ректификатора в виде головной фракции;

трубопровод для извлечения C₃ и C₄ ацетиленов, 1,3-бутадиена, 1,2-бутадиена и C₅₊ углеводородов из ректификатора в виде боковой фракции;

трубопровод для извлечения частично дегазированного растворителя, содержащего 1,2-бутадиен и C₄ ацетилены, из ректификатора в виде донной фракции;

трубопровод для подачи по меньшей мере части частично дегазированного растворителя в дегазатор;

дегазатор для дополнительной дегазации растворителя;

трубопровод для извлечения головной фракции, содержащей по меньшей мере одно из C₄ ацетиленов и 1,2-бутадиена, из дегазатора;

трубопровод для извлечения боковой фракции, содержащей C₄ ацетилены, из дегазатора;

трубопровод для извлечения донной фракции, содержащий дегазированный растворитель, из дегазатора;

компрессор с жидкостным кольцом для сжатия головной фракции дегазатора; и

трубопровод для рециркуляции по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора в ректификатор.

20. Установка по п. 19, дополнительно включающая:

сепаратор для фазового разделения сжатой головной фракции дегазатора с извлечением фракции конденсата; и

трубопровод для рециркуляции по меньшей мере части фракции конденсата в компрессор с жидкостным кольцом.

21. Установка по п. 19, дополнительно включающая:

теплообменник для нагревания частично дегазированного растворителя посредством непрямого теплообмена для испарения по меньшей мере части растворенного 1,2-бутадиена и/или C₄ ацетиленов;

трубопровод для подачи нагретого частично дегазированного растворителя в подающий барабан дегазатора;

подающий барабан дегазатора для фазового отделения испарившейся части 1,2-бутадиена и/или C₄ ацетиленов от нагретого частично дегазированного растворителя;

5 трубопровод для извлечения паровой фазы из подающего барабана дегазатора, содержащей по меньшей мере одно из 1,2-бутадиена и C₄ ацетиленов;

трубопровод для извлечения жидкой фазы из подающего барабана дегазатора и подачу жидкой фазы из подающего барабана дегазатора в дегазатор как по меньшей мере часть частично дегазированного растворителя.

10 22. Установка по п. 21, дополнительно включающая смешивающее устройство для смешивания паровой фазы, извлеченной из подающего барабана дегазатора, и по меньшей мере части сжатой головной фракции дегазатора, и рециркуляцию объединенной части в ректификатор.

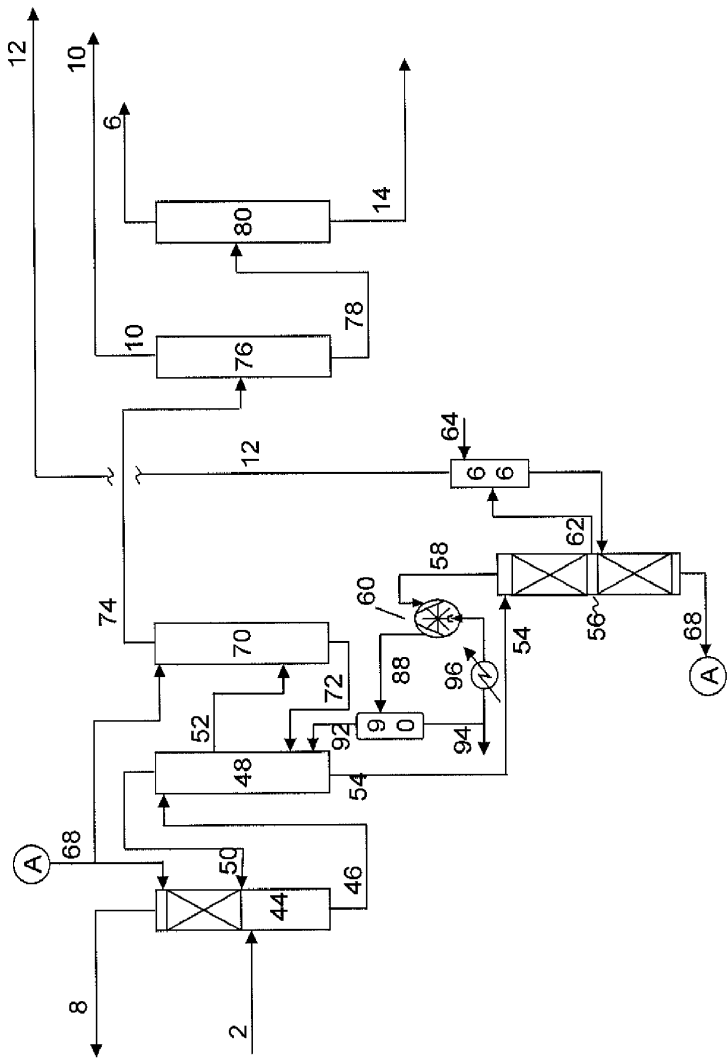
15 23. Установка по п. 21, в которой теплообменник для нагревания частично дегазированного растворителя с помощью непрямого теплообмена включает по меньшей мере один из:

теплообменника для контактирования частично дегазированного растворителя с донной фракцией дегазатора путем непрямого теплообмена; и

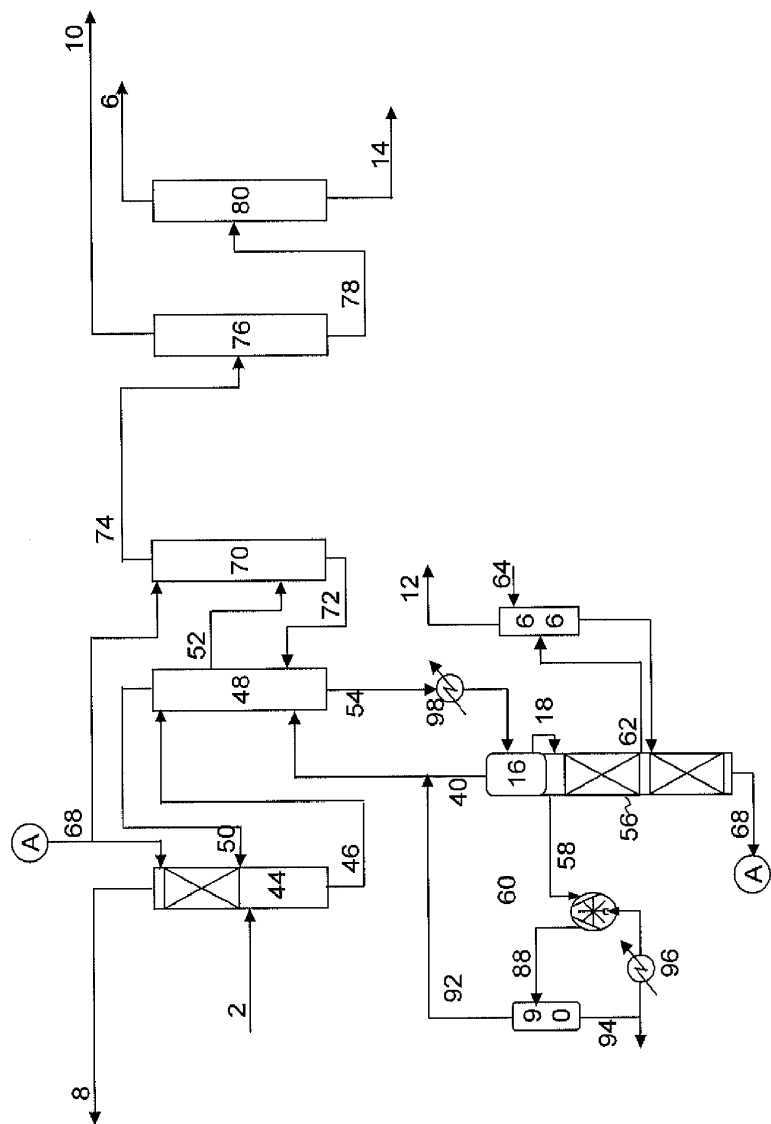
20 теплообменника для контактирования частично дегазированного растворителя с теплообменной средой, содержащей по меньшей мере одно из масла, воды и водяного пара.

24. Установка по п. 23, в которой теплообменник (теплообменники) для контактирования с частично дегазированным растворителем включает в себя нагреватель с подавлением парообразования.

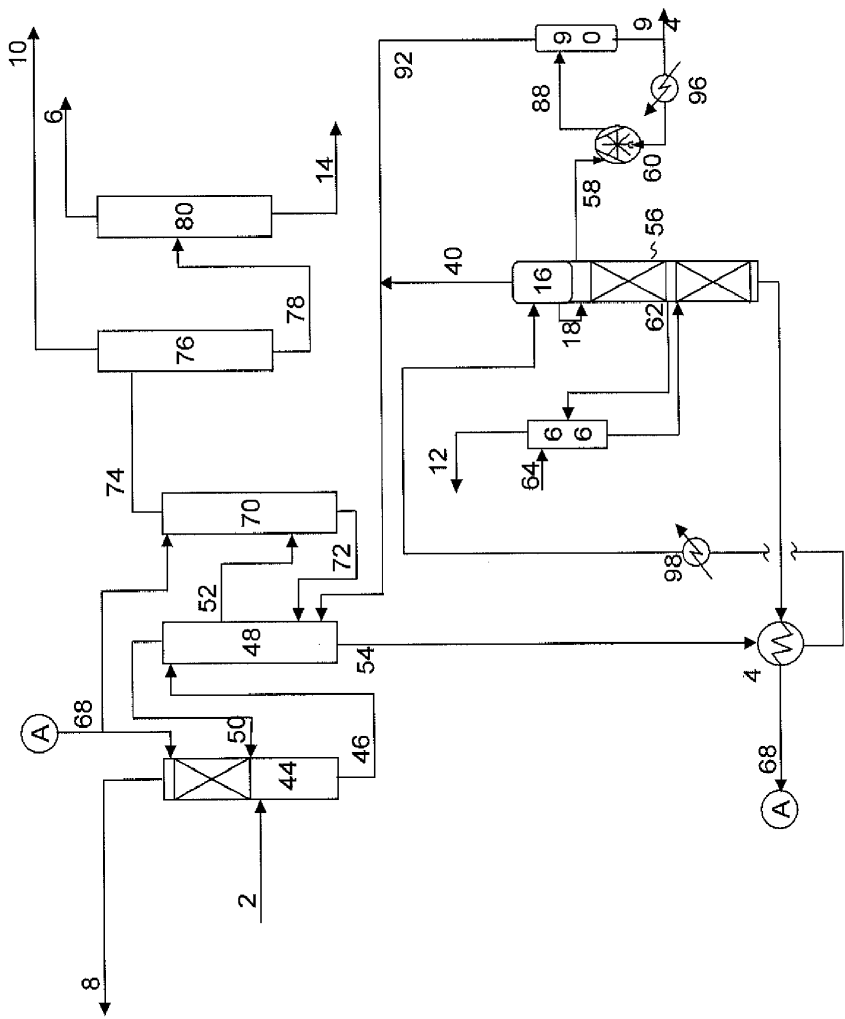
25 25. Установка по п. 19, дополнительно включающая ребойлер для подачи тепла в ректификатор посредством непрямого теплообмена, причем ребойлер содержит одноходовой теплообменник.



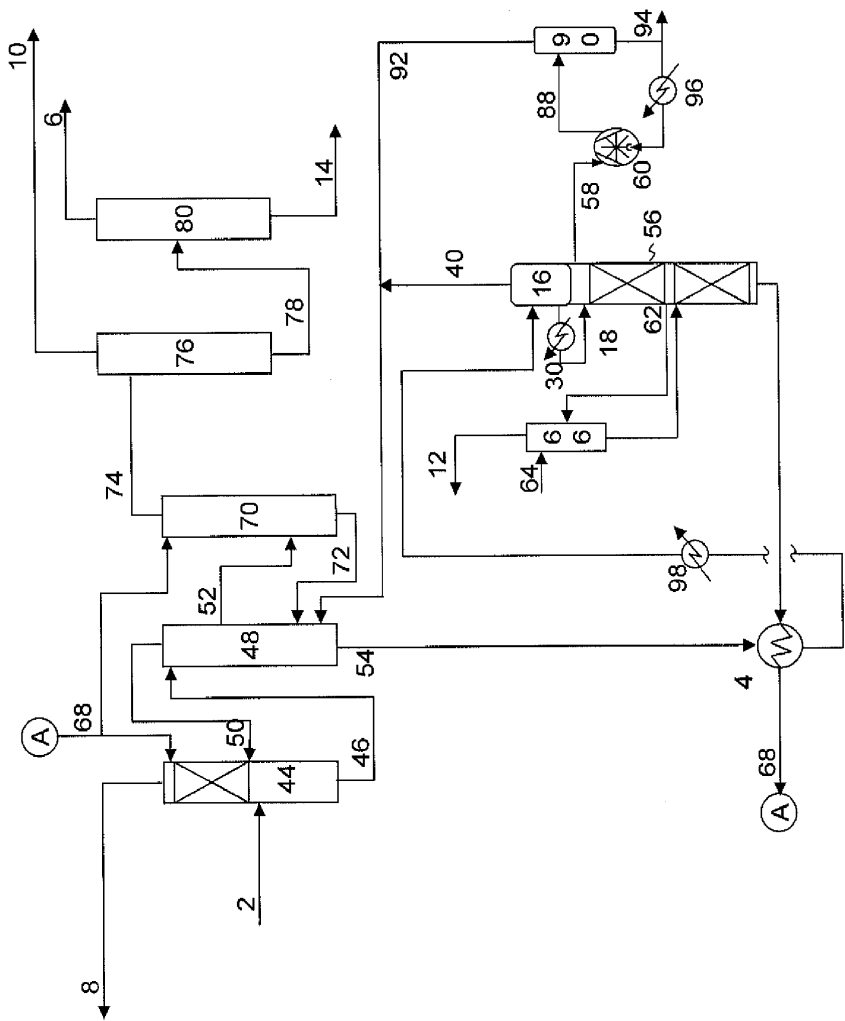
Фиг. 1



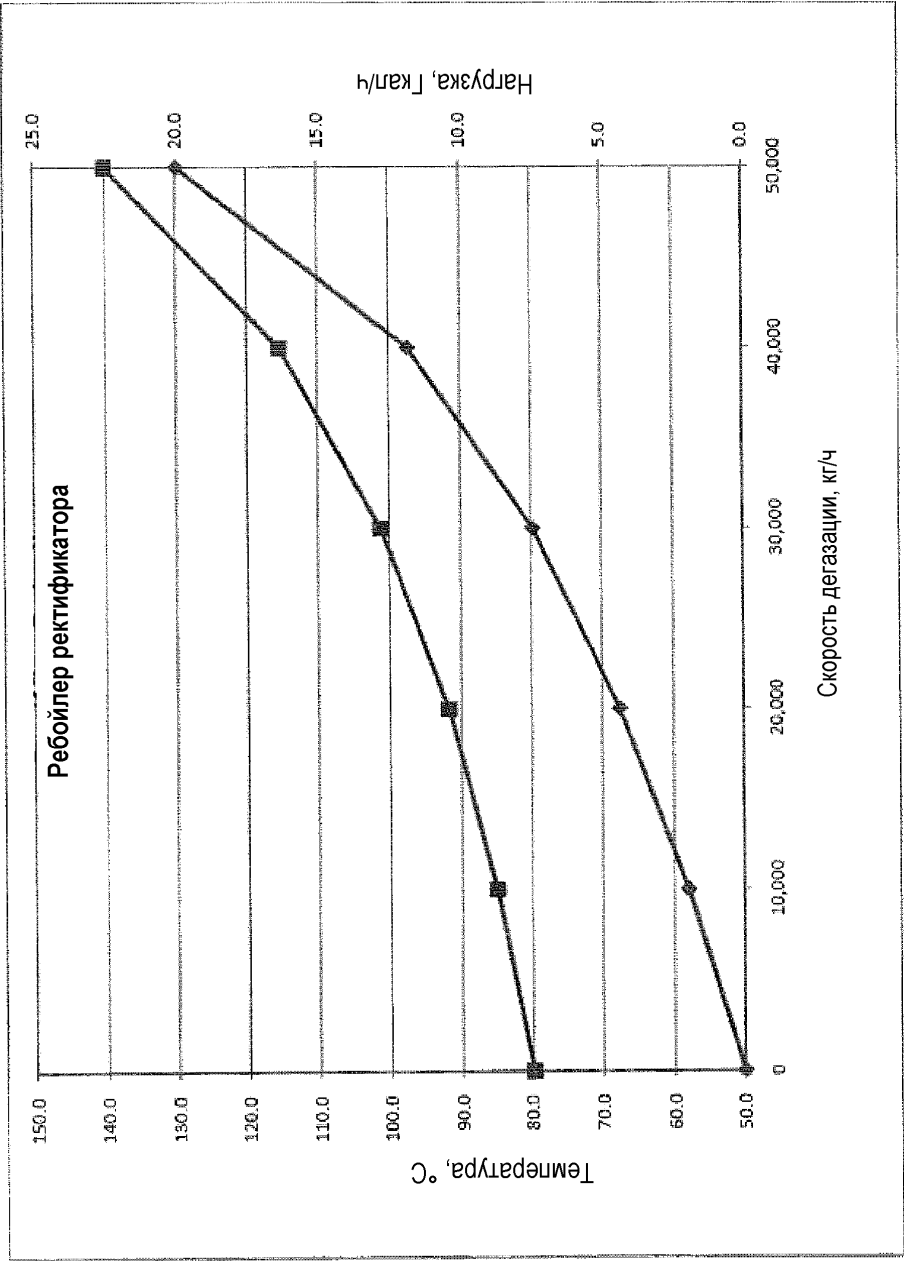
Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг. 5