

*Глубокая переработка
нефти*

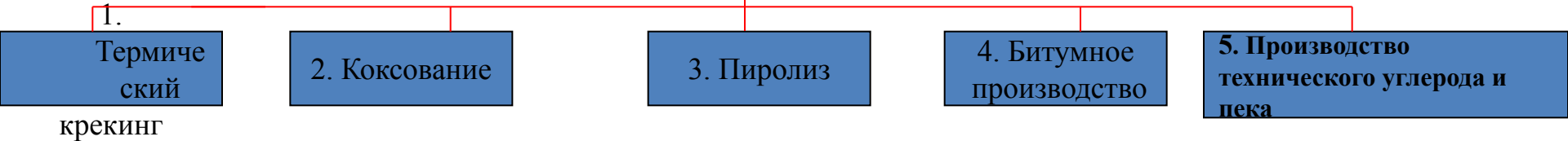
Литература

- ◎ 1. Капустин В.М., Гуреев А.А. Технология переработки нефти. Ч. 2. Деструктивные процессы. М. КолосС, 2015 г. -400 с.
- ◎ 2. Капустин В.М., Рудин М.Г. Химия и технология переработки нефти: Учебник - М.: Химия, 2013 – 496 с.
- ◎ 3. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа: Ч. II Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов/ Е.В. Смидович. – М.: Химия, 1980. – 328 с.
- ◎ 4. Капустин В.М. Нефтеперерабатывающая промышленность США и бывшего СССР/ В.М. Капустин, С.Г. Кукес, Т.А. Бертолусини. – М.: Химия, , 1995. – 305 с.
- ◎ 5. Каминский Э.Ф. Глубокая переработка нефти : технологический и экологический аспекты / Э.Ф. Каминский, В.А. Хавкин. – М.: Техника, 2001. – 384 с.
- ◎ 6. Капустин В.М. Основные каталитические процессы переработки нефти / В.М. Капустин, Е.А. Чернышева. – М.: Калвис, 2006. – 116 с.
- ◎ 7. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти: учеб. Пособие для вузов / С.А. Ахметов- Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
- ◎ 8. Мановян А.К. Технология переработки природных энергоносителей / А.К. Мановян. – М.: Химия, КолосС, 2004. – 455 с.
- ◎ 9. Магарил Р.З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти: учеб. Пособие для вузов / Р.З. Магарил. – Л.: Химия, 1985. – 280 с.
- ◎ 10. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии / А.И. Скобло (и др.) – М.: Химия, 2000. – 677 с.
- ◎ 11. Сомов В.Е. Стратегические приоритеты российских нефтеперерабатывающих предприятий / В.Е. Сомов (и др.); под ред. В.Е. Сомова. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 2002. – 292 с.
- ◎ 12. Топлива, смазочные материалы, технические жидкости. Ассортимент и применение: справочник / под ред. В.М. Школьников. – 2-е изд., перераб. и доп.. – М.:Техинформ, 1999. – 596 с.
- ◎ 13. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти: В 3 ч./ П.Г. Баннов. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 2000. – 224 с. (часть I); 2001. – 415 с. (часть II); 2003. – 504 с. (часть III).
- ◎ 14. Колесников И.М. Катализ и производство катализаторов / И.М. Колесников. - М.: Техника; ООО ТУМА ГРУПП, 2004. – 400 с.

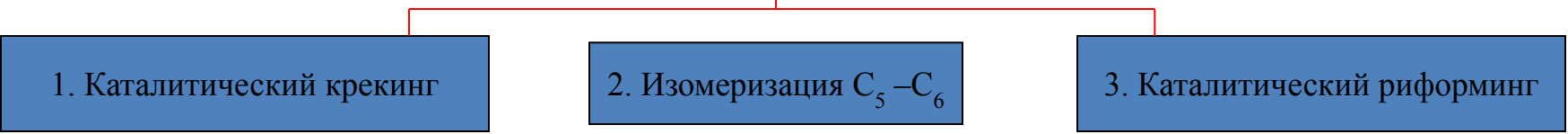
Основные понятия в технологии глубокой переработки нефти.

- ◎ *Физико-химическая технология переработки нефти-технология рассматривает наряду с физическими процессами (тепло- и массообмена, сорбции и т.д.) химические процессы (расщепление, конденсация, замещение и т.д.) и регулирует получение углеводородных продуктов требуемого состава и качества.*
- ◎ *Деструктивные процессы - процессы разрушающие макромолекулы под действием тепла, приводящие к уменьшению молекулярной массы, изменению строения макромолекул, их физических и механических свойств.*
- ◎ *Вторичные процессы – процессы, следующие после атмосферно-вакуумной ректификации нефти (первичные) получили название вторичных*

I. Термические процессы



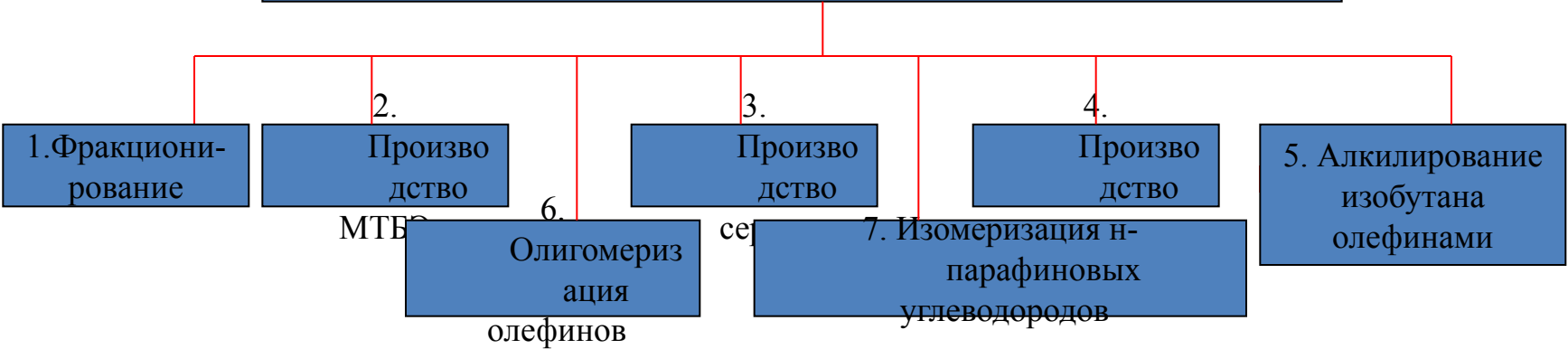
II. Термокаталитические процессы



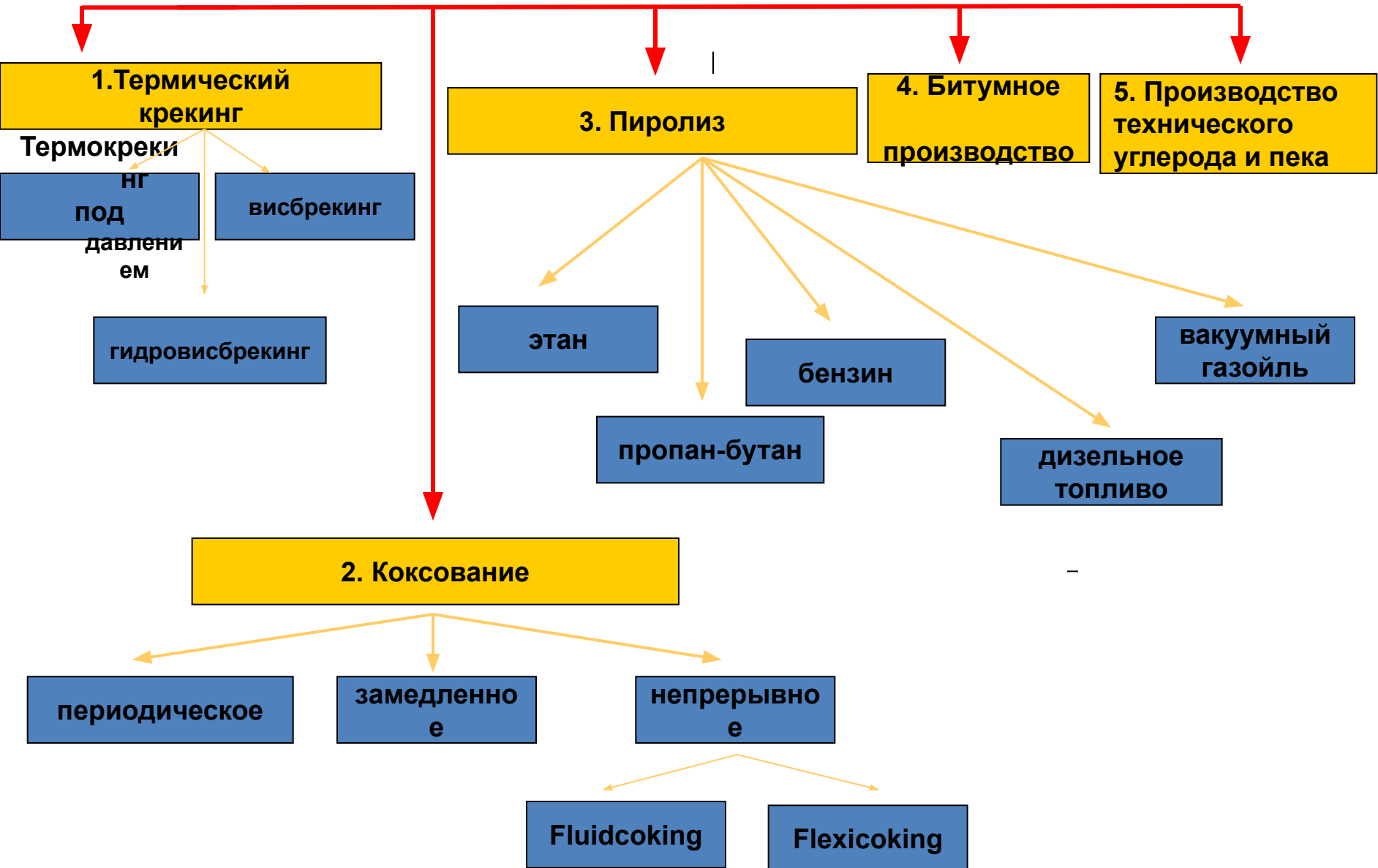
III. Термогидрокаталитические процессы



IV. Переработка заводских газов



I. Термические процессы



II. Термокаталитические процессы

1. Каталитический крекинг

2. Каталитический риформинг

с неподвижным
слоем
катализатора (Гудри)

RCC (крекинг
нефтяных остатков)

TCC (с шариковым
катализатором)

Милисеконд (MSCC)

FCC (с пылевидным
катализатором)

с неподвижным
слоем катализатора

с подвижным
слоем катализатора

III. Термогидрокаталитические процессы

1. Гидроочистка (ГО)

2. Гидрокрекинг (ГК)

ГО бензина

ГО остаточного сырья

ГО прямогонного бензина

ГО керосина

ГО дизельного топлива

легкий ГК (мягкий)

под ГК давлением (глубокий)

ГО бензина каталитического крекинга

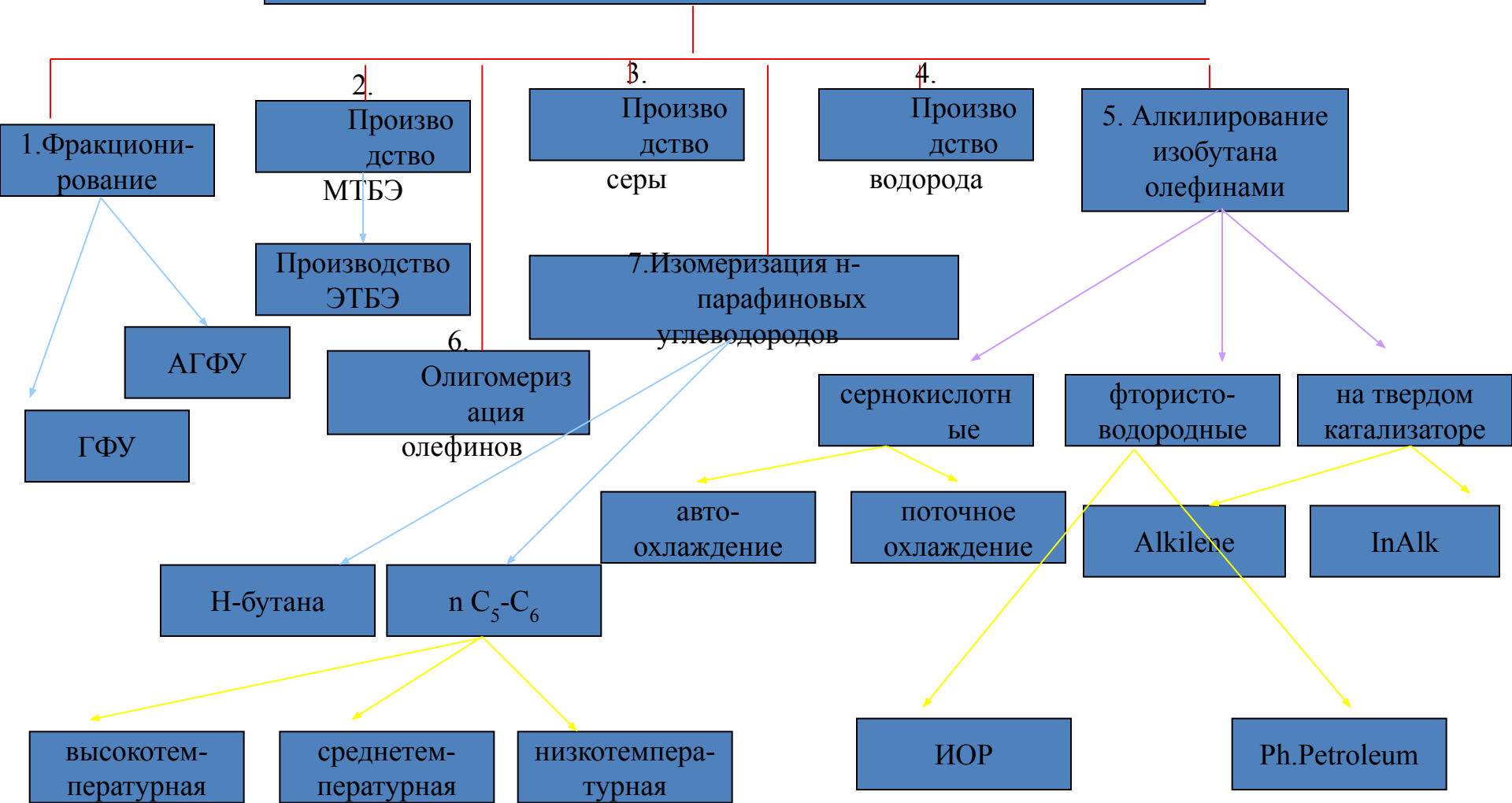
Гидродепарафинизация дизельного топлива

ГО вакуумного газойля

ГК вакуумный газойль

ГК остаточного сырья

IV. Переработка нефтяных газов



Способы получения водорода на нефтеперерабатывающих заводах

Способ получения	Исходное сырье +реагенты	Сопутствующие продукты
1. Выделение водорода из смеси газов 2. Дегидрирование углеводородов	Сухие газы НПЗ, содержащие 30-80% (объемн.) H_2 Прямогонный бензин, газообразные углеводороды C_2-C_4	Углеводородные газы Углеводороды с более низким содержанием H_2
3. Расщепление углеводородов 4. Паровая каталитическая конверсия углеводородов	Природный газ, сухие газы НПЗ, жидкие углеводороды Природный газ, сухие газы НПЗ, бензин+водяной пар	Углерод или его окислы Двуокись углерода
5. Паро-кислородная газификация углеводородов	Сухие газы НПЗ, мазут, нефтяные остатки+водяной пар, кислород	Сажа, двуокись углерода, сероводород
6. Металло-паровой метод	Природный газ, сухие газы НПЗ+водяной пар	—
7. Электролиз воды	Вода	Кислород
8. Термохимические методы	Вода	Кислород

Особенности технологии деструктивной переработки углеродного сырья.

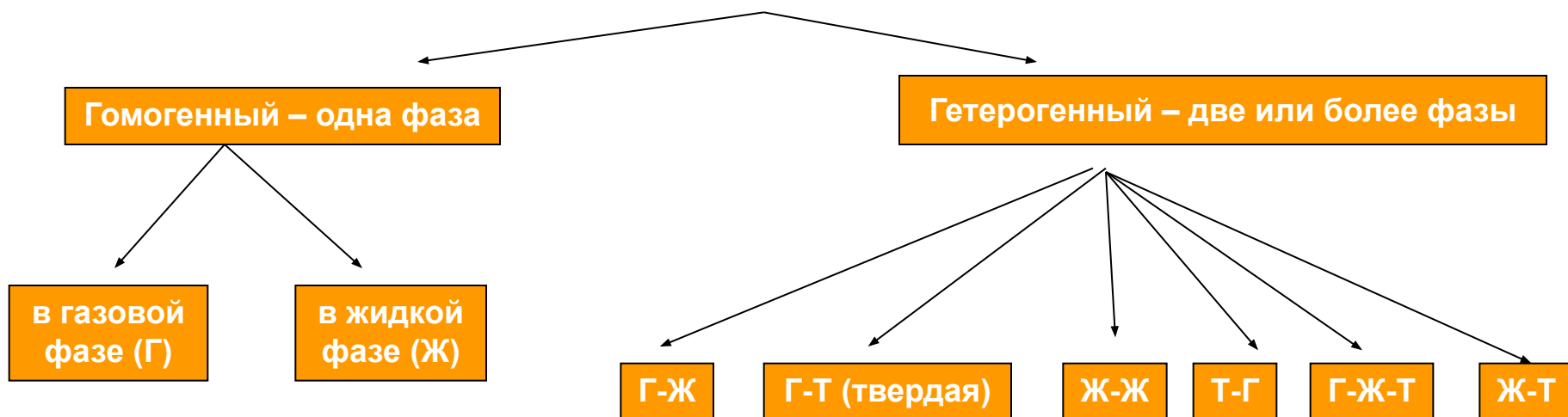
Теоретические основы

- все процессы переработки делятся на физические (без изменения структуры молекул, т.ч.) и физико-химические (молекулярно- структурные изменения состава и свойств углеводородного сырья).

технологический процесс



технологический процесс



Технологические основы процессов

1. Равновесие реакций
2. Выход продукта
3. Глубина процесса
4. Скорость процессов и тепловые эффекты
5. Катализ и катализаторы

Каталитические реакции

	Реакция	Целевой продукт	Важнейшие твердые катализаторы
--	---------	-----------------	--------------------------------


Окислительно-восстановительные реакции

1	Гидрирование: а) $RS + H_2 \rightarrow RH + H_2S$ б) $C_6H_6 + 3H_2 \rightarrow C_6H_{12}$	Очистка продуктов отсернистых соединений Нафтеновые и парафиновые углеводороды	Оксиды и сульфиды Co и Mo Ni, Co, Pb, Pt
2	Дегидрирование: $C_6H_{14} \rightarrow 4H_2 + C_6H_6$	Ароматические углеводороды	Pt, Ni
3	Окисление: $CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	Очистка газов регенерации от CO	Смесь оксидов Mn, Co, Pt, Pd

Кисотно-основные реакции

1	Крекинг углеводородов: $C_{15} - C_{20} \rightarrow C_6 - C_{12}$	Моторные топлива	Аморфные и кристаллические алюмосиликаты
2	Изомеризация: $n-C_4H_{10} \rightarrow i-C_4H_{10}$ $n-C_6H_{14} \rightarrow i-C_6H_{14}$	Изобутан Изогексан	Pt на хлорированном оксиде алюминия или сульфированном оксиде циркония
3	Алкилирование: $i-C_4H_{10} + C_4H_8 \rightarrow i-C_8H_{18}$	Изопарафины	H_2SO_4 ; HF; цеолитсодержащие катализаторы

Смешанные окислительно-восстановительные и кислотно-основные реакции

1	Риформинг $C_nH_{2n+2} \xrightarrow{-H_2} C_{n-1}H_{2n} \rightarrow$ 	Высокооктановый бензин, ароматические углеводороды	Pt, Re на Al_2O_3
2	Гидрокрекинг: Изомеризация, разрыв цепи. Гидрирование, гидродеалкилирование, раскрытие нафтенных и ароматических колец	Гидроочищенный бензин, дизельное топливо, вакуумный газойль	Co, Ni, Mo на цеолитах и оксиде алюминия

Свойства катализаторов

1. *В обратимых реакциях катализаторы ускоряют достижение равновесия, но не смещают его.*
2. *Ускоряющее действие катализаторов значительно отличается по эффективности и механизму воздействия от влияния других параметров процесса. Сущность ускоряющего действия катализаторов состоит в понижении энергии активации химической реакции в результате изменения реакционного пути с участием катализатора или вследствие осуществления реакции по цепному механизму при действии катализатора.*
3. *Катализатор характеризуется активностью* В качестве меры активности применяют разность скоростей химических реакций в присутствии катализатора V_K и без катализатора V с учетом доли объема реакционного пространства ϕ_K ? Занимаемого катализатором и недоступного для реагирующих веществ:

$$\alpha_i = V_K - V(1 - \phi_K)$$

4. *Катализаторы обладают селективными свойствами* Под селективностью (избирательностью) катализатора понимают способность ускорять только одну целевую реакцию из нескольких возможных. Селективность катализатора можно определить по следующему уравнению:

$$JK = G_{ц.п} / (G_{ц.п} + G_{п.р}),$$

где $G_{ц.п}$, $G_{п.р}$ - количество исходного вещества, соответственно превратившегося в целевой продукт и вступившего в побочные реакции.

5. *Важное свойство катализатора – его способность противодействовать отравлению.* Под отравлением катализатора понимают снижение или полное подавление его активности в присутствии некоторых веществ, причем часто в малых количествах. Такие вещества были названы каталитическими ядами.
6. *Промотирование и модифицирование катализаторов.* Катализаторы могут изменять свою активность под действием различных веществ. Вещества каталитически неактивные, но повышающие активность катализатора, называют *промоторами*, а само явление – *промотированием*. Если при малых добавках вещества в катализатор активность катализатора растет, достигая максимума, а затем уменьшается, то такое вещество называют *модификатором*, а явление – *модифицированием*.

***ТЕРМИЧЕСКИЕ
ПРОЦЕССЫ***

Основы термодинамики термических процессов

$$\ln K_p = - \Delta G / RT ,$$

где K_p – константа равновесия,

$K_p = K_1 / K_2$ (K_1 и K_2 константы скорости прямой и обратной реакции),

ΔG – изменение энергии Гиббса.

$K_1 > K_2$ (реакция в сторону образования продукта) $\Delta G < 0$

Реакции разложения – эндотермические

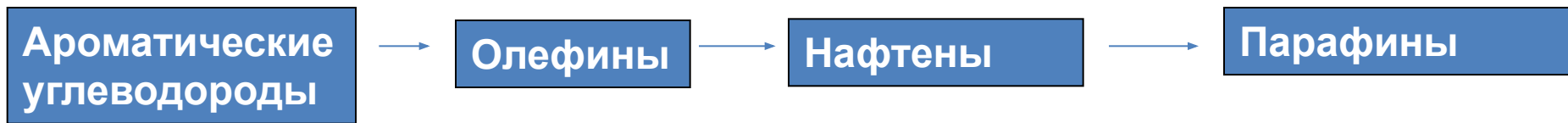
ΔG уменьшается, если T растёт.

Реакции синтеза – экзотермические

ΔG уменьшается, если T снижается.

Основные направления разложения углеводородов

1. По термической устойчивости углеводороды располагаются в следующем порядке:



Среди сернистых соединений



2. Ароматические углеводороды более склонны к реакциям уплотнения циклических систем, чем к разрыву связей С – С.

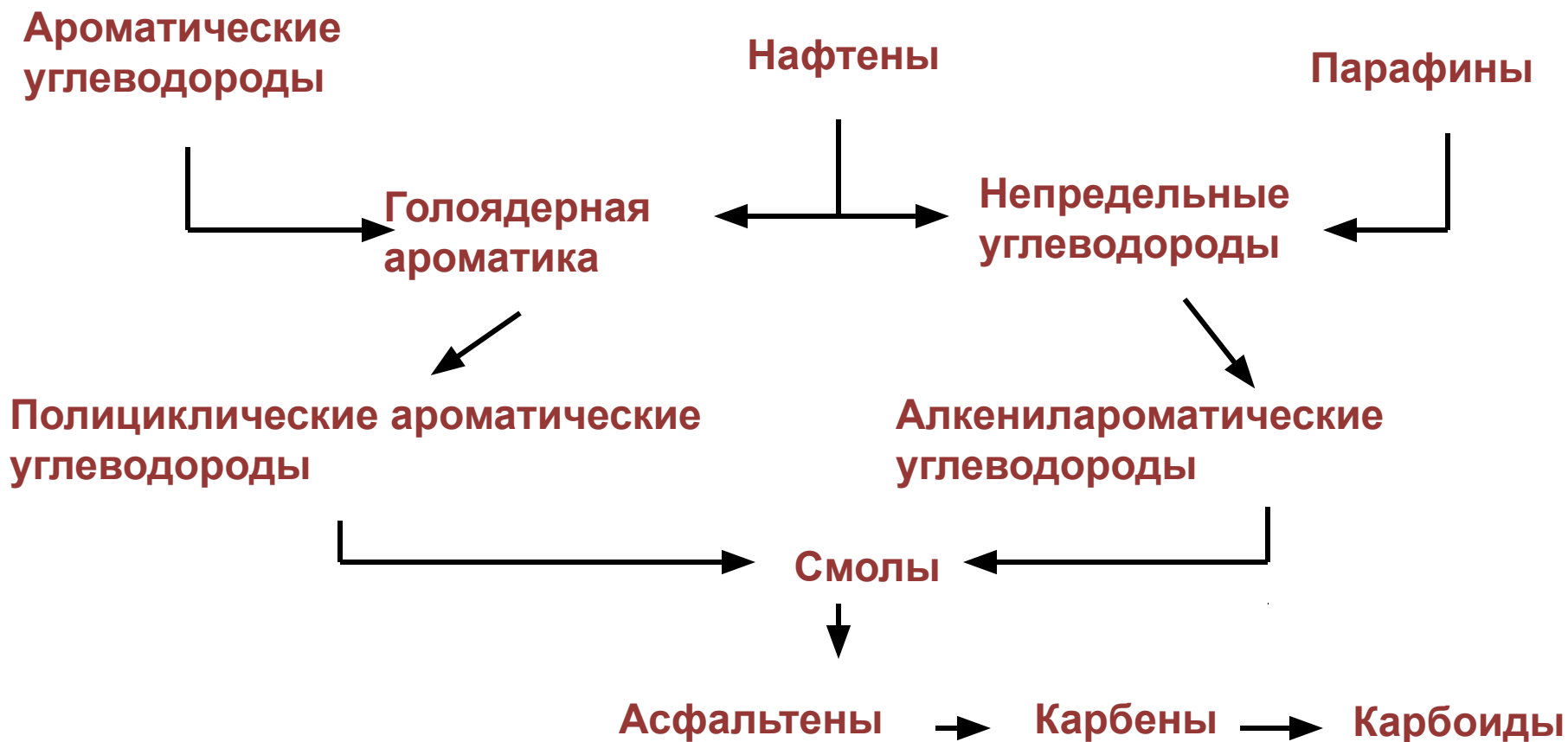
Химизм и механизм термических превращений

1. Парафины. Распад по цепному механизму по Ф. Райсу



2. Нафтены. Распад по молекулярному механизму.
3. Алкилароматические углеводороды.
Отщепление алкильных цепей.
4. Олефины. Распад по цепному механизму по Ф. Райсу.

Механизм реакций уплотнения



Основные факторы процесса

1. Термическая стабильность сырья

- Термическая стабильность сырья снижается с утяжелением фракционного состава
- Высокоароматизированное сырье чрезвычайно стабильно
- Сырье парафинового основания наименее стабильно

2. Температура

При крекинге тяжелого остаточного сырья – чем выше температура и чем ниже давление, тем больше доля газовой фазы.

3. Длительность процесса.

Время процесса

Газообразные
продукты



Продукты
уплотнения

4. Роль рециркуляции

$$K_p = m/n$$

где m - количество рециркулирующей фракции, T

n - количество свежего сырья, T

K_p – коэффициент рециркуляции

$$K_z = 100/n$$

где K_z – коэффициент загрузки

Схемы превращений углеводородов при термкрекинге



Общие свойства продуктов термического крекинга

1. Газы содержат большое количество непредельных углеводородов (в основном этилен, пропилен).
2. В жидких продуктах - высокое содержание непредельных и ароматических углеводородов.
3. Бензины содержат большое количество непредельных углеводородов, имеют невысокое октановое число (60-65).
С углублением процесса в бензинах увеличивается содержание ароматических углеводородов и соответственно октановое число.
4. С утяжелением фракционного состава продуктов крекинга их непредельность снижается, а «ароматизация» увеличивается.

Промышленные процессы

термического крекинга.

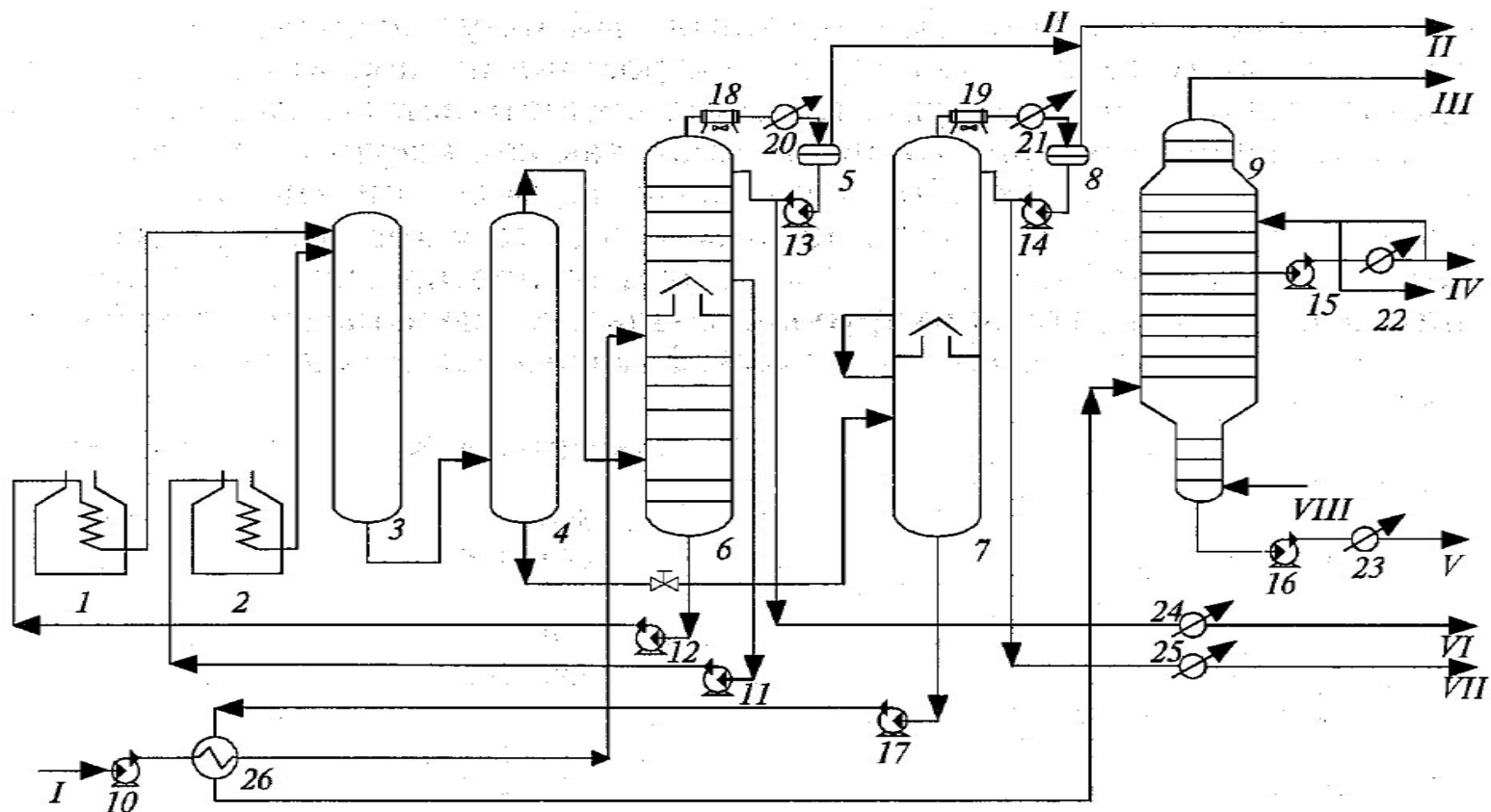
Термический крекинг под давлением.

Висбрекинг.

Замедленное коксование.

1. Термический крекинг под давлением

Технологическая схема установки термического крекинга под давлением



1- печь тяжелого сырья, 2 – печь легкого сырья, 3 – выносная реакционная камера, 4,7 – испарители высокого и низкого давления, 5,8- сепараторы, – ректификационная колонна, 9 – вакуумная колонна

Технологический режим установки ТК

	Температура, °С	Давление, МПа
Печь 1:		
ВХОД	390–410	5,0–5,6
ВЫХОД	470–490	2,2–2,7
Печь 2:		
ВХОД	290–320	5,5–6,5
ВЫХОД	530–545	2,2–2,8
Реакционная камера 3:		
верх	500	0,85–1,2
низ	460–470	
Ректификационная колонна 6:		
низ	390–410	0,8–1,2
верх	210–220	

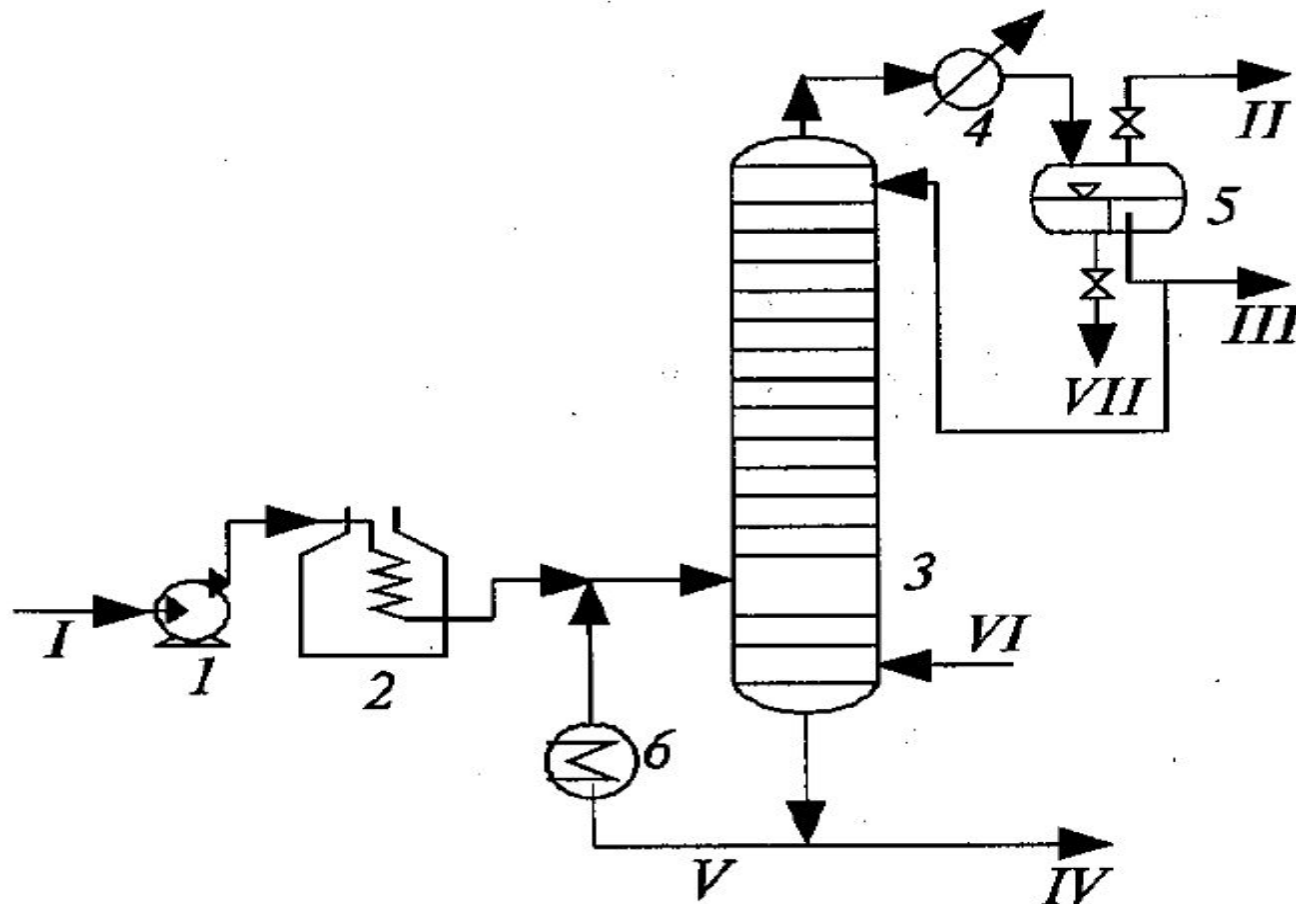
Материальный баланс

Углеводородный газ	5,0
Головка стабилизации бензина	1,3
Стабильный бензин	20,1
Термогазойль	24,2
Крекинг-остаток	48,3
Потери	1,1
Итого	100,0

2. Висбрекинг

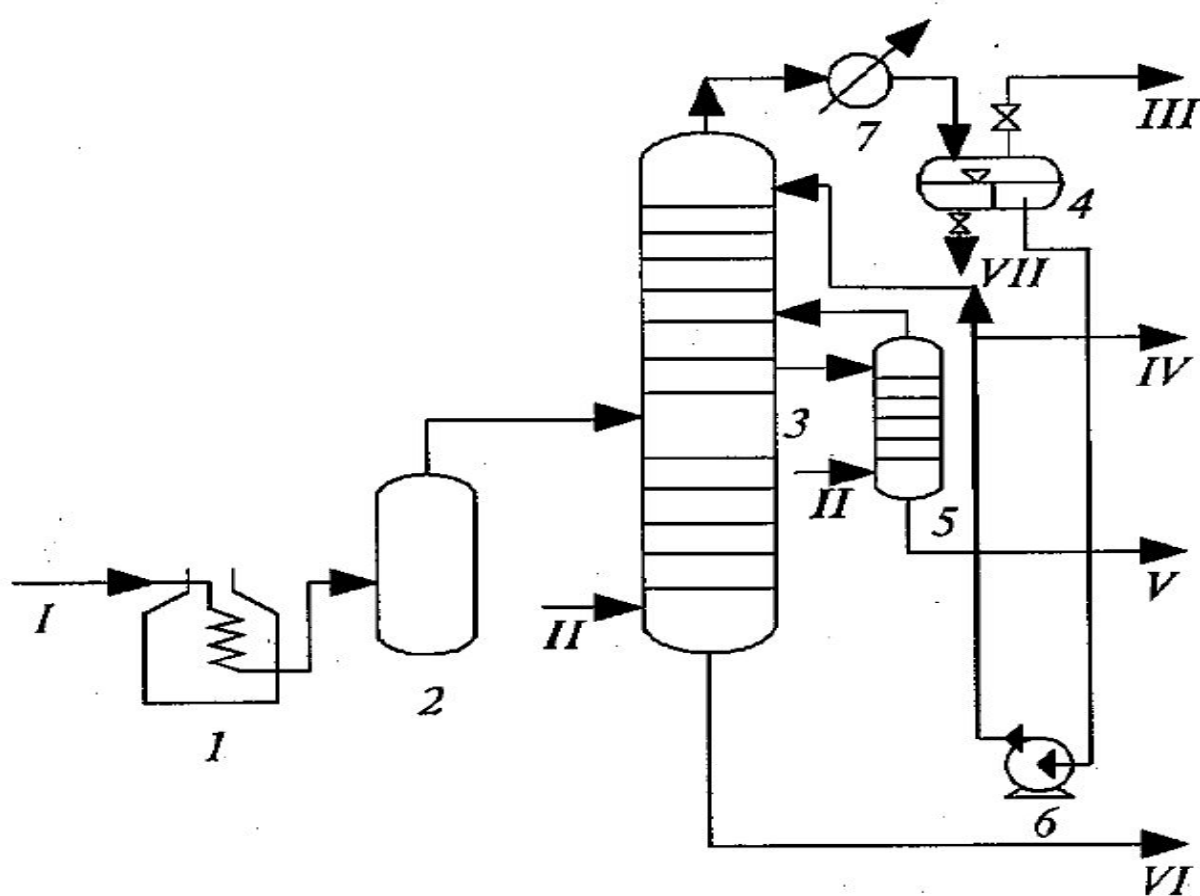
Процесс осуществляется при давлении 1-5 МПа и температуре 450-500°C.

Технологическая схема установки пенового риформинга



1- сырьевой насос, 2 – нагревательно-реакционная печь, 3 –
ректификационная колонна, 4 – холодильник, 5- сепаратор,
6 –теплообменник

Схема установки висбрекинга с выносной



1- печь; 2- реакционная (сокинг) камера; 3 – ректификационная (фракционирующая колонна); 4 – сепаратор, 5- отпарная колонна; 6- насос; 7- холодильник

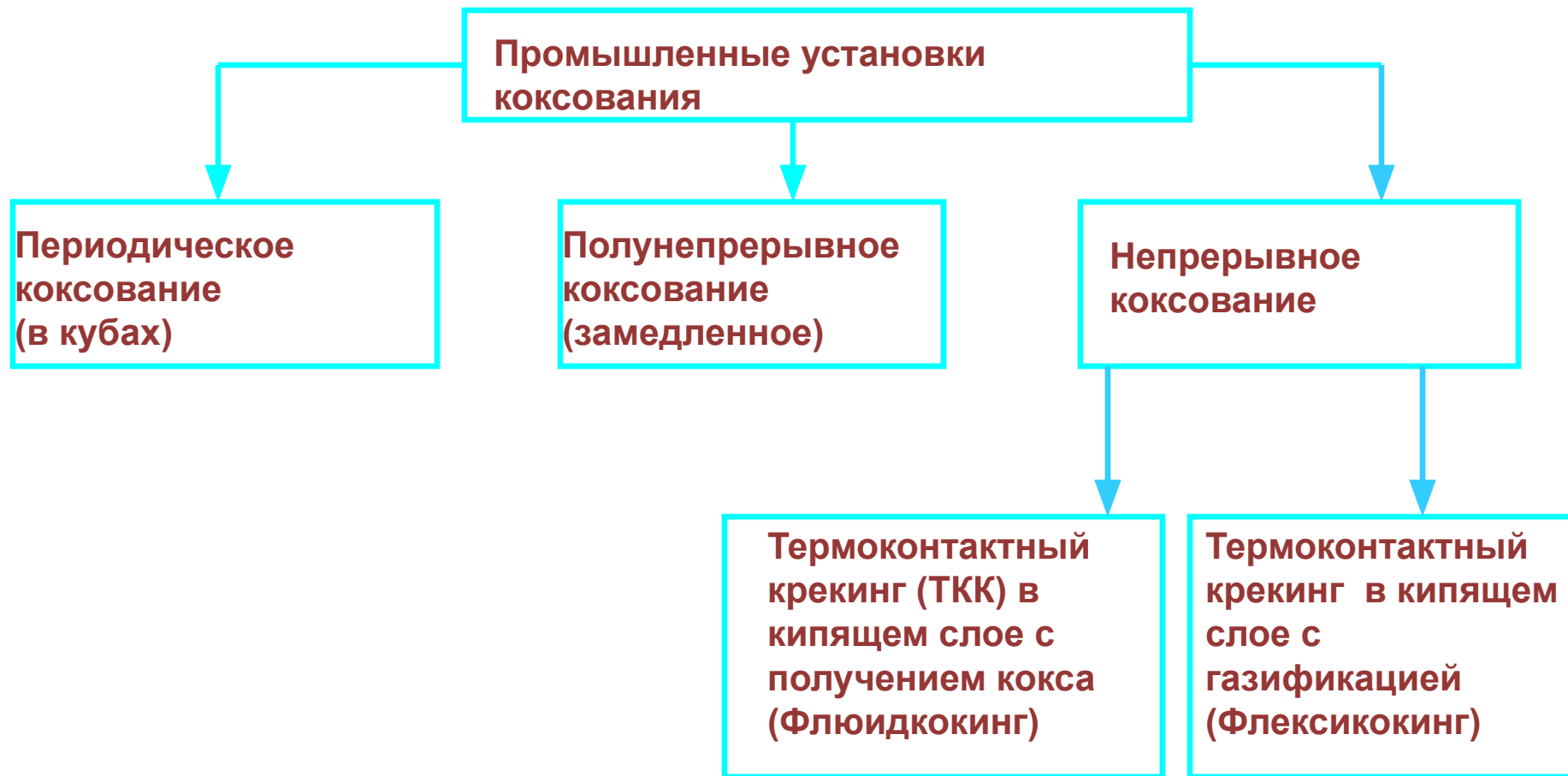
Преимущества процесса висбрекинга с выносной камерой

- Уменьшение энергетических затрат
- Снижение капитальных затрат на 10-15%
- Меньший размер печи
- Большая длительность межремонтного пробега
- Меньшее количество пара от утилизации тепла

Материальный баланс

	I	II
<i>Приход</i>		
Гудрон	100,0	100,0
Всего	100,0	100,0
<i>Получено</i>		
Углеводородный газ	2,3	2,3
C_5-C_6	1,4	3,0
Бензин ($C_7-185^\circ C$)	4,7	6,7
Легкий газойль ($185-371^\circ C$)	10,7	—
Остаток	80,9	88,0
Всего	100,0	100,0

3. Коксование



Замедленное коксование

Температура, °С:

Сырья на входе в К-1	370-375
Смеси сырья и рециркулята на выходе из К-1	380-400
Сырья на входе в Р-1-Р-4	480-520
Продуктов коксования на выходе из Р-1-Р-4	420-430

Давление, кгс/см²:

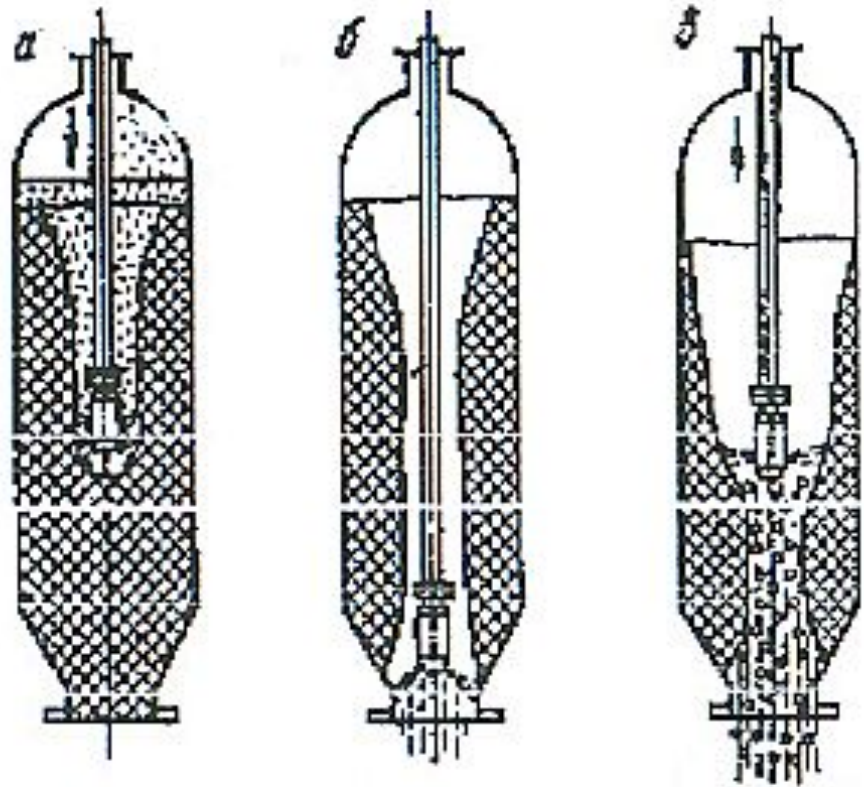
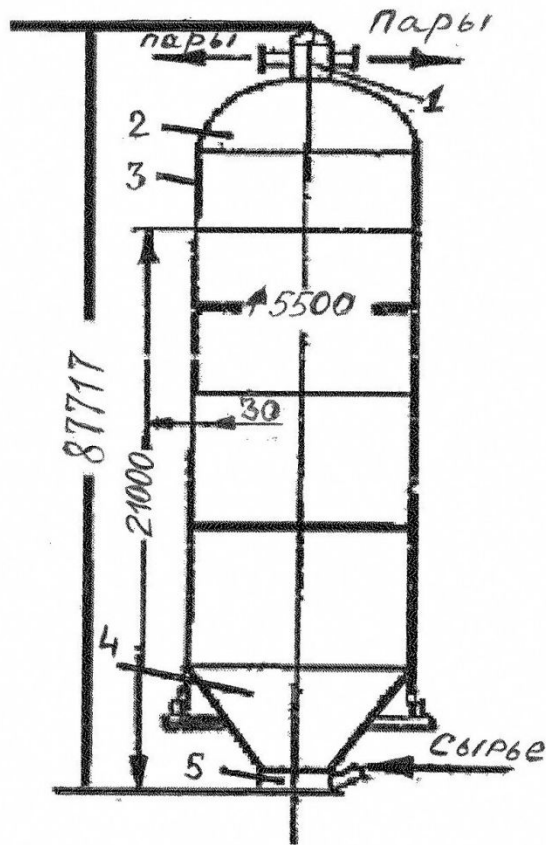
- в коксовых камерах	1,7 – 6,1
- воды, подаваемой на резку кокса	150

Материальный баланс установки замедленного коксования гудрона

Показатель	
Поступило, % мас.:	
сырье	100,0
Получено, % мас.:	
газ	7,0
бензин, фр.(н.к. – 205 °С)	16,0
легкий газойль (205-350 °С)	26,0
тяжелый газойль (>350 °С)	23,0
кокс	24,0
потери	4,0
всего	100,0

Последовательность операций при выгрузке кокса

Коксовая камера



1, 5 – верхняя и нижняя горловины;
2- полушаровое днище;
3- цилиндрический корпус; 4 – коническое днище; α–α– линия максимального уровня кокса

а– высверливание скважины; б – образование скважины; в – резка кокса

Оборудование УЗК

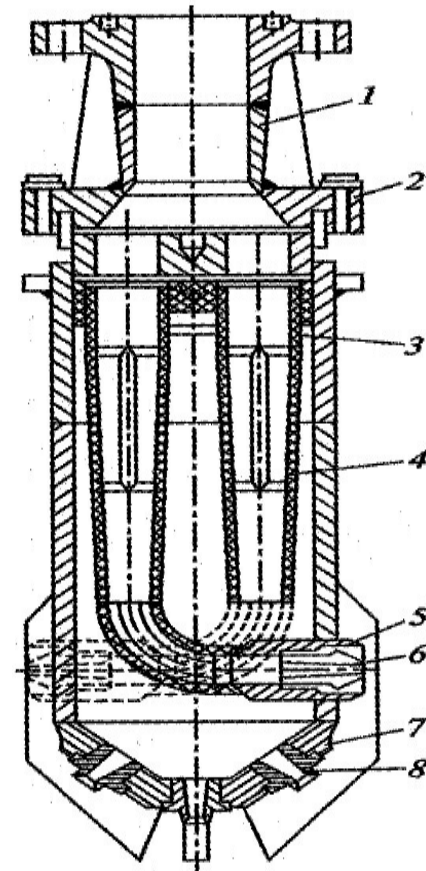
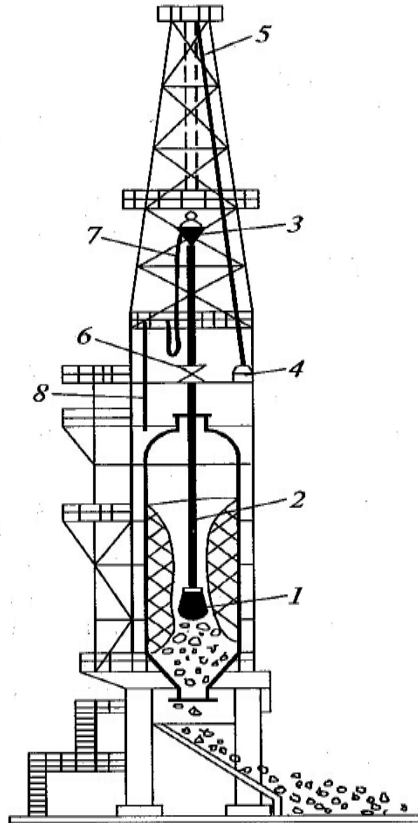
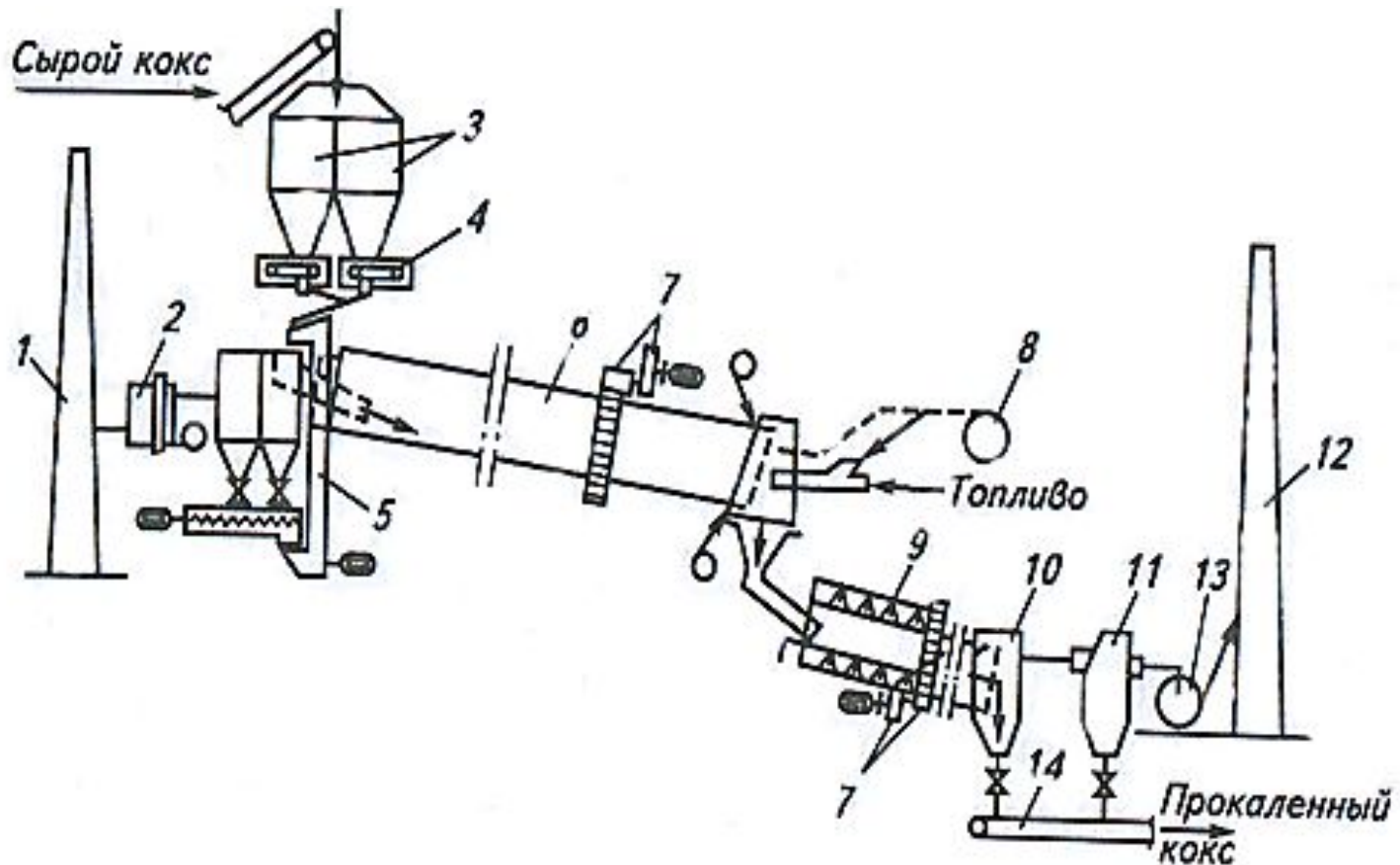


Схема прокаливания кокса во вращающейся горизонтальной печи



1- главная дымовая труба; 2 – камера дожигания пыли; 3 – бункер сырого кокса; 4 – питатель-дозатор; 5 – ковшовый элеватор; 6 – прокалочная печь; 7 – система кольцевого воздушного охлаждения; 8 – воздуходувка; 9 – оросительный водяной холодильник; 10 – бункер прокаленного кокса; 11 – сборник коксовой пыли; 12 – вспомогательная труба для отсоса газов из системы; 13 – вентилятор отсоса газа; 14 – распределительный рукав

Непрерывное коксование. Пиролиз.

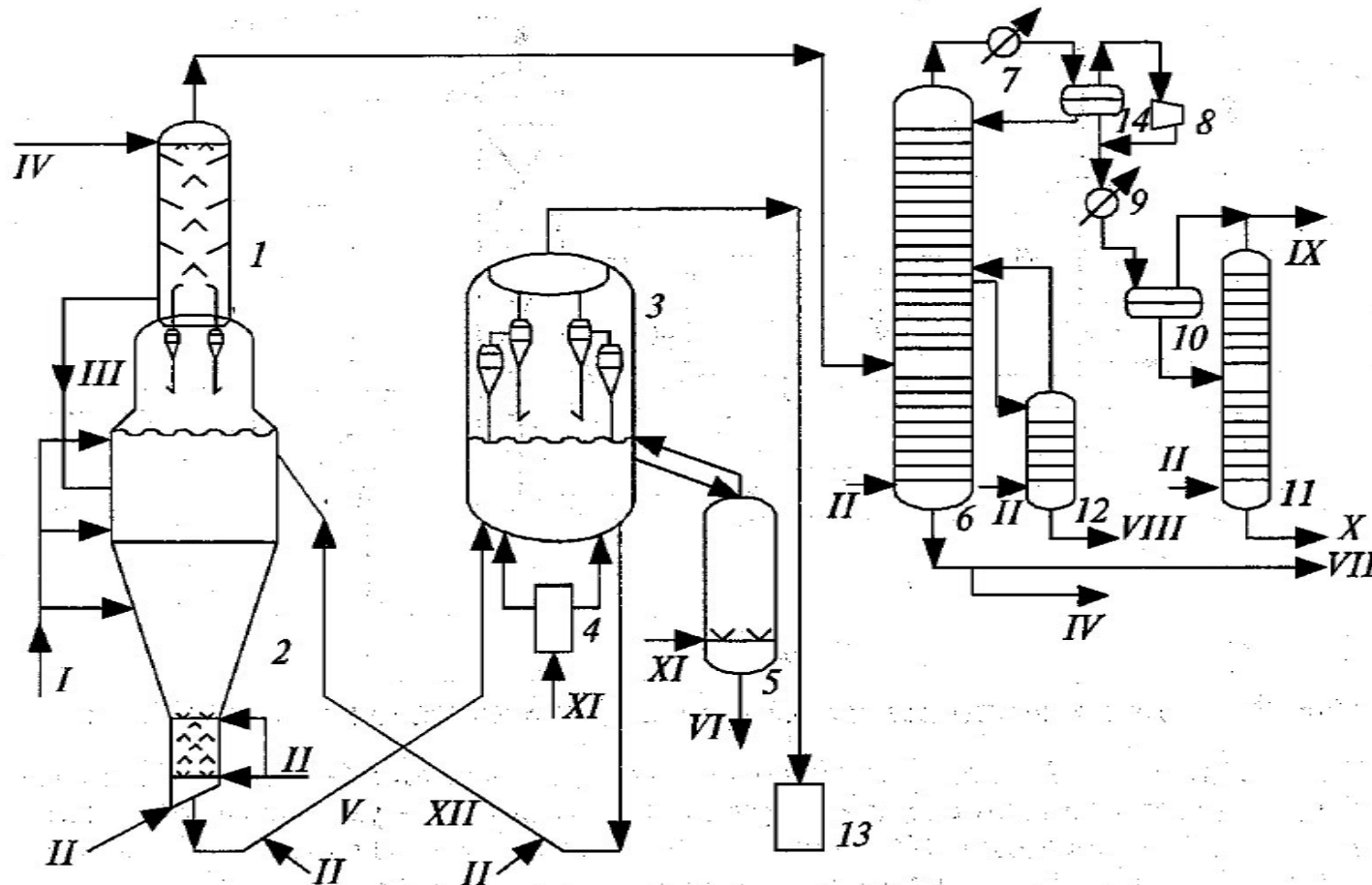
Содержание раздела

- 1. Непрерывное коксование. Термоконтактное коксование ТКК в псевдооживленном слое (Fluidcoking). Технологическая схема. Основные показатели процесса. Материальный баланс.**
- 2. ТКК в псевдооживленном слое с газификацией (Flexicoking). Технологическая схема.**
- 3. Сопоставление технологий ТКК в псевдооживленном слое с замедленным коксованием.**
- 4. Продукты коксования. Пути использования. Технологическая схема.**
- 5. Пиролиз. Технологическая схема. Основные показатели процесса. Материальный баланс.**

Основные показатели установки ТКК в псевдооживленном слое (Fluid Coking)

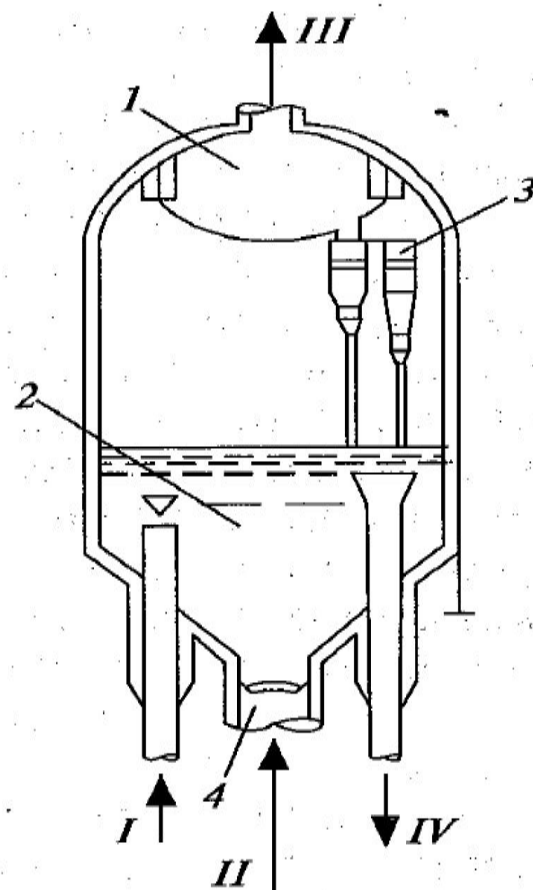
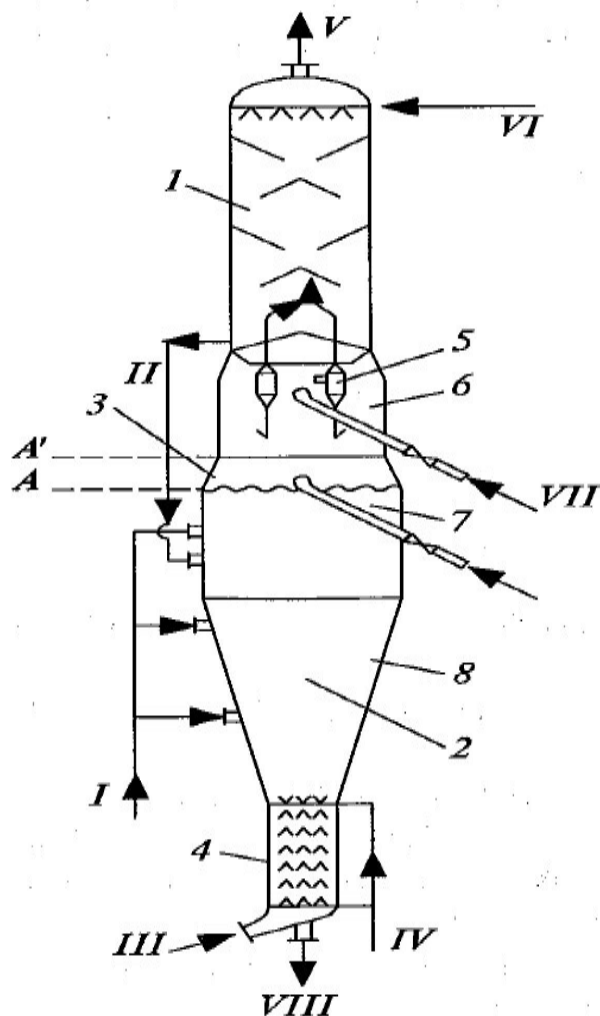
Реактор	
Температура в слое, °С	510 - 540
Давление над слоем, МПа	0,14 - 0,16
Массовая скорость загрузки, кг/ (кг/ч)	0,6 – 1,0
Длительность пребывания кокса-теплоносителя, мин	6 - 12
в слое	≈ 1
в отпарной секции	
Коксонагреватель	
Температура в слое, °С	600 – 620
Давление над слоем, МПа	0,12 – 0,16
Длительность пребывания кокса-теплоносителя в слое, мин	6 – 10
Интенсивность горения кокса, кг/ч на 1 т слоя	30 - 40

Технологическая схема процесса Fluid Coking



1 – парциальный нагреватель (скруббер); 2 – реактор; 3 – коксонагреватель; 4 – топка; 5 – холодильник-классификатор кокса; 6 – РК; 7 – конденсатор; 8 – компрессор; 9 – холодильник; 10, 14 – сепаратор; 11 – стабилизатор; 12 – отпарная колонна; 13 – котёл-утилизатор

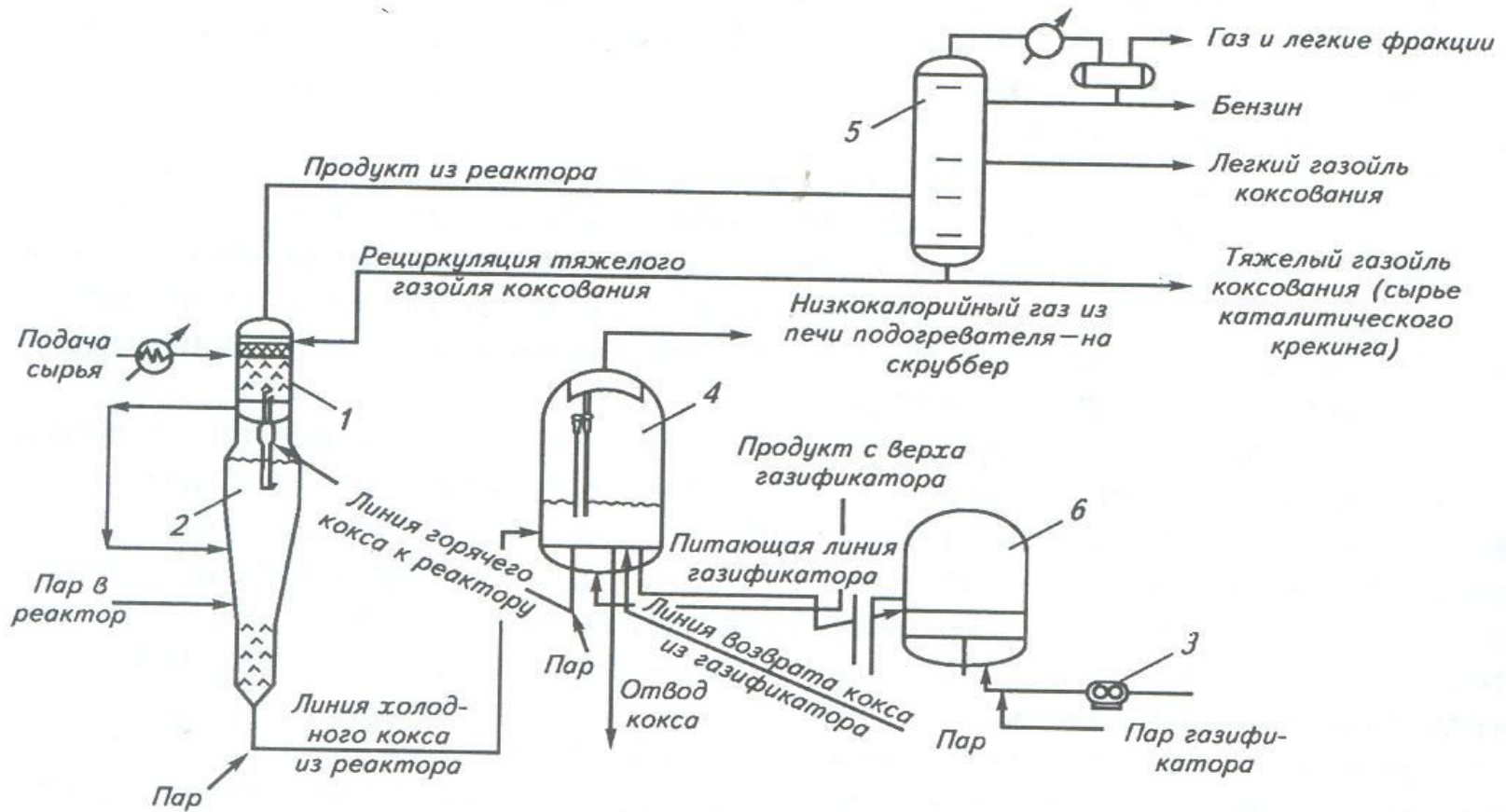
Коксогреватель и реактор коксования со скруббером



Материальный баланс процесса Fluid Coking

Взято, % мас.	
Гудрон	100,0
Получено, % мас.:	
Газ $C_1 - C_4$	10,0
бензин, $C_5 - 160^\circ C$	12,0
легкий газойль, $160 - 350^\circ C$	22,0
тяжелый газойль, $350 - 500^\circ C$	38,0
кокс товарный	13,0
кокс выжигаемый	5,0
всего	100,0

Технологическая схема процесса Flexicoking

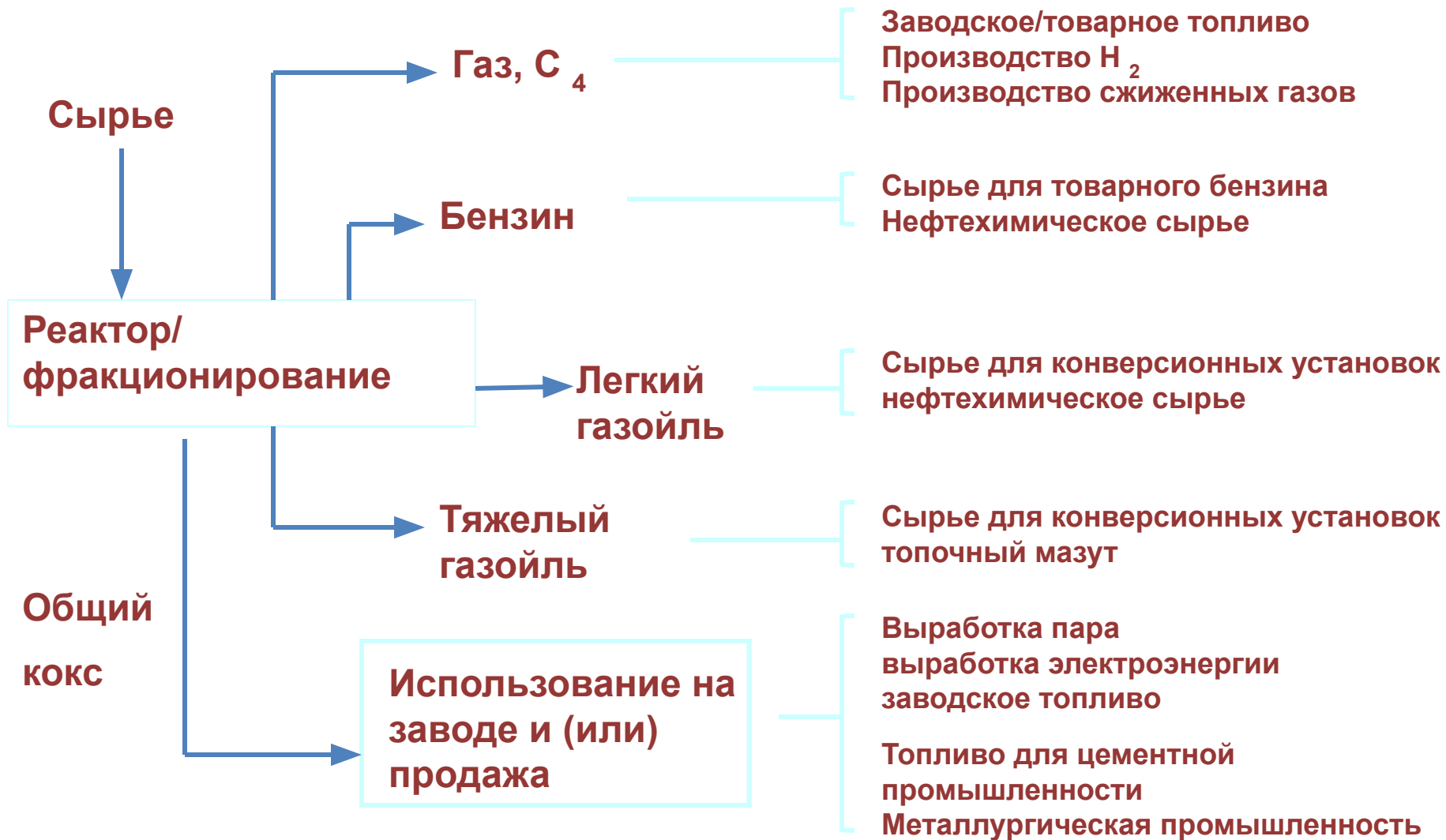


1 – скруббер; 2 – реактор; 3- воздуховка; 4 – подогреватель;
5 – колонна ректификационная; 6 - газификатор

Сопоставление технологий ТКК с замедленным коксованием

ТКК	Замедленное коксование
<p>Непрерывный процесс</p> <ul style="list-style-type: none">• Низкая численность персонала• Стабильная эксплуатация• Отсутствие технологических циклов нагрева и охлаждения оборудования	<p>Циклический процесс</p> <ul style="list-style-type: none">• Высокая численность персонала• Короткая продолжительность циклов (12-18 часов)
<p>Переработка практически любых поддающихся перекачке углеводородов</p> <ul style="list-style-type: none">• Малоценный кокс служит источником технологического тепла	<p>Сырье с высокой коксуемостью по Конрадсону может привести к образованию кокса в печи</p> <p>Кокс является продуктом реакции</p>
	<p>- Значительный выход кокса</p>
<ul style="list-style-type: none">- Низкое потребление топливного газа- Производство больших объемов пара	<ul style="list-style-type: none">- Большое потребление топливного газа в печи- Производство пара близко к нулю
	<p>- Возникают проблемы при открытом хранении кокса в отвалах</p>

Пути использования продуктов коксования



Пиролиз углеводородного сырья

- Пиролиз – базовый процесс нефтехимии, на его основе получают около 75% нефтехимических продуктов.
- Назначение – получение углеводородного газа, обогащенного непредельными углеводородами.

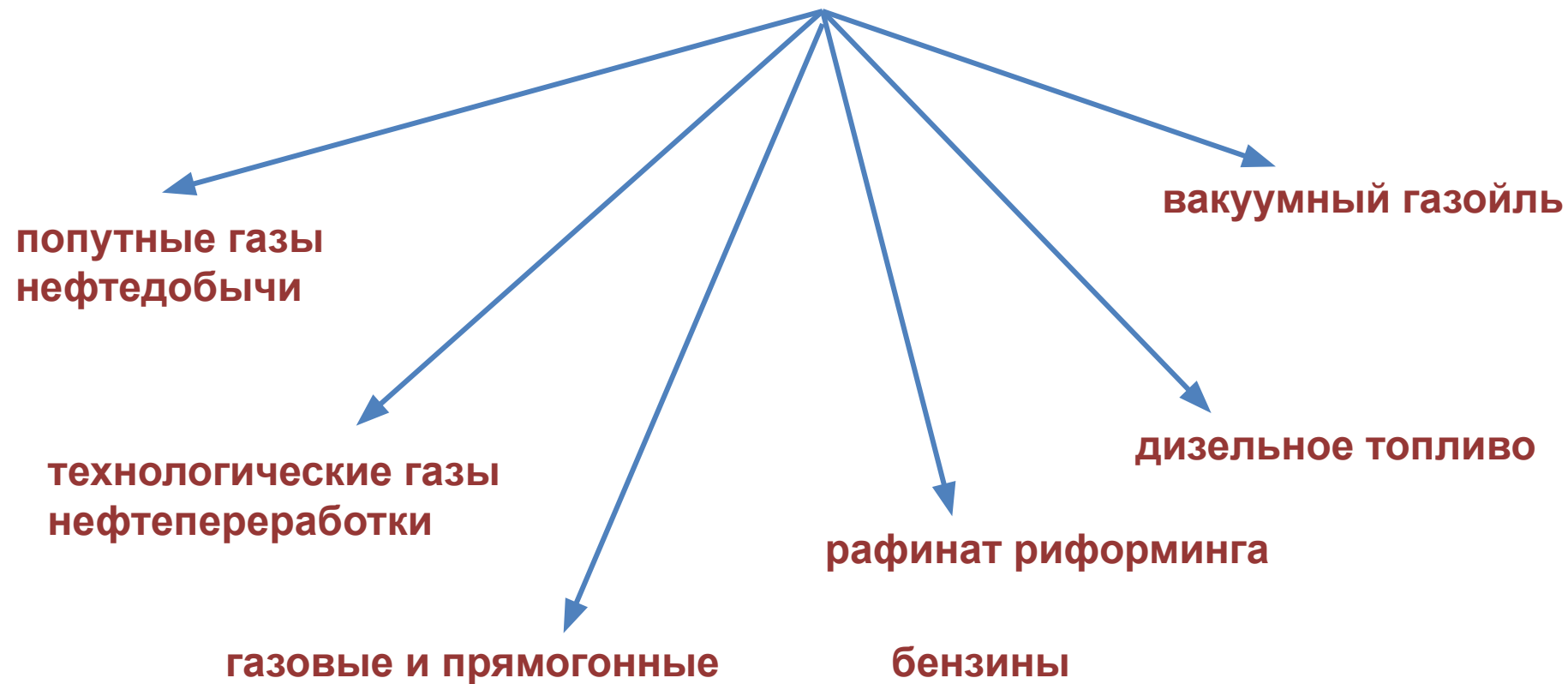
• Основные факторы процесса

температура t , 840 - 870°C

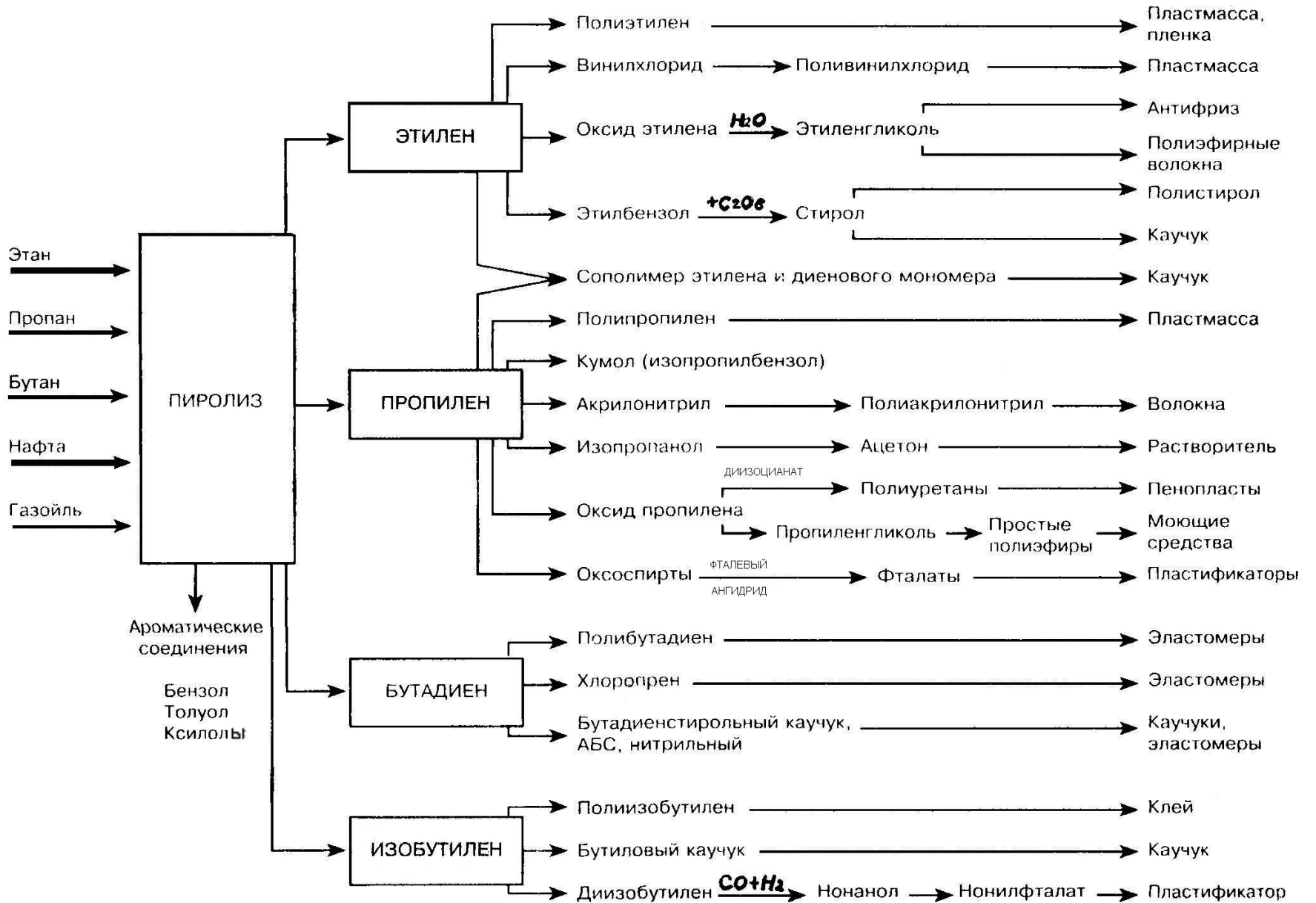
длительность реакции

0,2 – 0,4 сек.

Сырье пиролиза



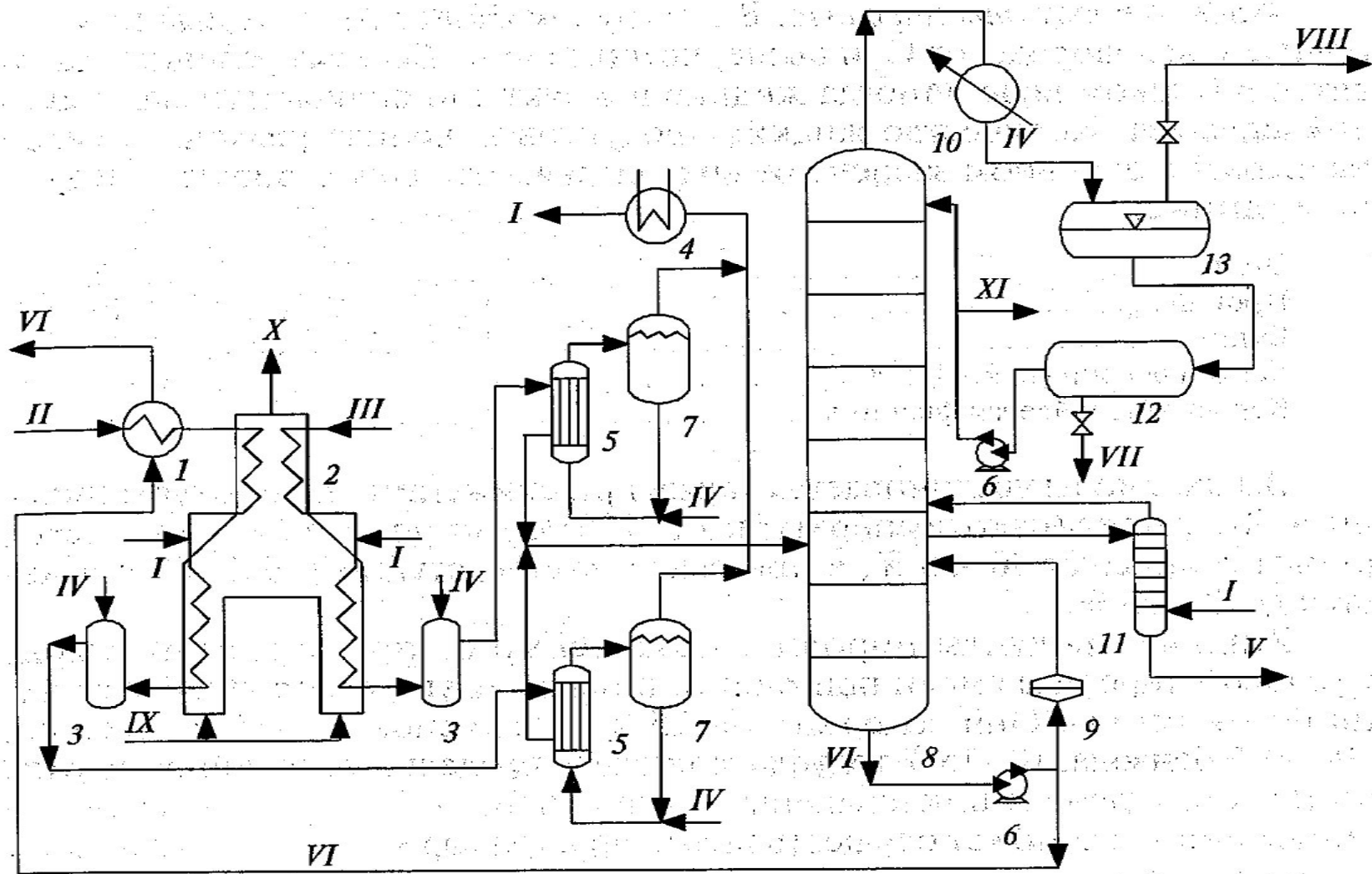
Продукты, получаемые в процессе пиролиза



Типичный выход продуктов пиролиза различного сырья

Показатели	Пиролиз газового сырья			Пиролиз жидкого сырья		
	этан	пропан	н-бутан	бензин	легкий газойль	вакуумный газойль
Выход, % масс.						
Этилен	48,0	36,7	31,6	31,3	26,0	23,0
Пропилен	2,1	14,0	1,8	12,1	9,0	13,7
Бутилены	1,1	3,1	2,4	2,8	2,0	4,9
Бутадиен	-	-	1,7	4,2	4,2	6,3
Сухой газ	8,4	33,2	32,2	18,2	16,2	11,2
Ароматические C ₆ – C ₈	}1,7	}5,0	}10,3	13,0	12,6	
Бензин C ₅ – 204 °C (без ароматических)				9,0	8,0	}16,9
Тяжелая смола (>204 °C)				6,0	19,0	21,0
Непревращенное сырье	38,7	8,0	4,0	-	-	-

Технологическая схема установки пиролиза



1- паровой подогреватель; 2 – печь; 3 – закалочный аппарат; 4 – пароперегреватель; 5 – котёл-утилизатор; 6 – насос; 7-паросборник; 8-РК; 9-фильтр; 10- холод-к-конденсатор; 11- отпарная колонна; 12- отстойник; 13-ёмкость

II. Термокаталитические процессы

1. Каталитический крекинг

2. Каталитический риформинг

с неподвижным
слоем
катализатора (Гудри)

RCC (крекинг
нефтяных остатков)

TCC (с шариковым
катализатором)

Милисеконд (MSCC)

FCC (с пылевидным
катализатором)

с неподвижным
слоем катализатора

с подвижным
слоем катализатора

Каталитический крекинг

Содержание

1. *Каталитический крекинг. Этапы развития процесса.*
2. *Химизм и кинетика процесса*
3. *Сырьё. Требования к качеству сырья. Зависимости выхода продуктов каталитического крекинга от качества сырья.*

Каталитический крекинг

Назначение – получение высокооктановых компонентов автобензинов и жирного газа из вакуумных газойлей или их смесей с остатками атмосферной и вакуумной перегонки.

Процесс протекает на алюмосиликатных катализаторах по карбоний-ионному механизму.

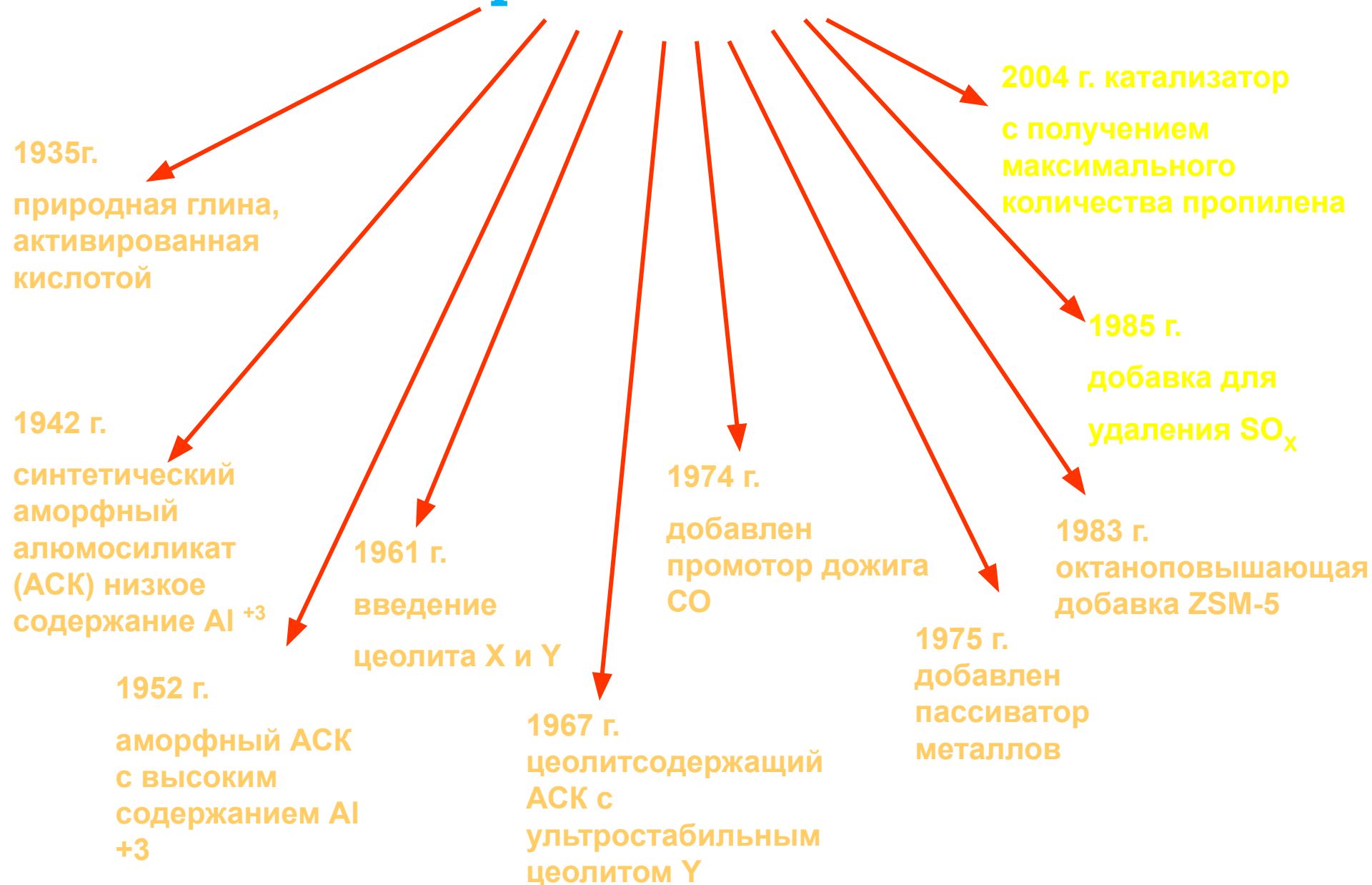
Основные этапы эволюции катализаторов и процессов каталитического крекинга

Наименование этапа	Год	Характеристика катализатора
1. Установка каталитического крекинга с неподвижным слоем катализатора	1936	Природная глина, активированная кислотой
2. Установка с движущимся слоем шарикового катализатора (ТСС)	1941	Аморфный алюмосиликатный катализатор
	1961	Катализатор цеолитсодержащий с добавкой цеолитов X и Y
3. Установка с «кипящим» слоем микросферического катализатора	1942	Аморфный синтетический алюмосиликатный катализатор
	1964	Цеолитсодержащий катализатор, полученный распылительной сушкой с ультрастабильными цеолитами
4. Установка с лифт-реактором	1970	Цеолитсодержащий катализатор, полученный распылительной сушкой с ультрастабильными цеолитами
	1974	С промотором дожига CO

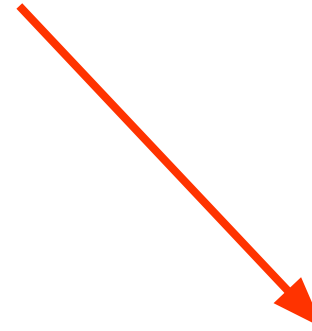
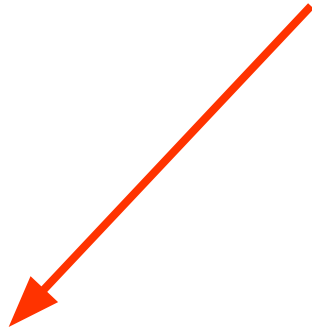
Основные этапы эволюции катализаторов и процессов каталитического крекинга (продолжение)

Наименование этапа	Год	Характеристика катализатора
4. Установка с лифт-реактором	1975	С добавкой пассиваторов металлов
	1983	С октаноповышающей добавкой ZSM-5
	1985	С добавкой для удаления SO _x
5. Установка с лифт – реактором и двухступенчатой регенерацией	1982	Катализатор цеолит-содержащий с цеолитами RENU и USY с низкой селективностью по коксу
6 . Установка с коротким временем реакции и высокой кратностью циркуляции катализатора (миллисеконд)	1990	Катализатор цеолит-содержащий с ультра-стабильными цеолитами Y
7. Установка с максимальным получением пропилена	2004	Цеолитсодержащий катализатор с добавкой ZSM-5

Катализаторы. Основные этапы.



Катализаторы крекинга



10-20 % - цеолита типа
X и Y в P3Э-форме
 $\text{Me}_{2n} \text{O} \cdot \text{Al}_2 \text{O}_3 \cdot x \text{SiO}_2 \cdot y \text{H}_2 \text{O}$

80-90% - матрица, аморфный
алюмосиликат

n – валентность катиона Me

x – мольное отношение $\text{SiO}_2 / \text{Al}_2 \text{O}_3$

y – число молей воды

Сравнительные характеристики отечественных и импортных катализаторов крекинга

Показатели	Brilliant, Grace	LS-60P Engelhard	Cobra-44 Albemarle	КМЦ-99 Газпромнефть
Выход бензина, % масс.	52-53	52-53	52-53	52-52,5
ИОЧ	90,5	92,0	91,5	92,0
МОЧ	79,5	81,0	80,5	80,5
Выход кокса, % масс	4,6-4,8	4,2-4,5	4,4-4,5	4,4-4,5
Расход катализатора, кг/т сырья	0,35	0,25-0,3	0,4	0,4
Химический состав, % масс.				
Оксид натрия	0,2-0,25	0,2-0,25	0,3-0,35	0,35-0,45
Оксид алюминия	48	46	45	32
Оксиды P3Э	2,2	1,8	1,8	2,5
Содержание цеолита, % масс.	22	22	22	17
Насыпная плотность, кг/м3	780	920	760	720

Регенерация катализатора, T = 650-700°C



Преимущества промоторов дожига



Промоторы дожига СО

Показатель	КО-4	КО-9М
Температура прокаливания, °С	950	750
Насыпная плотность, кг/м ³	670	930
Влагоемкость, см ³ /м ³	0,65	0,36
Удельная поверхность, м ² /г	120	98
Содержание Pt. %	0,1	0,1

Сравнение регенерации катализатора с промотором и без него

Показатель	Без промотора	С промотором
Температура в «кипящем» слое, °С	650	670
Расход воздуха, нм ³ /ч	1020	860-1000
Скорость циркуляции катализатора, т/ч	18,0	8,8-12,8
Состав газов регенерации, %об.:	0,32	0,14
СО	6,0	0,1
СО ₂	9,2	12,3
О ₂	5,1	13,0
Соотношение СО ₂ /С О	1,53	-
Содержание кокса на регенерированном катализаторе, %	0,32	0,14

Пассиваторы металлов. (Ni + V)

НИЭ = (V=4Ni) г/т

Механизм действия пассиватора на никель: пассиватор (в основном соединения сурьмы) образует соединения с никелем, которые переводят его из активного в пассивное состояние.

Механизм действия пассиватора на ванадий: пассиватор взаимодействует с кислотами ванадия до его разрушения цеолита при регенерации. В роли пассиватора ванадия (ловушки металла) – соединения магния, олова, сурьмы, фосфора и других.

Добавки и бифункциональные катализаторы удаления SO_x и NO_x

Механизм: Оксиды металлов (Al_2O_3 , MgO , CaO и др) образуют с SO_x стойкие сульфаты, которые в реакторе восстанавливаются до исходного оксида металла и сероводорода, а сероводород уходит из реактора с продуктами реакции.

Добавки вводят 2-10% масс, бифункциональные катализаторы 20-40% на загрузку катализатора в системе. SO_x снижается на 40-80% , азота – на 20-90%.

Октаноповышающие добавки (ZSM-5)

Введение в катализатор добавки повышает октановое число бензина крекинга на 2-3 пункта, при этом снижается выход бензина.

Современные требования к катализаторам крекинга вакуумного газойля

1. Высокая активность (выход бензина до 56% масс, октановое число до 94 ИОЧ и 84 МОЧ, легкого газойля до 24% масс. при конверсии сырья до 70%).
2. Высокая термостойкость при температуре регенерации 680-730°C.
3. Стойкость к отравлению металлами в сырье при уровне отложения металлами до 5 000 ppт).
4. Высокая механическая прочность, насыпная плотность, низкий расход катализатора 0,1 – 0,5 кг/т.
5. Способность связывать SO_x и NO_x

Химизм и механизм процесса каталитического крекинга

1. **Изомеризация углеводородов**
2. **Крекинг парафиновых углеводородов с уменьшением их молекулярной массы**
3. **Крекинг нафтеновых углеводородов с образованием олефиновых**
4. **Перераспределение алкильных заместителей в ароматических углеводородах**
5. **Деалкилирование алкилароматических углеводородов**
6. **Полимеризация углеводородов**
7. **Конденсация углеводородов**
8. **Крекинг олефиновых углеводородов с уменьшением их молекулярных массы.**

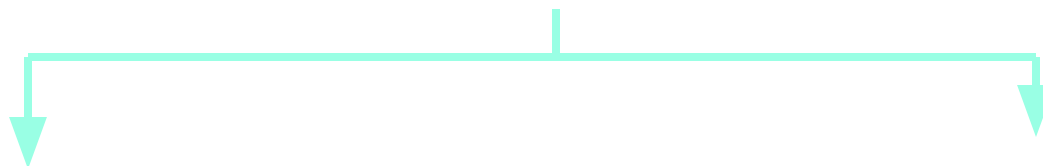
Тепловые эффекты

- Тепловой эффект (теплота реакции) каталитического крекинга расценивается как итоговый по совокупности реакций разложения и уплотнения.
- Значение суммарного теплового эффекта зависит от состава сырья, глубины его переработки, катализатора и режима процесса.
- Практические расчет теплового эффекта осуществляют с использованием закона Гесса по разности теплот сгорания продуктов крекинга и сырья.

Качество сырья

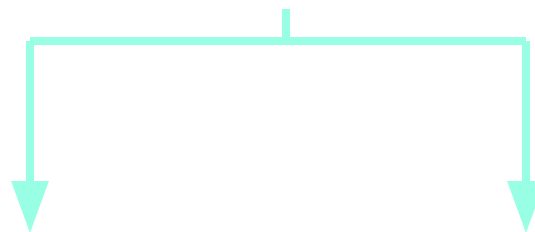
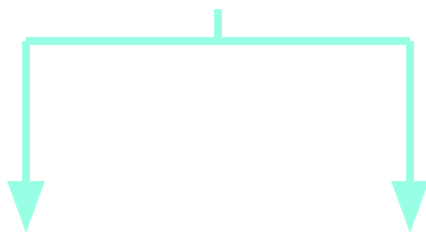


Нежелательные соединения в сырье каталитического крекинга



Компоненты,
вызывающие
только повышенное
коксообразование

Компоненты,
вызывающие обратимое или
необратимое
дезактивирование
катализатора



Смолы

Полициклические
ароматические
углеводороды

Азотистые и
сернистые
соединения

Тяжелые
металлы

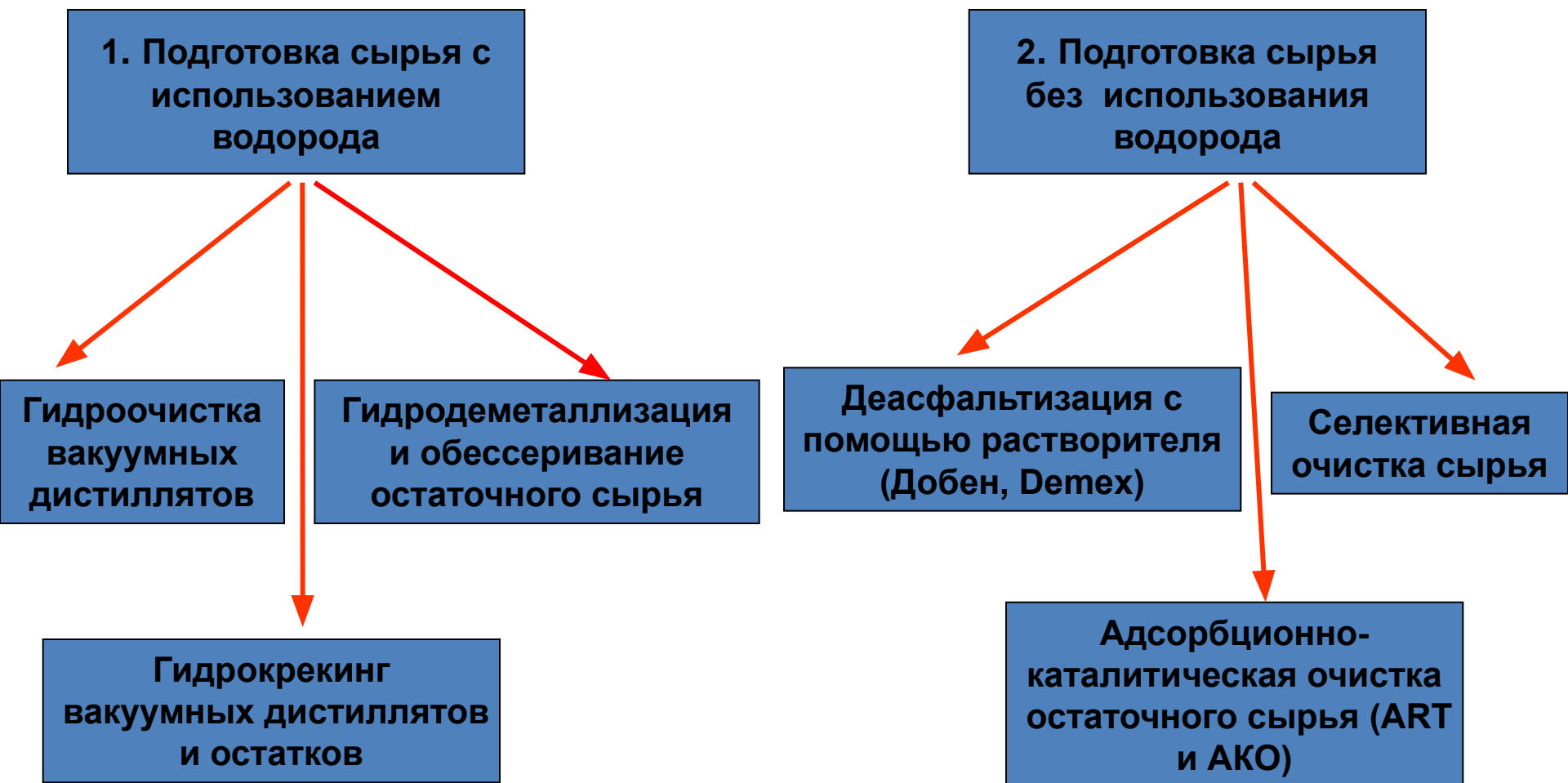
Характеристика сырья каталитического крекинга

Показатели	Мазут	Вакуумный газойль		
		350-500 °С	350-540 °С	350-590 °С
Показатели, ρ_4^{20} г/см ³	0,9320	0,9210	0,9242	0,9282
Содержание, % масс.				
Водорода	-	-	12,57	12,02
Углерода	-	-	85,20	85,78
Серы	2,5	1,55	1,73	1,82
Азота	0,25	0,13	0,15	0,18
Смол	13,2	-	-	-
Асфальтенов	1,7	-	-	-
Содержание металлов, г/т:				
Ванадия	56	-	0,55	3,3
Никеля	22	-	0,26	1,6

Влияние углеводородного состава сырья на выход продуктов крекинга

Выход продуктов крекинга, % об.	Сырье		
	парафиновое	нафтеновое	ароматическое
Сухой газ (C ₁ -C ₂ +H ₂)	2,6	33,2	3,4
Сжиженный газ (C ₃ -C ₄)	34,5	27,5	24,3
Бензин (C ₃ -221 °C)	73	70	54,2
Легкий газойль	5	10	20
Тяжелый газойль	2	5	10
Кокс	4,8	5,4	6,3

Способы подготовки сырья для каталитического крекинга



Основные факторы процесса каталитического крекинга



Каталитический крекинг Ч.II

Промышленные установки.

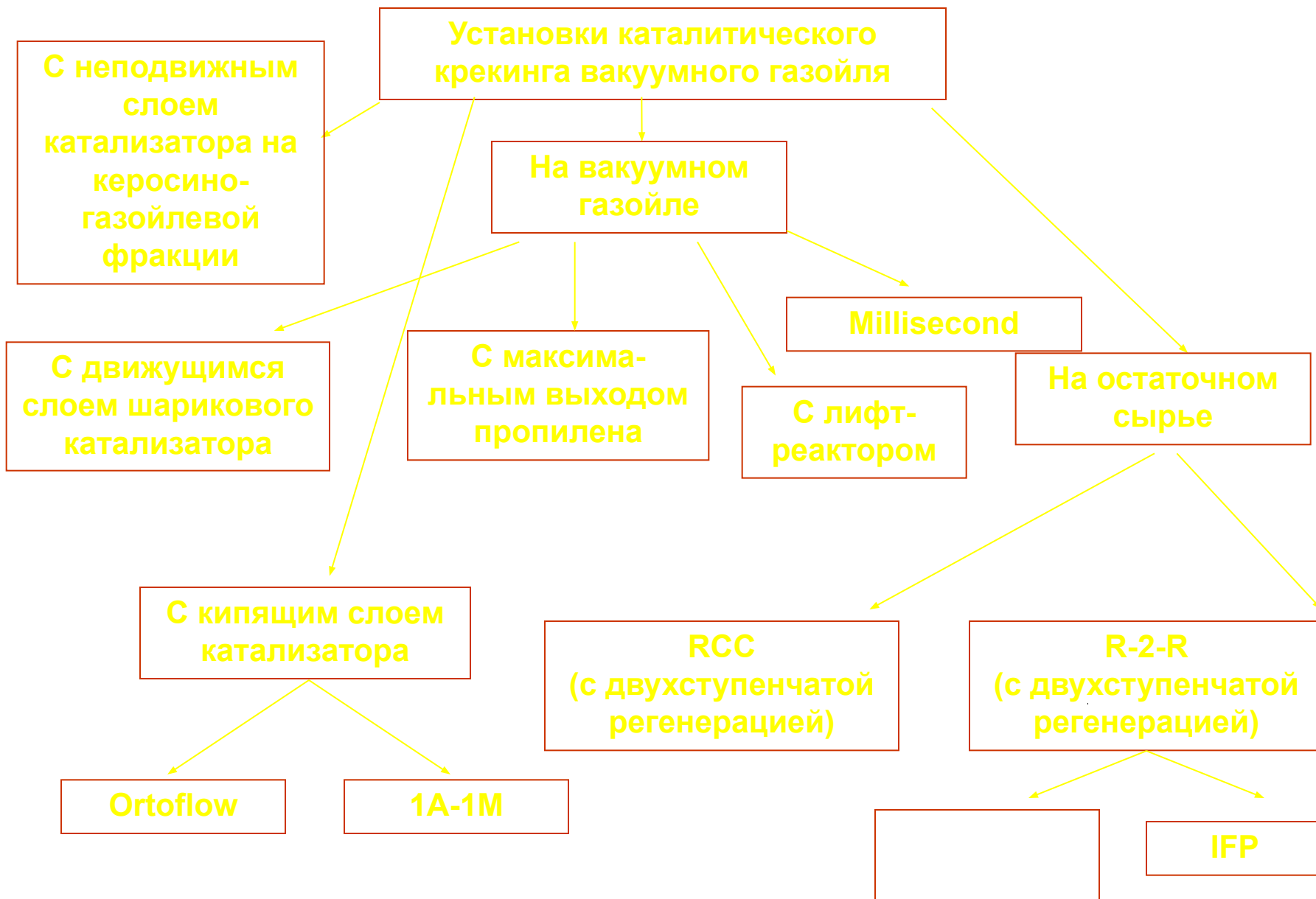
Содержание

1. *Классификация установок. Принципиальная схема процесса.*
2. *Установка с неподвижным слоем катализатора Е. Гудри, 1936 г.*
3. *Установка с движущимся слоем шарикового катализатора. Технологические схемы (ТСС и 43-102). Основные показатели. Материальный баланс.*
4. *Установки с кипящим слоем катализатора. (1А-1М). Технологическая схема. Технологический режим. Материальный баланс. Установка Ortoflow. Схема реакторно-регенераторного блока установки. Материальный баланс.*
5. *Установка с лифт-реактором. Технологическая схема. Основные показатели процесса.*
6. *Установка с ультракоротким временем контакта (Millisecond). Схема реакторно-регенераторного блока установки. Основные показатели процесса.*
7. *Установка каткрекинга с получением максимального количества пропилена. Схема реакторно-регенераторного блока. Основные показатели процесса.*

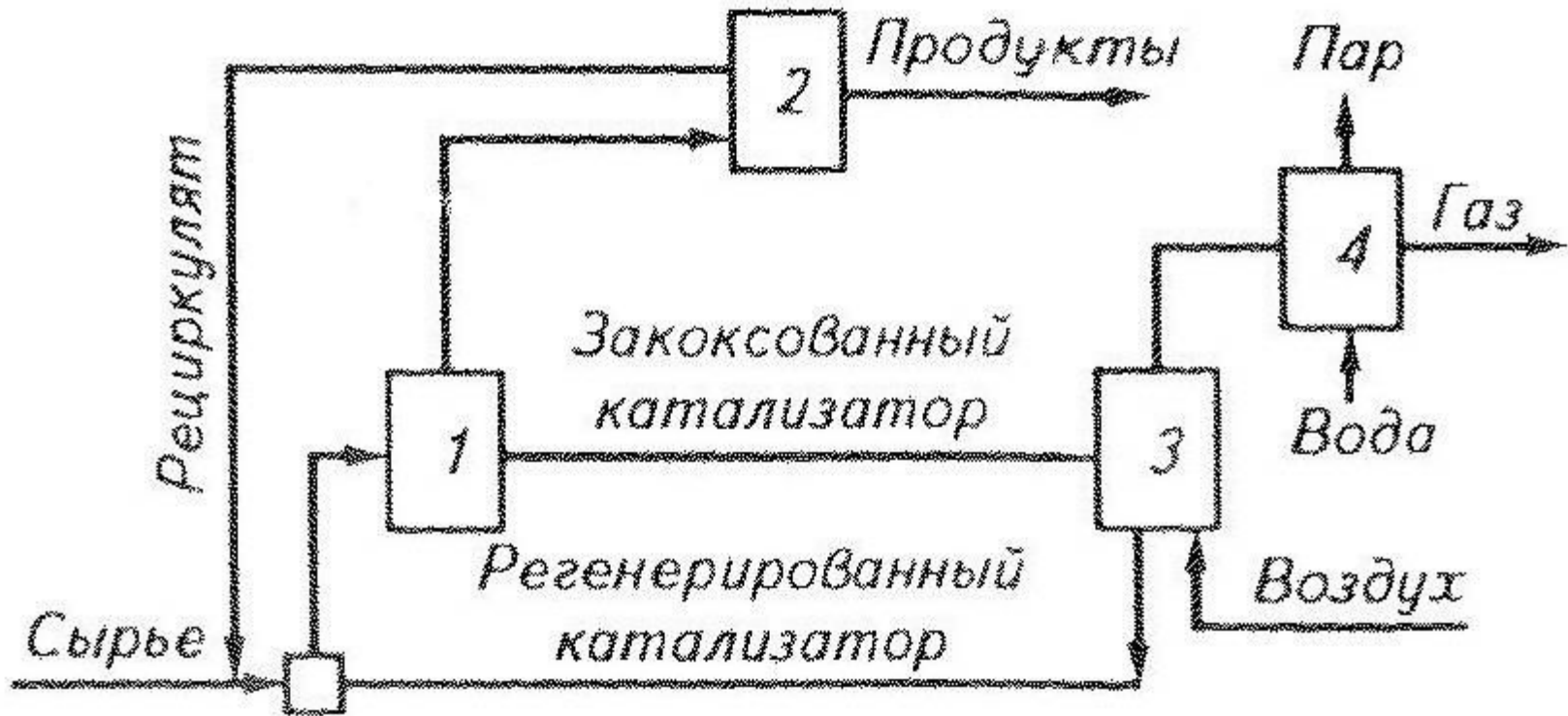
Содержание

8. *Установки каткрекинга на остаточном сырье. Установка RCC. Схема реакторно-регенераторного блока. Материальный баланс.*
9. *Установки каталитического крекинга на остаточном сырье с двумя регенераторами. Установка R2R (IFP). Схема реакторно - регенераторного блока. Материальный баланс.*
10. *Установка R2R компании Stone and Webster. Схема реакторно - регенераторного блока. Качество сырья и материальный баланс.*
11. *Продукты каталитического крекинга. Схемы облагораживания бензинов каталитического крекинга.*

1. Классификация промышленных установок каталитического крекинга

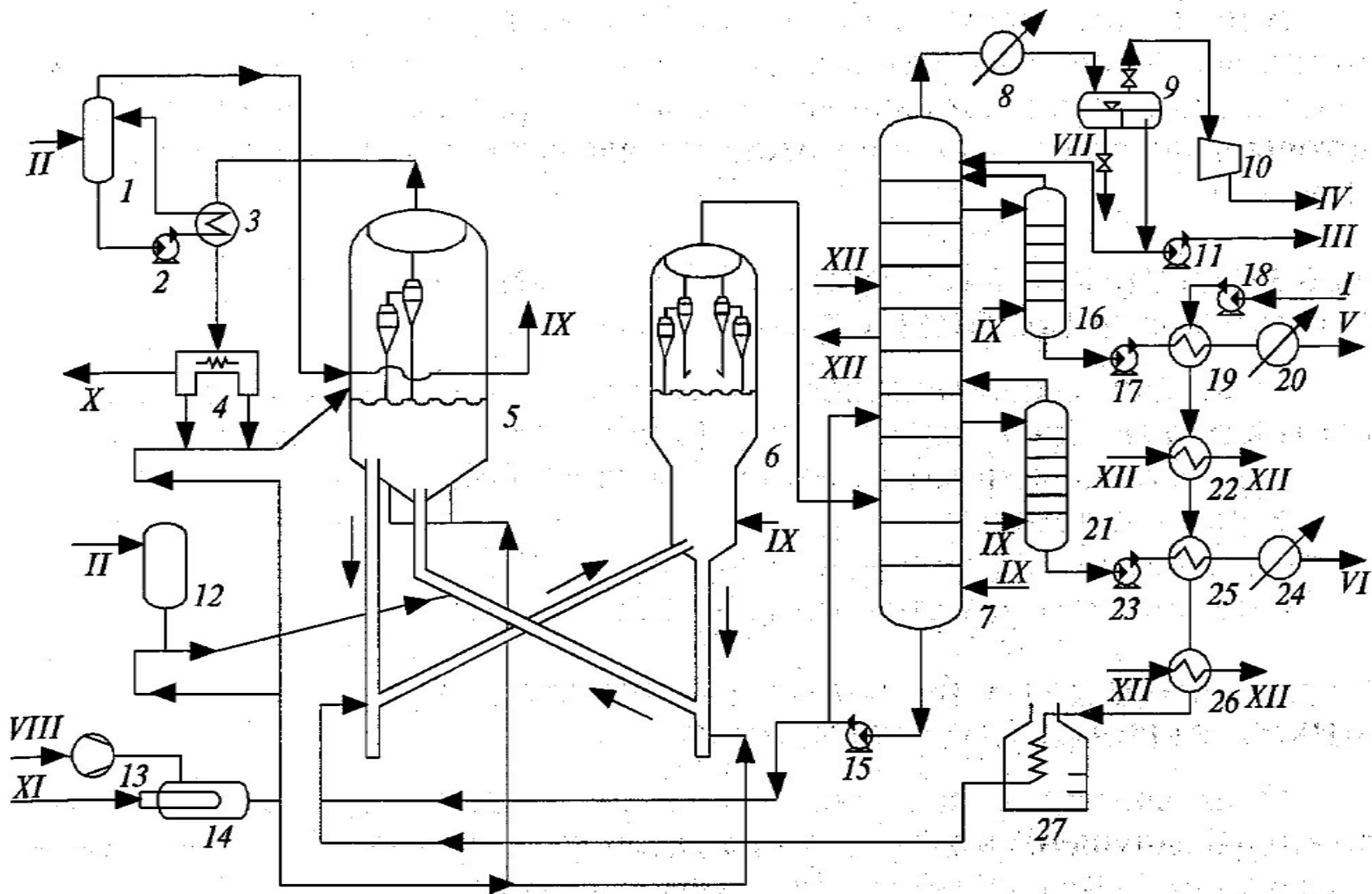


Принципиальная схема процесса каталитического крекинга



1 – реактор, 2 – узел ректификации, 3 – регенератор, 4 – котел утилизатор

4. Установка каталитического крекинга с кипящим слоем микросферического катализатора



Технологический режим установки каталитического крекинга

Температура крекинга, °С	475 - 485
Температура нагрева сырья, °С	320 - 350
Массовая скорость подачи сырья, ч⁻¹	10 - 12
Кратность циркуляции	5,0 - 5,5
Давление в реакторе, атм	0,60 - 0,68
Температура регенерации, °С	610 - 620
Давление в регенераторе, ати	0,08 - 0,10
Содержание остаточного кокса на катализаторе, % (мас.)	0,20 - 0,25

Установка каталитического крекинга типа «Ортофлоу»

соосное расположение реактора и регенератора

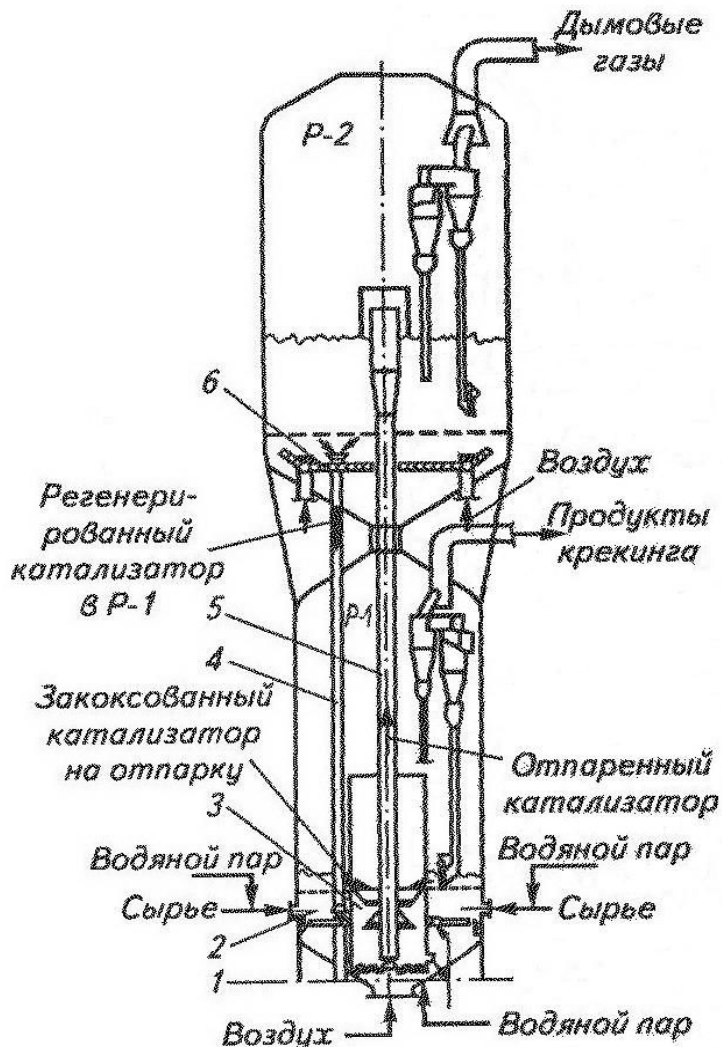


Схема реакторно-регенераторного
блока
секции каталитического крекинга
типа ортофлоу
Р – 1 – реактор; Р – 2 – регенератор

1. сырьевые форсунки
2. парораспределители
3. воздухораспределитель
4. десорбер
5. напорный стояк
6. транспортная линия

Технологический режим установки каталитического крекинга Ortoflow

Температура крекинга, °С	465 - 475
Температура нагрева сырья, °С	90 - 110
Массовая скорость подачи сырья, ч ⁻¹	2 - 3
Кратность циркуляции	4,5 - 5,0
Давление в реакторе, атм.	0,95 – 1,05
Температура регенерации, °С	660 - 680
Давление в регенераторе, атм.	0,35 - 0,40
Содержание остаточного кокса на катализаторе, % (масс.)	< 0,1

Материальный баланс установки Ortoflow (без лифт-реактора)

Сырье – вакуумный газойль

Катализатор – цеолитсодержащий

Выход продуктов, % масс.

ΣC_2 - 3,6

$\Sigma C_3 - C_4$ – 6,5

Бензин ($C_5 - 205\text{ }^\circ\text{C}$) – 37,0

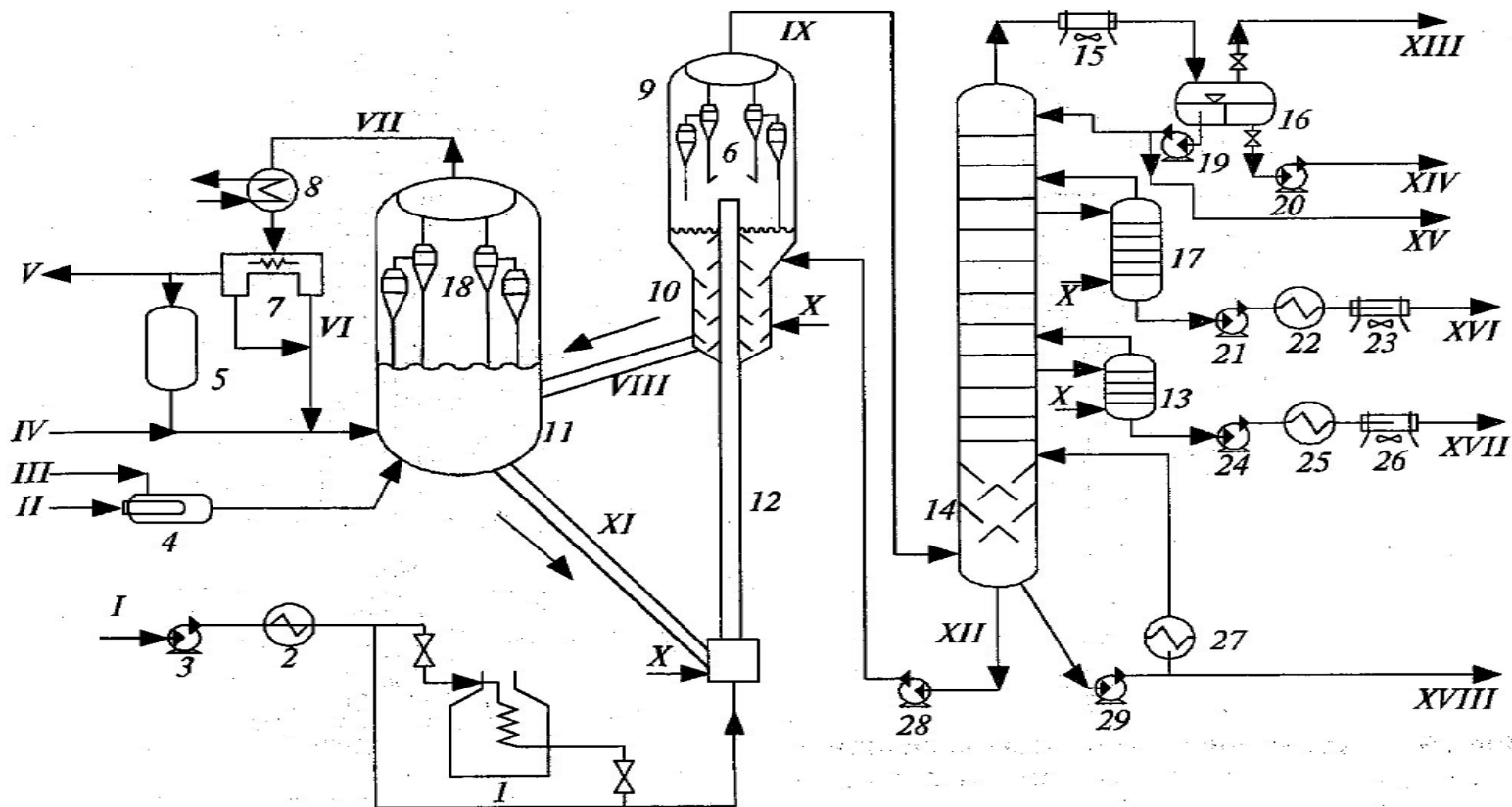
Легкий газойль – 29,0

Тяжелый газойль – 19,1

Кокс (выжигаемый) – 4,8

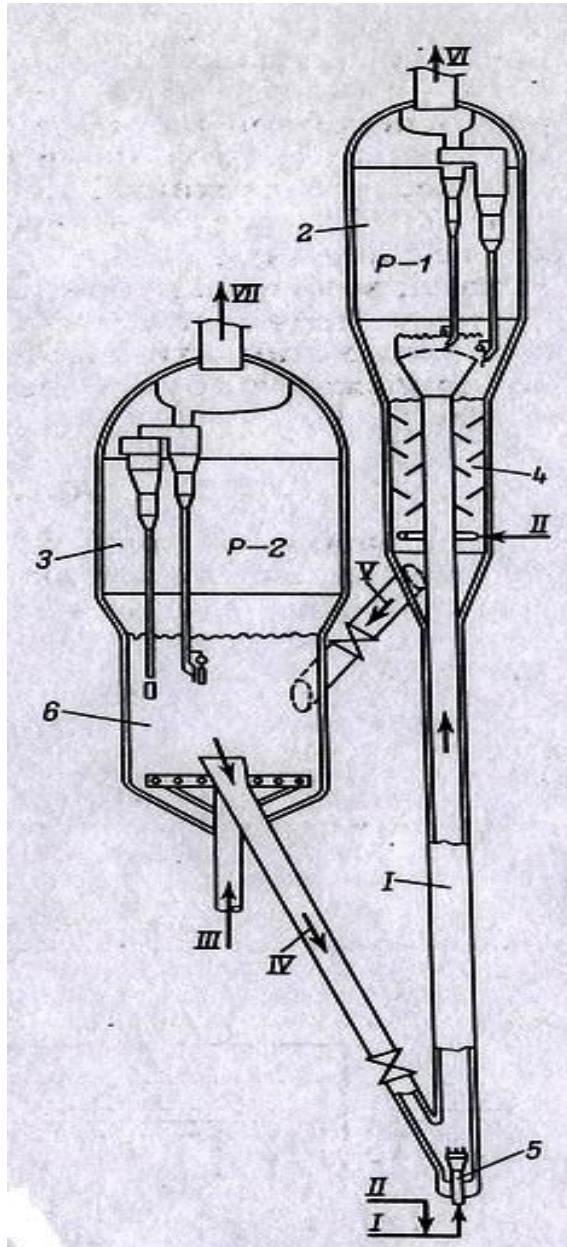
5. Установка каталитического крекинга с лифт – реактором

Схема установки каталитического крекинга с лифт-реактором на микросферическом цеолитсодержащем катализаторе:



1-трубчатая печь; 2-теплообменник; 3-насос; 4-подогреватель воздуха; 5- бункер для катализатора; 6-циклоны; 7-электрофильтр; 8- котел-утилизатор; 9-сепарационная зона реактора; 10-отпарная зона; 11-регенератор; 12-реактор сквознопроточный; 13-холодиль-ник; 14-ректификационная колонна; 15-газовый блок; 16-емкость; 17-отпарная колонна

Схема реакторно-регенераторного блока секции каталитического крекинга



1. прямоточный реактор
- 2, 3. сепарационные камеры
4. десорбер
5. сырьевая форсунка
6. регенерационная камера

- I. сырье
- II. водяной пар
- III. воздух
- IV. регенерированный катализатор
- V. закоксованный катализатор
- VI. продукты крекинга
- VII. дымовой газ

Материальный баланс установки каткрекинга с лифт-реактором

Сырье – вакуумный газойль

Катализатор – цеолитсодержащий

Выход продуктов, % масс.:

ΣC_2 - 3,4

ΣC_3 - C_4 – 12,6

Бензин (C_5 – 205 °С) – 50,0

Легкий газойль – 12,9

Тяжелый газойль – 17,5

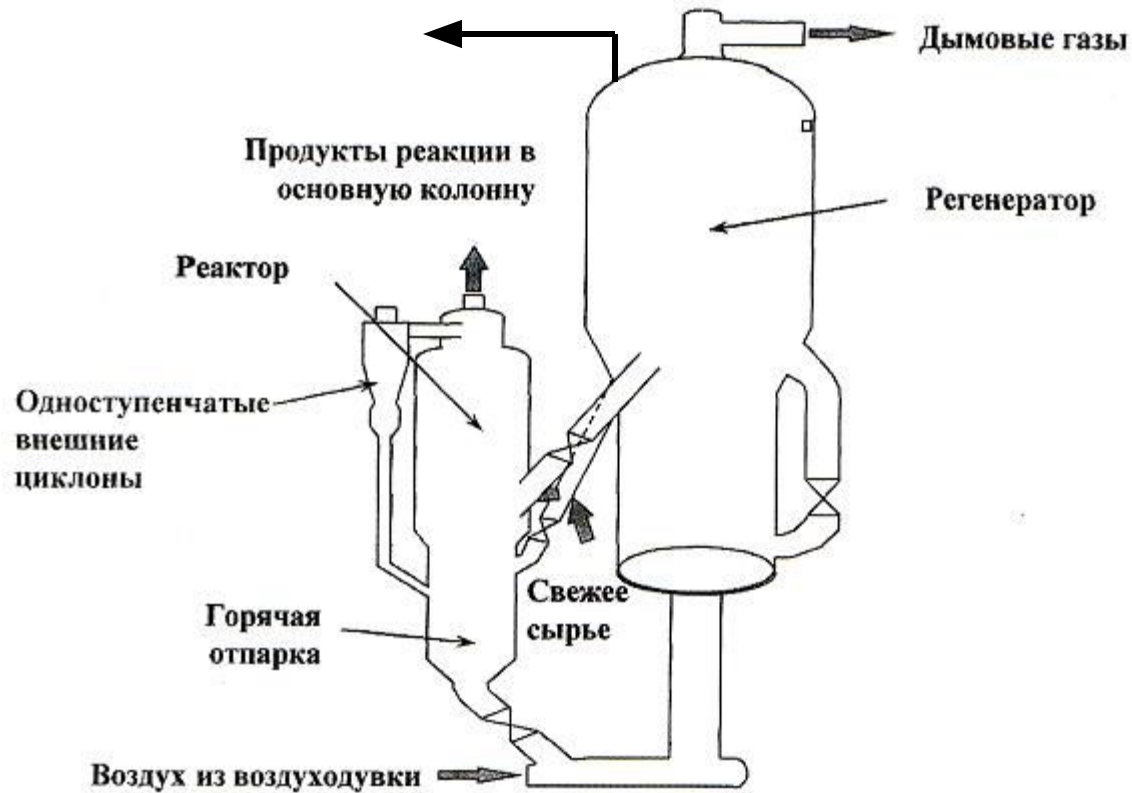
Кокс (выжигаемый) – 3,6

Технологический режим установки каталитического крекинга с лифт-реактором

Температура крекинга, °С	515 - 520
Температура нагрева сырья, °С	240 - 280
Массовая скорость подачи сырья, ч⁻¹	0,8 – 1
Кратность циркуляции	5,5 - 6,0
Давление в реакторе, атм.	1,50
Температура регенерации, °С	650 - 670
Давление в регенераторе, атм.	1,50
Содержание остаточного кокса на катализаторе, % (масс.)	< 0,1

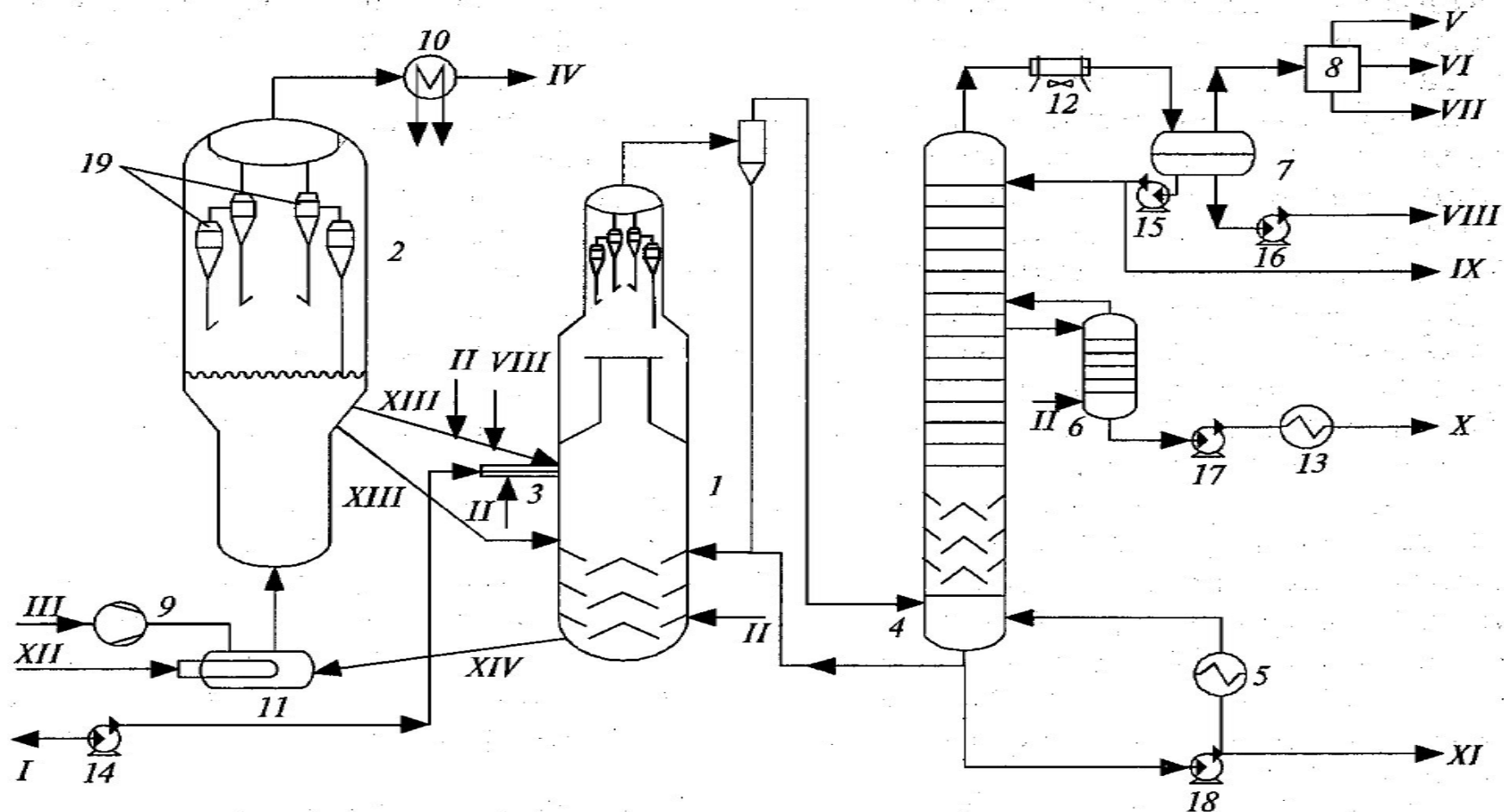
6. Установка Millisecond (MSCC)

Реакторно-регенераторный блок установки Millisecond



Установка Millisecond (MSCC)

Технологическая схема



1-реактор; 2-регенератор; 3-распределитель сырья; 4-ПК; 5-пароподогреватель; 6-циклоныотпарные колонны; 7-сепаратор; 8-секция газодифракционирования; 9-воздушный компрессор; 10-котёл-утилизатор; подогреватель воздуха; 12-АВО; 13-теплообменник; 14-18-насосы; цыклоны

Материальный баланс установки Millisecond

Сырье – вакуумный газойль

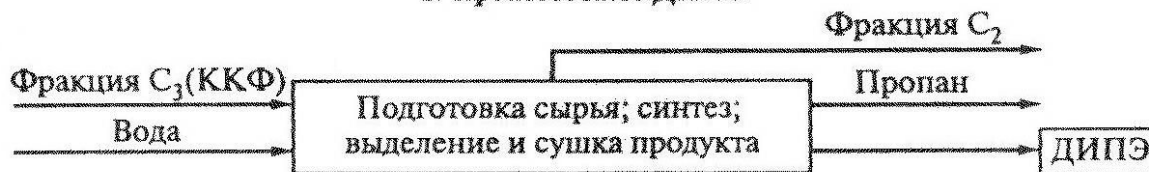
Выход продуктов крекинга	
Фр. C_1-C_2 , % об.	3,6
C_3-C_4 , % об.	20,4
Бензин (фр. C_5 -221°C), % об.	57,0
Легкий каталитический газойль (фр. 221 – 360 °C), % об.	20,6
Тяжелый остаток (>360 °C), % об.	9,0
Кокс (выжигаемый), % масс.	5,5

11. Продукты каталитического крекинга

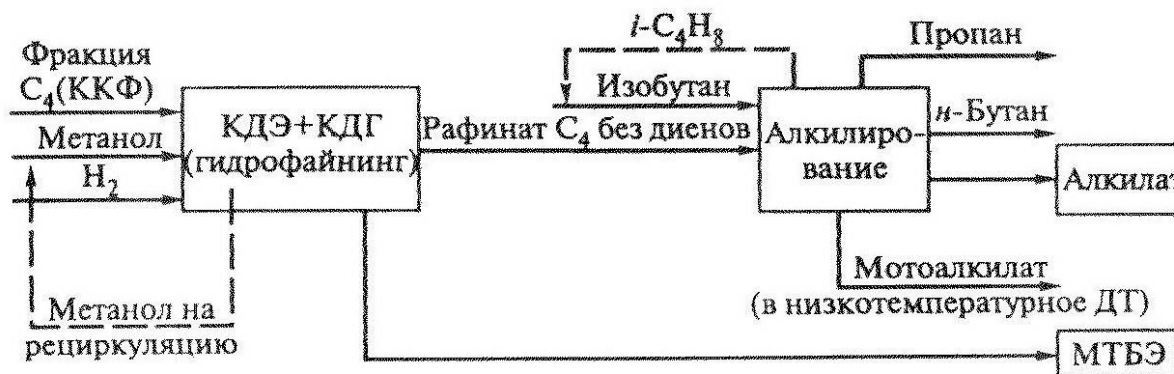


Блок-схемы «облагораживания» бензинов ККФ

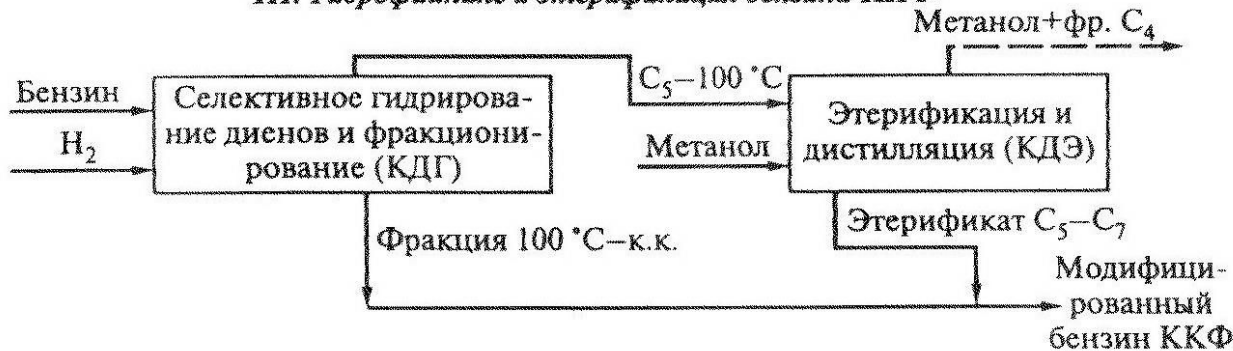
I. Производство ДИПЭ



II. Производство МТБЭ и алкилата



III. Гидрофайнинг и этерификация бензина ККФ



Каталитический риформинг Ч.І

Содержание

1. *Каталитический риформинг. Химизм и термодинамика процесса.*
2. *Катализаторы риформинга.*
3. *Основные факторы процесса.*
4. *Варианты использования процесса риформинга.*

Каталитический риформинг

назначение

преимущество

процесса

Производство высокоароматизированных бензиновых дистиллятов, используемых в качестве высокооктанового компонента или для выделения из них индивидуальных ароматических углеводородов:
бензола, толуола, ксилолов

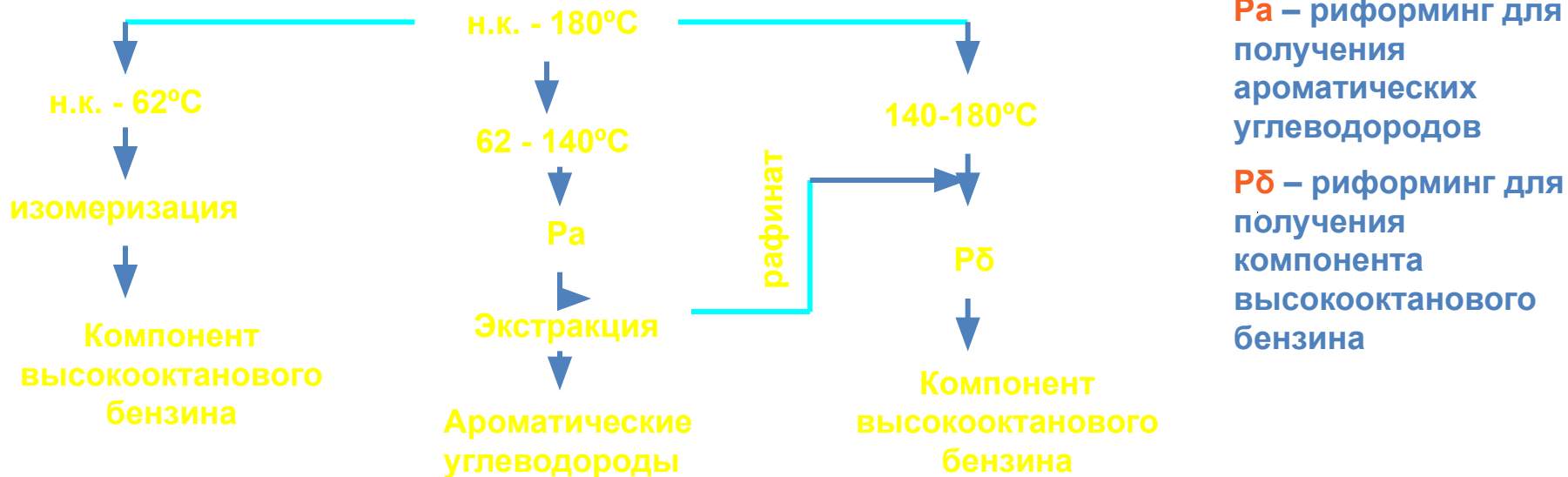
Образование дешевого водородсодержащего газа, необходимого для гидрогенизационных процессов

Варианты использования риформинга с целью производства высокооктанового компонента бензина (I) и АРУ(II)

Вариант I



Вариант II

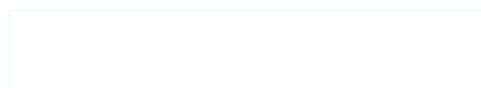


Rα – риформинг для получения ароматических углеводородов

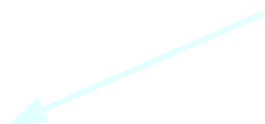
Rδ – риформинг для получения компонента высокооктанового бензина

Типичное изменение группового химического состава бензина при риформинге (% об.)

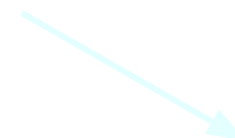
Углеводороды	Сырье	Продукты
Парафиновые	50	35
Нафтеновые	40	10
Ароматические	10	55



Целевые реакции, приводящие к образованию ароматических углеводородов



Дегидрирование, дегидрирование и изомеризация нафтеновых углеводородов



Дегидроциклизация, дегидроциклизация и изомеризация парафиновых углеводородов

Термодинамика риформинга

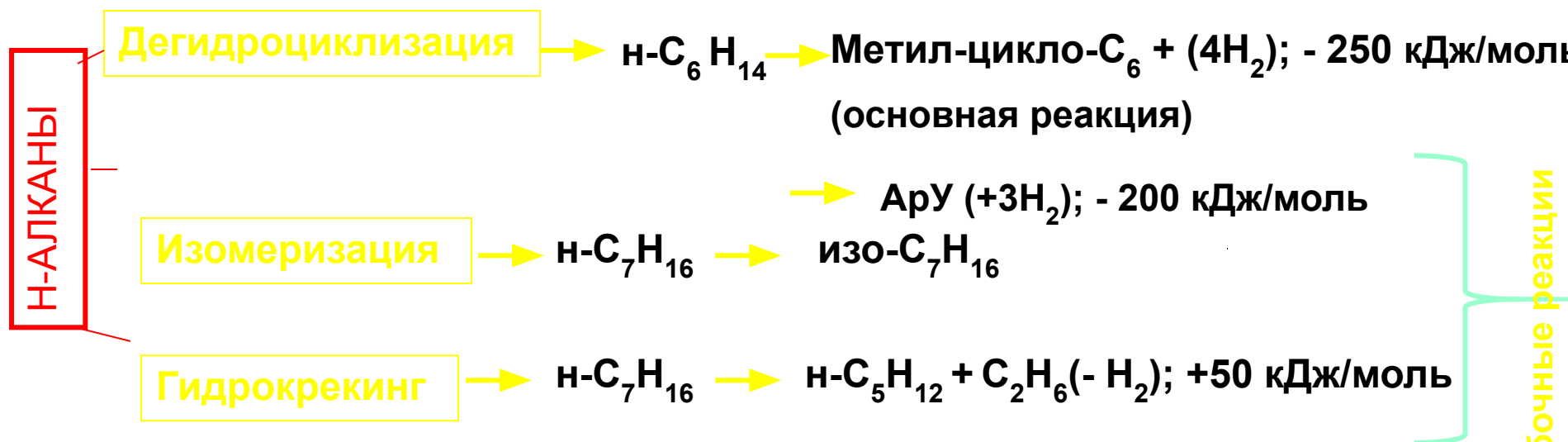


тепла

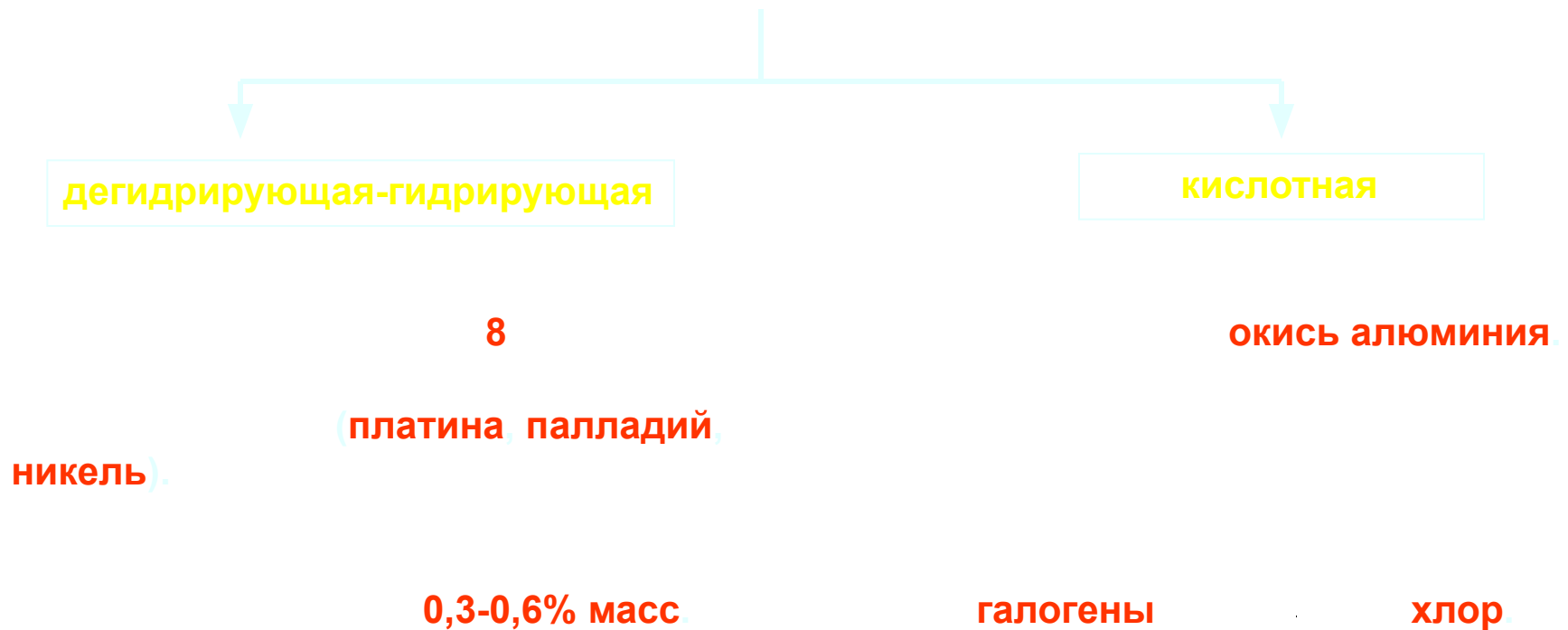


250-630

Реакции, протекающие при риформинге



Катализаторы риформинга



Бифункциональные катализаторы

Основные компании – производители катализаторов – UOP (США), AXENS (Франция), Criterion (США), Промкатализ (Россия), Роснефть-Ангарск (Россия)

- **двухфункциональные катализаторы** :
дегидрирующую-гидрирующую + кислотную
- **катализаторы с промоторами**
платино-иридиевые **платино-рениевые**

Условия успешной эксплуатации биметаллических катализаторов:

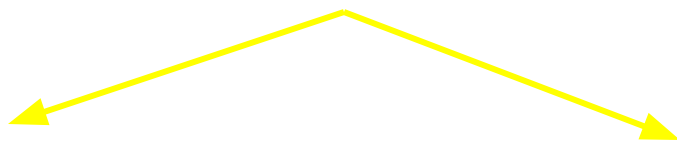


Схема совершенствования катализаторов риформинга

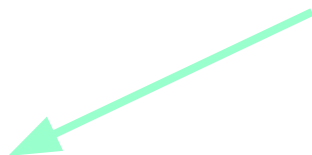
Монометаллические

Для полурегенеративного процесса высокого давления



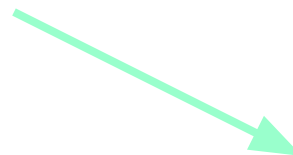
Биметаллические

Давление от высокого до среднего, полурегенеративный процесс



Полурегенеративный процесс

Биметаллические, давление от среднего до низкого



Платформинг CCR

Биметаллические, низкое давление

Свойства катализаторов риформинга

Показатели	Ед. измерен.	ПР-51 Россия	REF-23 Россия	R-86 (UOP) (США)	RG-682 Axens (Франция)
Давление в реакторе последней ступени	МПа	1,3-1,5	2,0-2,5	1,3-1,5	1,3-1,5
ОЧ стабильного катализата	ИМ	98-100	95-96	98-100	98-100
Содержание в катализате: Ароматических углеводородов В том числе бензола, не более	%масс. %масс.	67-70 1,0	63-65 1,5	67-70 2,0	67-70 1,5
Содержание: Pt	%масс.	0,23	0,25	0,25	0,30
Re	%масс.	0,30	0,40	0,40	0,40
Удельная поверхность	м ² /г	250	250	180	210
Объем пор	см ³ /г	0,65	0,8	0,38	0,61
Диаметр	мм	1,6	1,8	1,6	1,6
Насыпная плотность	кг/м ³	680	700	730	690
Кэффициент прочности	Н/мм	130-150	120-140		

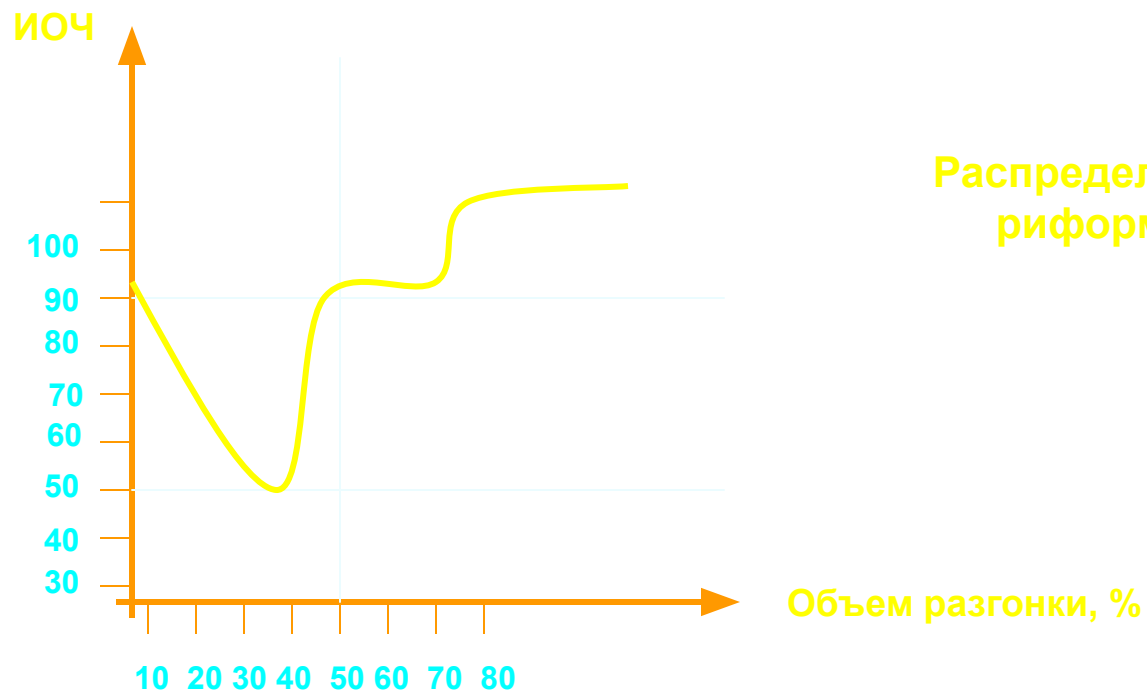
Сырье риформинга

серы

азота

85-180°C

кислорода



Распределение ИОЧ в типичном риформате по данным IFP

Риформинг на различных видах сырья

	Парафиновое сырье	Нафтеное сырье
	200 – 390 °F	200 – 390 °F
Содержание, % (об.) в сырье:		
парафинов	68,6	32,6
нафтенов	23,4	55,5
ароматических углеводородов	8,0	11,9
серы, ppm	0,2	0,2
азота, ppm	0,5	0,5
Давление в реакторах, атм	6,3	14,0
Выход риформата, % (об.)	80,1	84,7
Октановое число риформата (и.м.)	98	100
Содержание в риформате, % (об.)		
парафинов	32,4	27,5
нафтенов	1,1	2,6
ароматических углеводородов	68,5	69,9

Основные факторы процесса

Температура, $T^{\circ}\text{C}$, 475-515

увеличение

Давление, P , МПа 1,5-3,5

снижение

Ф И Н Е Л И Т О В У

Объемная скорость
подачи сырья, V^{-1} 1,3-2,0

увеличение

Промышленные установки риформинга.

Содержание

1. *Классификация установок*
2. *Промышленная установка риформинга со стационарным слоем катализатора*
3. *Промышленная установка риформинга с движущимся слоем катализатора (CCR)*
4. *Процесс октанайзинг*
5. *Процесс дуалформинг*
6. *Основные показатели риформинга*
Материальный баланс
7. *Экстракция ароматических углеводородов*
8. *Цеоформинг*

Промышленные установки

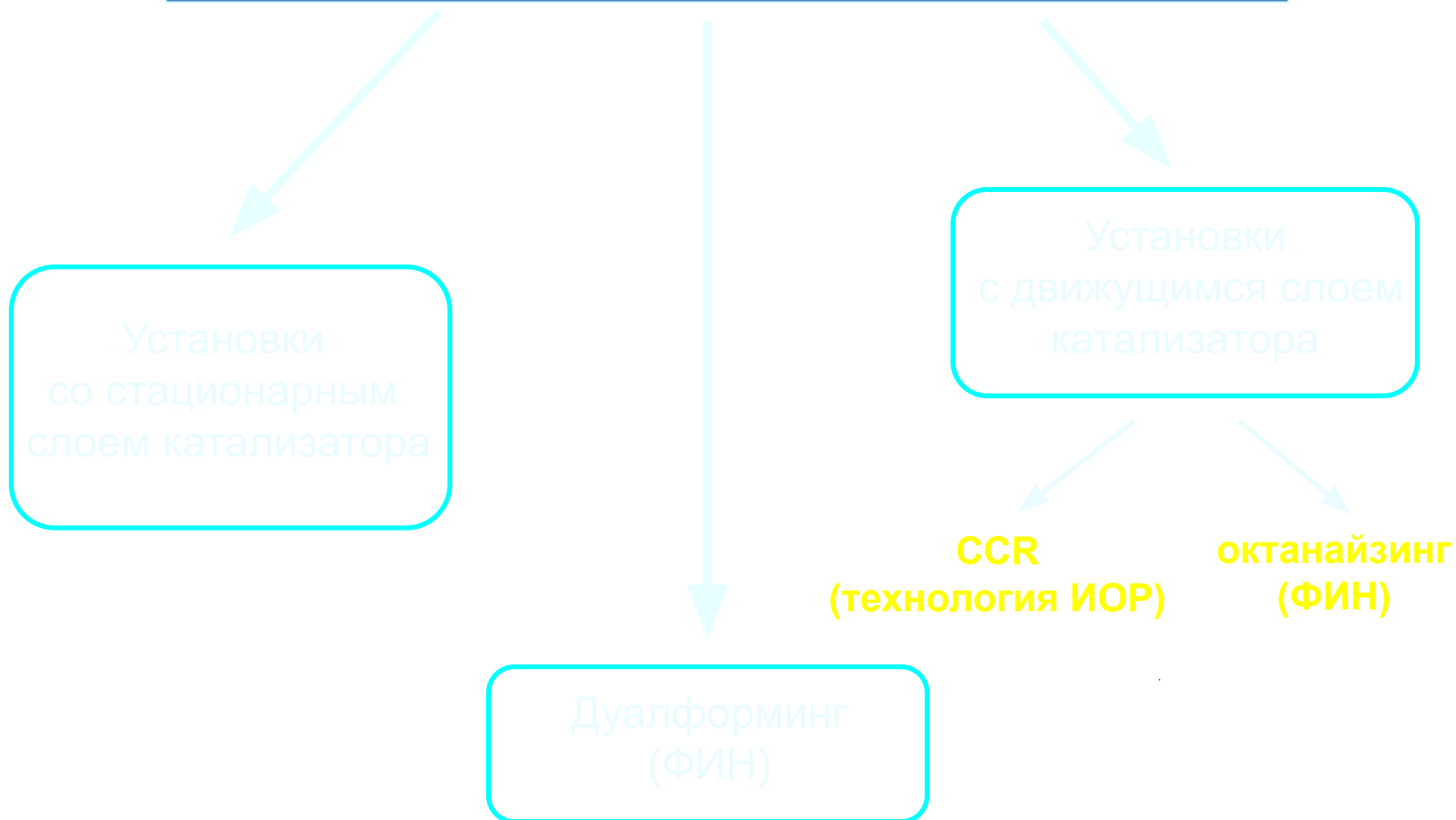
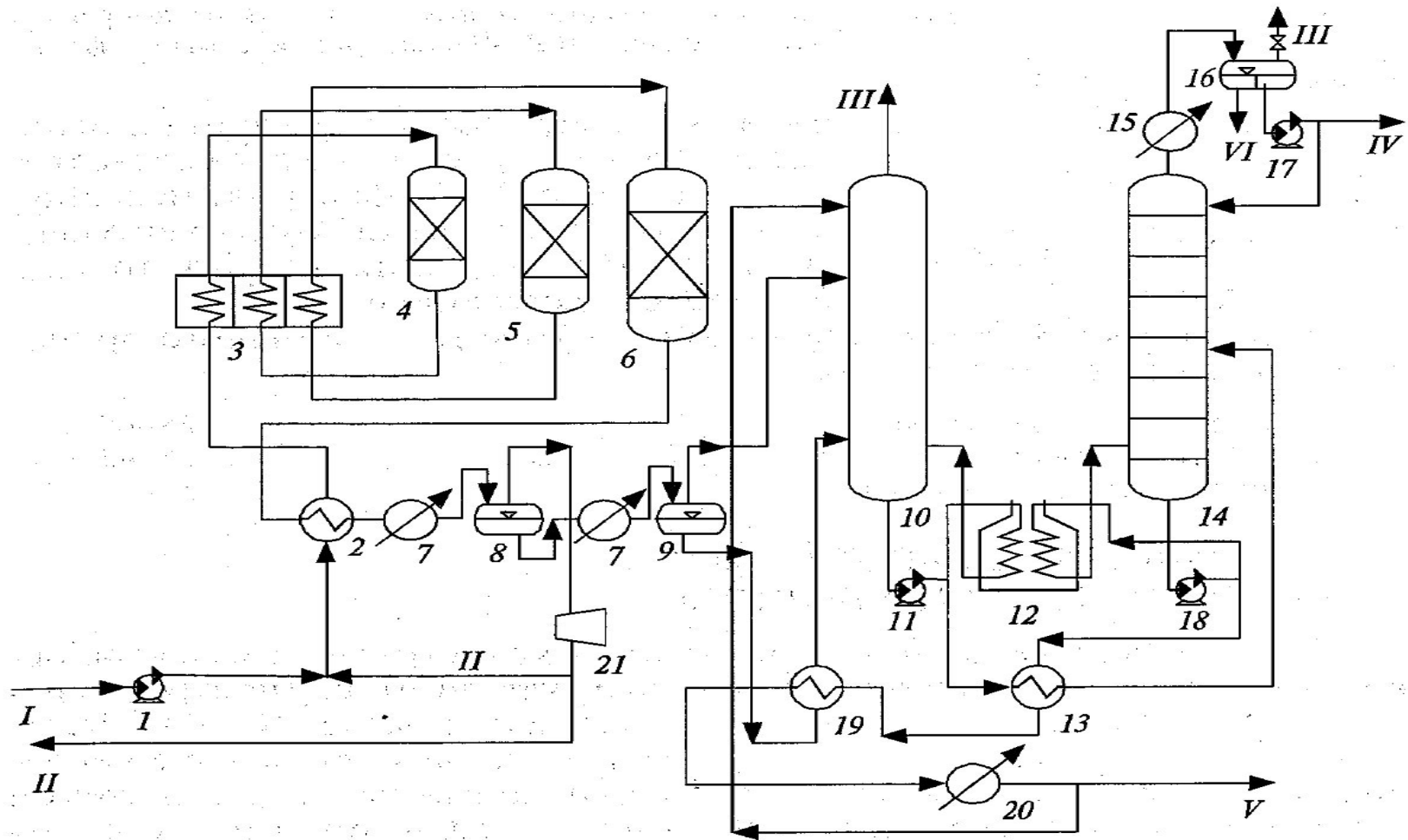
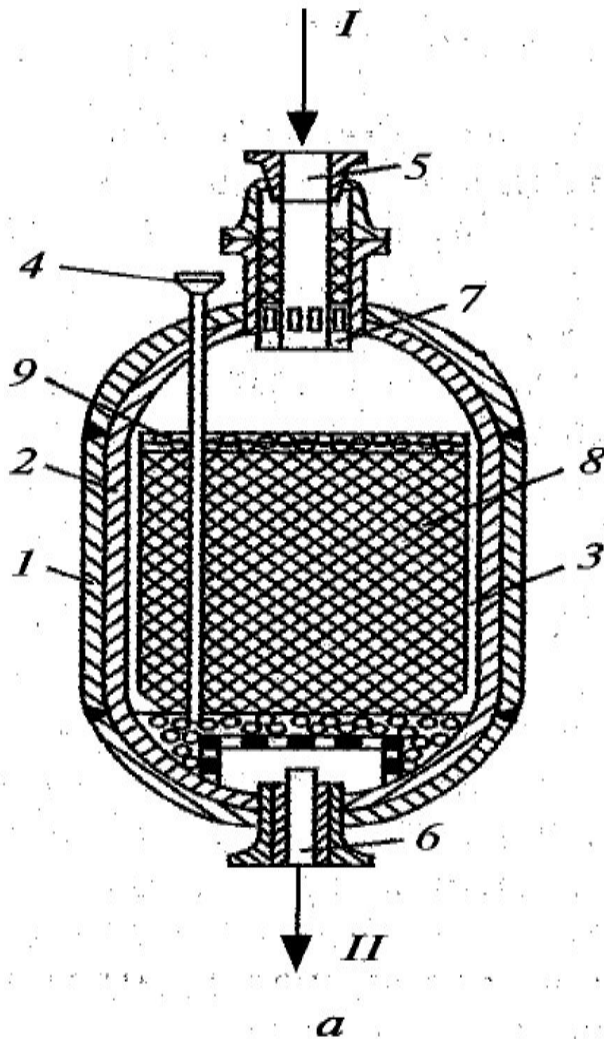


Схема установки каталитического риформинга на стационарном катализаторе



1,11,17,18 – насосы; 2,13,19 – теплообменники; 3 – многосекционная печь; 4-6 – реакторы; 7,15,20 – холодильники; 8,9 – сепараторы; 10,14 – колонны; 12 – печь; 16 – ёмкость; 21 – компрессор

Реактор установки каталитического риформинга (осевой ввод газо-паровой смеси)



1 – корпус;

2 – футеровка;

3 – перфорированный стакан с сеткой;

ШТУЦЕРА:

4 – для термопары;

5 – для ввода сырья;

6 – для вывода газопродуктовой смеси;

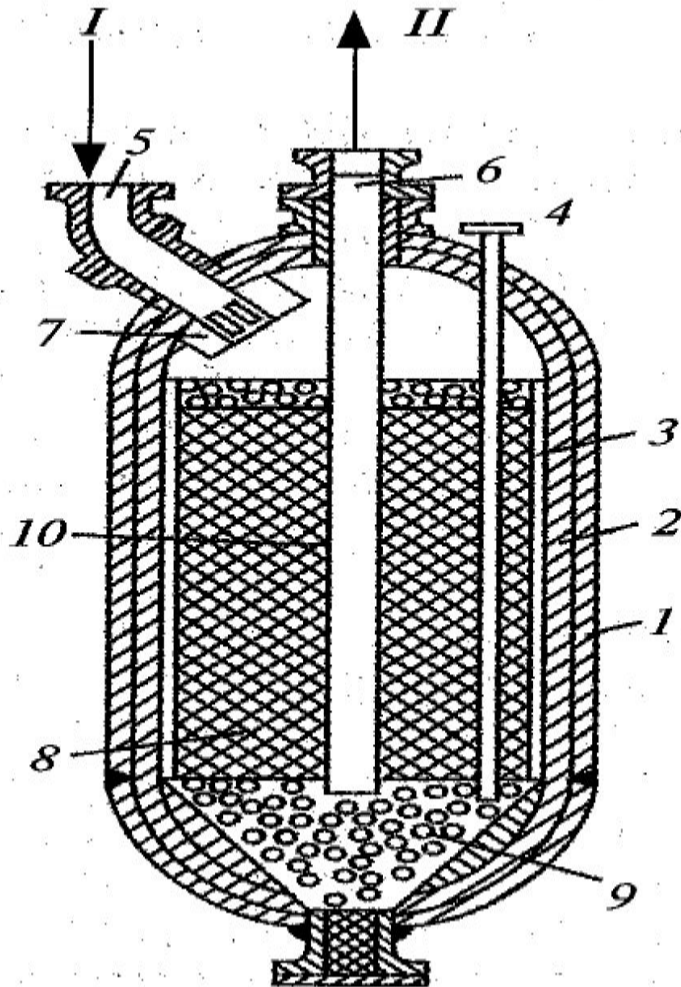
7 – распределитель;

8- катализатор

9- фарфоровые шары

10- перфорированная труба с сеткой

Реактор риформинга (с радиальным вводом газо-паровой смеси)



1 – корпус;

2 – футеровка;

3 – перфорированный стакан с сеткой;

ШТУЦЕРА:

4 – для термопары;

5 – для ввода сырья;

6 – для вывода газопродуктовой смеси;

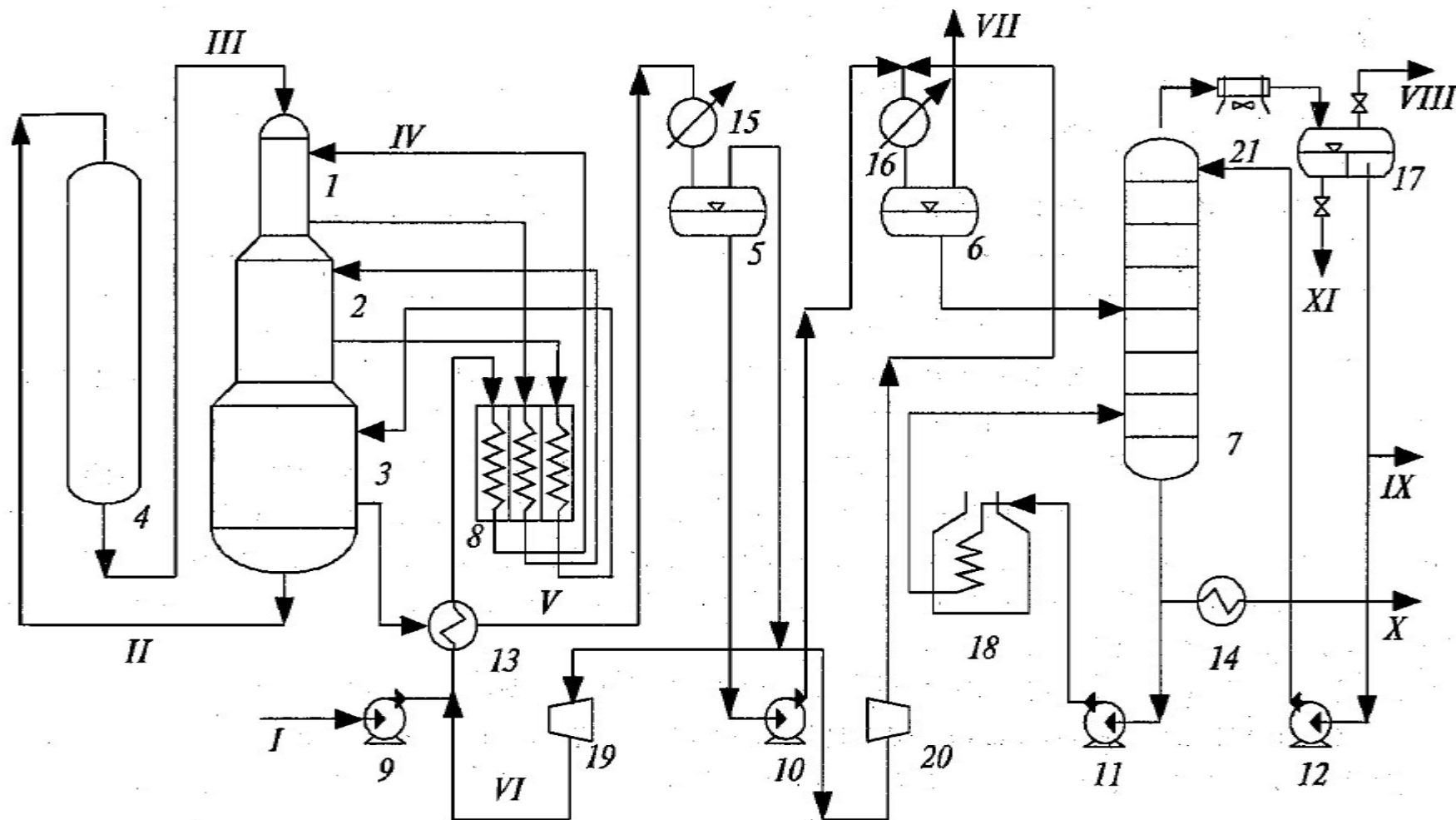
7 – распределитель;

8- катализатор

9- фарфоровые шары

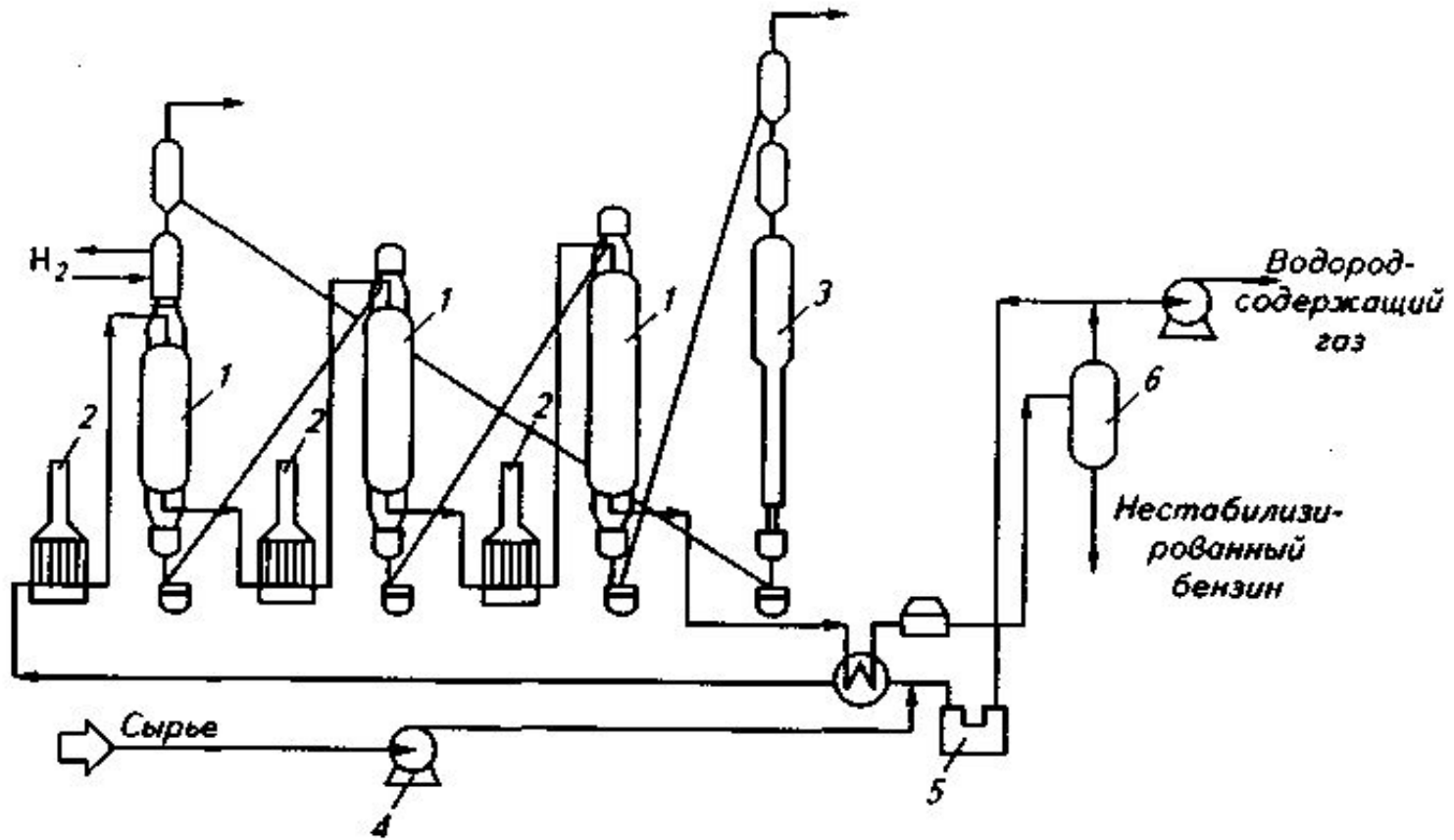
10- перфорированная труба с сеткой

Технологическая схема установки риформинга UOP с движущимся слоем катализатора (CCR)



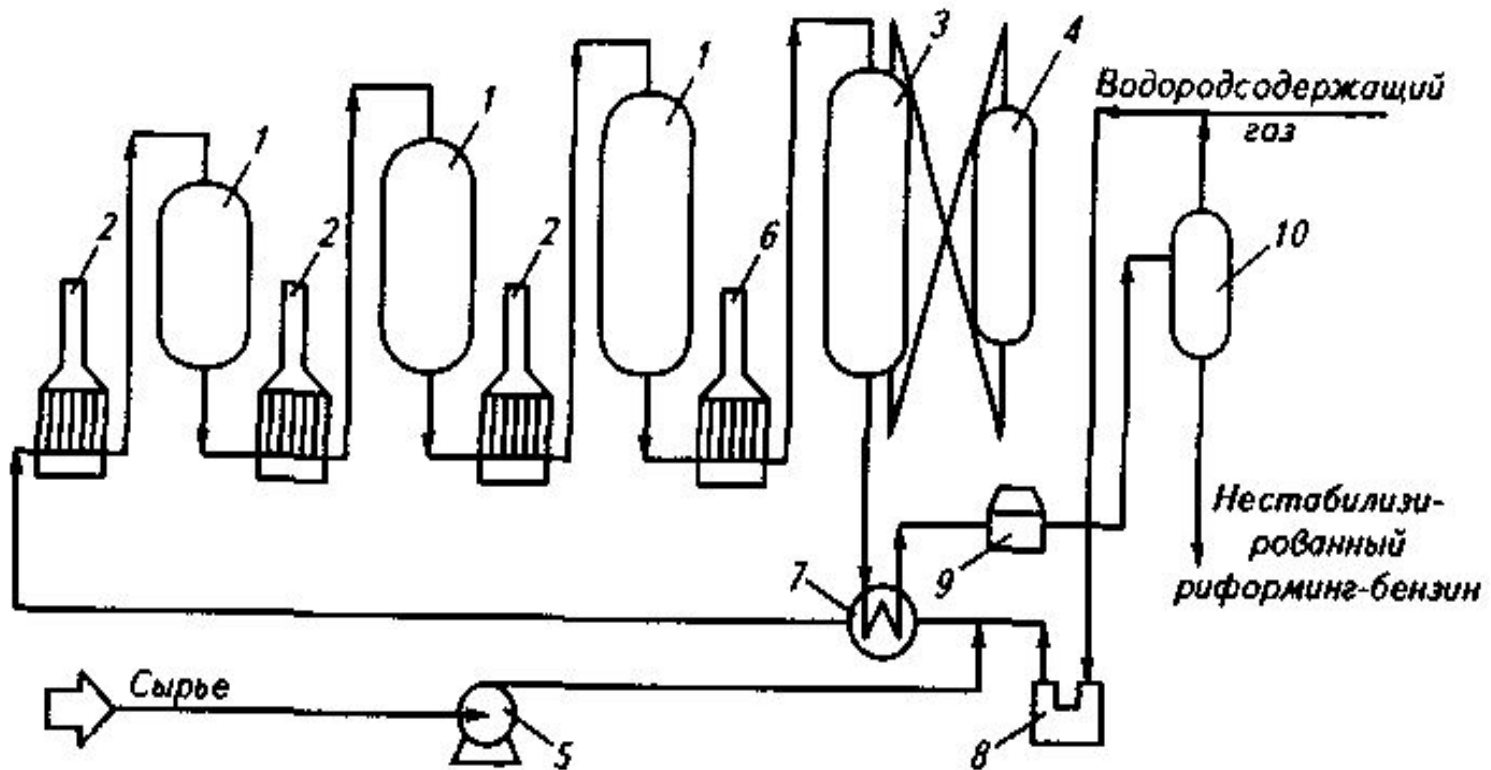
1 – 3 – реакторы; 4 – регенератор катализатора; 5,6-сепараторы высокого и низкого давления; 7- стабилизационная колонна;8-многосекционная печь; 9-12– насосы; 13,14- теплообменники; 15,16-холодильники; 17- ёмкость; 18-печь; 19-АВО

Схема процесса октанайзинг



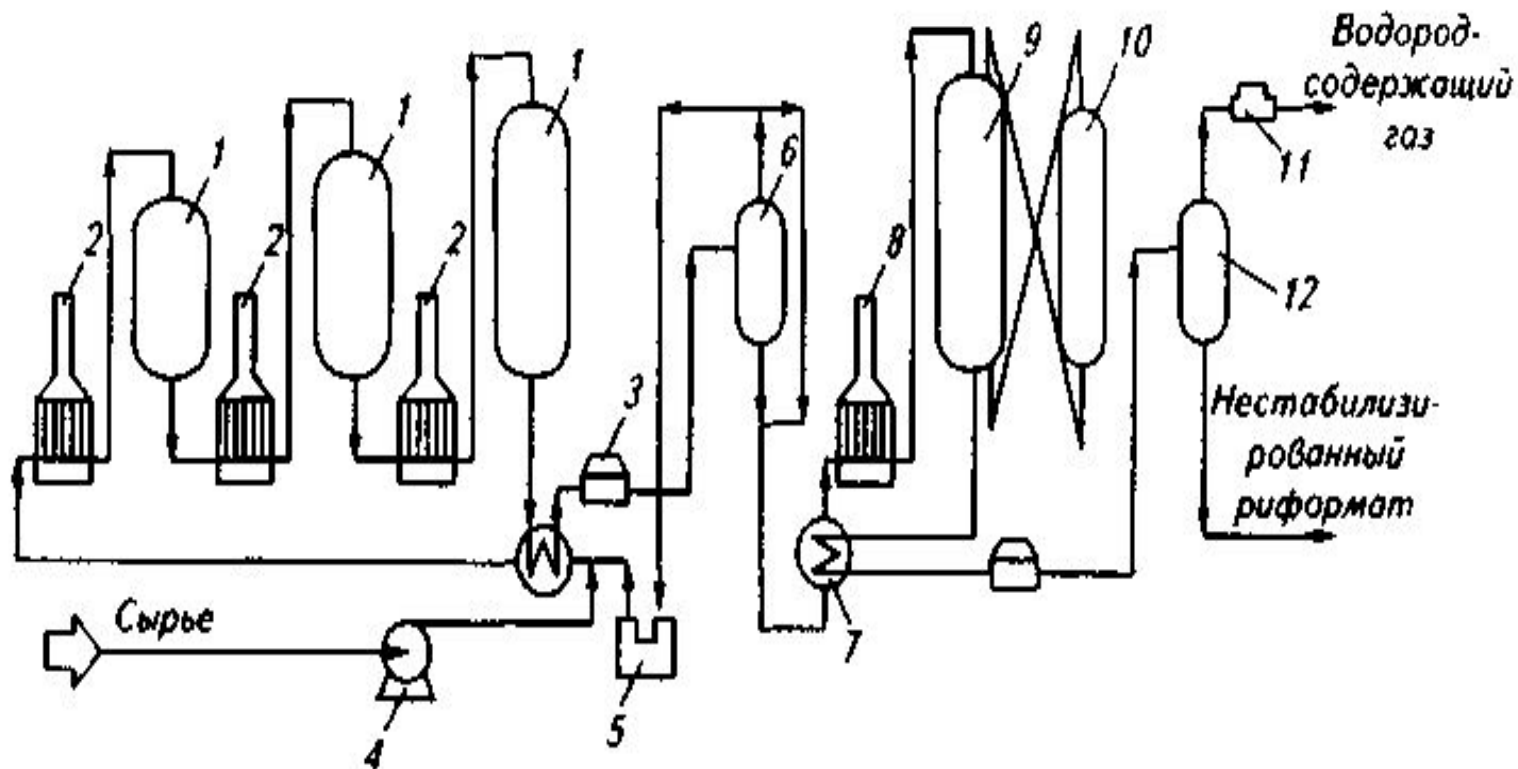
- 1- реакторы; 2 – печи; 3 – регенератор; 4 – сырьевой насос;
5 – рециркуляционный компрессор; 6 - сепаратор

Схема процесса дуалформинг



- 1 – действующие реакторы; 2 – действующие печи; 3 – новый реактор; 4 – регенератор; 5 – сырьевой насос; 6 – новая печь; 7 – новый теплообменник сырье / продукт; 8 – рециркуляционный компрессор; 9 – воздушный холодильник; 10 – сепаратор.

Схема процесса дуалформинг плюс



1 – действующие реакторы; 2 – действующие печи; 3 – воздушный холодильник; 4 – сырьевой насос; 5 – рециркуляционный компрессор; 6 – сепаратор; 7 – новый теплообменник сырье / продукт; 8 – новая печь; 9 – новый реактор; 10 – регенератор; 11 – новый компрессор; 12 – новый сепаратор.

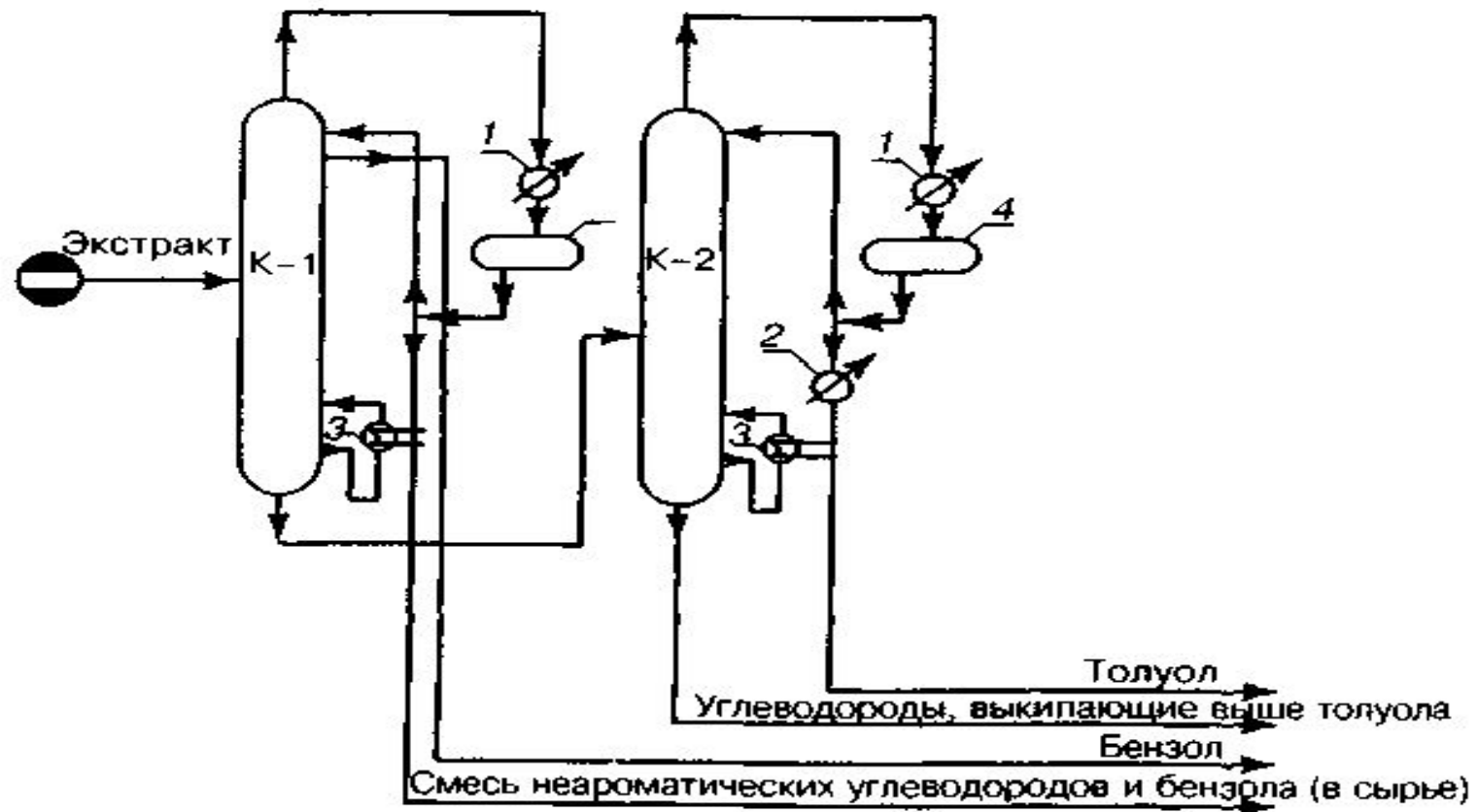
Основные показатели риформинга

Температура, °С	495-540
Давление, МПа	0,9-1,2
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,8-1,9
Кратность циркуляции водородосодержащего газа, м ³ /м ³	800-900
Распределение катализатора по реакторам	1:2:4
Октановое число продукта (и.м.)	100
Содержание ароматических углеводородов в продукте, % (об.)	55-58

Выход продуктов риформинга

Показатель	% масс.
<u>Поступило:</u>	
сырье(85-180 ⁰ С)	100,0
<u>Получено:</u>	
Катализат	82,3
Углеводородный газ	7,4
Газ стабилизации	4,5
Водородсодержащий газ	5,8
<u>Итого:</u>	100,0

Принципиальная схема блока экстракции



1 – холодильники-конденсаторы; 2 – водяной холодильник;
3 – рибойлеры; 4 – ёмкости.

Показатели блока экстракции

<u>Отношение ДЭГ / ТЭГ*:</u> растворитель : сырье, %(об.) рисайкл : сырье, %(об.)	11,7:1/7,8:1 0,48:1/0,43:1
<u>Температура на входе в экстракционную колонну, °С:</u> сырье рисайкл	149/147 148/147
<u>Давление в экстракционной колонне, МПа:</u>	0,8/0,8
<u>Температура в отгонной колонне, °С:</u> вверху внизу	110/109 149/148
<u>Содержание воды в растворителе, %(по массе):</u>	10,2/9,5
<u>Извлечение, %(по массе) от потенциального содержание в катализате:</u> бензола толуола	>90/>90 >95-98/95-98

Цеоформинг

Катализатор	Цеолитсодержащий без благородных металлов
Давление, МПа	1,6
Температура, °С	360 - 480
ИОЧ бензина	95

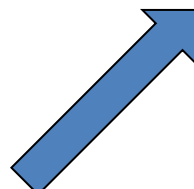

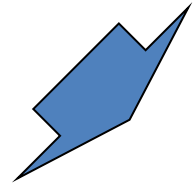
Изомеризация парафиновых углеводородов

Содержание

- 1. Назначение, термодинамика и химизм процесса.*
- 2. Катализаторы, сырье и основные факторы процесса.*
- 3. Промышленная установка. Классификация. Схемы процесса изомеризации.*
- 4. Высокотемпературная изомеризация. Основные показатели. Схема процесса. Материальный баланс.*
- 5. Среднетемпературная изомеризации. Схема процесса. Основные показатели.*
- 6. Низкотемпературная изомеризации. Схема процесса. Основные показатели.*
- 7. Изомеризация н-бутана. Схема процесса.*

Изомеризация легких n-парафинов.

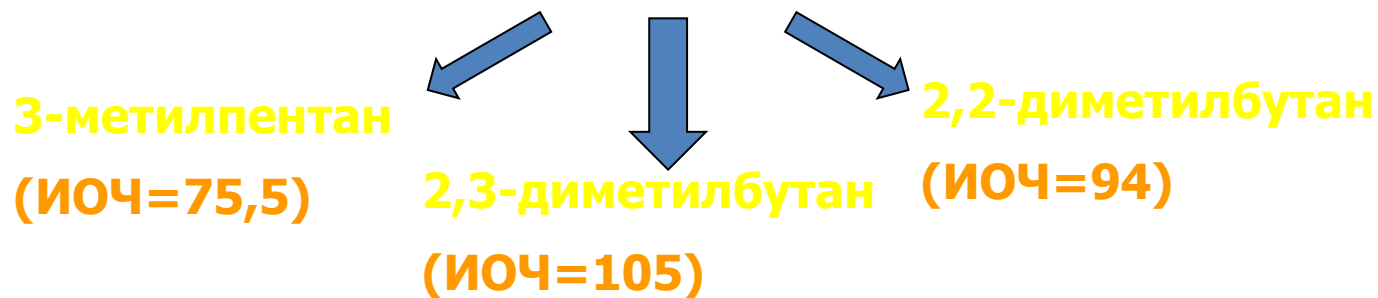
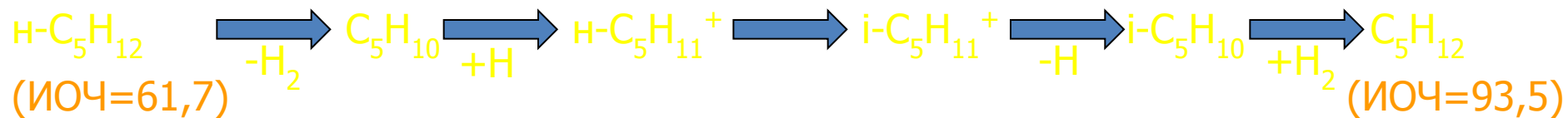
**Назначение
процесса**

-  **Повышение октанового числа легких бензиновых фракций**
-  **Получение изобутана, как сырье процесса алкилирования, синтеза МТБЭ и бутилкаучука**
-  **Получение изопентана для синтеза изопренового каучука**

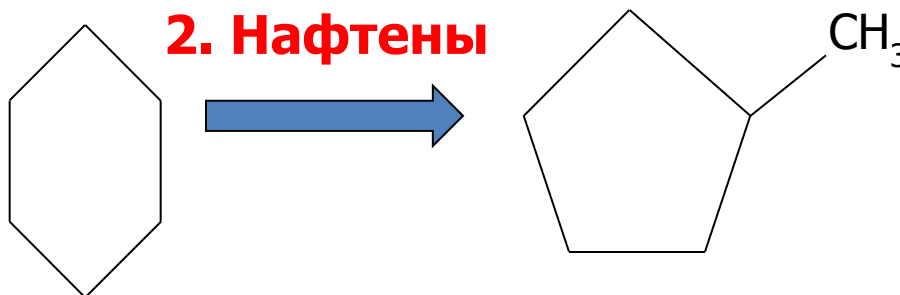
Термодинамика и химизм процесса

Экзотермическая реакция (+6-8 кДж/моль)

1. Парафины



2. Нафтенy



Циклогексан
(ИОЧ=84)

Метилциклопентан
(ИОЧ=96)

Основные факторы процесса

Сырье – фракция нк-62°С или н-С₅-С₆ или н-С₄

T, °C

100-400 °C

С увеличением температуры скорость изомеризации проходит через максимум

P, МПа

1,6 – 4,0 МПа

Повышение давления снижает степень превращения, но увеличивает селективность изомеризации

Объемная скорость, ч⁻¹

0,8 – 3,0 ч⁻¹

Увеличения объемной скорости требует повышения температуры

Параметры и основные характеристики процесса изомеризации для различных типов катализаторов

Наименование показателей	Наименование катализатора		
	Pt на цеолите	Pt на Al ₂ O ₃ - CL	Pt на ZrO ₂ – SO ₄ ²⁻
1	2	3	4
температура, °C	250 - 280	120 - 220	170 - 200
давление, МПа	1,6 – 3,0	2,1 – 4,0	2,8 – 3,0
объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,0 – 3,0	0,8 – 3,0	1,5
мольное соотношение H ₂ : сырье	1:4	1:4	1:3
Выход изомеризата на сырье, % масс.	93 – 97	98	98 - 99
Октановое число изомеризата, МОЧ	80 – 82	83 – 84	83 – 84
Содержание примесей в сырье (не более):			
-сера, ppm	0,5	0,5	10
-влаги, ppm	10	0,1 – 0,5	100

Промышленные установки изомеризации легких n-парафинов

Установки высоко- Температурной изомеризации

T-360-440 °C

P= 3,5-3,9 МПа

объемная 0,6-2,0 ч⁻¹
скорость

катализатор – Pt на Al₂O₃

Установки средне- температурной изомеризации

T-230-380 °C

P= 1,6-3,0 МПа

объемная 1,0-3,0 ч⁻¹
скорость

катализатор – Pt на цеолите

Установки низко- температурной изомеризации

T-120-200 °C

P= 2,1-4,0 МПа

объемная 0,8 – 3,0 ч⁻¹
скорость

катализатор : Pt на Al₂O₃ – Cl⁻
или

Pt на ZrO₂-SO₄⁻²

Схемы процесса изомеризации

I. Базовые схемы без рециркуляции (за проход)

1. Без блока выделения изопентановой фракции из сырья



2. С блоком выделения изопентановой фракции из сырья



II. Базовые схемы с рециркуляцией

1. С рециркуляцией фракции n-пентана



2. С рециркуляцией n-пентана и n-гексана

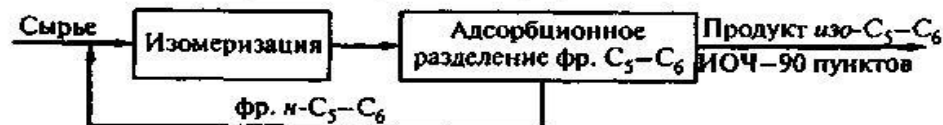


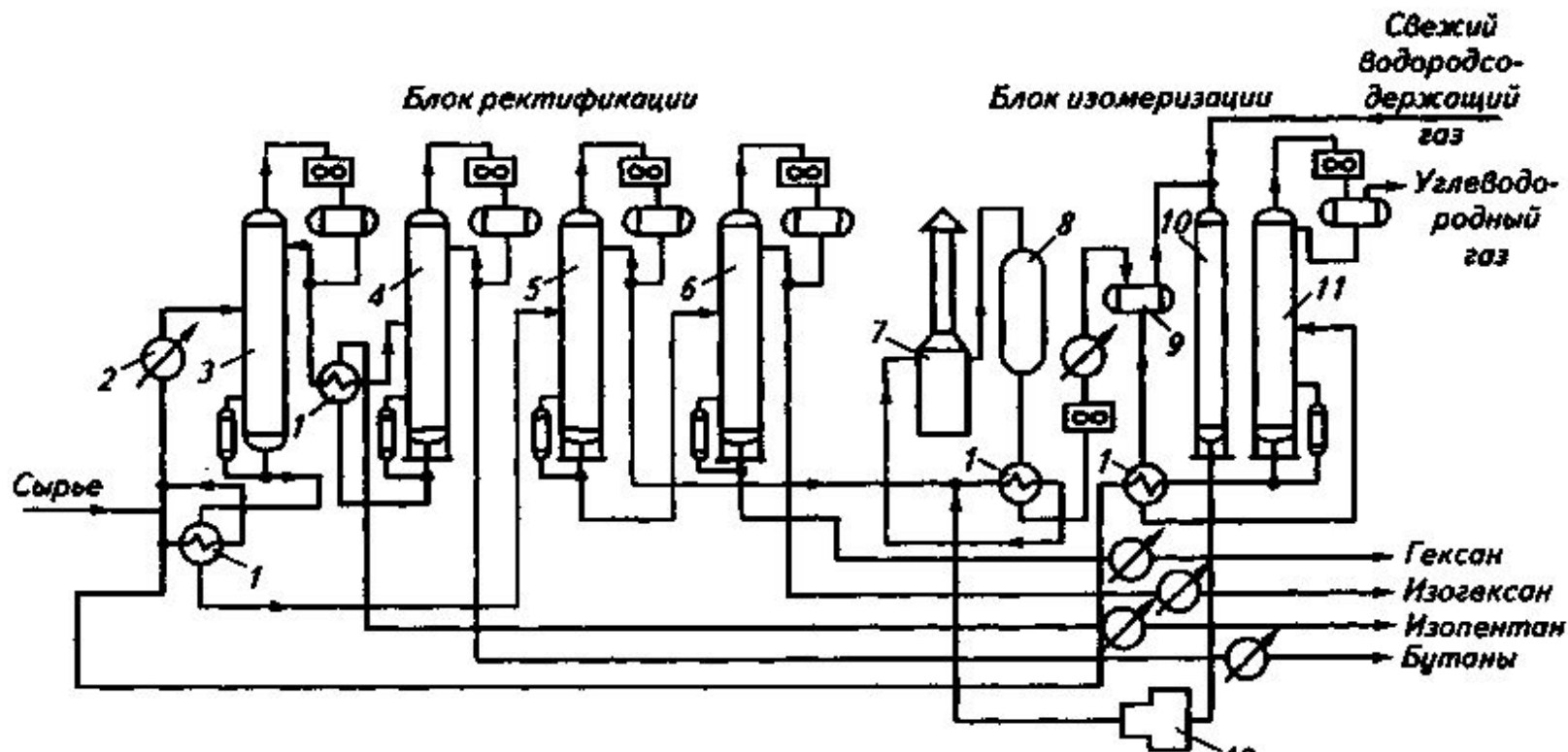
III. Схемы с адсорбционным выделением n-пентана и n-гексана

1. Адсорбционное разделения сырьевого потока



2. Адсорбционное разделение продуктового потока

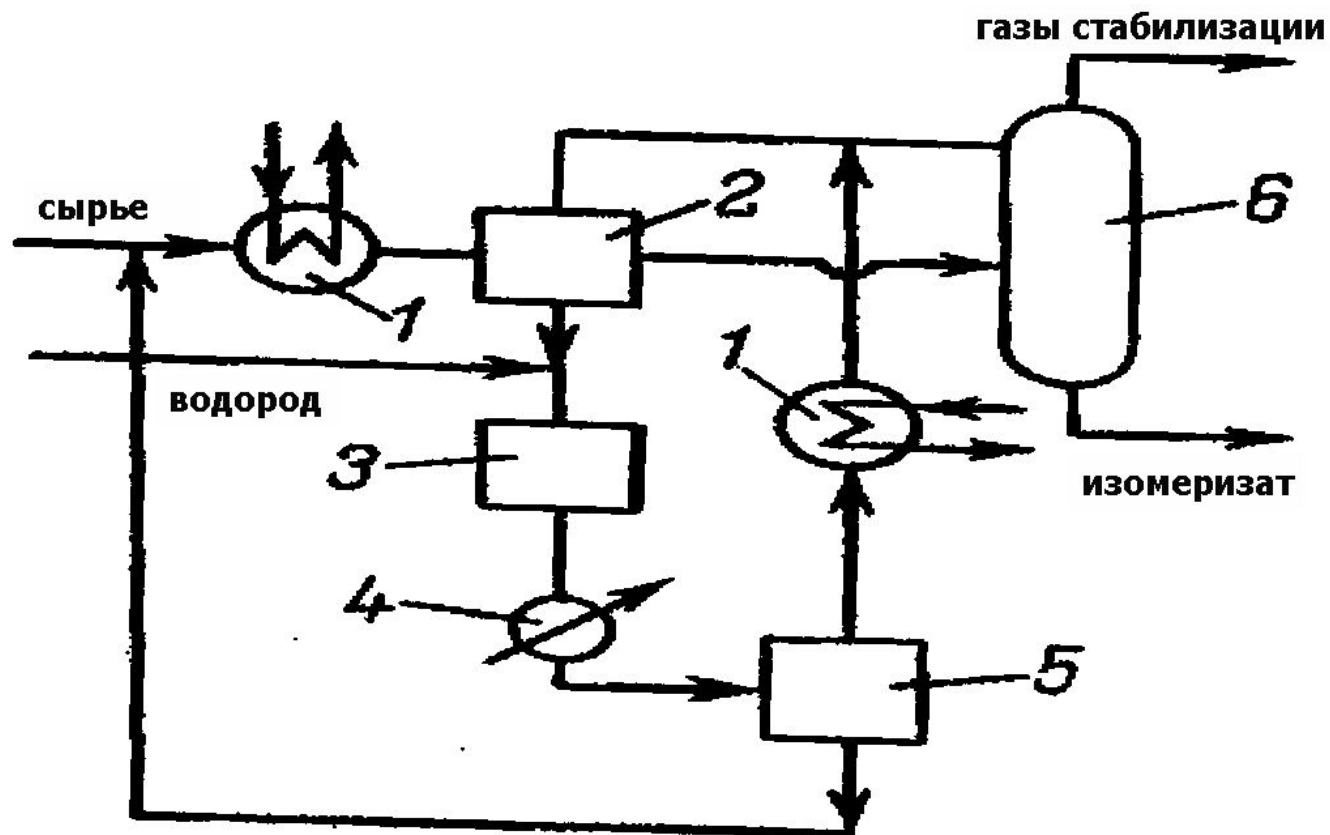




1 – теплообменник; 2 – холодильник; 3 – изопентановая колонна; 4 – бутановая колонна; 5 – пентановая колонна; 6 – изогексановая колонна; 7 – печь; 8 – реактор; 9 – сепаратор; 10 – адсорбер; 11 – стабилизационная колонна; 12 – компрессор.

<u>Поступило:</u>	<i>% масс.</i>
Фракция нк - 62	100,0
Водородсодержащий газ	0,8
В том числе водород	(0,22)
<u>Всего:</u>	100,8

<u>Получено:</u>	<i>% масс.</i>
Углеводородный газ	1,6
Бутаны	15,3
Изопентан	53,4
Изогексан	22,1
Гексан	6,9
Потери	1,5
<u>Всего:</u>	100,8

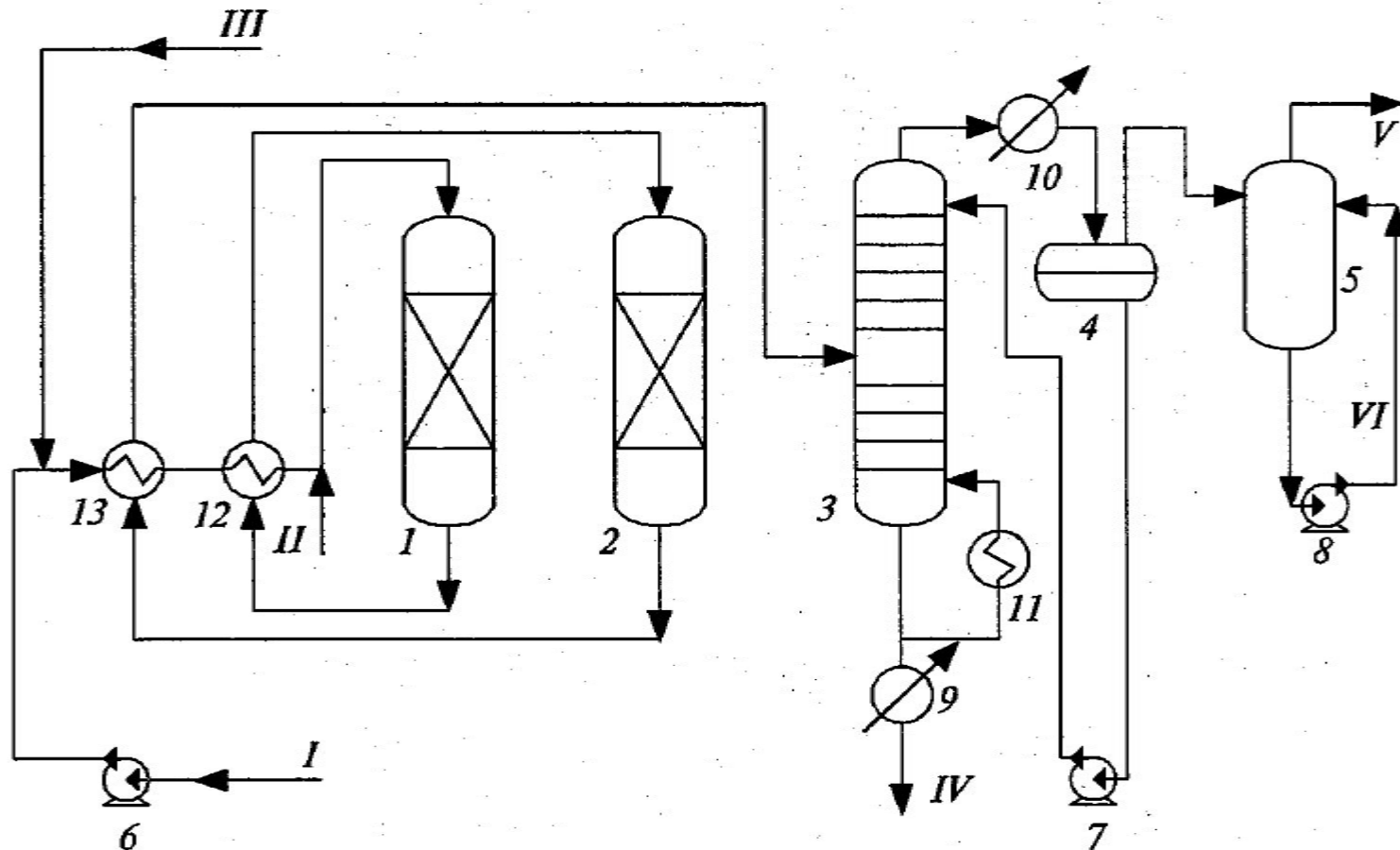


1-подогреватели; 2- секция разделения изо – и н-парафинов на цеолитах;
 3-реактор изомеризации; 4-холодильник; 5- секция разделения десорбента
 и продуктов реакции; 6- колонна стабилизации.

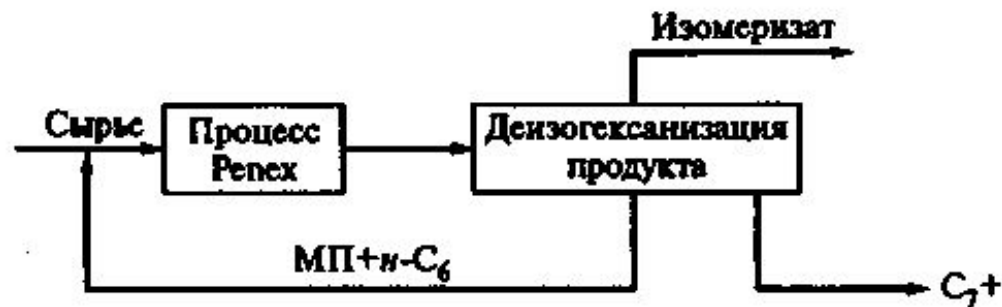
Наименование	Hysomer, Shell	ISOPAR, SUD-CHEMIE	FIN
Катализатор	Pt/цеолит	Pt/цеолит	Pt/цеолит
Содержание Pt, %	0,4	0,3-0,4	0,3-0,4
Температура процесса, °C	250-280	250-280	250-280
Давление, МПа	2,0-3,0	2,0-3,0	2,0-3,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1-2	1-2	1-2
Прирост октанового числа по отношению к сырью	6-8	6-8	6-8
Октановое число изомеризата	79-82	79-82	79-82
Выход изомеризата на сырье C ₅ -C ₆ , % масс.	95-97	95-97	95-97

Показатели	Сырье	Выход и качество продуктов
Плотность	0,6600	-
ИОЧ (без ТЭС) фракция C ₅ и выше	68	79
Выход фракции C ₅ и выше, % масс.	-	97
Пределы кипения, °C	32-77	-
Массовая доля, %		
Бутаны	0,5	2,4
Изопентаны	15,3	27,6
н-Пентан	23,8	14,6
Диметилбутан	2,7	13,2
Метилпентаны	22,4	26,5
н-гексан	22,4	9,7
Циклические C ₅ /C ₆	9,2	6,0
Бензол и C ₇	3,7	-

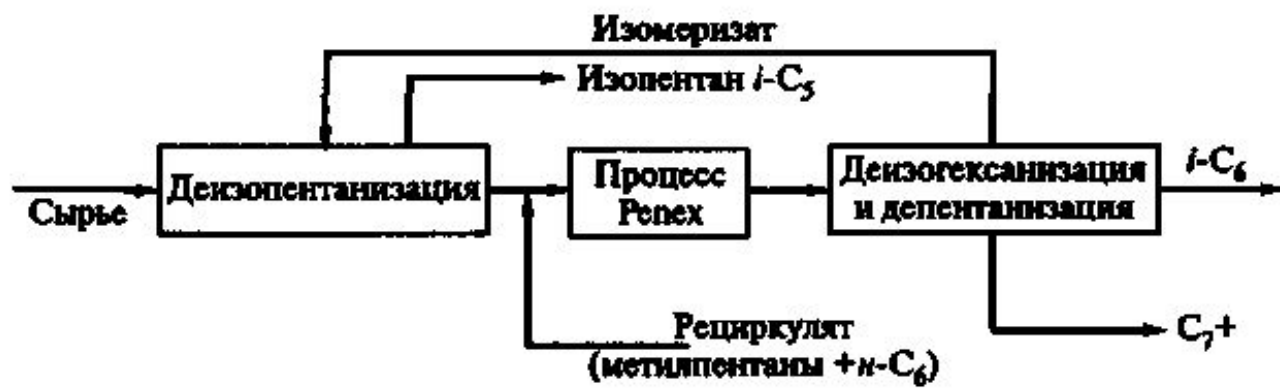
Установка низкотемпературной изомеризации Ренех (UOP)



1,2 – реакторы; 3 – колонна стабилизации; 4 – сепаратор; 5 – скруббер отходящих газов; 6-8 – насосы; 9,10-холодильники; 11-кипятильник; 12,13-теплообменники



a



б

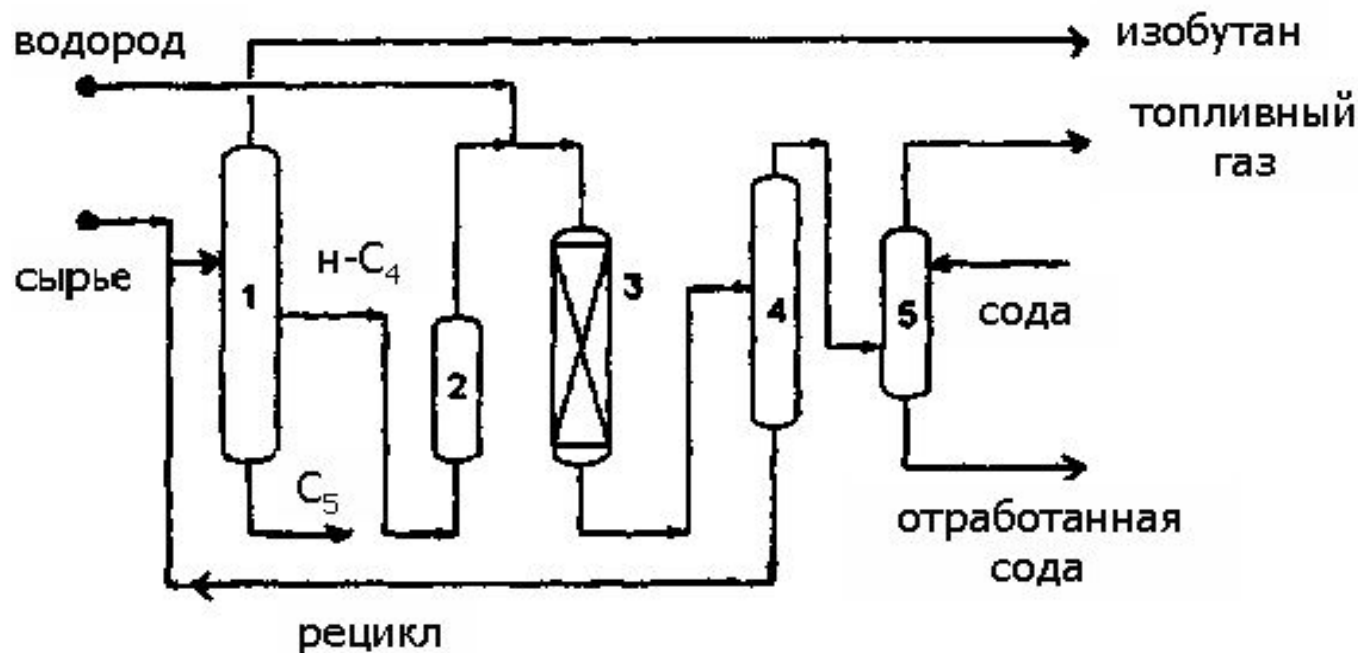
Основные показатели низкотемпературной изомеризации

Наименование	Изомалк-2, Россия	Par – Isom, UOP	Penex UOP
Катализатор	Pt-ZrO ₂ -SO ₄ ⁻²	Pt-ZrO ₂ -SO ₄ ⁻²	Pt/Al ₂ O ₃
Содержание Pt, %	0,3	0,3-0,4	0,3-0,4
Температура процесса, °С	160-200	160-200	120-220
Давление, МПа	2,0-3,0	2,0-3,0	2,0-4,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	2-3	1,5-2,5	0,8-3,0
Прирост октанового числа по отношению к сырью	10-11	10	10
Октановое число изомеризата	80-82	79-81	80-82
Выход изомеризата на сырье C ₅ - C ₆ , % масс.	97-98	95-97	97-98

**Выход продуктов низкотемпературной
изомеризации фракции C₅ – C₆ на
катализаторе Pt + ZrO₂ + SO₄²⁻, % масс.**

1	Бутаны	2,5
2	Изопентан	32,0
3	н-пентан	10,6
4	Диметилбутан	18,6
5	Метилпентаны	27,5
6	н-гексан	8,8

**T=150 – 200°C; P=1,4 – 2,8 МПа;
выход изобутана – 98% масс.;
катализатор Pt – Al₂O₃ – Cl⁻¹**



**1 – изобутановая колонна; 2 – адсорбер; 3 – реактор;
4 – стабилизационная колонна; 5 – скруббер.**

Термогидрокаталитические
процессы.

Гидроочистка нефтяного сырья.

Содержание

1. Химизм процесса. Катализаторы.
2. Роль водородсодержащего газа в процессе гидроочистки.
3. Классификация промышленных установок гидроочистки нефтяного сырья.
4. Гидроочистка прямогонного бензина. Схема процесса. Основные показатели. Селективная гидроочистка бензинов вторичного происхождения.
5. Гидроочистка керосина. Основные показатели процесса.
6. Схема установки демеркаптанизации.
7. Гидроочистка дизельных фракций. Основные показатели. Схема процесса.
8. Гидроочистка вакуумного газойля. Схема процесса. Основные показатели.
9. Гидроочистка масляных рафинатов.
10. Гидроочистка нефтяных остатков. Схема процесса. Основные показатели.

Гидроочистка нефтяных фракций.

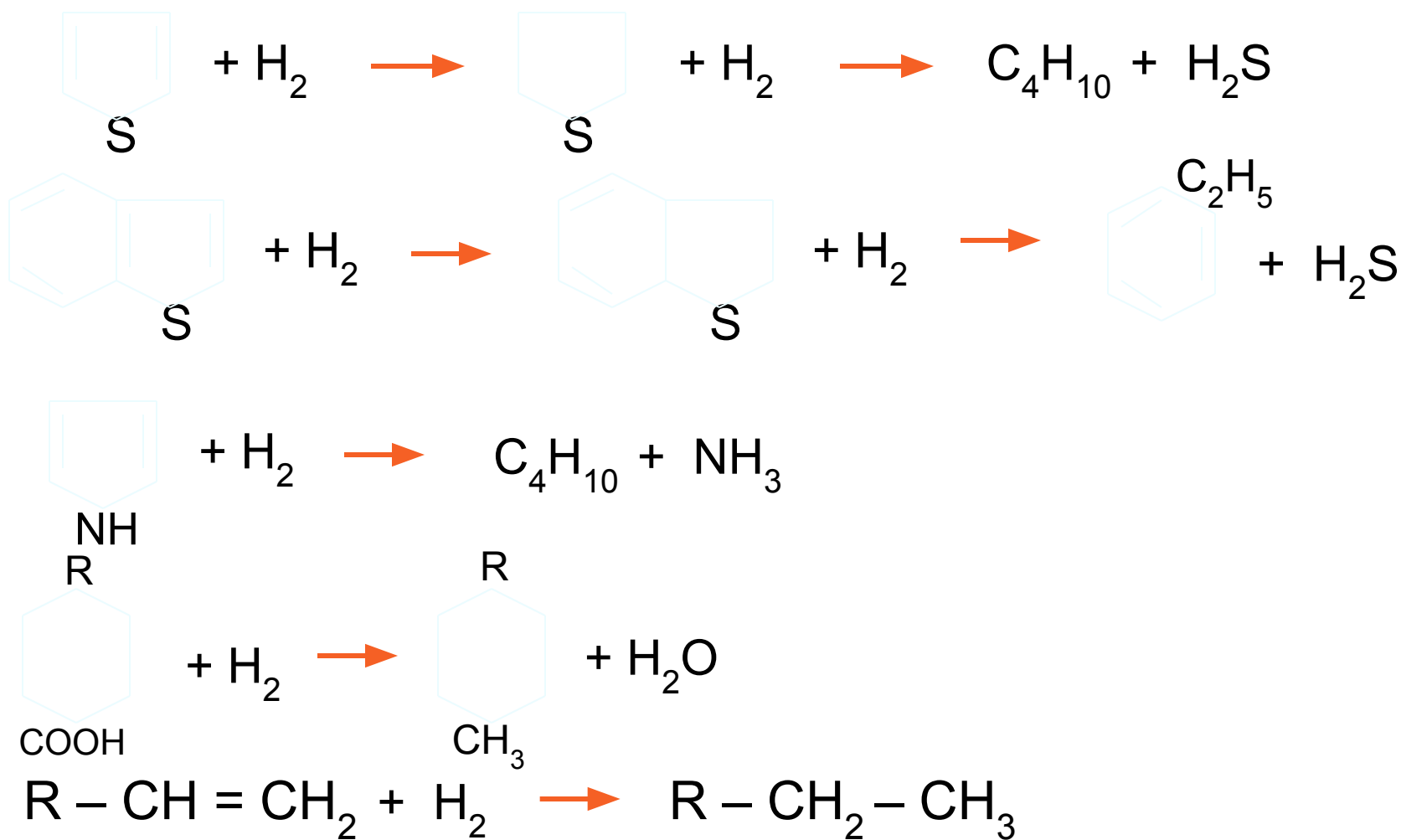
Назначение процесса – очищение водородом нефтяных фракций от сернистых соединений, олефиновых, азотистых и кислородсодержащих соединений.

Деструкция сырья составляет менее 10% масс.

Химизм процесса:



Химизм процесса



Катализаторы гидроочистки нефтяного сырья

Гидрирующая – дегидрирующая
функция.
Сульфиды и оксиды (Mo; Ni; Co)
частично: Cr; W; Fe

Кислотная функция.
(крекинг и изомеризация)
 Al_2O_3 , цеолиты, алюмосиликаты

Связующая функция.
 Al_2O_3 , алюмосиликаты; оксиды
кремния, титана, циркония;
цирконий и магний силикаты

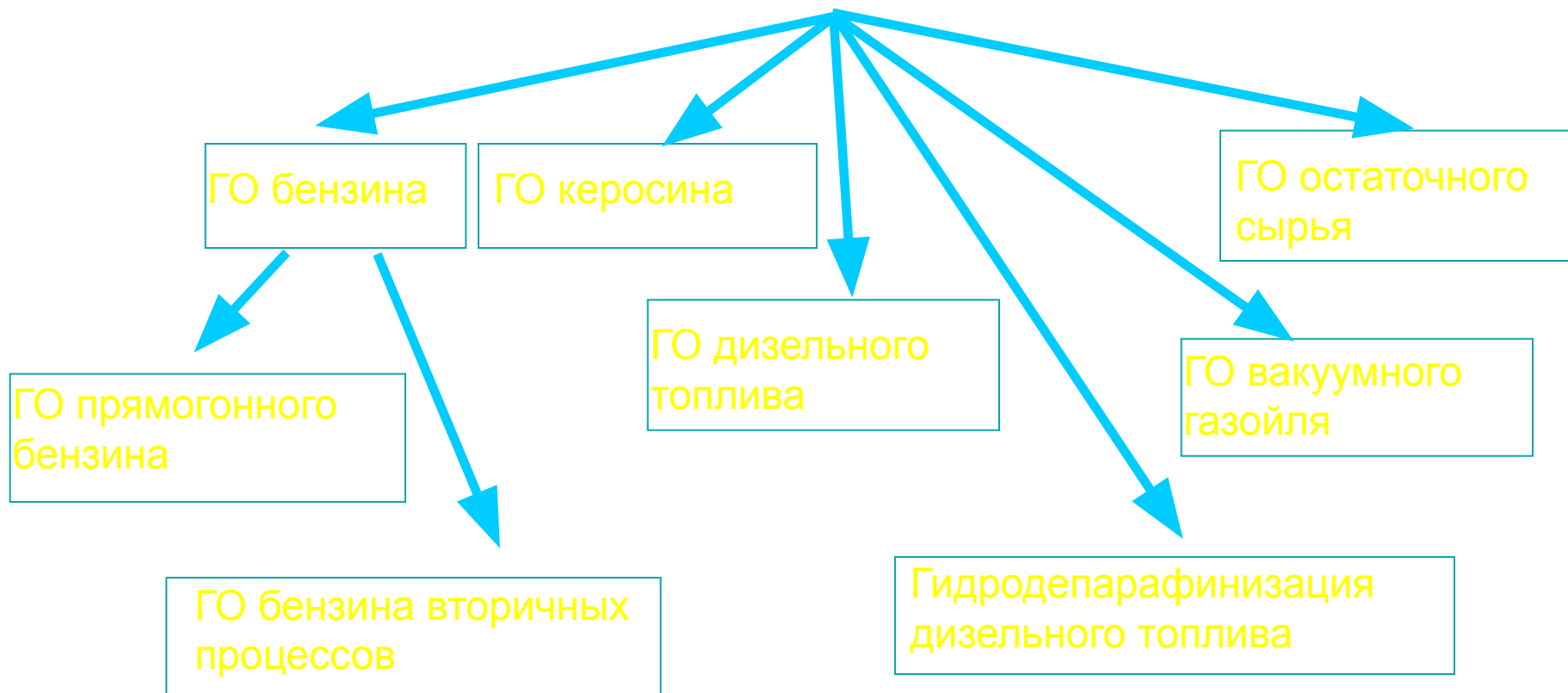
Физико – химические свойства катализаторов гидроочистки

Показатель	АКМ	АНМ	ГК – 36	ГО - 70
Содержание активных компонентов, % масс.:				
MoO ₃	12 – 13	12 – 13	18 – 19	12
NiO	-	4 – 5	7 – 8	-
CoO	4	-	-	4
Насыпная плотность, кг/м ³	700	670	800	760
Индекс прочности, 10 ⁻⁴ Н/м	1,1	1,1	1,8	2,2
Характеристика пористой структуры:				
удельная поверхность, м ² /г	190	120	247	220
объем пор, см ³ /г	0,45	0,45	0,55	0,5
Размер гранул, мм:				
диаметр	4 – 5	4,0	3,5	2,0
длина	6,0	6,0	6,0	5,0
Промотирующая добавка	-	5 – 7 % SiO ₂	Цеолит P3ЭУ	-
Срок службы катализатора, годы	3	3	6	6

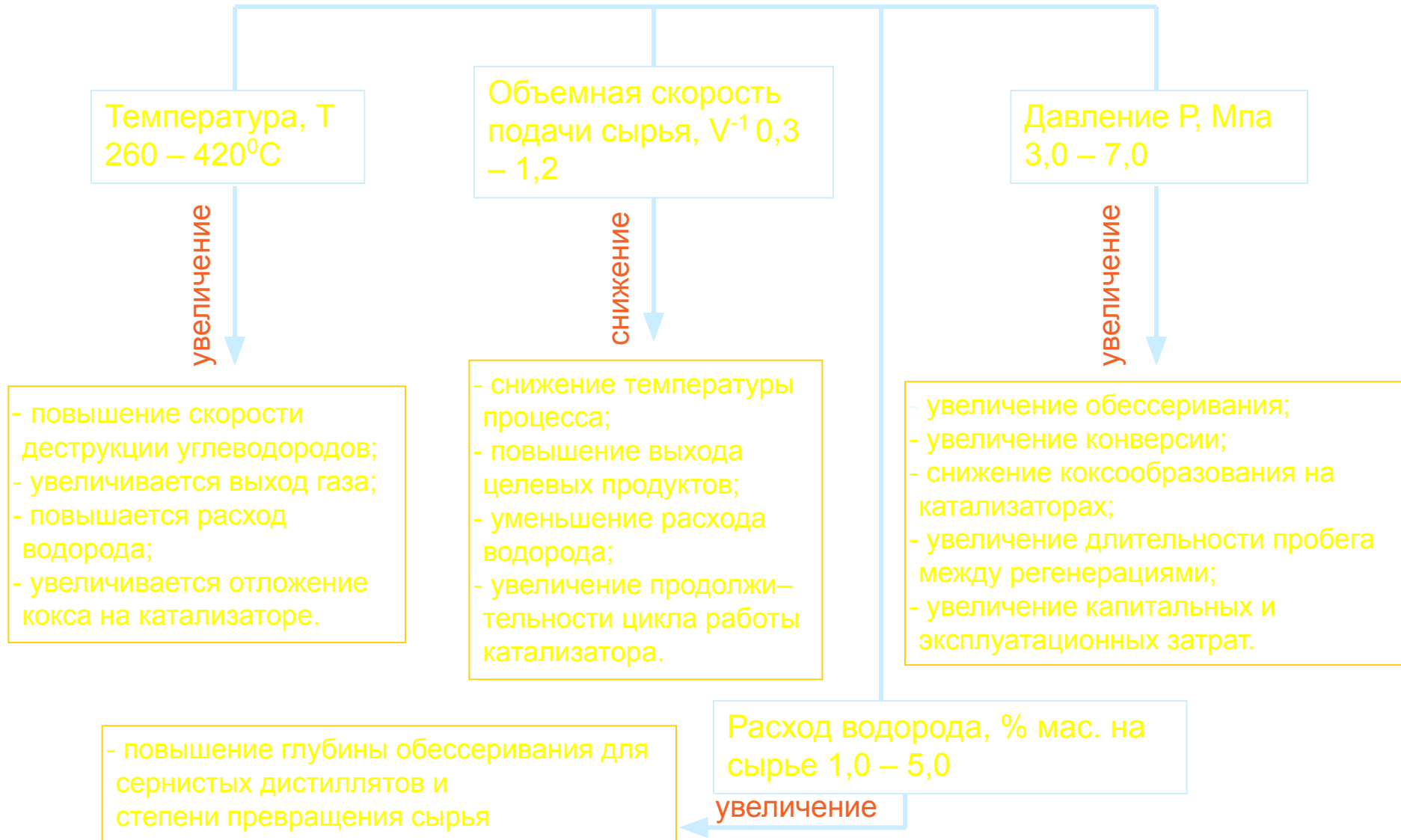
Расход водорода на гидрирование при гидроочистке сернистых нефтепродуктов

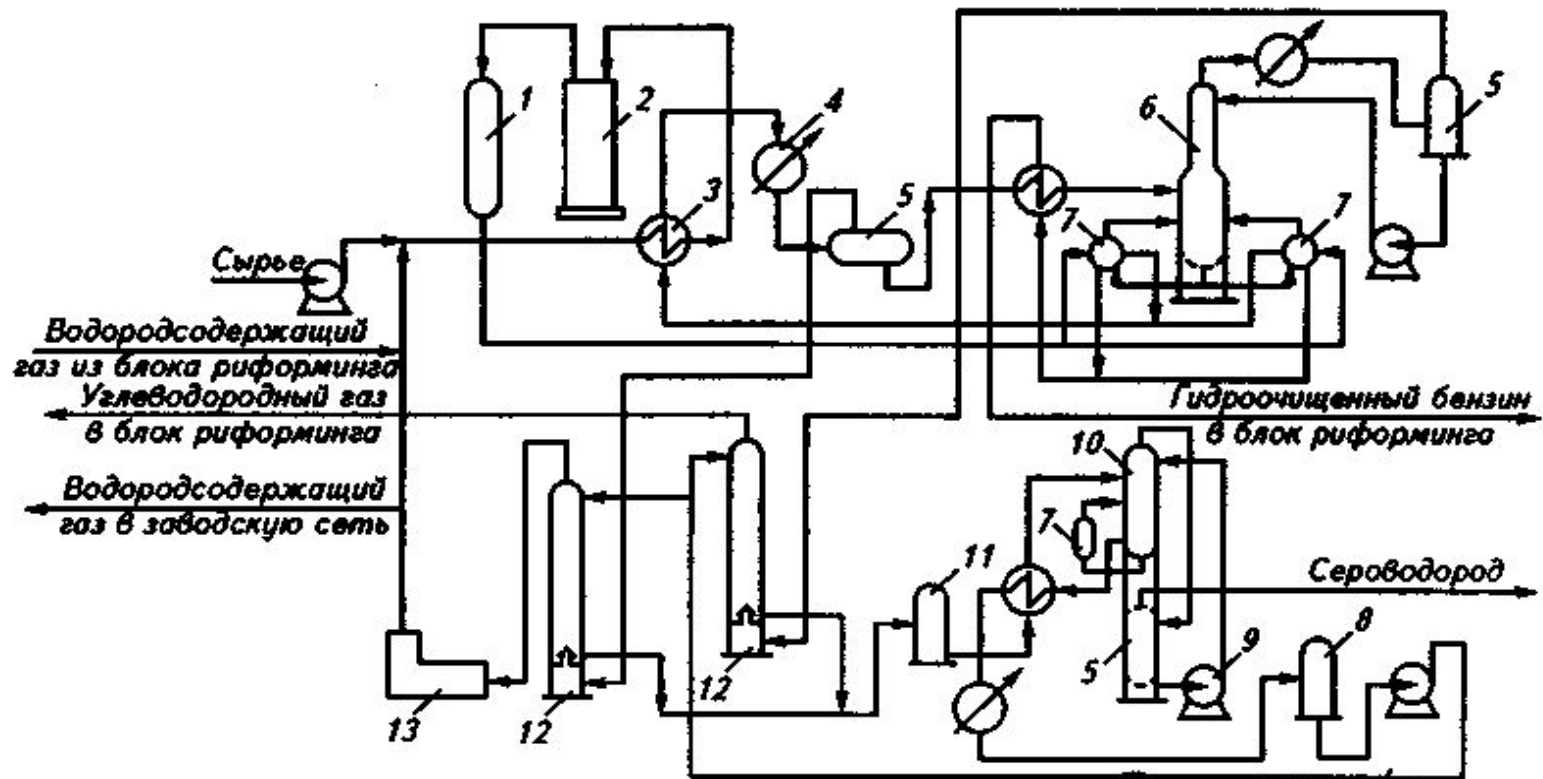
Сырье	Содержание, % масс		Йодное число, г. I ₂ на 100 г сырья	Расход водорода, % об.
	Серы	Азота		
Бензин прямогонный	До 0,2	Следы	1 – 3	0,05 – 0,07
	0,5 – 0,6	0,003	~5	0,12 – 0,15
Смесь прямогонного бензина со вторичным	0,7 – 0,8	0,01 – 0,02	~25	0,30 – 0,35
Керосин прямогонный	0,2	0,003	~3	0,07 – 0,08
	0,45	0,005	~5	~0,15
Дизельное топливо прямогонное	0,6	0,01	~5	~0,16
	1,2	0,01	~6	~0,26
Смесь дизельного топлива с легким газойлем каталитического крекинга	1,6	0,03	~20	0,35 – 0,45

Установки гидроочистки (ГО) нефтяного сырья



Основные факторы процессов гидроочистки





1 – реактор; 2 – секционная печь; 3 – теплообменник; 4 – холодильник; 5 – сепаратор; 6 – отпарная колонна; 7 – рибойлер; 8 – емкость для регенерированного раствора МЭА; 9 – насос; 10 – отгонная колонна; 11 – дегазатор; 12 – абсорбер для очистки газов; 13 - компрессор

Температура, °С	280 – 300 320 – 330
Давление, МПа	2,3 – 4,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	2,5 – 5,0
Кратность циркуляции водородсодержащего газа м ³ /м ³	80 – 200
Взято, % масс.:	100,0 0,4 100,4
Получено, % масс.:	99,0 0,7 0,4 0,3
Всего:	100,4

Селективная гидроочистка бензинов вторичных процессов

1. Гидроочистка бензинов каталитического крекинга
(тяжелая часть бензина – фракция 100 – 140 °С)

$P = 2 - 3 \text{ МПа}$

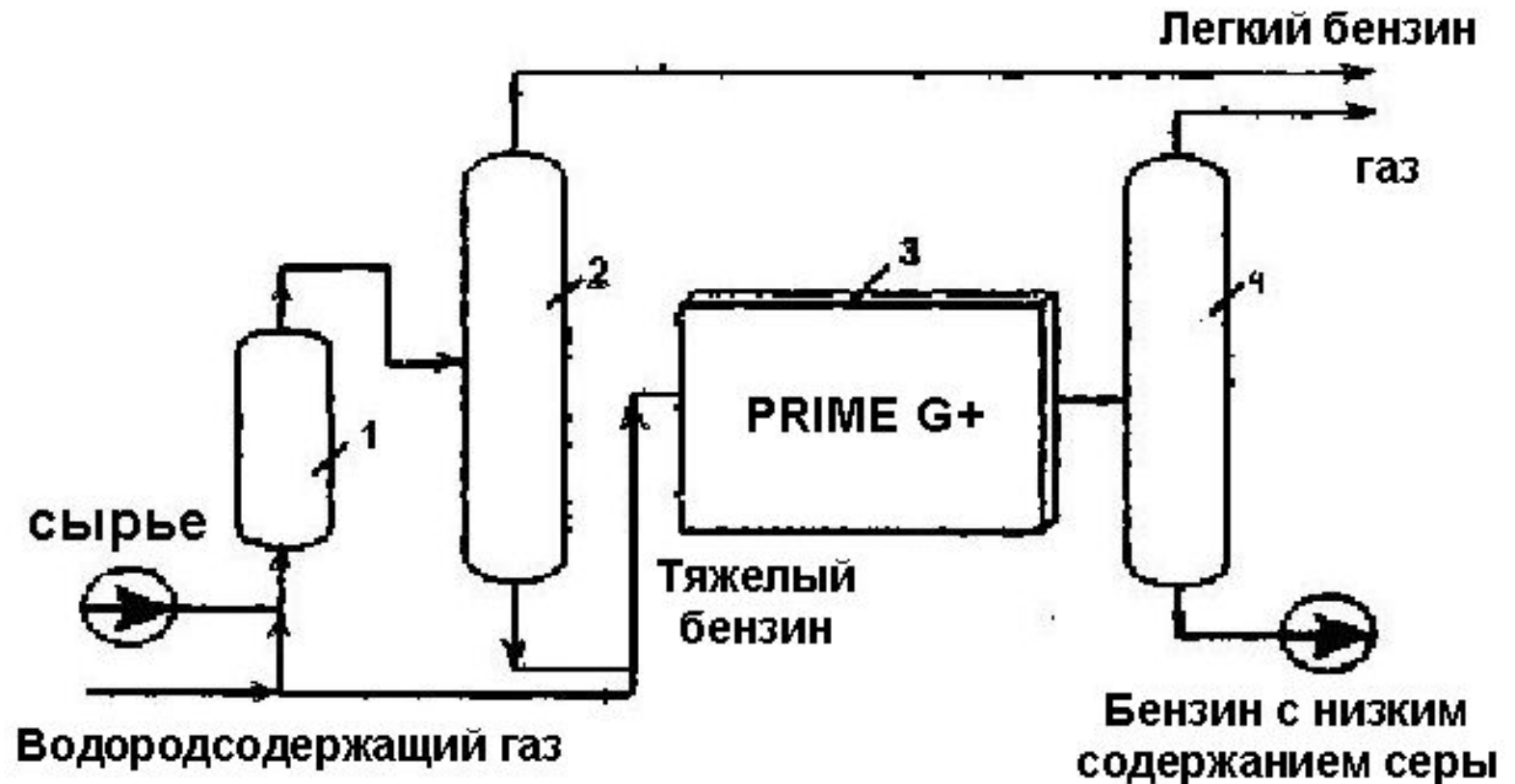
$T = 200 - 320 \text{ }^{\circ}\text{C}$

2. Гидроочистка бензинов термического крекинга

$P = 3 - 4 \text{ МПа}$

$T = 300 - 320 \text{ }^{\circ}\text{C}$

(гидроочистка бензина каталитического крекинга)



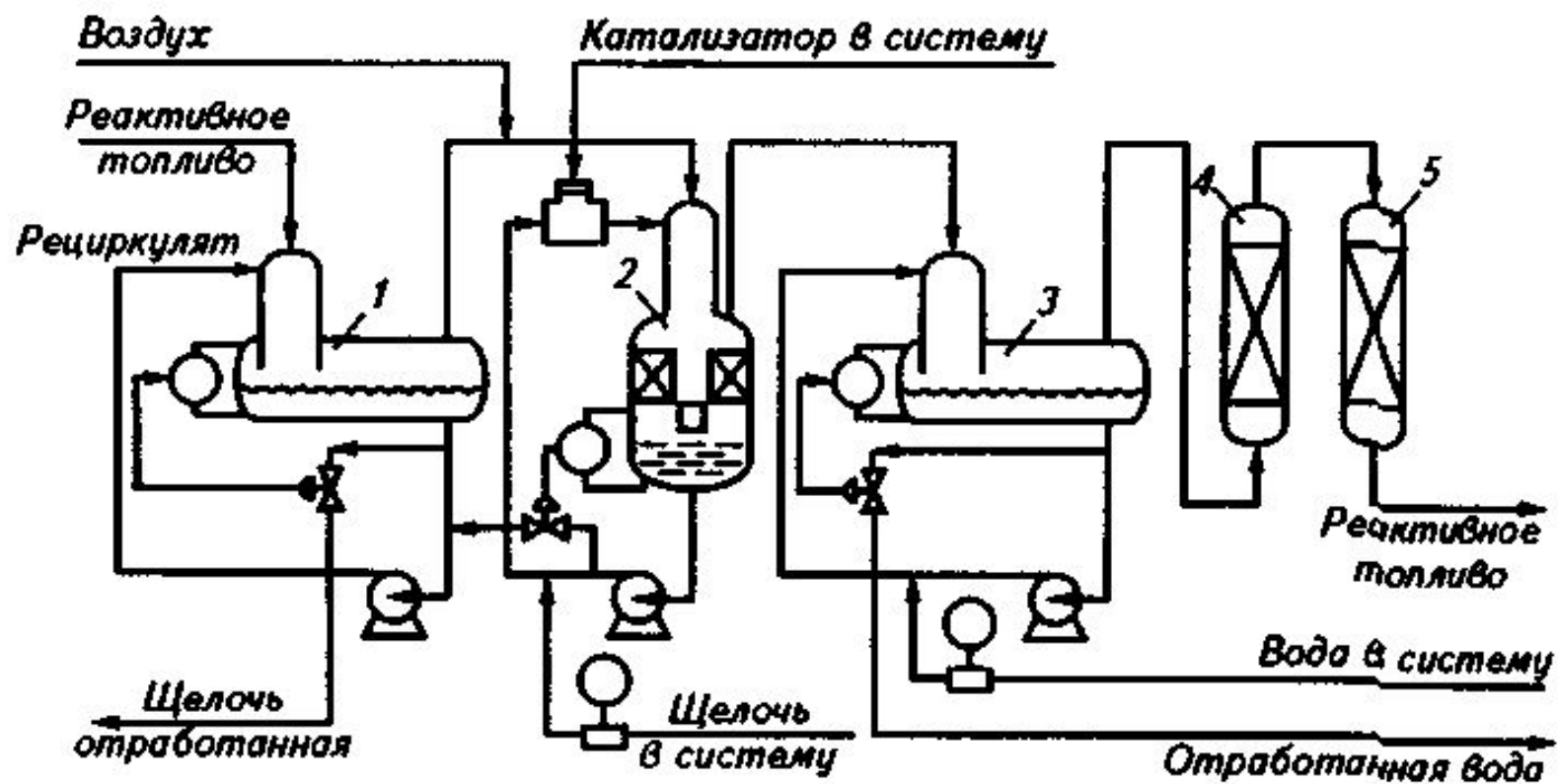
1 – реактор селективного гидрирования; 2 – разделительная колонна;
реакторный блок Prime G+; 4 – стабилизационная колонна

3 –

Показатели	Сырье	Продукт
Сера, млн ⁻¹	2000	50*
Октановое число:		
И.М.	91	88,8
М.М.	79	78,2
(И.М.+М.М.)/2	85	83,5
Степень обессеривания, %	-	97,5

* < 30 млн⁻¹ серы в товарном бензине после смешения

Температура, °С	280 – 300 340 – 360
Давление, МПа	2,5 – 3,0
Объемная скорость подачи сырья, ч⁻¹	2,5 – 3,0
Кратность циркуляции водородсодержащего газа м³/м³ сырья	100 – 300
Парциальное давление водорода, МПа	1,8
Выход продуктов, % масс.:	96,7 1,5 0,6 1,2



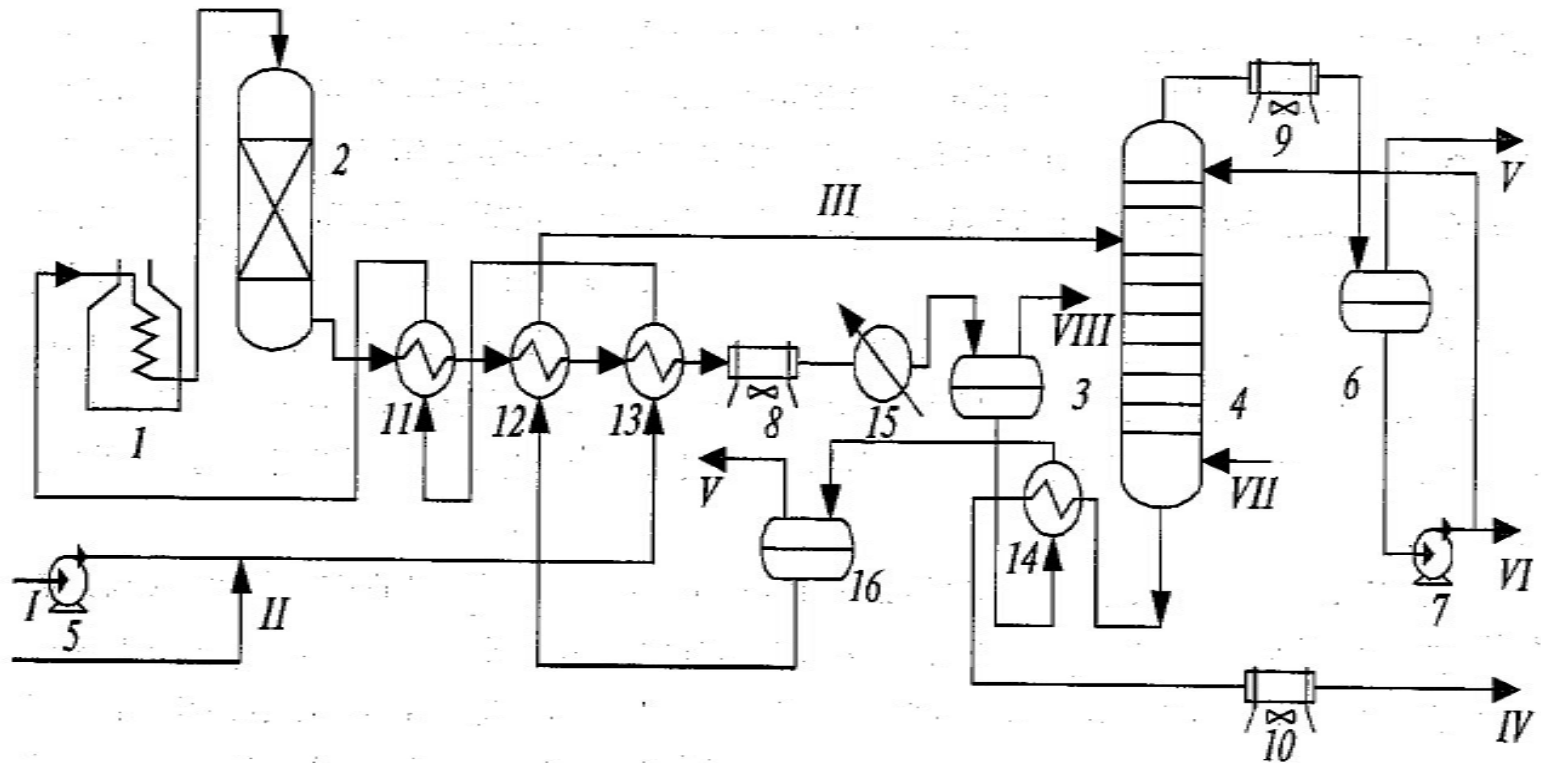
1,3 – промывочные аппараты; 2 – контактор Fiber – Film;
 адсорберы

4,5 -

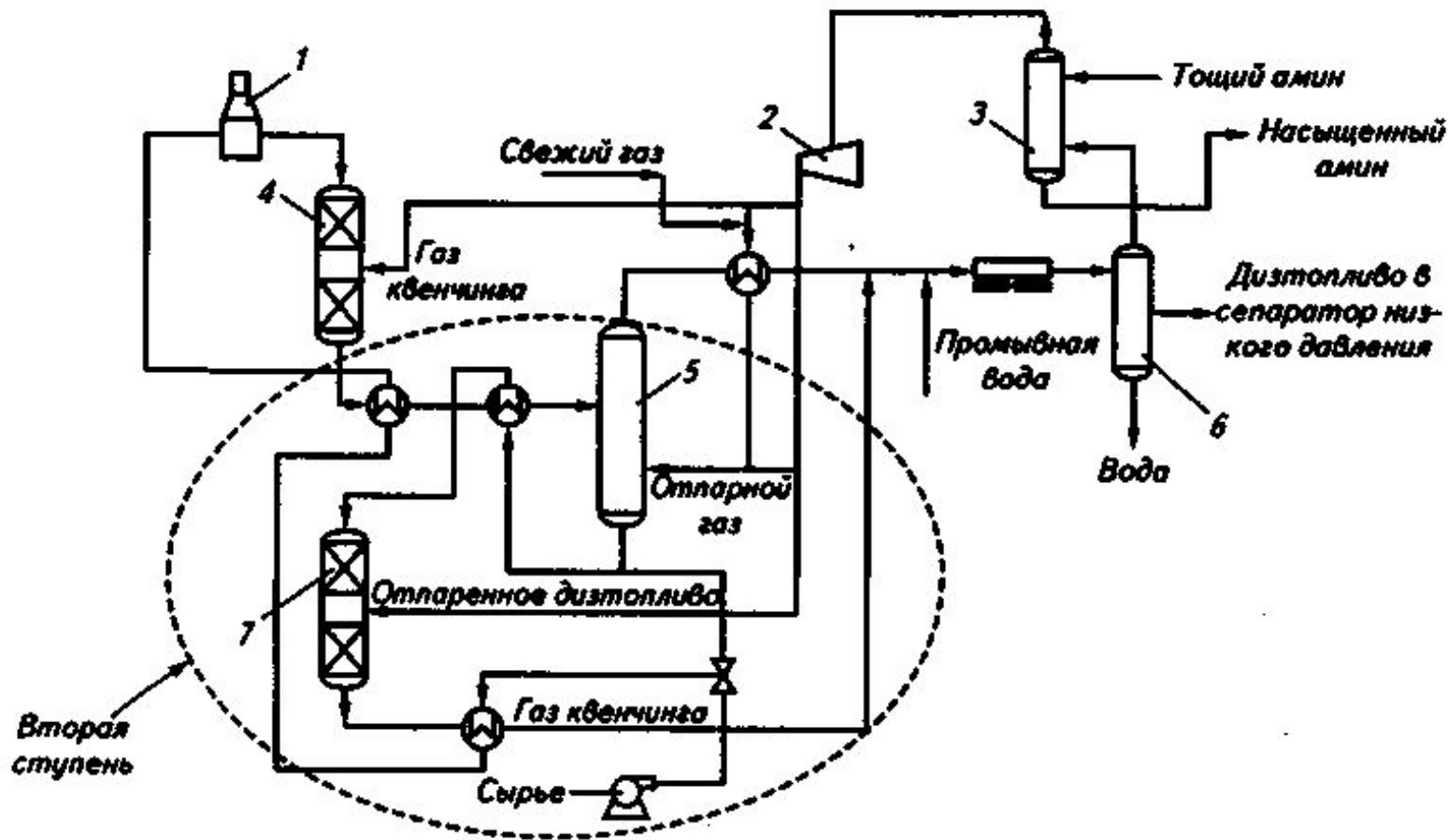
Основные показатели процесса гидроочистки дизельного топлива

Температура на входе в реактор, °С	
в начале работы	350
в конце работы (до регенерации катализатора)	420
Парциальное давление водорода, МПа	3,0 – 4,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	3,5 – 4,0
Содержание водорода в газе, % об.	80
Взято, % масс.:	
сырье	100,0
100% водород	0,4
всего	100,4
Получено, % масс.:	
гидроочищенное дизельное топливо	96,9
бензиновый отгон	1,3
углеводородный газ	0,6
сероводород	1,2
потери	0,4
Всего:	100,4

Принципиальная схема установки гидроочистки дизельного топлива



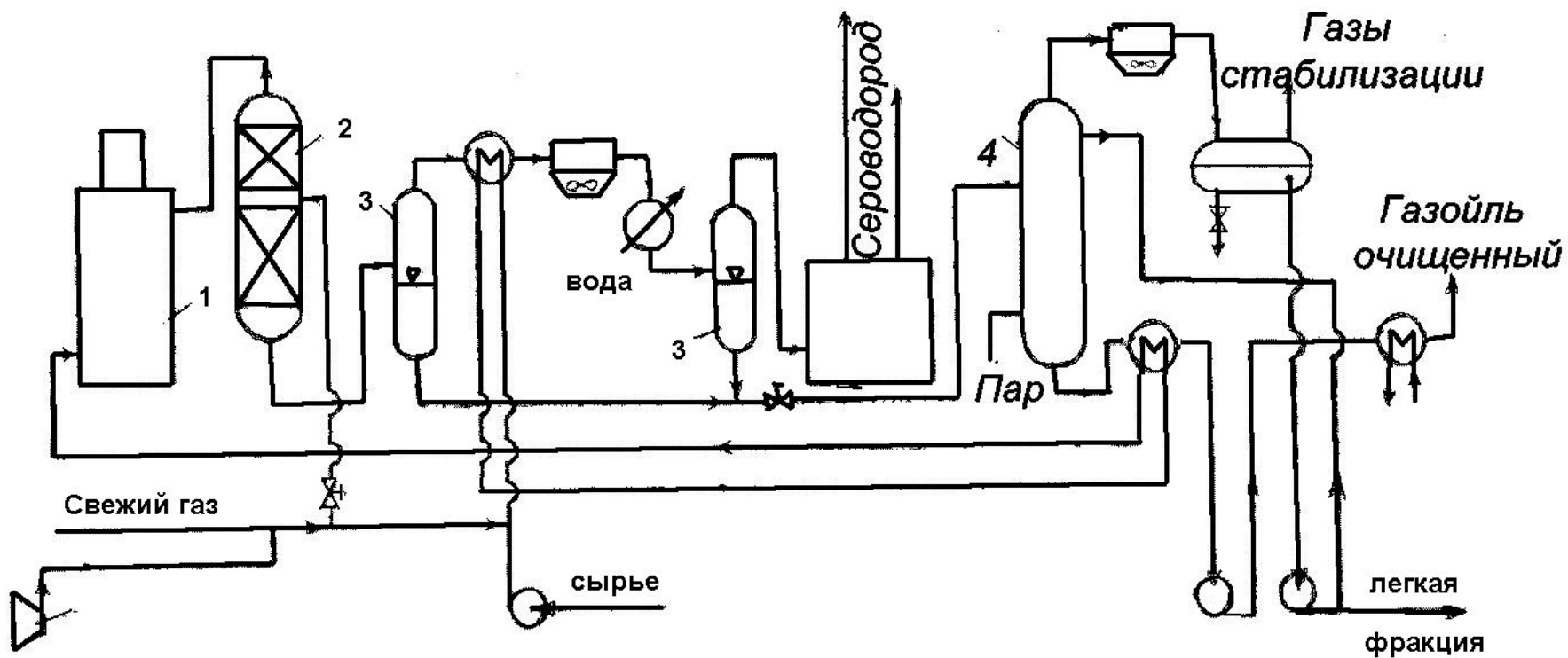
1 – печь; 2 – реактор; 3,6,16 – сепараторы; 4 – стабилизационная колонна



1 – печь подогрева сырья реактора; 2 – компрессор рециркулирующего газа; 3 – аминовый скруббер; 4 – реактор первой ступени; 5 – горячая отпарная колонна; 6 – сепаратор высокого давления

Показатели	2000 г.	2005 г.	2008 г.
Цетановое число, не менее	51	51	54 – 58
Плотность при 15 °С, кг/м ³	820 – 845	825 – 845	825 – 830
Содержание полициклических ароматических углеводородов, % масс., не более	11	11	2
Массовая доля серы, % масс., не более	0,035	0,005 и 0,001	0,001
Окислительная стабильность, г/м ³ , не более	25	25	25
Смазывающая способность*, мкм, не более	460	460	460
Кинематическая вязкость при 40°С, мм ² /с	2,0 – 4,5	2,0 – 4,5	2,0 – 4,5
Фракционный состав: 95% перегоняется до, °С	360	340 – 360	340 – 360
Стандарт по ограничению содержания вредных веществ в отработанных газах двигателей	Евро – 3	Евро – 4	Евро – 5

* Смазывающая способность – скорректированный диаметр пятна износа



1 – печь; 2 – реактор; 3, – сепараторы; 4 – стабилизационная колонна

1. Все нефтяные дистилляты
2. Все дистилляты вторичного происхождения
3. Содержание азота в ароматизированном сырье играет существенную роль при гидрокрекинге (не более 0,12%)
4. В сырье не должно быть высокомолекулярных конденсированных соединений и асфальтенов (не более 0,05% мас.)
5. Из сырья должны быть удалены тяжелые металлы (не более 2 г/т)

Температура на входе в реактор, °C	370 410
Парциальное давление водорода в реакторе, МПа	4,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,2
Кратность циркуляции 100% водорода м ³ /м ³ сырья	500
Содержание водорода в циркулирующем газе, % об.	75

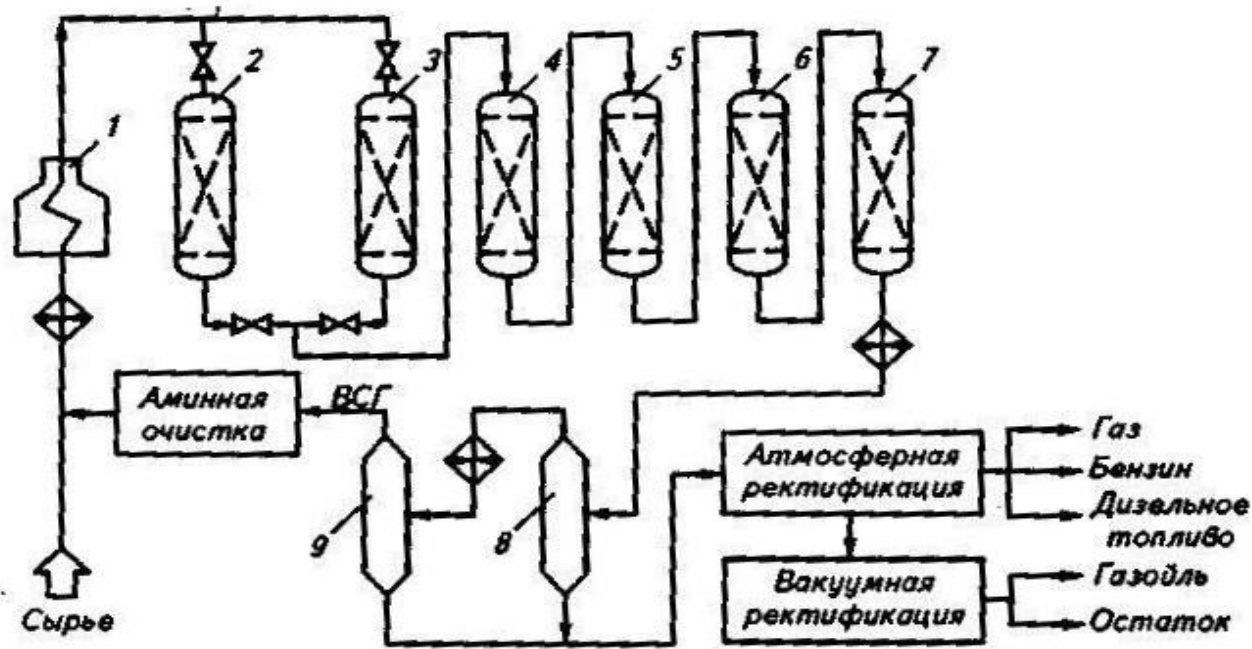
Взято, % масс.:	100,0 0,65
Всего:	100,65
Получено, % масс.:	86,75 9,2 1,3 1,5 1,5 0,4
Всего:	100,65

Показатели	Без очистки	Уровень снижения содержания серы в сырье FCC, %		
		90	98	99
		Выход продукта, % масс.:	1,1	0,1
	3,3	3,5	3,2	2,8
	16,3	17,6	18,7	19,9
	48,3	51,5	52,5	53,6
	16,7	15,7	15,0	14,0
	9,0	6,6	5,9	5,2
	5,4	5,0	4,7	4,4
Всего:	100,0	100,0	100,0	100,0
Октановое число бензина:	93,2	93,0	92,9	92,7
	80,5	80,8	81,1	81,0

Характеристики продукта	Без гидро- очистки	Уровень снижения содержания серы в сырье FCC, % масс.		
		90	98	99
		(P=6,3 МПа)*	(P=7 МПа)*	(P=7МПа)*
Плотность, г/см ³	0,931	0,913	0,905	0,898
Содержание:				
Водорода, % масс	2,6	0,25	0,06	0,02
Углерода, % масс	880	500	450	400
Азота, % масс	1	<1	<1	<1
Коксуемость, % масс	0,4	0,25	0,1	0,1
Добавка водорода, % масс. от сырья	0	0,51	0,74	0,94

ее давление

Температура в реакторе, °С	280 – 325
Давление в реакторе, МПа	3,5 – 4,0
Объемная скорость подачи сырья, ч⁻¹	1,5 – 3,0
Кратность циркуляции водородсодержащего газа, м³/м³ сырья	250 – 300
Содержание водорода в водородсодержащем газе, % об.	75 – 85
Выход базовых масел, % масс.	97,0



1 – печь; 2,3,6,7 – реакторы гидроочистки;
 4 – 5 – реакторы деме­талли­зации;
 8 – колонна горячей сепарации;
 9 – колонна холодной сепарации

$P = 10-12 \text{ МПа}$ T
 $= 300-400 \text{ }^\circ\text{C}$ Объемная
 скорость подачи сырья, ч^{-1} -
 0,5-1,0

Показатели	I	II
Поступило:		
	100,0	100,0
	1,2	1,0
Итого:	101,2	101,0
Получено:		
	1,7	1,2
	0,6	0,5
	0,1	0,1
	3,1	1,8
	4,8	2,8
	90,9	94,6
Итого:	101,2	101,0

Содержание

1. *Гидрокрекинг нефтяных фракций.*
2. *Химизм и механизм процесса гидрокрекинга.*
3. *Катализаторы гидрокрекинга.*
4. *Основные факторы процесса.*
5. *Легкий, мягкий гидрокрекинг вакуумного газойля. Основные показатели процесса. Схема процесса.*

1. Гидрокрекинг нефтяных фракций.

Гидрокрекинг – процесс крекинга в присутствии водорода, когда деструкции с уменьшением размера молекул подвергается более 10% сырья.

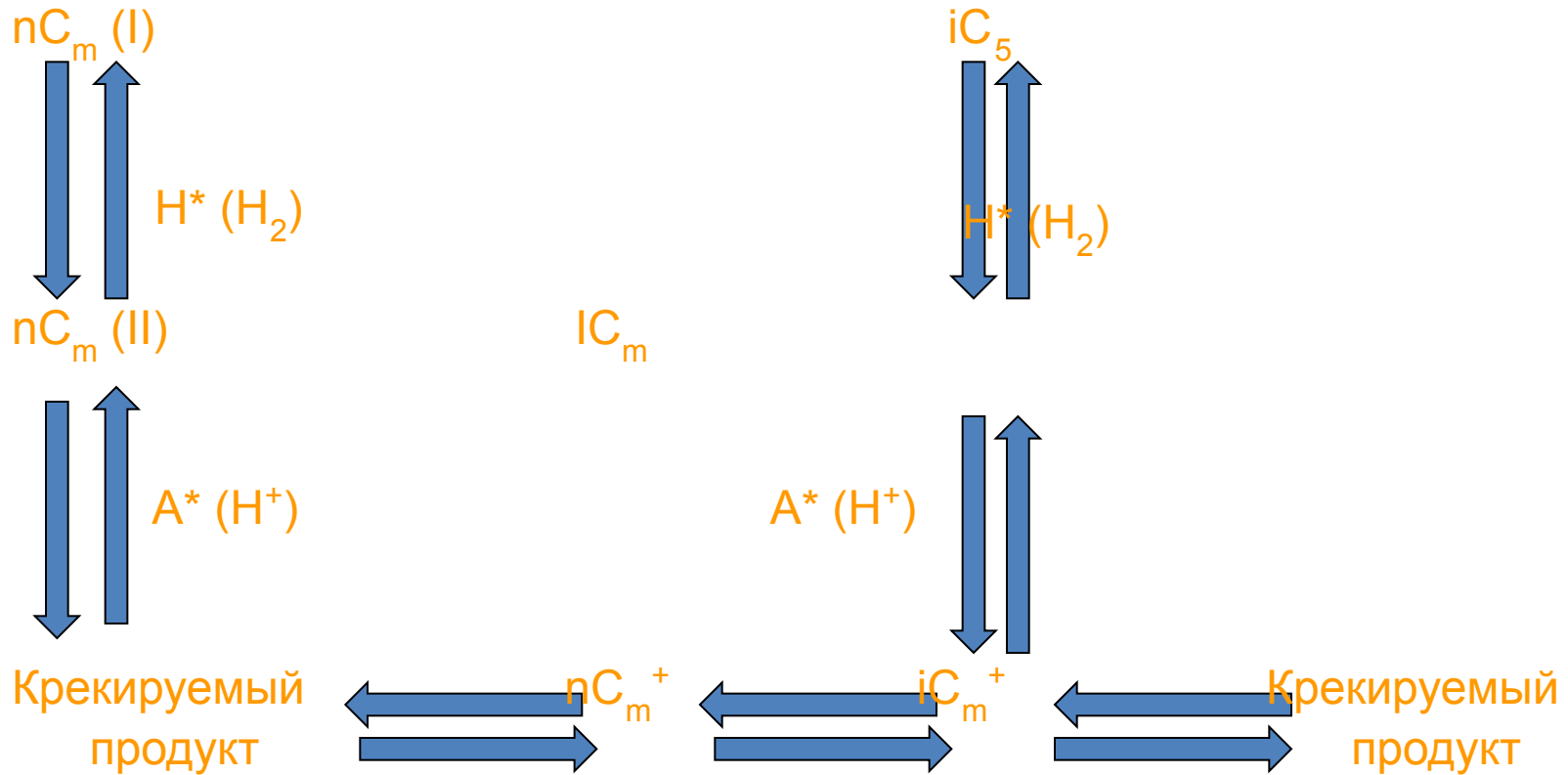
10 – 50% - легкий гидрокрекинг (ЛГК)

50% и более – гидрокрекинг под давлением

2. Основные реакции гидрокрекинга углеводородов нефтяного сырья

Исходные углеводороды	Реакции	Образующиеся углеводороды
Парафины	Изомеризация, разрыв цепи	Низкокипящие парафиновые изостроения
Нафтены	Изомеризация, гидродеалкилирование	Циклопентаны $C_6 - C_8$ и низкокипящие парафиновые изостроения
Олефины	Изомеризация, разрыв цепи, гидрирование	Низкокипящие парафиновые изостроения
Алкилароматические	Изомеризация, диспропорционирование, гидродеалкилирование, гидрирование	Алкилароматические $C_8 - C_9$, низкокипящие изопарафиновые и нафтеновые
Нафтено – ароматические	Раскрытие кольца	Алкилароматические $C_8 - C_9$, низкокипящие изопарафиновые и нафтеновые
Полициклические ароматические	Гидрирование	Алкилароматические $C_8 - C_9$, низкокипящие изопарафиновые и нафтеновые

Механизм гидрокрекинга



$nC_m(I)$ – парафин; $nC_m(II)$ – олефин; nC_m^+ – карбоний – ион; H^* – гидрирующие, дегидрирующие центры; A^* – кислотные центры; iC_5 – изопентан.

3. Катализаторы гидрокрекинга нефтяного сырья

Гидрирующая – дегидрирующая
функция

СУЛЬФИДЫ и ОКСИДЫ
(Mo; Ni; Co)
частично: Cr; W; Fe

Кислотная функция.
(крекинг и изомеризация)

Al_2O_3 , цеолиты, алюмосиликаты

Связующая функция.

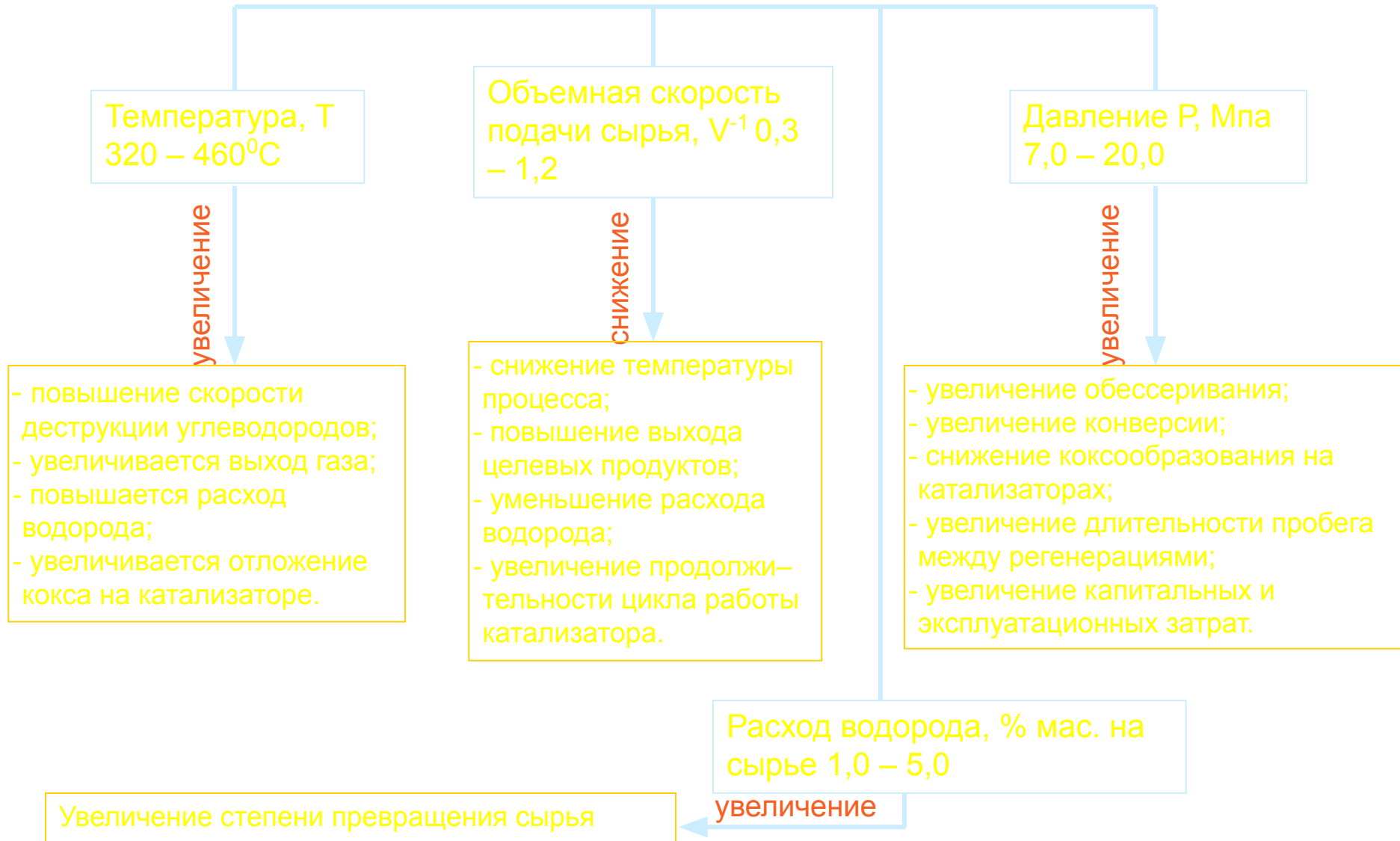
Al_2O_3 , алюмосиликаты; оксиды
кремния, титана, циркония;
цирконий и магний силикаты

Цеолитсодержащие и аморфные катализаторы в процесса гидрокрекинга

Активность цеолитсодержащих и аморфных катализаторов в процессе гидрокрекинга среднестиллятного направления при давлении 15 МПа.

Марка	Т, °С	А, %	Выход фракции, % масс.	
			160 – 360 °С	160 – 270 °С
Цеолитсодержащие катализаторы				
ГК – 8	380	86	55	32
ГКО – 1	380	82	55	34
Зарубежные	380	82	50 – 56	17 – 37
Аморфные катализаторы				
ЛГК – 29	380	53	48	12
ЛГК – 23	380	58	52	14
Зарубежные	380	46 – 55	45 – 51	7 – 14
	420	65 – 90	59 – 62	20 – 39
		70 – 78	62 – 71	24 – 28

4. Основные факторы процесса гидрокрекинга



Сырье процесса гидрокрекинга вакуумного газойля

1. Все нефтяные дистилляты
2. Все дистилляты вторичного происхождения
3. Ароматизированное сырье с большим трудом подвергается гидрокрекингу.
4. Содержание азота в ароматизированном сырье играет существенную роль при гидрокрекинге (не более 0,12%)
5. В сырье не должно быть высокомолекулярных конденсированных соединений и асфальтенов (не более 0,05% масс.)
6. Из сырья должны быть удалены тяжелые металлы (не более 2 г/т)

Промышленные установки гидрокрекинга

```
graph TD; A[Промышленные установки гидрокрекинга] --> B[Установки легкого гидрокрекинга]; A --> C[Установки гидрокрекинга вакуумных дистиллятов при высоком давлении]; A --> D[Установки гидрокрекинга нефтяных остатков при высоком давлении];
```

Установки легкого гидрокрекинга

Установки гидрокрекинга вакуумных дистиллятов при высоком давлении

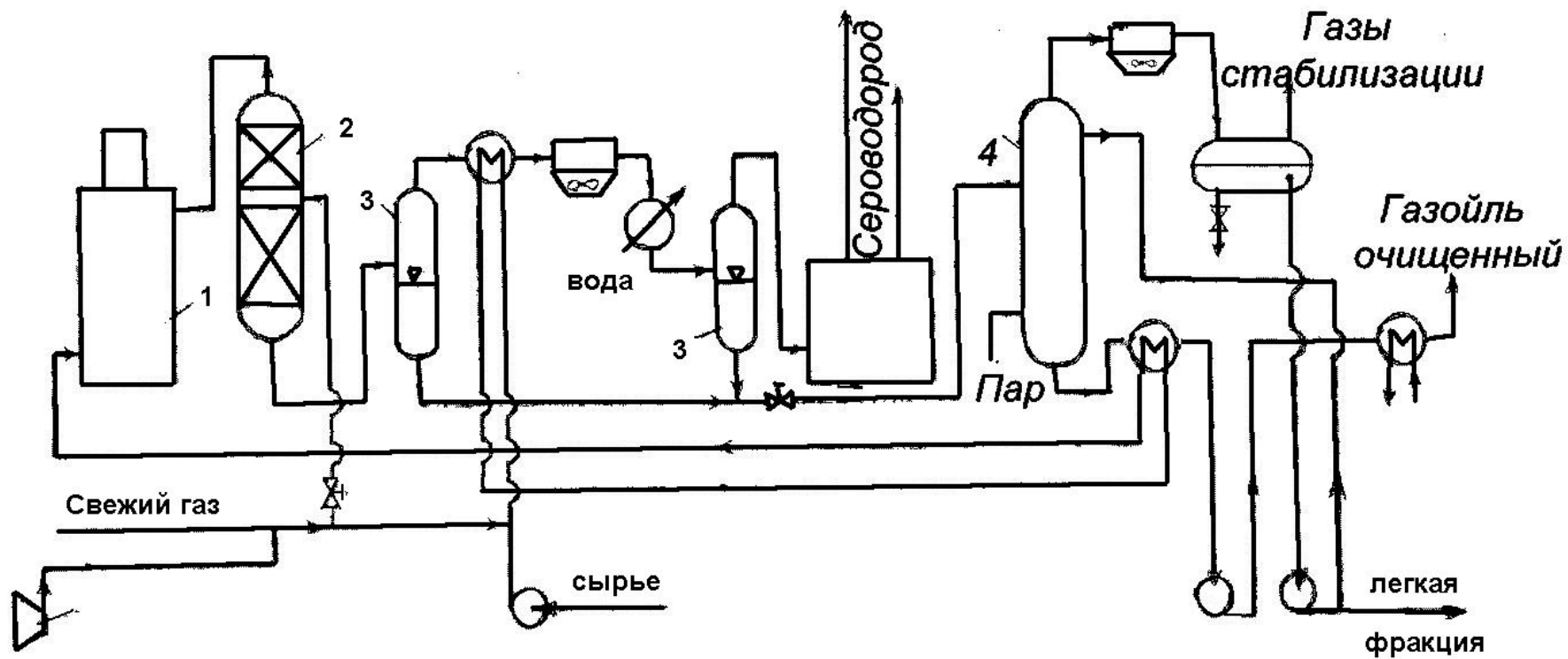
Установки гидрокрекинга нефтяных остатков при высоком давлении

Технологические параметры процесса легкого гидрокрекинга

Показатель

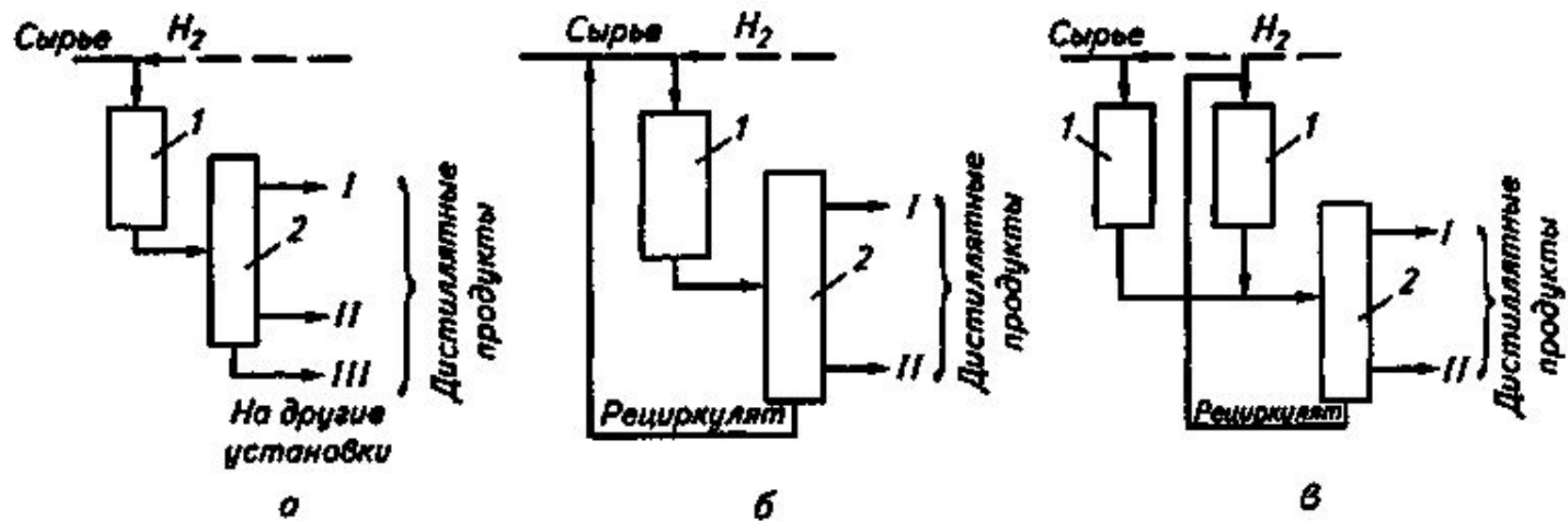
Давление общее, МПа	6 – 10
Температура на входе: начало/конец цикла, °С	
P – 901	360/390
P – 902	360/390
P – 903	380/420
Температура на выходе: начало/конец цикла, °С	
P – 901	385/415
P – 902	385/415
P – 903	405/445
Перепад температуры по реакторам, °С	
P – 901	15 – 25
P – 902	15 – 25
P – 903	15 – 25
Общая объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	0,61
Расход циркулирующего ВСГ, м ³ /ч	44000
Концентрация водорода в ВСГ, % об.	80

	Показатель	% масс.
Поступило:		100,0
		2,5
<u>Итого:</u>		102,5
Получено:		1,8
		7,5
		22,7
		69,7
		1,0
<u>Итого:</u>		102,5

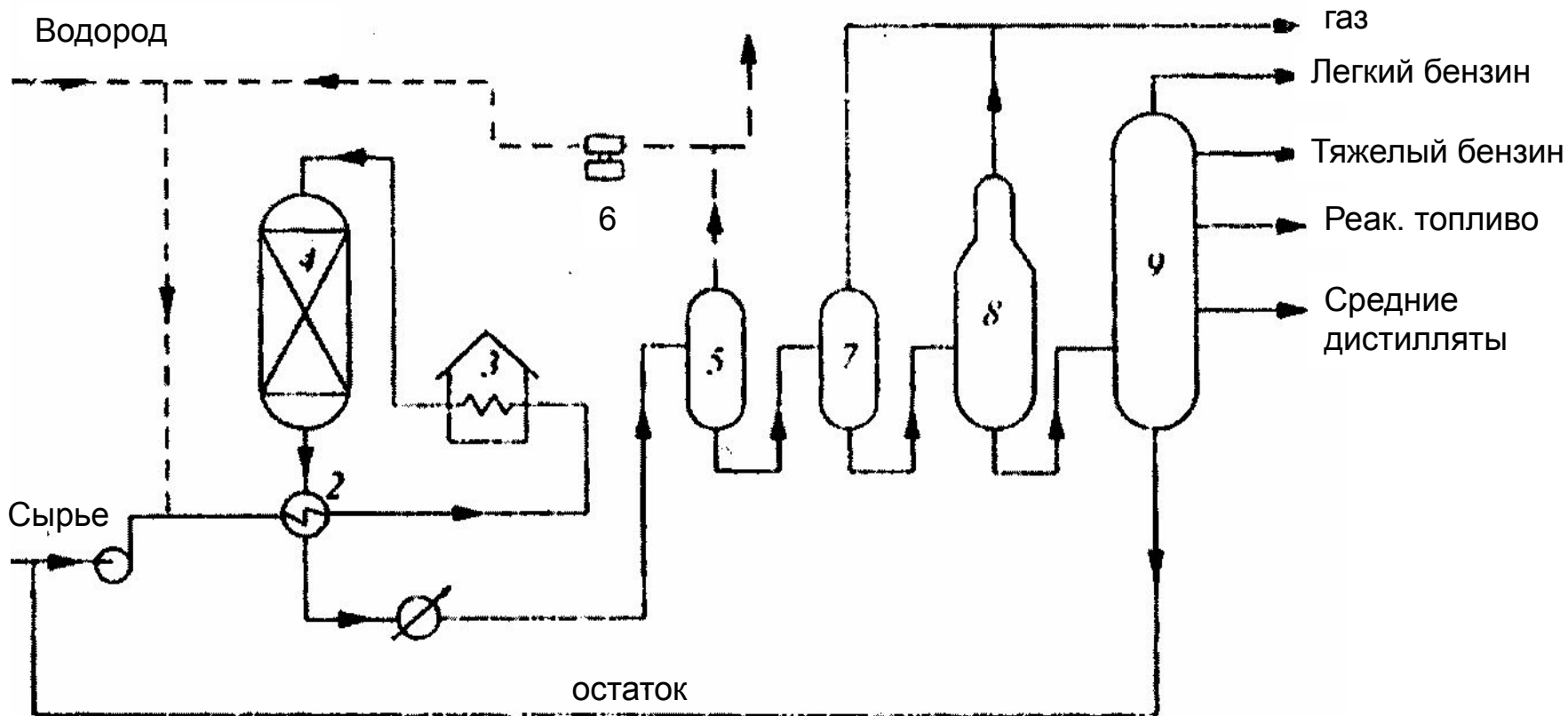


1 – печь; 2 – реактор; 3, – сепараторы; 4 – стабилизационная колонна

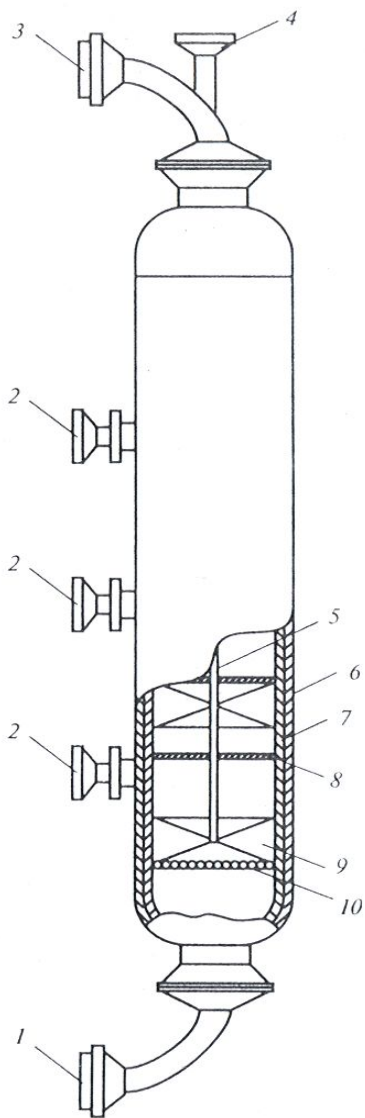
Содержание лекции



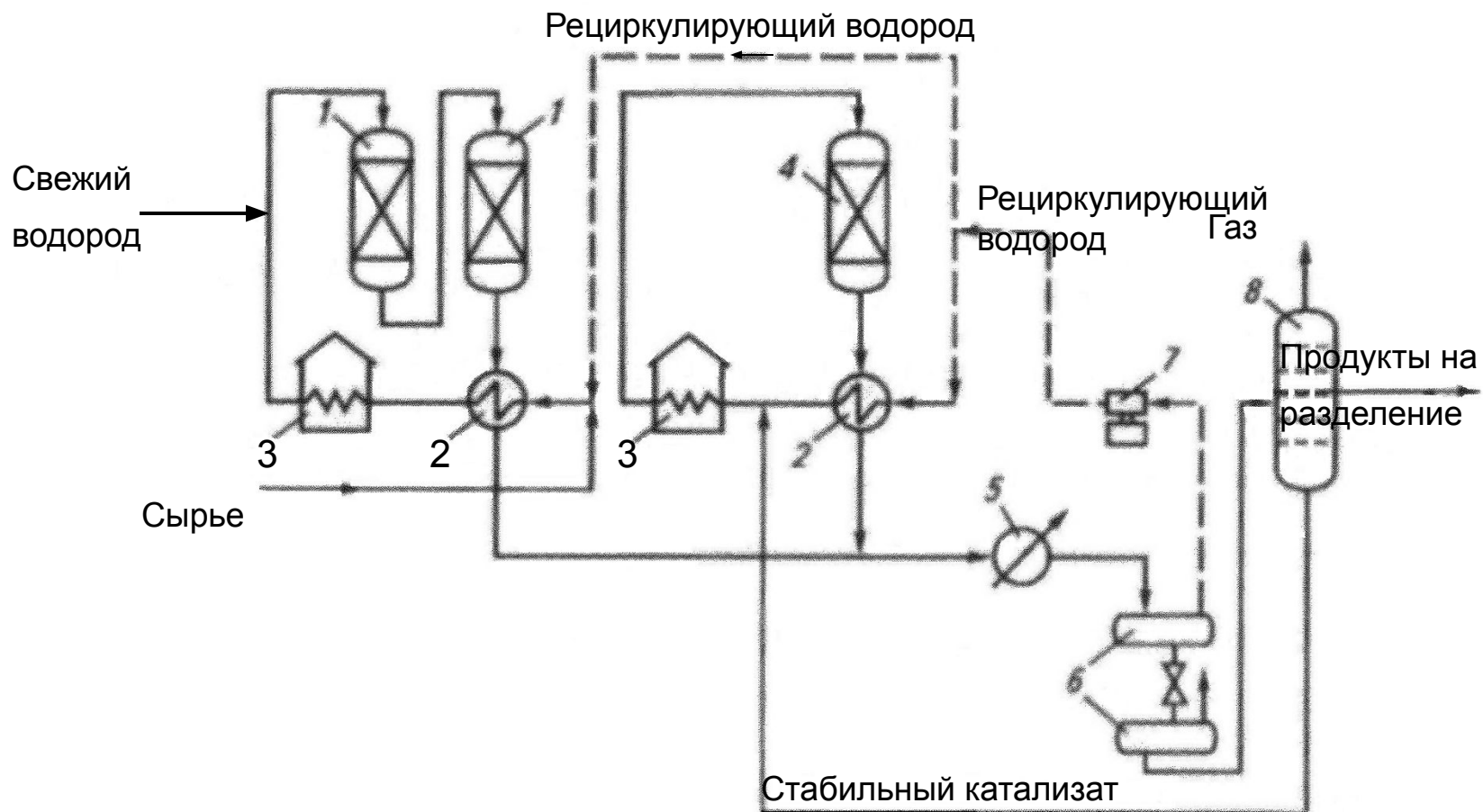
а – однопроходный процесс; б – одноступенчатый процесс; в – двухступенчатый процесс; 1 – реактор; 2 – колонна фракционирования



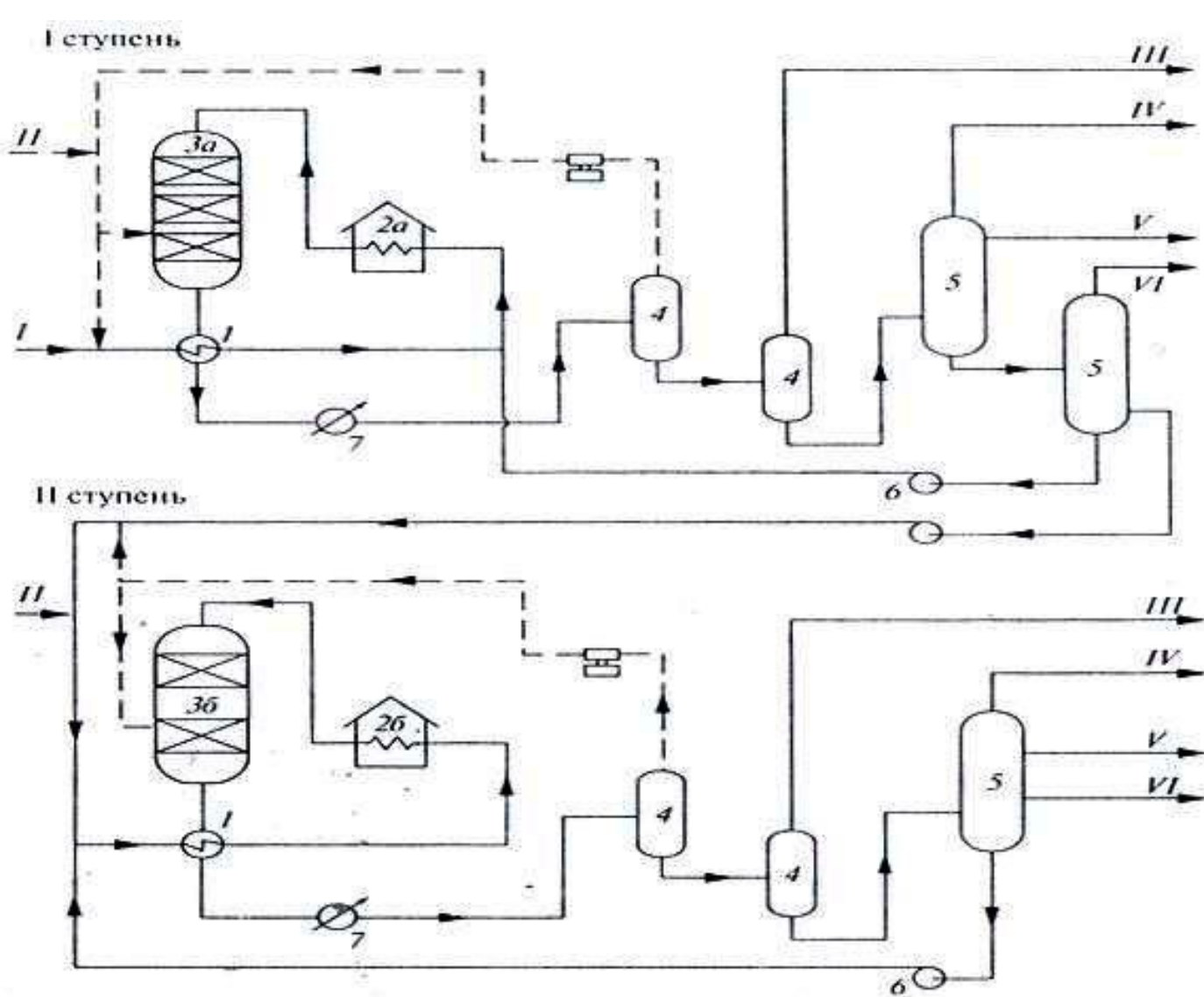
1 – сырьевой насос; 2 – теплообменник; 3 – трубчатая печь; 4 – реактор; 5,7 – сепараторы; 6 – циркуляционный насос; 8 – колонна стабилизации; 9 – дистилляционная колонна.



- 1-штуцер выхода продуктов реакции
- 2-вход холодного водорода между слоями катализатора
- 3-штуцер входа сырья в реактор
- 4-термопара
- 5-полка для слоя катализатора
- 6-корпус реактора
- 7-футеровка реактора
- 8-распределитель холодного водорода
- 9-слой катализатора
- 10-керамические шарики внизу слоя катализатора



1 – реакторы первой ступени; 2 – теплообменники; 3 – трубчатая печь; 4 – реактор второй ступени; 5 – холодильник; 6 – сепараторы; 7 – циркуляционный компрессор; 8 – дистилляционная колонна.



- 1-теплообменник
- 2-трубчатая печь
- 3-реактор
- 4-сепаратор
- 5-фракционирующая колонна
- 6-насос
- 7-холодильник

- Потоки:
- I-сырье
 - II- водород
 - III-топливный газ
 - C_1-C_2
 - IV-сжиженный газ
 - C_3-C_4
 - V-легкий бензин
 - VI-тяжелый бензин
 - VI-вода

$P, \text{ МПа} - 10 - 17 \text{ МПа}$

$T, \text{ }^\circ\text{C} - 340 - 440 \text{ }^\circ\text{C}$

Объемная скорость подачи сырья, $\text{ч}^{-1} - 0,3 - 1,0 \text{ ч}^{-1}$

Кратность циркуляции водородсодержащего газа $\text{м}^3/\text{м}^3 - 1000 - 2000 \text{ м}^3/\text{м}^3$

Показатели

Целевой продукт процесса

Бензин	Реактивное топливо	Дизельное топливо	Сырье для ККФ
--------	--------------------	-------------------	---------------

Выход, % (об.) от сырья:

16,0	6,3	3,8	5,2
33,0	12,9	7,9	8,8
75,0	11,0	9,4	31,8
-	89,0	-	-
-	-	94,1	33,8
-	-	-	35,0

Расход водорода на реакцию, м³/м³ сырья

361	312	260	420
-----	-----	-----	-----

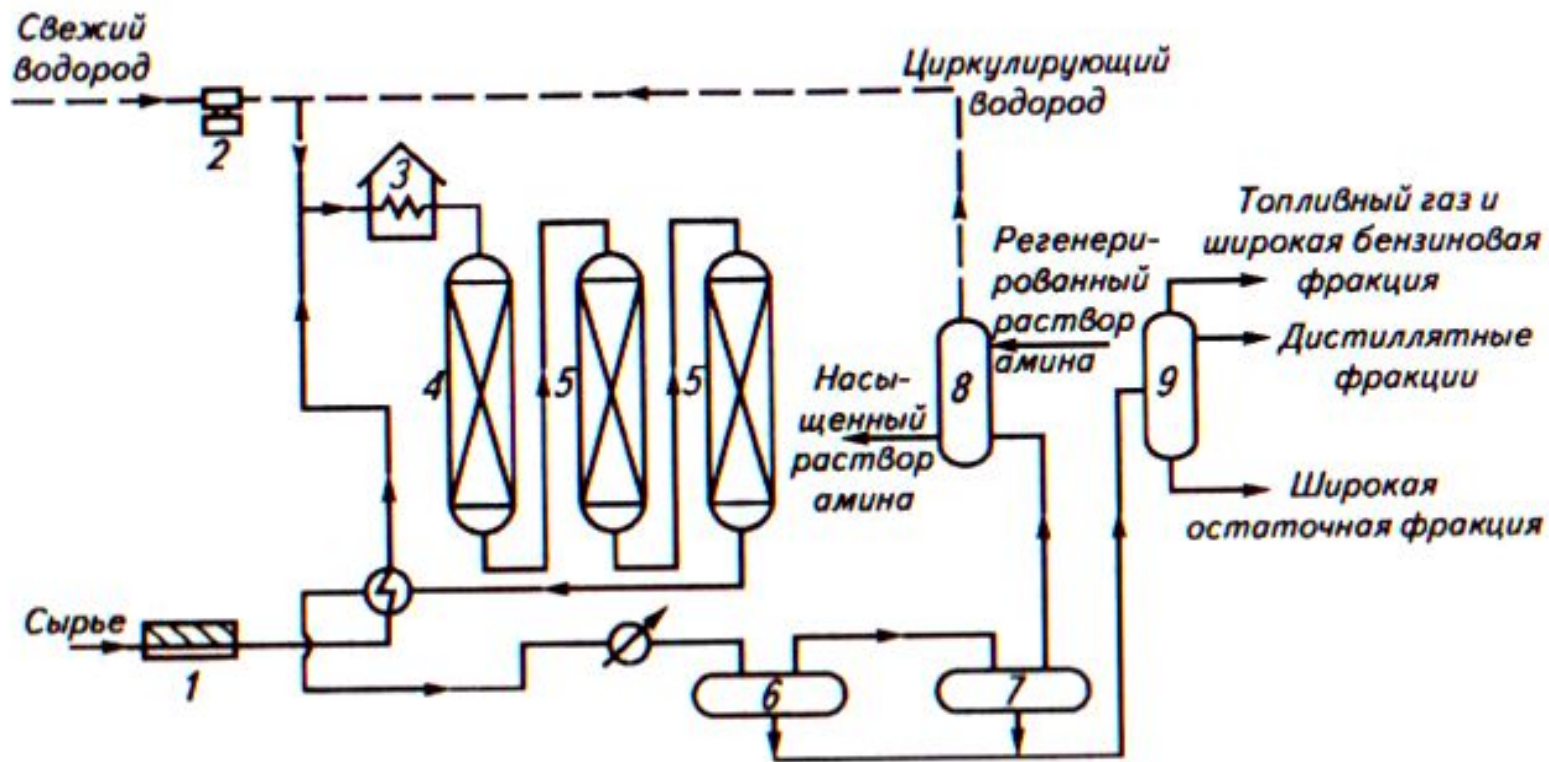
Показатели	Целевой продукт процесса		
	Бензин	Реактивное топливо	Дизельное топливо
Взято, % масс.:	100,0	100,0	100,0
	3,1	2,5	1,7
<u>Итого:</u>	103,1	102,5	101,7
Получено, % масс.:	15,6	7,0	7,5
	2,8	1,8	1,8
	84,7	15,2	23,4
	-	78,5 (фр.135-270)°С	69,0 (фр. 160-330)°С
<u>Итого:</u>	103,1	102,5	101,7

Качество топливной фракции	При давлении 15 – 17 МПа	При давлении 10 – 12 МПа
Пределы выкипания, °С	135 – 270 (керосин)	165 – 330 (дизтопливо)
Содержание ароматических углеводородов, % масс.	18 – 22	20 – 25
Температура, °С:	-50...-60	-
	-	-35...-40
	-	-45...-50
Плотность при 20 °С, кг/м ³	775 – 790	800 – 810
Содержание серы, % масс.	0,01 – 0,05	0,01 – 0,05
Вязкость, мм ² /с	1,3 – 1,8 8 - 14	4 – 4,5 -
Йодное число, г. йода/100 г.	0,4 – 0,5	2 – 3
Теплота сгорания, кДж/кг	43100 – 43500	-
Цетановое число	-	47 – 48

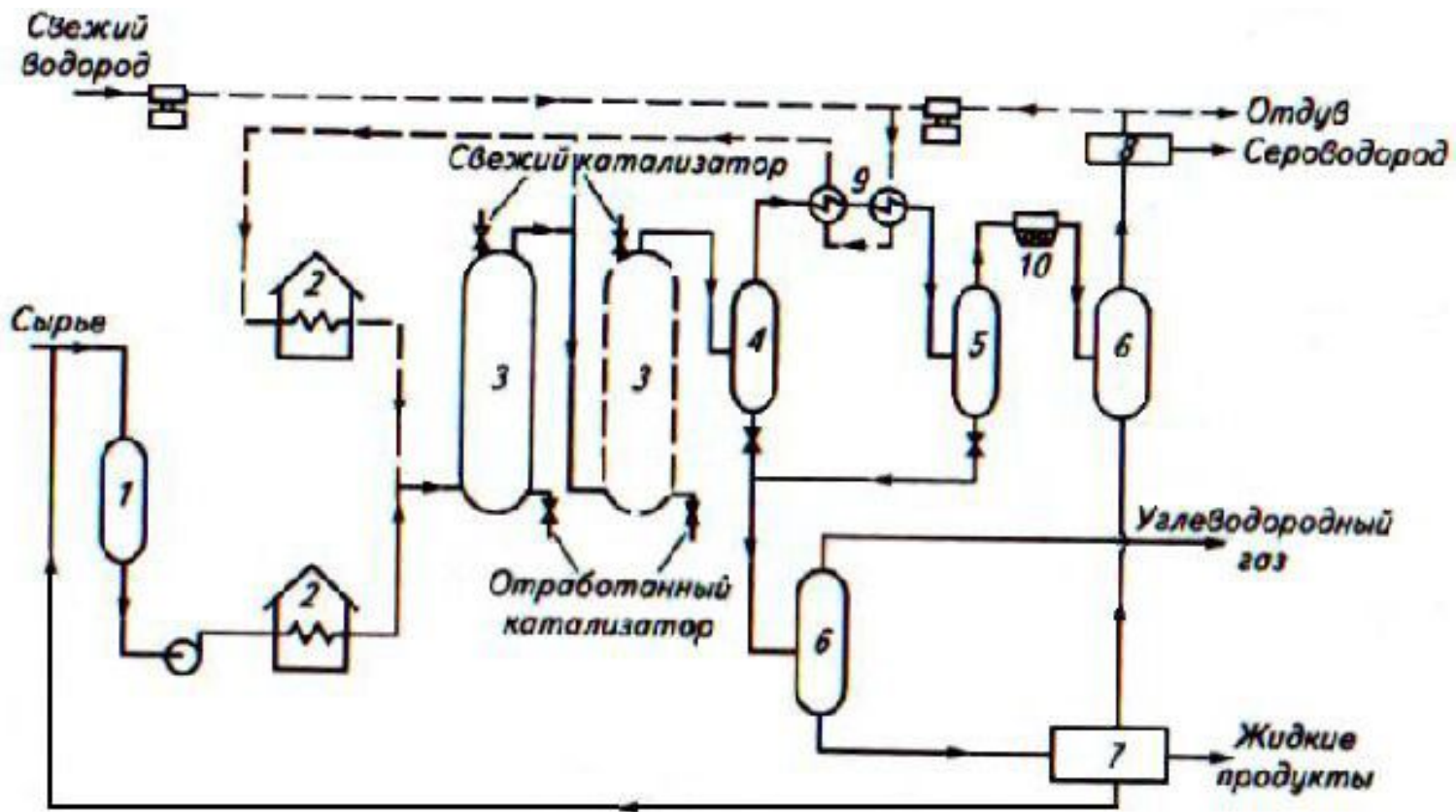
Сравнение легкого гидрокрекинга и гидрокрекинга под давлением

Показатели	Гидрокрекинг	Легкий гидрокрекинг
Температура процесса, °С	380 – 450	380 – 450
Давление, МПа	10 – 30	5 – 10
Объемная скорость, ч ⁻¹	1,5 – 1,7	0,5 – 1,5
Соотношение водород : сырье, м ³ /м ³	1,5 – 1,7	0,5 – 1,5
Вид сырья	Любое сырье от нефти до вакуумного газойля	Вакуумный газойль, сланцевое масло
Конверсия, %	50 – 99	25 – 40

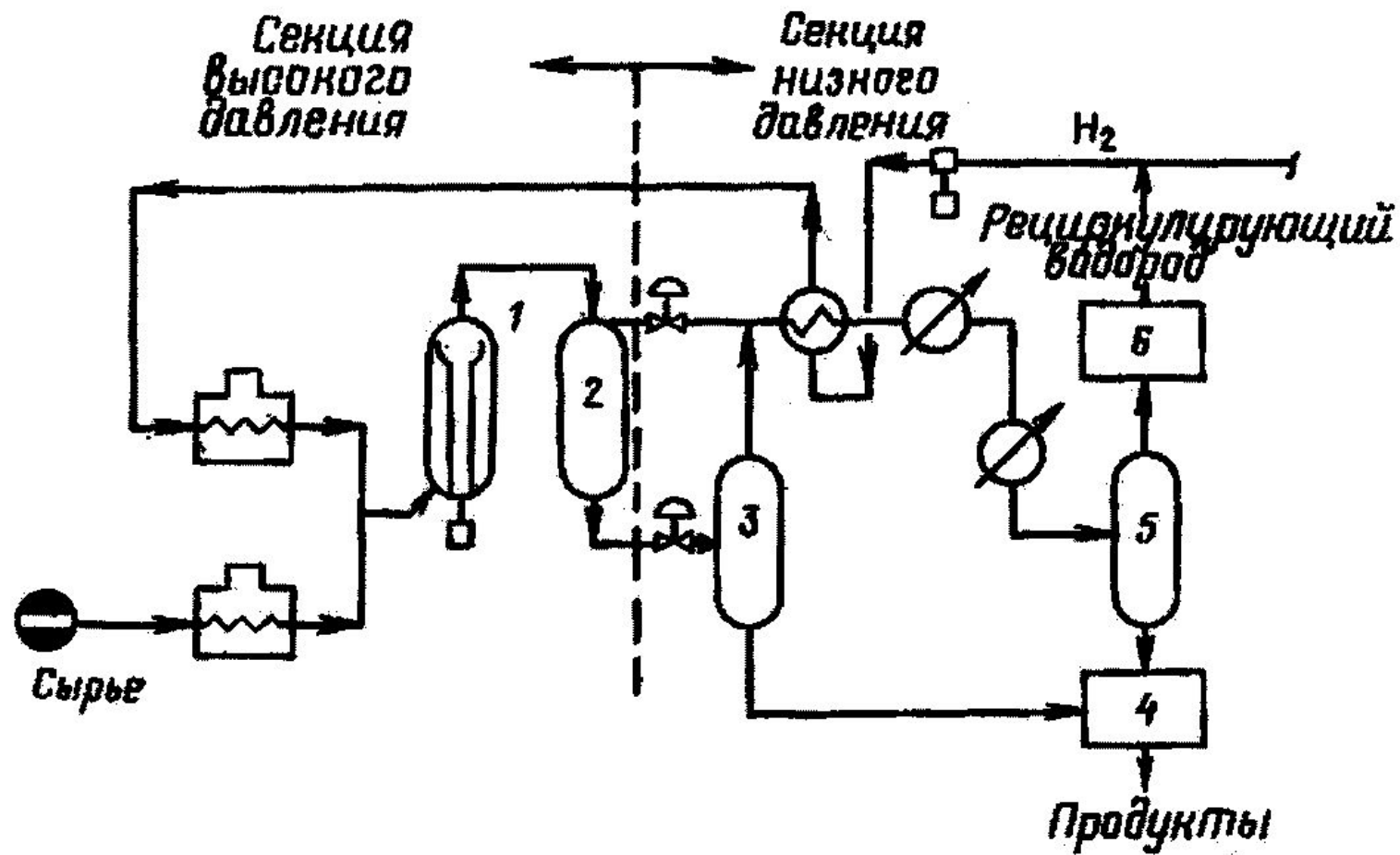
	ЛГК	Гидрокрекинг под давлением	
Конверсия гидрокрекинга, %	30	50	80
Выход продуктов, % (об.):			
	0,6	1,9	4,2
	2,1	6,2	17,4
	33,9	49,4	69,0
	66,2	47,4	21,2



1 – фильтры; 2 – компрессор; 3 – печь; 4 – реактор деметаллизации; 5 – реактор обессеривания; 6 – сепаратор высокого давления; 7 – сепаратор низкого давления; 8 – абсорбер; 9 – фракционирующая колонна.



1 – емкость; 2 – нагревательная печь; 3 – реактор; 4,5,6 – сепараторы; 7 – узел фракционирования; 8 – узел очистки от сероводорода; 9 – теплообменник; 10 – холодильник.



1 – реакторы; 2,3 – сепараторы высокого и низкого давления; стабилизационная (ректификационная) колонна; 5 – сепаратор; очистка водорода.

4 –
6 –

Расход водорода, % масс.	0,515
Расход катализатора, т/сут.	0,775
Свойства сырья:	
	1023,5
	3,41
	273
	44
	18,5
Выход продуктов, % масс.:	
	2,1
	8,5
	6,3
	11,1
	24,4
	47,6

Сырье:

1033

4,2

330

50

Выход продуктов, % масс.:

1,7

12,7

16,8

39,1

36,7

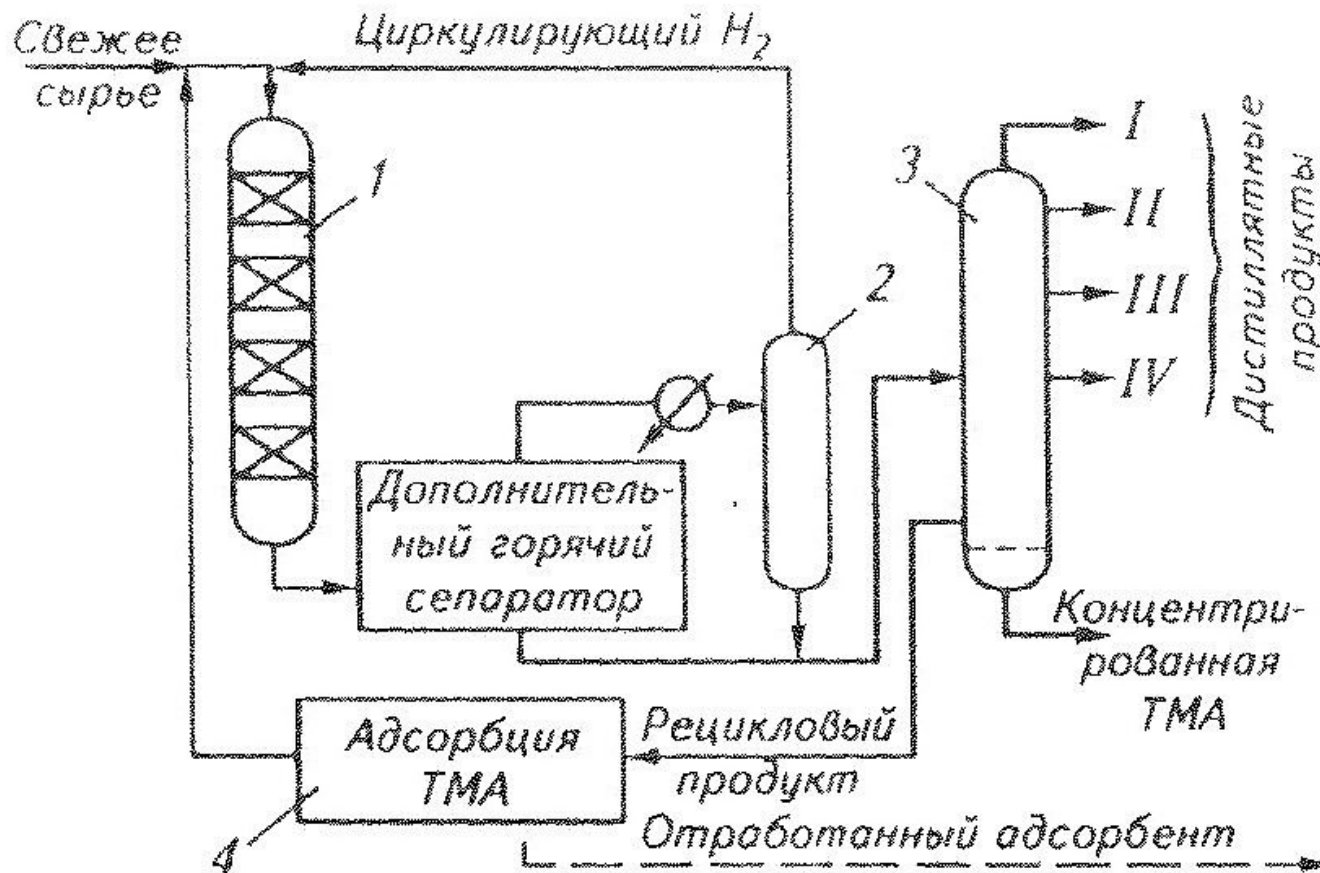
920

0,6

Расход водорода, м³/м³ сырья

223

Продукты	% масс
сероводород	3,5
газ до C ₄	1,8
C ₅ – C ₆	0,9
C ₇ – 180 °C	4,2
180 – 343	6,5
343 – 566	34,5
Остаток > 566 °C	53,0
<u>Всего:</u>	101,34



1 – реактор гидрокрекинга; 2 – сепаратор; 3 – фракционная колонна; 4 – адсорбер.

Переработка нефтезаводских газов

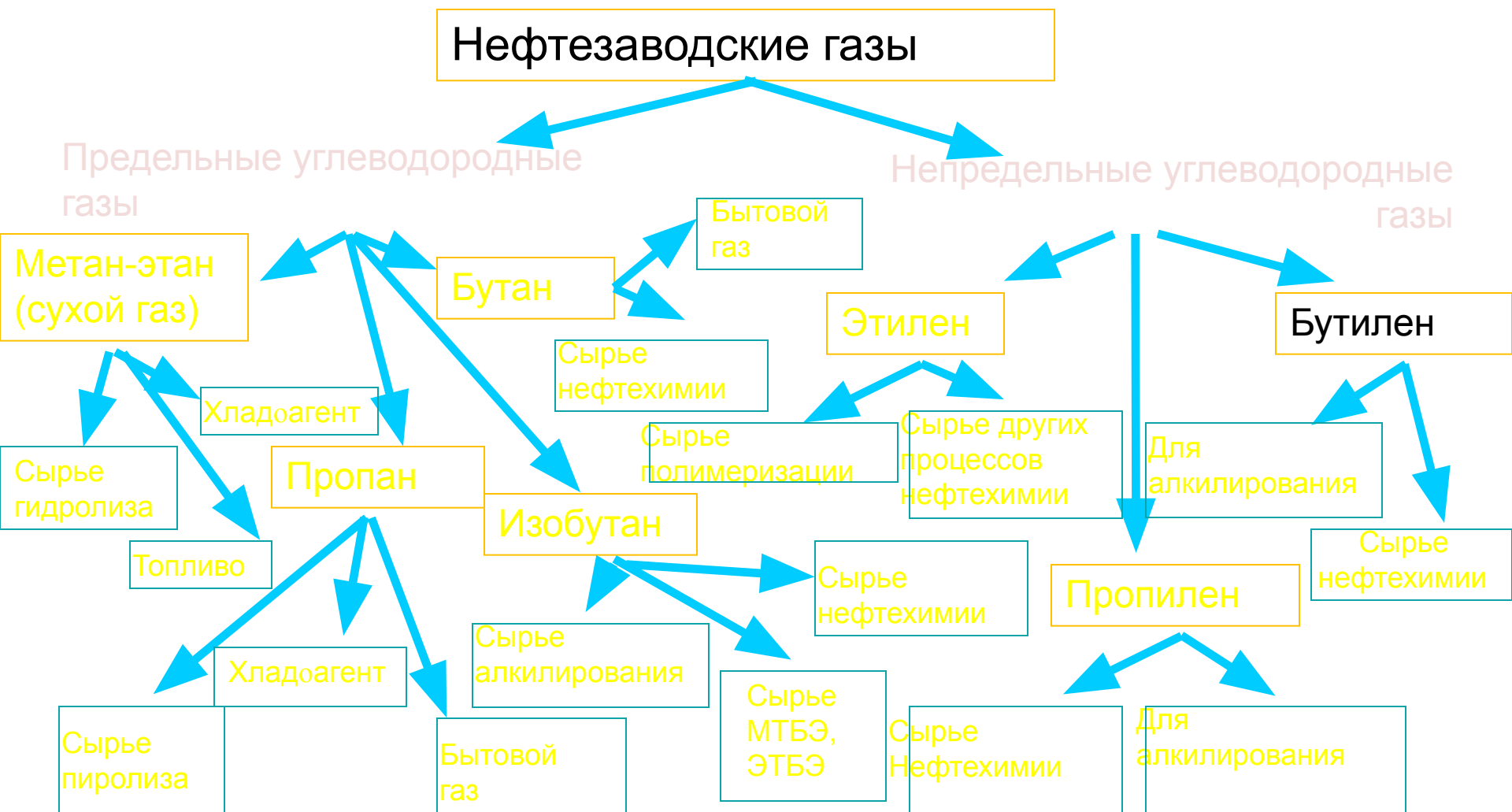
Содержание

1. *Характеристика нефтезаводских газов;*
2. *Использование и разделение нефтезаводских газов;*
3. *Материальный баланс установок газофракционирования;*
4. *АГФУ;*
5. *ГФУ;*
6. *Алкилирование. Основные факторы процесса;*
7. *Сернокислотное алкилирование. Схемы процесса. Материальный баланс.*
8. *Фтористоводородное алкилирование. Схемы процесса.*
9. *Алкилирование на твёрдом катализаторе.*

1. Состав углеводородных газов основных процессов нефтепереработки

Компоненты	Состав газа, % (мас.), процессов							
	АВТ	каталитического риформинга	гидроочистки дизельного топлива	гидрокрекинга вакуумного дистиллята	замедленного коксования гудрона	термического крекинга под давлением	каталитического крекинга	пиролиза бензина
CH ₄ + H ₂	2,7	19,0	34,0	6,9	36,3	16,2	13,0	18,2
Этилен	—	—	—	—	1,7	2,5	5,0	43,4
Этан	5,1	21,0	24,5	14,0	18,2	17,0	8,0	3,5
Пропилен	—	—	—	—	5,9	9,0	23,8	20,8
Пропан	41,3	32,0	20,5	44,7	17,0	21,5	10,8	0,4
Изобутилен	—	—	—	—	2,3	4,5	7,2	1,0
n-Бутилен	—	—	—	—	3,7	0,8	12,8	3,9
n-Бутан	50,9	16,0	—	10,4	9,5	14,5	4,8	0,4
Изобутан	13,0	12,0	21,0	24,0	5,6	5,0	14,6	3,0
Бутадиен	—	—	—	—	—	—	—	5,4
Сумма непредельных	—	—	—	—	13,6	25,8	48,8	74,5

2. Применение нефтезаводских газов



Разделение углеводородных газов

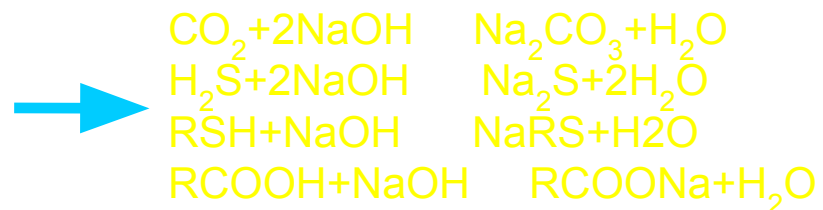
Осушка (в основном твёрдыми поглотителями)

Очистка (от сернистых соединений, углекислого газа, примесей)

Абсорбция

Компрессия и конденсация

Ректификация

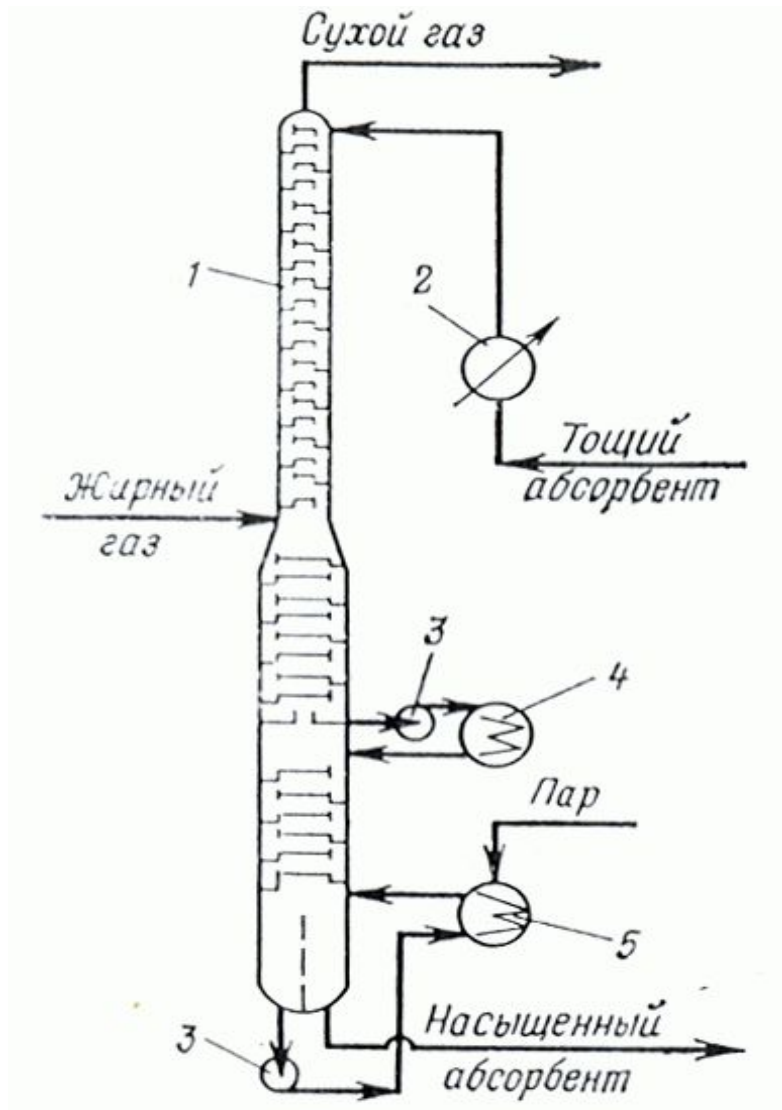


3. Материальный баланс установок газофракционирования

Таблица 5.2. Материальный баланс установок газофракционирования при переработке предельных (I) и непредельных (II) газов, % (мас.)

Статьи баланса	I	II
<i>Поступило</i>		
Газ и головка стабилизации АТ и АВТ	72,5	—
Головка стабилизации каталитического рифор-минга	27,5	—
Газ и головка стабилизации:		
термического крекинга	—	25,5
коксования	—	28,5
каталитического крекинга	—	46,0
В с е г о	100,0	100,0
<i>Получено</i>		
Сухой газ	4,8	30,5
Фракции:		
пропановая	24,5	—
пропан-пропиленовая	—	25,5
изобутановая	14,6	—
бутановая	36,8	—
бутан-бутиленовая	—	37,5
C ₅ и выше	19,3	6,5
В с е г о	100,0	100,0

Фракционирующий абсорбер (деэтаннизатор)



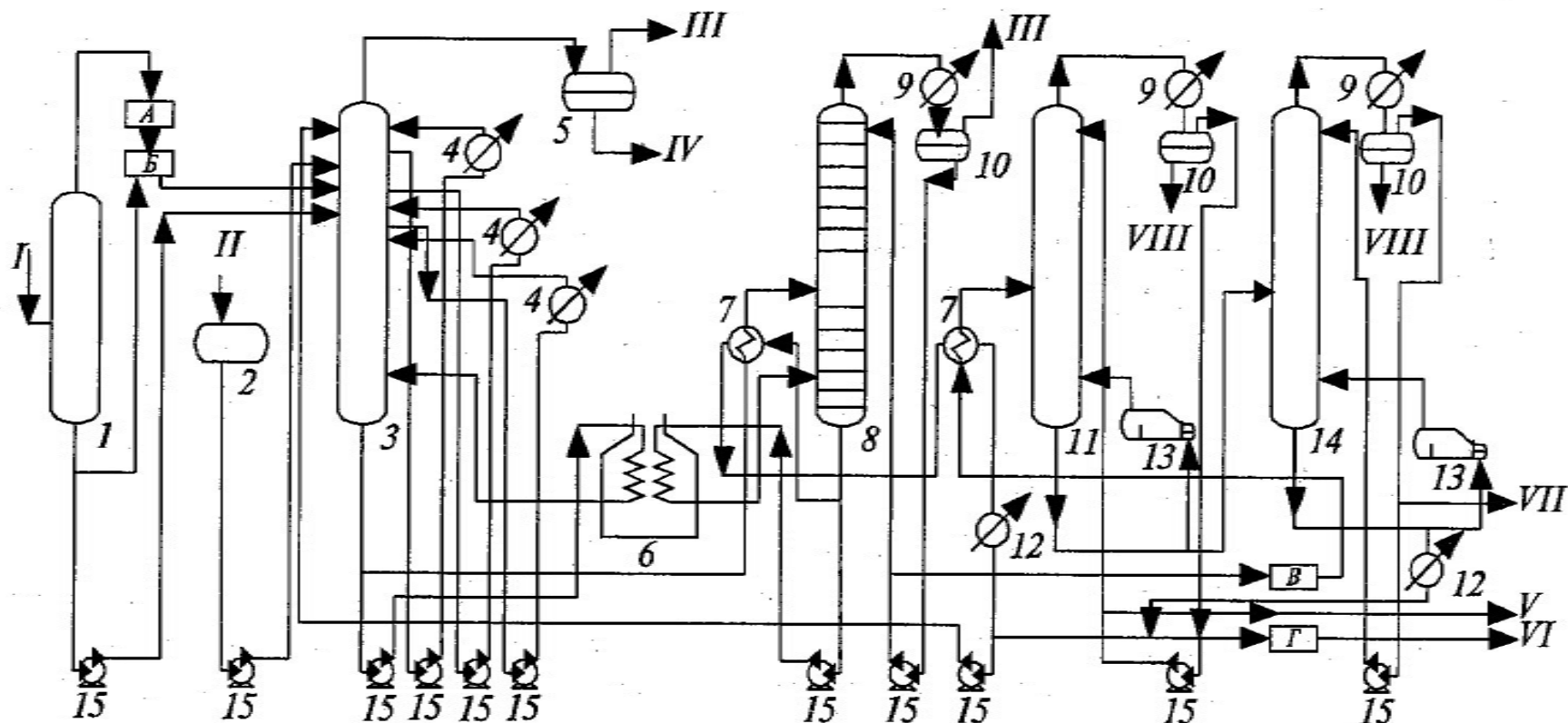
1 – колонна;

2, 4 – холодильники;

3 – насосы;

5 – кипятильник.

4. Принципиальная схема газодифракционной установки абсорбционно-ректификационного типа (АДФУ)

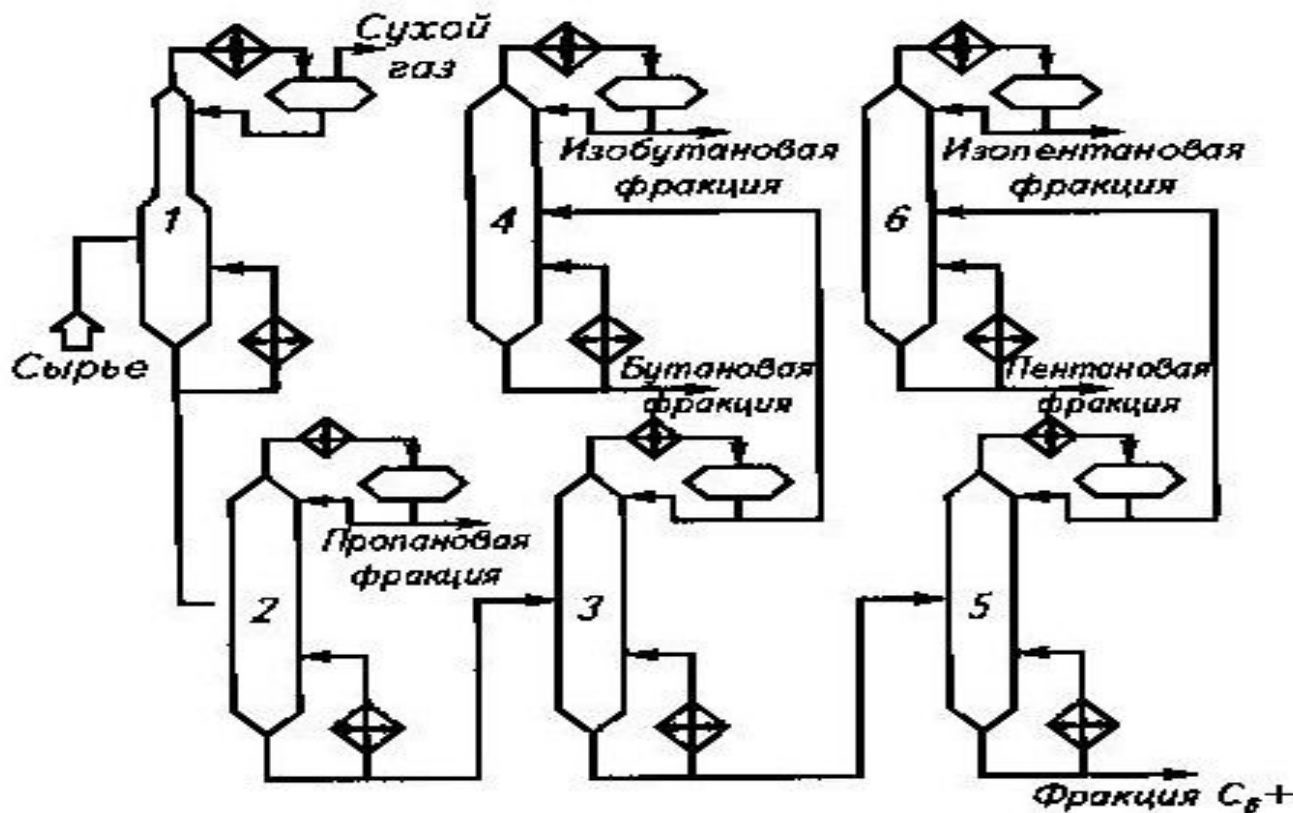


1- фракционирующий абсорбер; 2- стабилизационная колонна; 3- пропановая колонна; 4- бутановая колонна

Технологический режим АГФУ

Колонна	Диаметр, м	Температура, °С		Давление, МПа	Кратность орошения
		верх	низ		
Абсорбер	18	35	130	1,4	-
К-2	24	78	218	0,9	2:1
К-3	14	44	107	1,7	3:1
К-4	18	48	106	0,6	3:1

5. Принципиальная схема газодифракционной установки (ГФУ)



1- Деэтанализатор; 2- пропановая колонна; 3- бутановая колонна;
4- изобутановая колонна; 5- пентановая колонна; 6-изопентановая колонна

Основные режимные показатели колонн ГФУ

Колонна	Температура, °С		Давление, МПа
	верх	низ	
К-1 деэтанализатор	25-30	110-115	2,6-2,8
К-2 пропановая	62-68	145-155	1,2-1,4
К-3 бутановая	58-65	110-115	2,0-2,2
К-4 изобутановая	65-70	80-85	1,0-1,2
К-5 пентановая	75-80	120-125	0,3-0,4
К-6 изопентановая	78-85	95-100	0,35-0,45

6. Алкилирование изобутана олефинами

(положительный
тепловой эффект 960
кДж на 1 кг алкилата)

фтористоводородное

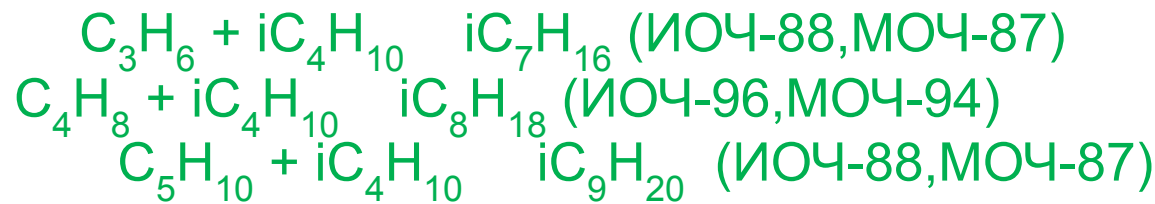
серно кислотное

на твердых катализаторах

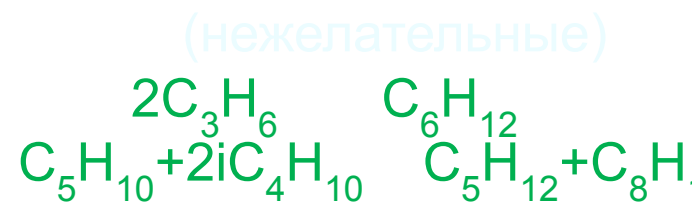
Основная реакция:



Первичные реакции



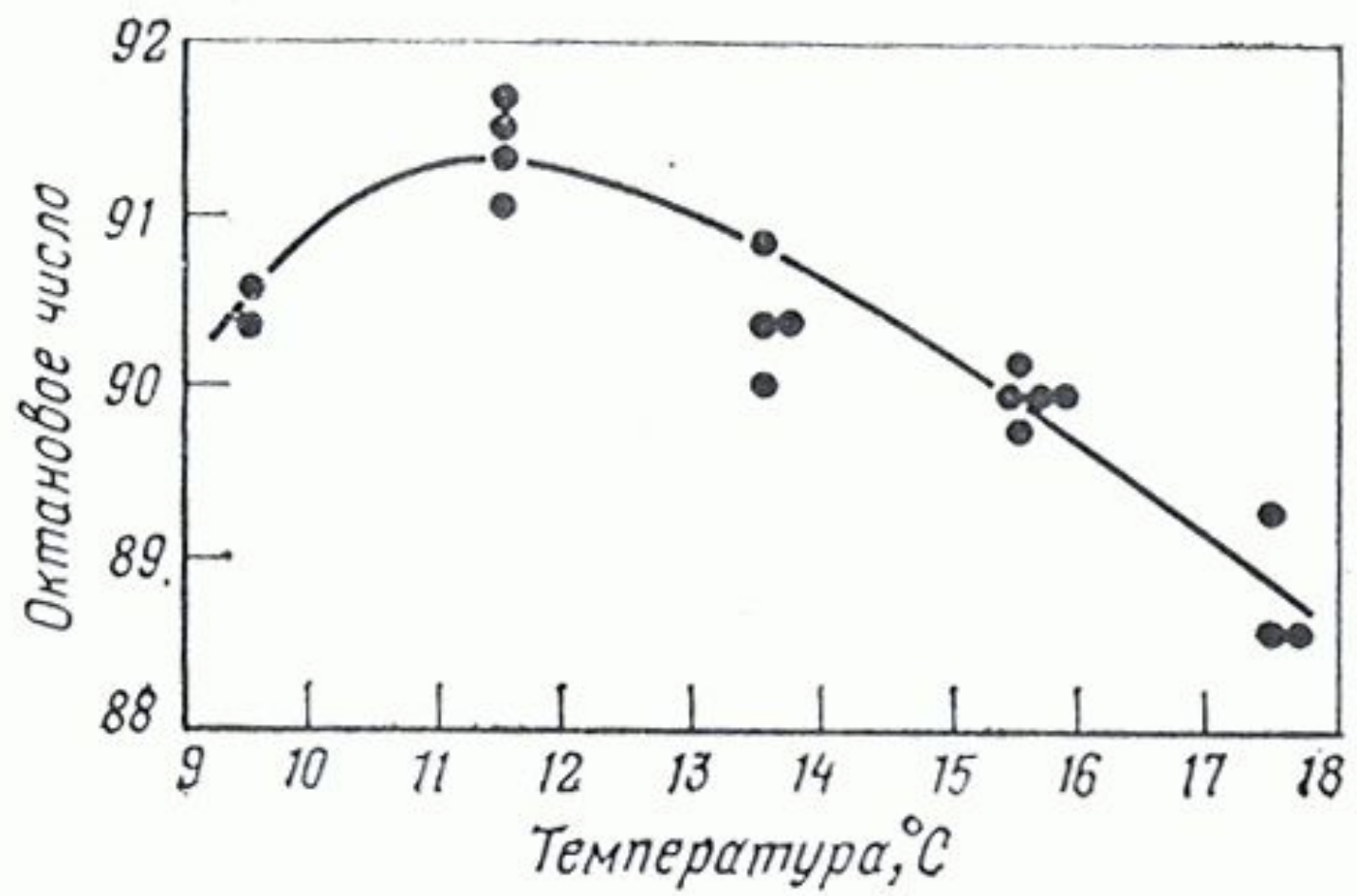
Вторичные реакции



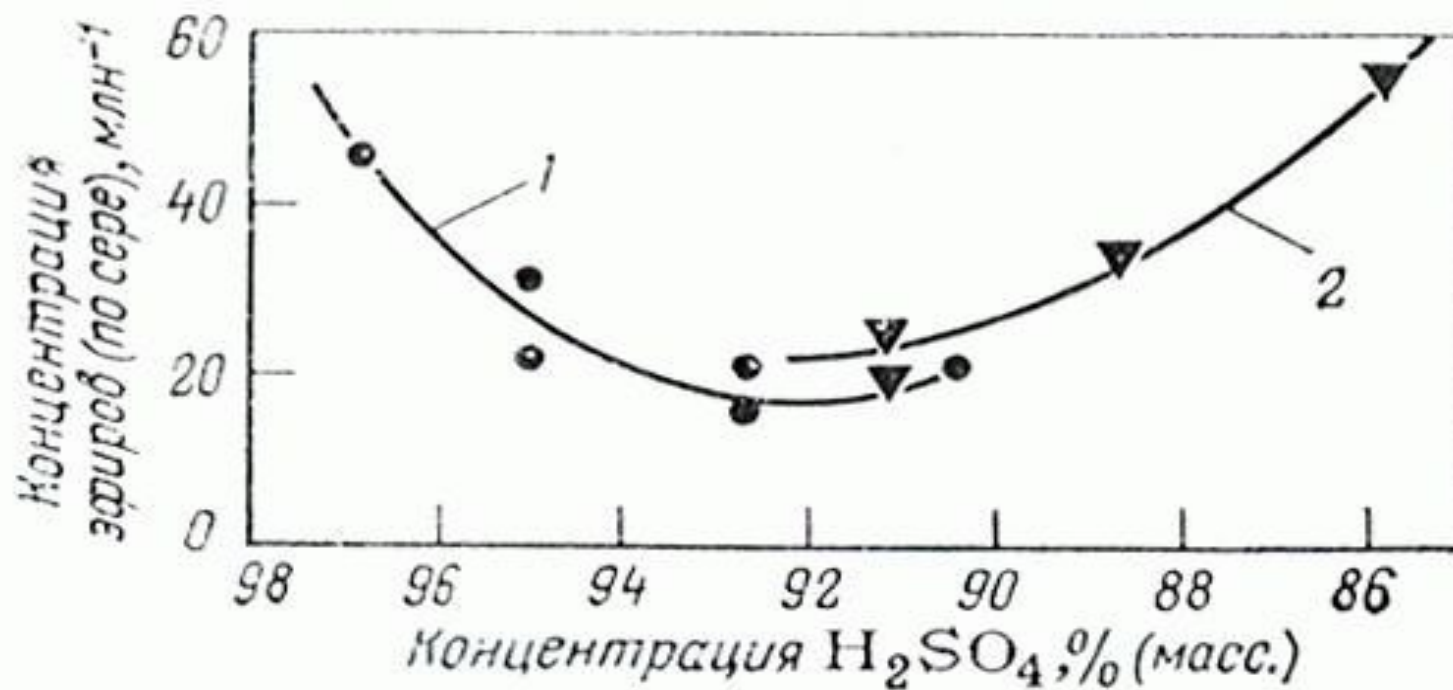
Основные факторы процесса алкилирования

1. $T, ^\circ\text{C}$ - 0-10 $^\circ\text{C}$ (с H_2SO_4) \rightarrow выше 10 $^\circ\text{C}$ окисления углеводородов
- 25-30 $^\circ\text{C}$ (с HF)
2. $P, \text{МПа}$ - 0,3-1,2
3. $i\text{C}_4\text{H}_{10}/\text{олефин} = (4\div 10):1$
4. Объемная скорость подачи олефинов - 0,1-0,6 ч^{-1}
5. Время реакции: 5-10 мин. (для HF)
20-30 мин. (для H_2SO_4)
6. Соотношение кислоты к углеводороду = 1:1

Влияние температуры на октановое число алкилата



Зависимость содержания эфиров в суммарном алкилате от концентрации серной кислоты



1-алкилирование изобутана бутиленом;
2-алкилирование изобутана пропиленом.

7. Сернокислотное алкилирование

с автоохлаждением
(технология Exxon-Mobil)

с поточным охлаждением
(технология Stratko)

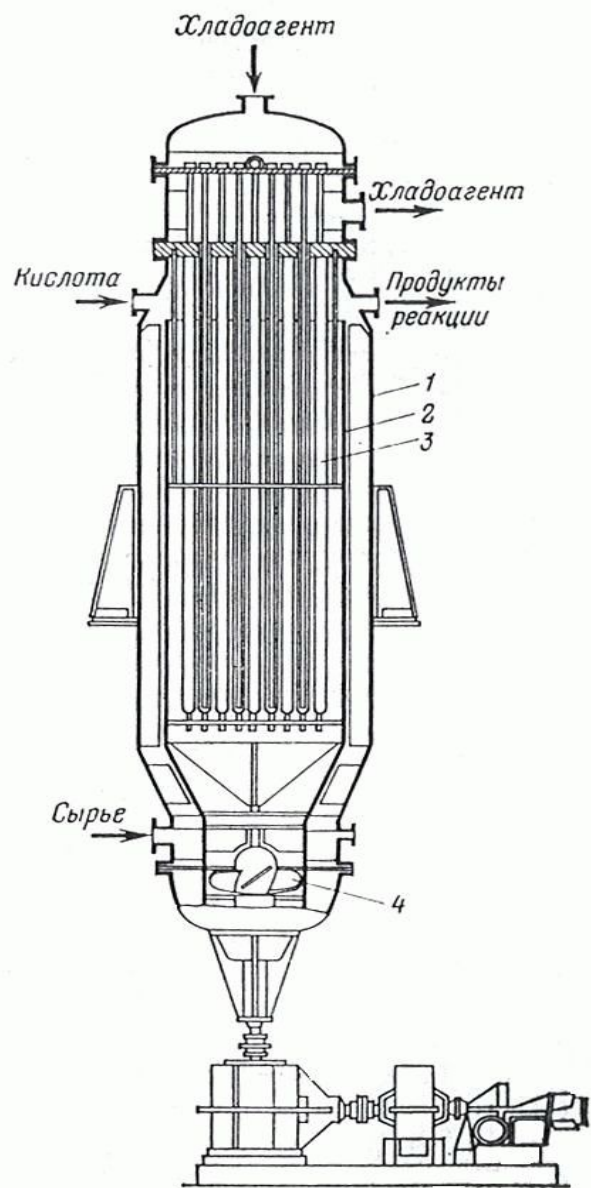
Реакторы

вертикальные

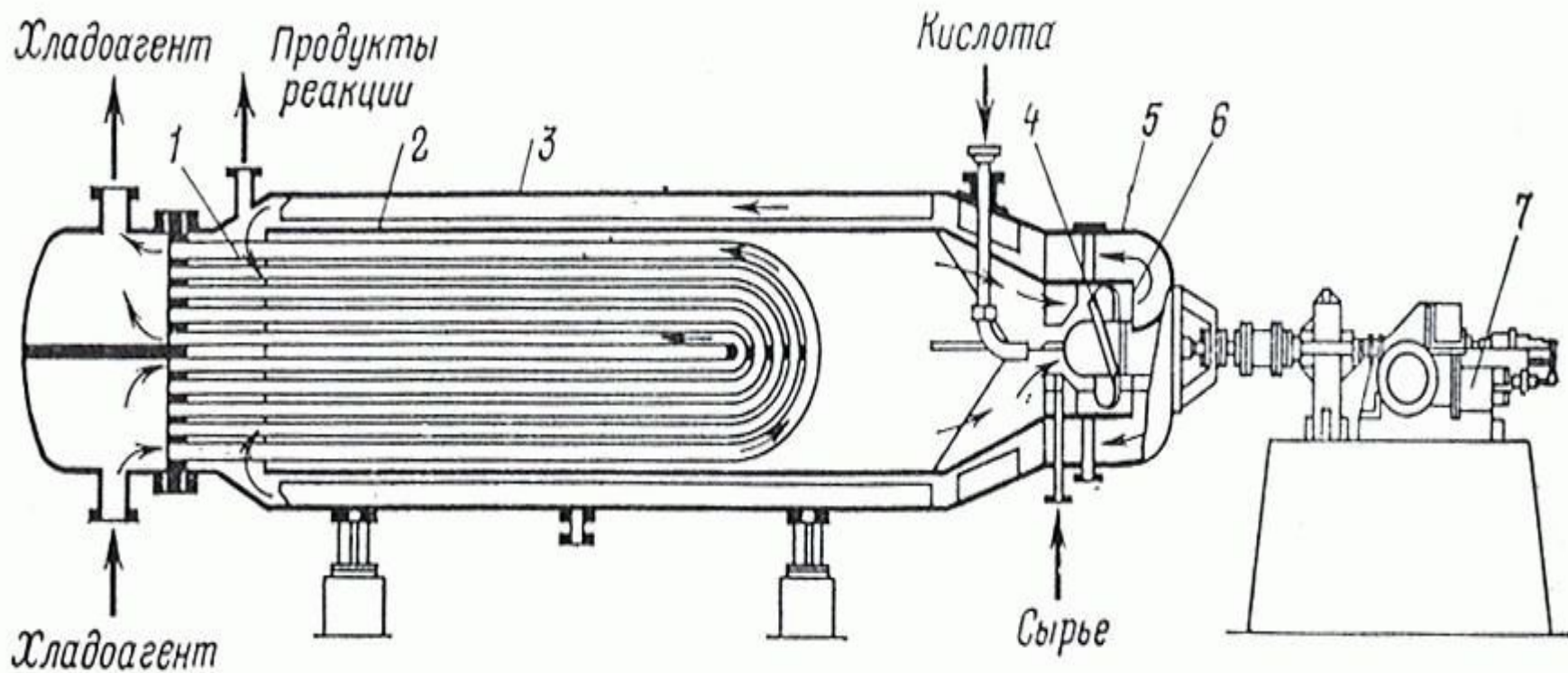
горизонтальные

простой

каскадного
типа

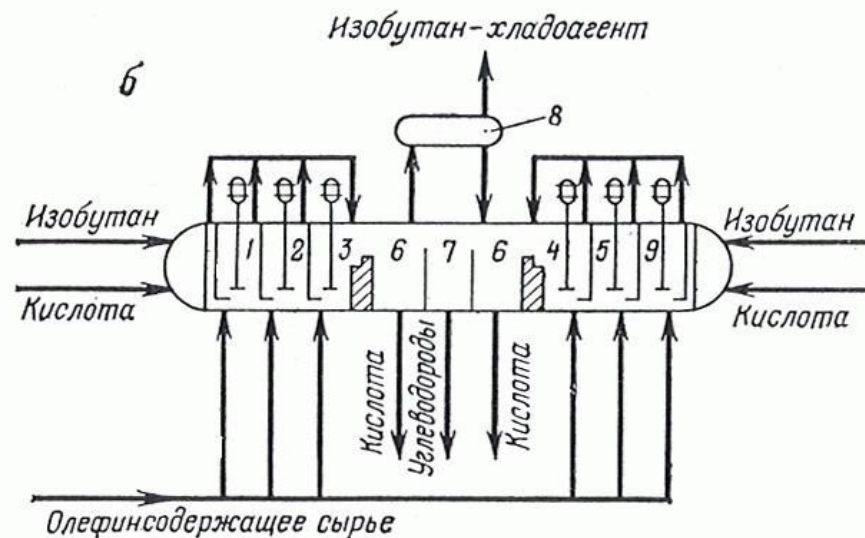
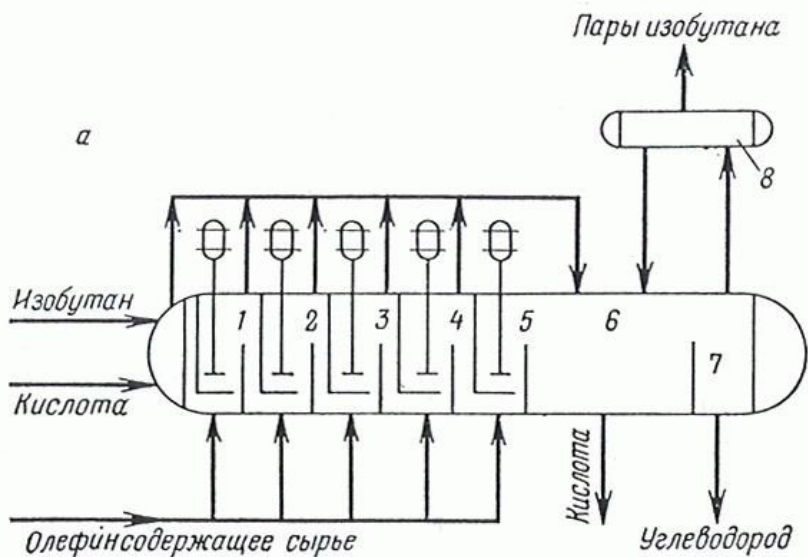


- 1-корпус;
- 2-цилиндрический кожух;
- 3-трубный пучок;
- 4-пропеллерный насос.



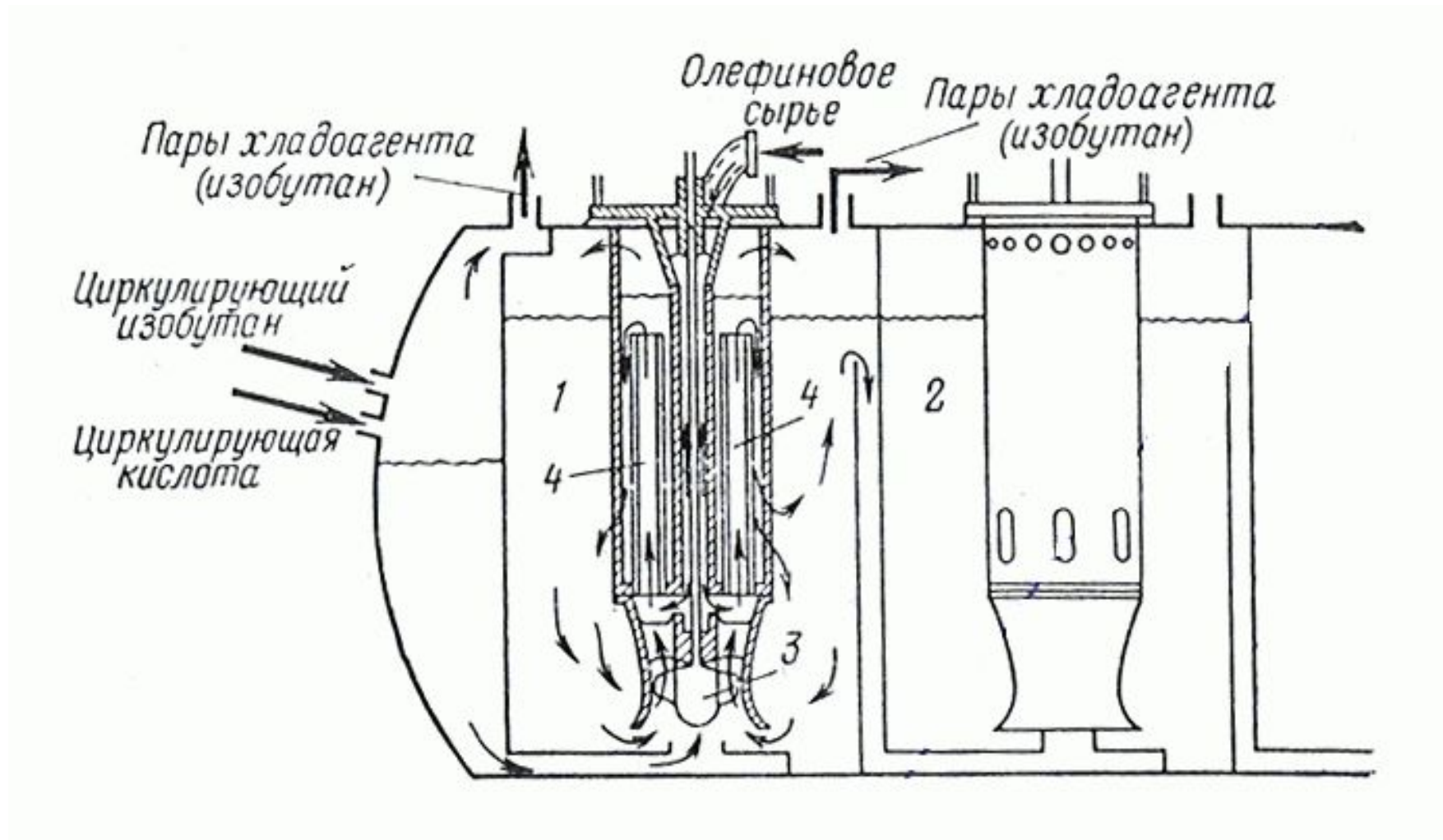
1-трубчатый пучок; 2,5-циркуляционная труба; 3-корпус; 4-пропеллерная мешалка; 6-направляющие лопасти; 7-турбина.

Горизонтальные реакторы каскадного типа

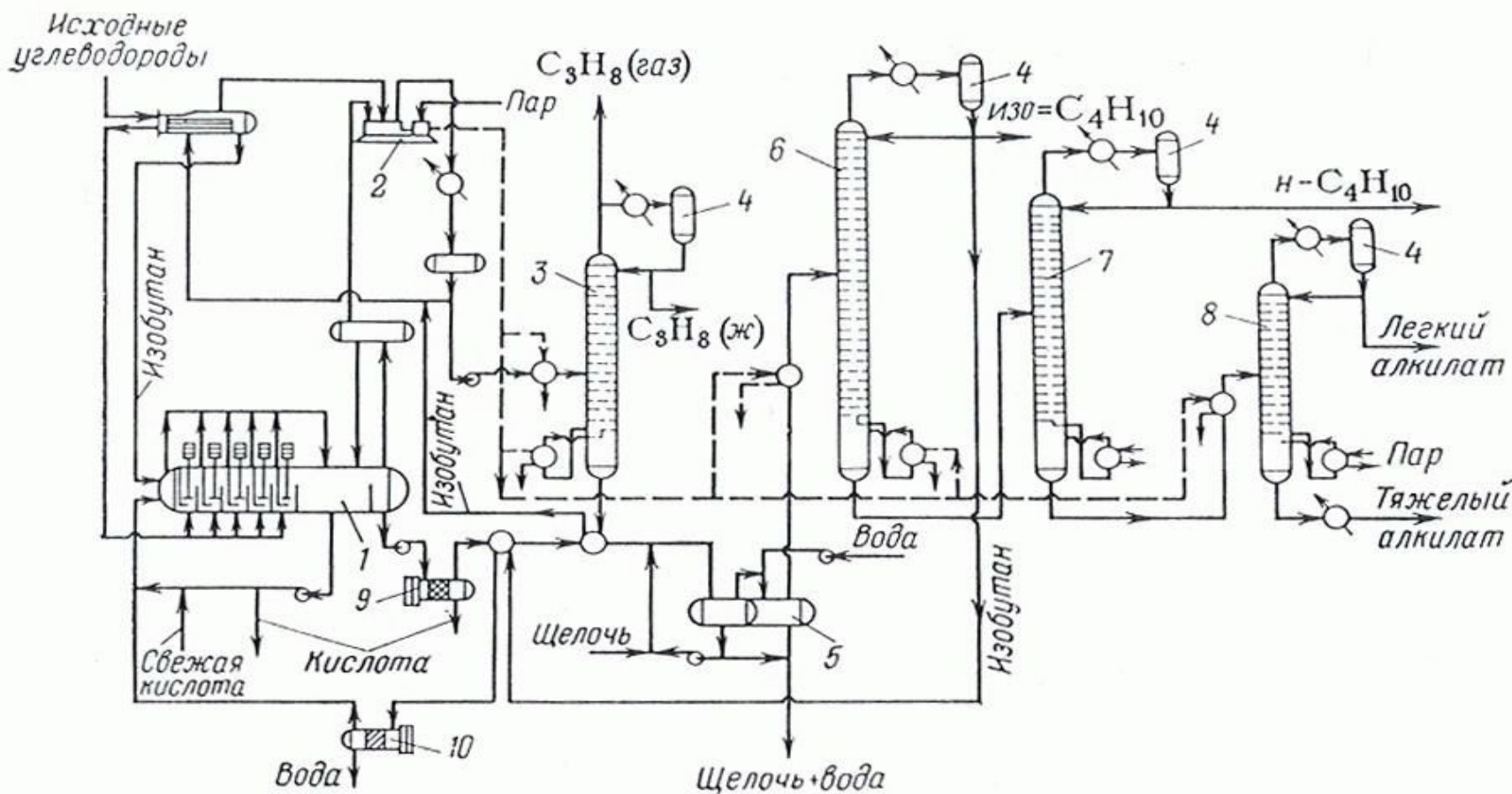


а-пятисекционный;
б-двоенный;
1,2,3,4,5-секции;
6-зона отстаивания кислоты;
7-зона вывода кислоты;
8-емкость изобутана.

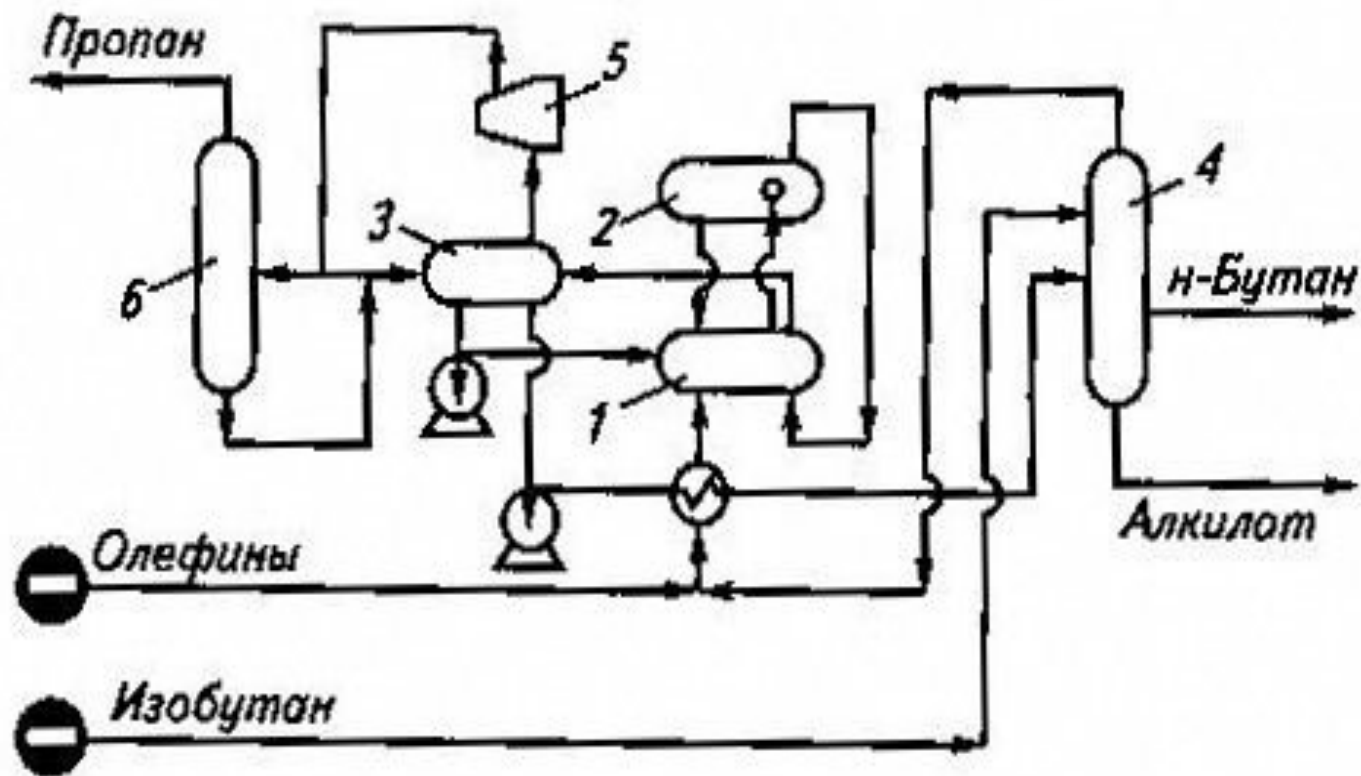
Смесительная секция каскадного реактора



1,2-секции реактора; 3-мешалка; 4-циркулярные трубы.



1-реактор; 2-компрессор; 3-пропановая колонна; 4-емкости орошения; 5-отстойник;
 6-изобутановая колонна; 7-бутановая колонна; 8-колонна вторичной перегонки
 алкилата; 9-коалесцирующий аппарат; 10-сепаратор



1- реактор-контактор; 2-отстойник; 3-сепаратор; 4-деизобутанизатор; 5- компрессор; 6- пропановая колонна

Показатели	Изо- бутановая колонна	Бутановая колонна	Пропановая колонна	Колонна вторичной перегонки алкилата
Диаметр, мм	3000	1600	1600	1800
Высота, мм	50085	26500	27400	19062
Число тарелок	80	40	40	20
Избыточное давление, МПа	0,5—0,6	0,35—0,40	1,6—1,7	≈ 0,03
Температура, °С				
верх	45—55	45—50	20—45	100—115
низ	95—120	125—135	95—100	До 220
Состав ректификата, % (об.)				
C ₃	2,0	—	95,0	—
изо-C ₄ H ₁₀	89,0	2,8	5,0	—
н-C ₄ H ₁₀	9,0	71,0	—	—
C ₅ и выше	—	26,2	—	100

Поступило

Бутан-бутиленовая фракция	I*	66,0	54,4
Пропан-пропиленовая фракция		-	29,7
<u>34,0</u>			<u>84,1</u>
15,9			
	Всего	100,0	100,0

Получено

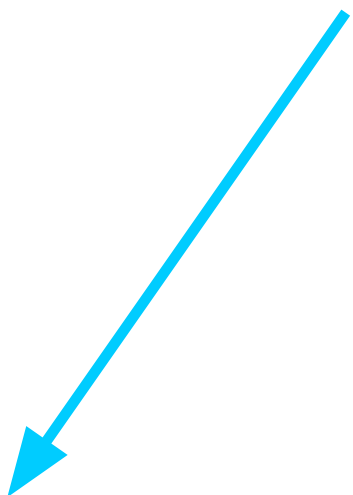
Легкий алкилат		79,1	69,5
Тяжелый алкилат		3,4	5,9
Пропан		2,1	14,0
Отработанная бутан-бутиленовая фракция		<u>15,4</u>	<u>10,6</u>
	Всего	100,0	100,0

* - сырьё – бутан-бутилен

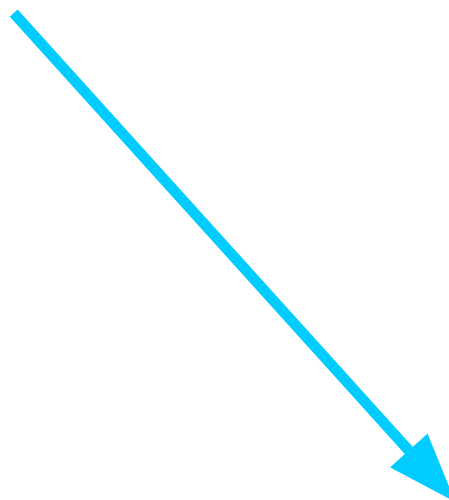
** - сырьё – бутан-бутилен + пропан-пропилен

Расходные показатели (на 1 т сырья):

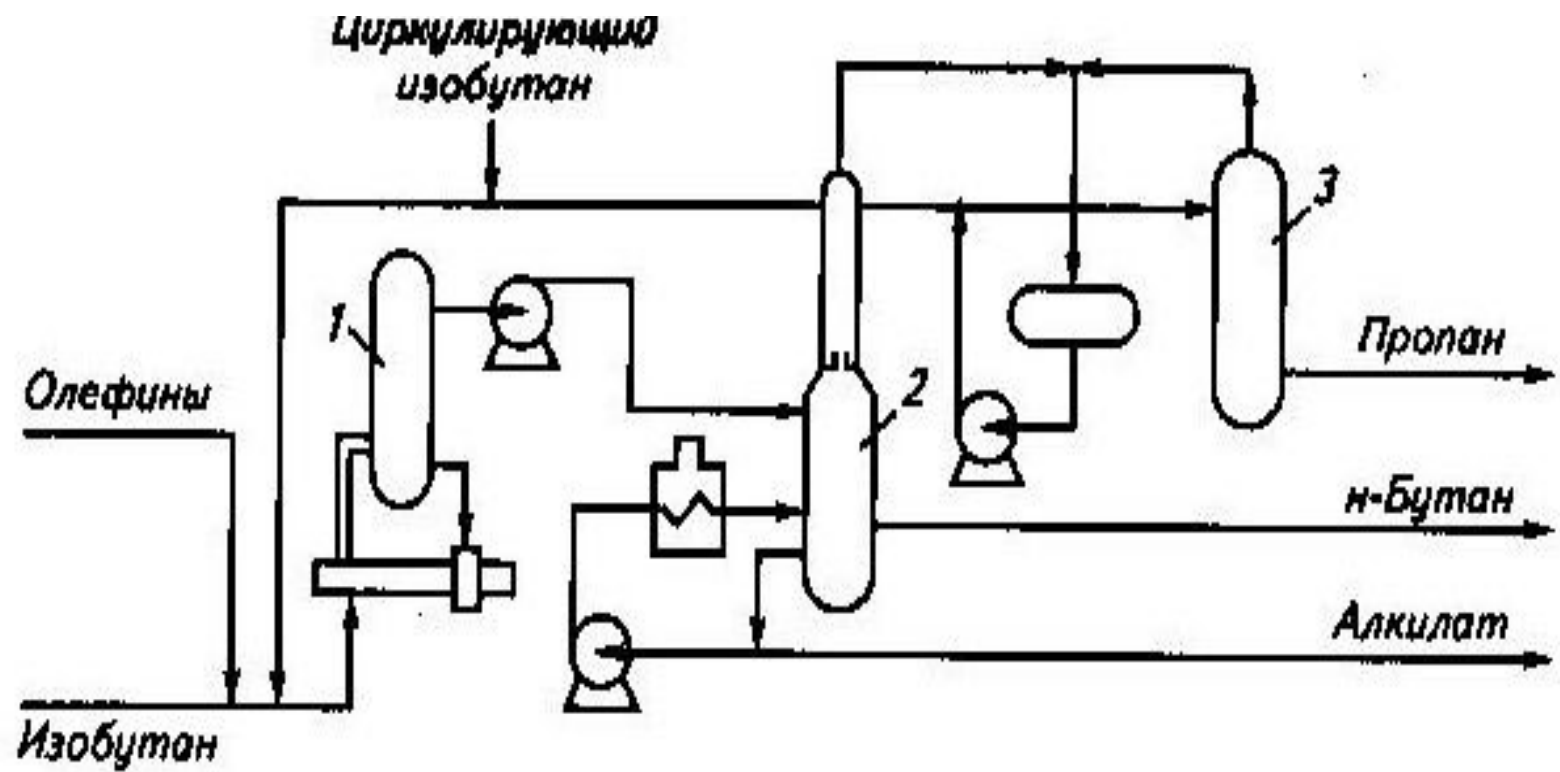
Пар водяной, Гкал.....	0,7-0,95
Электроэнергия, кВт·ч.....	250-300
Вода обратная, м ³	15-20
Серная кислота 98,5%-я, кг.....	150-170
Щелочь (в расчете на 100%-ю), кг.....	3,2-3,6



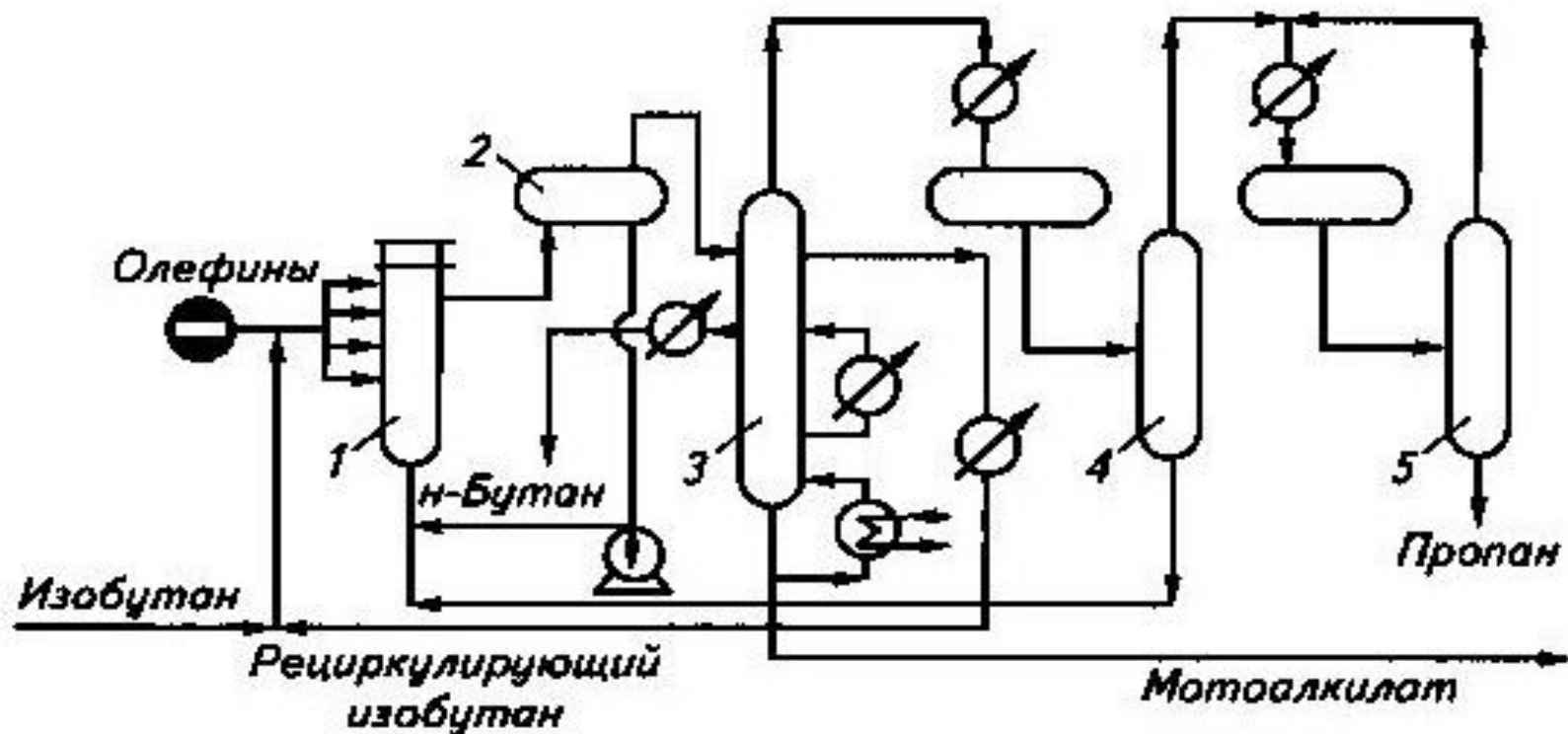
по технологии
«Philips Petroleum»



по технологии
«UOP»

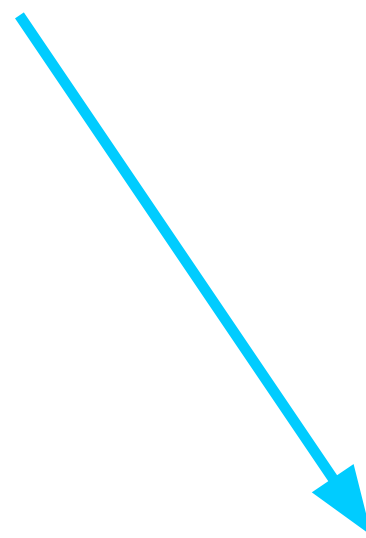
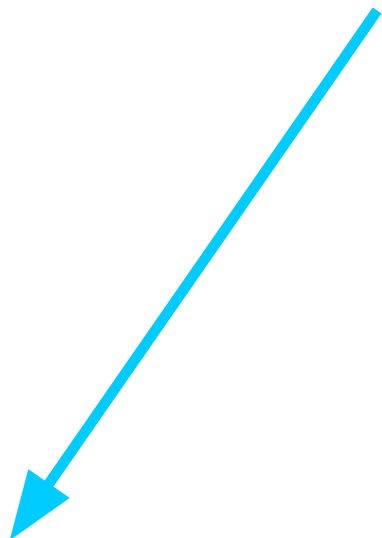


1- реактор; 2- фракционирующая колонна; 3- отпарная колонна



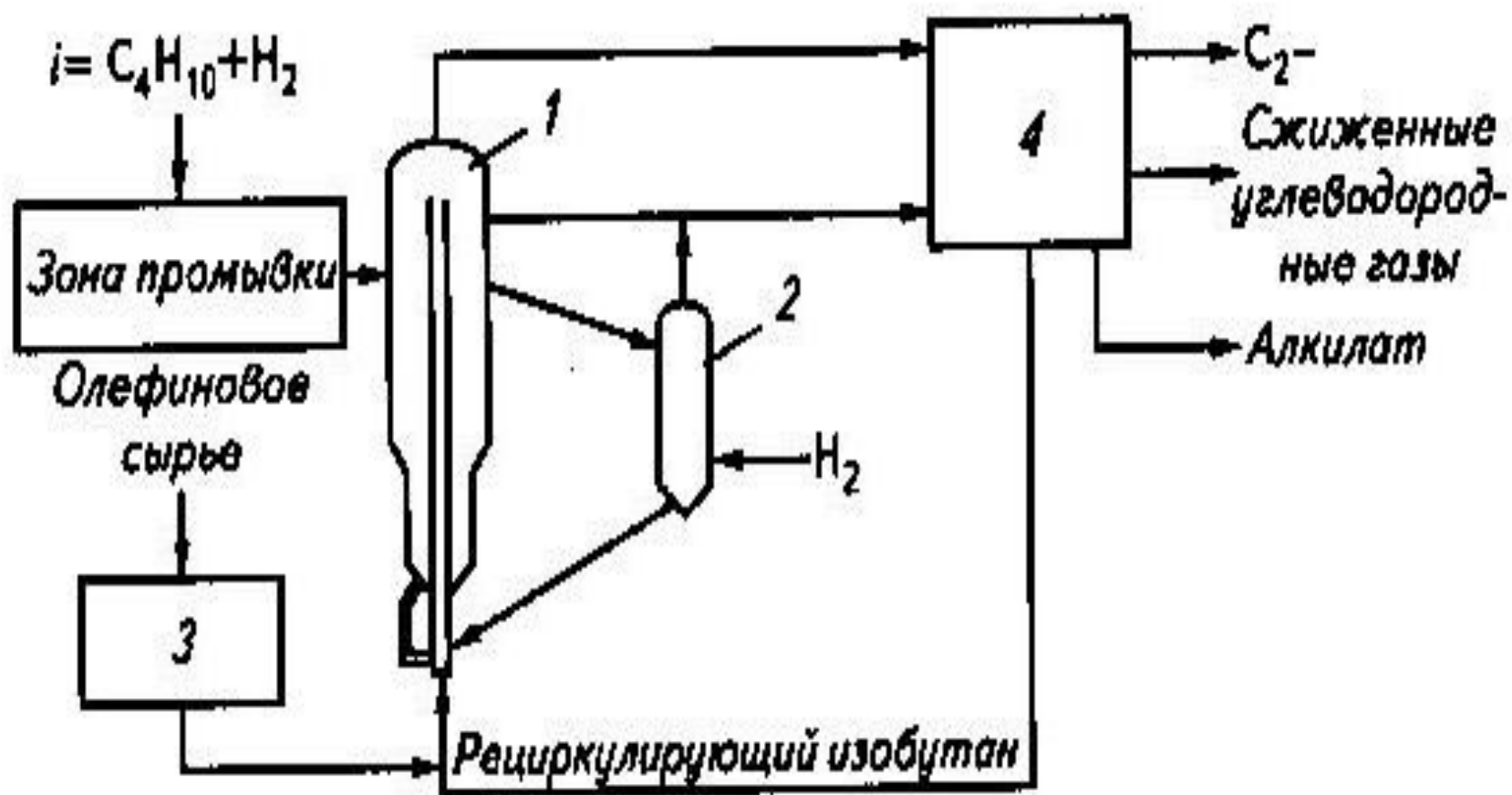
1- реактор; 2- отстойник; 3- колонна-регенератор; 4-депропанизатор;
5- пропановая колонна

9. Алкилирование на твёрдом катализаторе

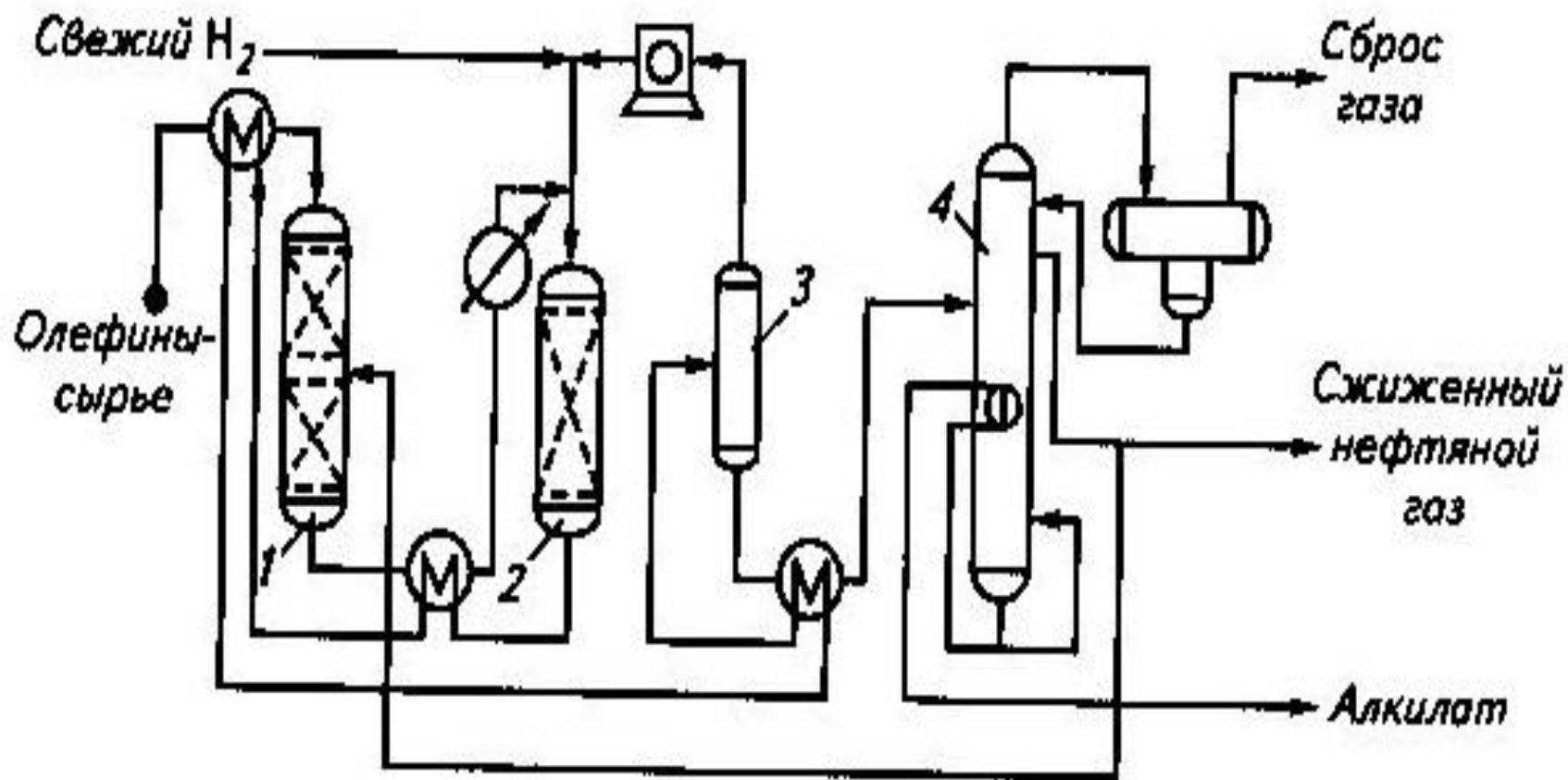


Процесс Alkilene

Процесс InAlk



1- реактор Alkilene; 2- секция реактивации; 3- секция подготовки сырья;
 4-секция фракционирования



1- реактор полимеризации; 2- реактор гидрирования; 3- сепарационно-ректификационная колонна; 4- колонна стабилизации алкилата

Содержание

- I. **Другие способы переработки нефтезаводских газов.**
 1. Полимеризация(олигомеризация олефинов). Схема процесса. Основные показатели.
 2. Оксигенаты. Классификация. Свойства. Установка МТБЭ(ЭТБЭ). Схема процесса. Основные показатели.
 3. Производство серы. Схема процесса. Основные показатели.
 4. Производство водорода. Схема процесса. Основные показатели.
- II. **Экология процессов переработки углеводородного сырья.**
 1. Улучшение качества моторных топлив и других нефтепродуктов с целью повышения их экологической безопасности.
 2. Проведение природоохранных мероприятий непосредственно на НПЗ.

1. Полимеризация олефинов – процесс, при котором образуются высокомолекулярные вещества путем соединения низкомолекулярных олефинов без выделения побочных продуктов.

Ограничения реакции полимеризации с получением жидких продуктов сравнительно небольшой молекулярной массы называется олигомеризацией.

Механизм реакции – карбокатионный

Катализатор: твердая фосфорная кислота на кизельгуре.

1. Олигомеризация и диспропорционирование олефинов $C_3 - C_4$ с образованием олефинов $C_2 - C_{12}$;
2. Крекинг олефинов с образованием карбокатионов, их изомеризация с образованием вторичных – четвертичных структур и последующим их гидрированием с получением разветвленных олефинов или нафтенов;
3. Алкилирование изобутана олефинами с образованием разветвленных парафинов;
4. Сопряженное гидрирование образовавшихся олефинов с получением парафинов $C_2 - C_6$ и алкилбензолов C_7 и выше.

Технологический режим

Температура в реакторе, 0С	180 – 230
Давление, МПа	7,5 – 8,5
Скорость подачи сырья, ч-1	1 – 4
Расход катализатора, %(мас.)	0,09 – 0,20

Расходные показатели (на 1 т. Сырья)

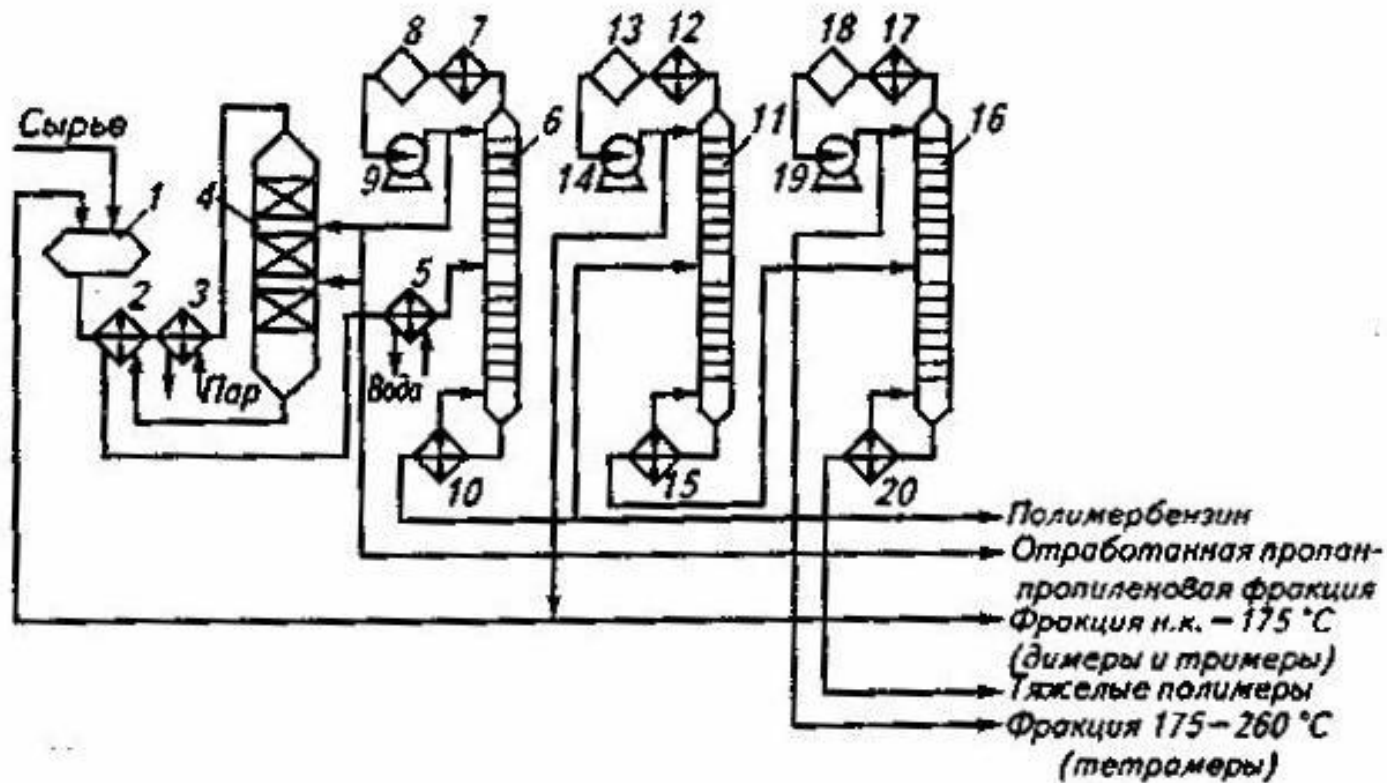
Пар водяной, Гкал	0,15 – 0,18
Электроэнергия, кВт*ч	10 – 18
Вода обратная, м ³	18 – 22
Катализатор. Кг	0,6

Поступило:	I	II
пропан-пропиленовая фракция	100,0	100,0
Получено:		
полимербензин (фр. н.к. – 205 °С)	32,4	-
димеры (фр. н.к. – 125 °С)	-	-
тримеры (фр. 125– 175 °С)	-	9,4
тетрамеры (фр. 175– 260 °С)	-	19,2
остаток выше 205 °С	3,6	-
то же выше 260 °С	-	2,3
отработанная пропан-пропиленовая фракция	64,0	64,0
Всего	100,0	100,0

I – получение полимербензина

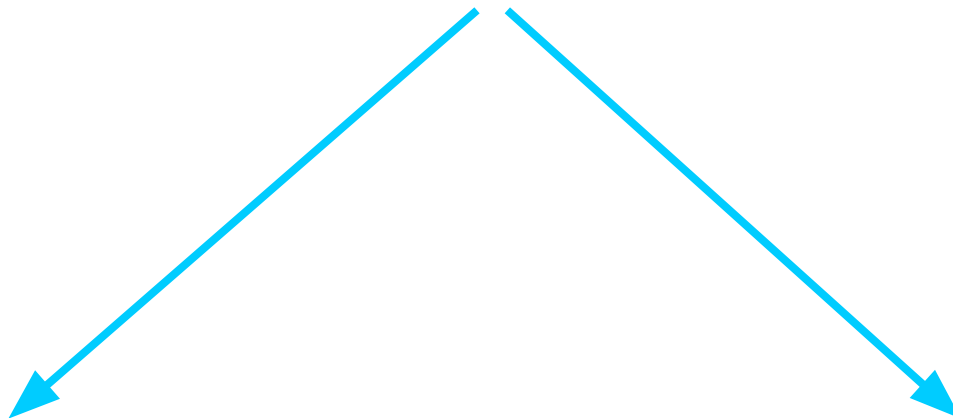
II – получение сырья для нефтехимии

Полимербензин имеет октановое число 97 ИОЧ, содержит 95 % олефинов



1, 8, 13, 18 – емкости; 2 – теплообменник; 3 – подогреватель; 4 – реактор; 5 – холодильник; 6, 11, 16 – колонны; 7, 12, 17 – конденсаторы – холодильники; 9, 14, 19 – насосы; 10, 15, 20 – кипятильники.

Добавка	ИОЧ	МОЧ
1. МТБЭ	118	100
2. Этанол	130	101
3. ЭТБЭ	118	102
4. Изопропанол	119	98
5. Метанол	137	97
6. Диизопропиловый эфир	110	99
7. Изобутанол	110	89



Спирты

Метанол

Этанол

Изопропанол

Изобутанол

Эфиры

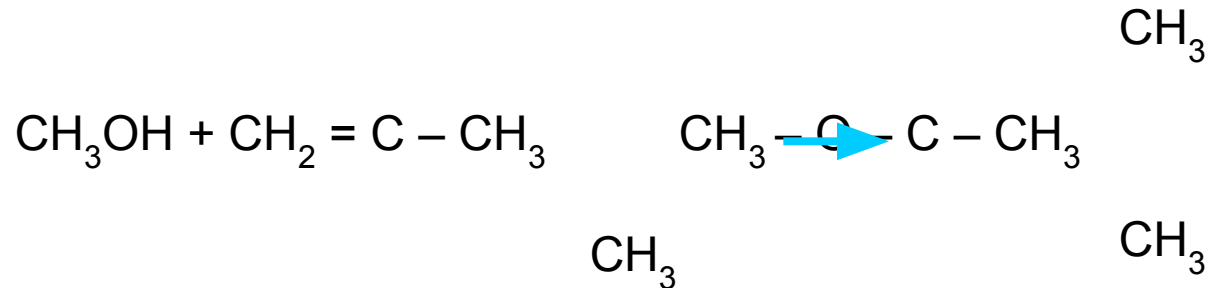
МТБЭ

ЭТБЭ

МТАЭ

ДИПЭ

Метилтретбутиловый эфир (МТБЭ)



$T = 60 - 70 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 0,7 - 0,75 \text{ МПа}$

Катализатор – сульфированные ионнообменные смолы

Соотношение метанол : изобутан = 10 : 1

Преимущества МТБЭ

1. Понижает точку выкипания 50% (об.) бензина, улучшает испаряемость бензина на переходных режимах.
2. Повышает октановое число смеси.
3. Сокращает содержание СО в выхлопных газах за счет связанного кислорода в эфире.

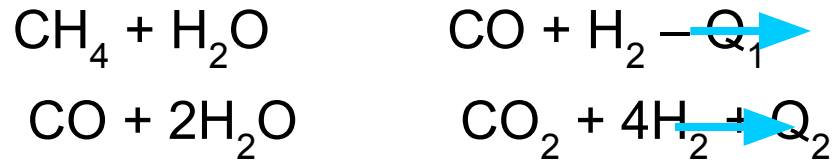
Недостатки МТБЭ

1. Низкая теплота сгорания (37 кДж/кг) по сравнению с бензинами (43 кДж/кг), что приводит к снижению энергopotенциала бензина.
2. Высокая теплота испарения (350 кДж/кг) по сравнению с бензинами (180 кДж/кг) – на испарение тратится много тепла.

Способы получения водорода на нефтеперерабатывающих заводах

Способы получения	Исходное сырье + реагенты	Сопутствующие продукты
Выделение водорода из смеси газов	Сухие газы НПЗ, содержащие 30 – 80% (об.) H_2	Углеводородные газы
Дегидрирование углеводородов	Прямогонный бензин, газообразные углеводороды C_2-C_4 .	Углеводороды с более низким содержанием H_2
Расщепление углеводородов	Природный газ, сухие газы НПЗ, жидкие углеводороды	Углерод или его оксиды
Паровая каталитическая конверсия метана	Природный газ, сухие газы НПЗ, бензин + водяной пар	Диоксид углерода
Парокислородная газификация углеводородов	Сухие газы НПЗ, мазут, нефтяные остатки + водяной пар, кислород	Сажа, диоксид углерода, сероводород
Металлопаровой метод	Природный газ, сухие газы НПЗ+водяной пар	-
Электролиз воды	Вода	Кислород

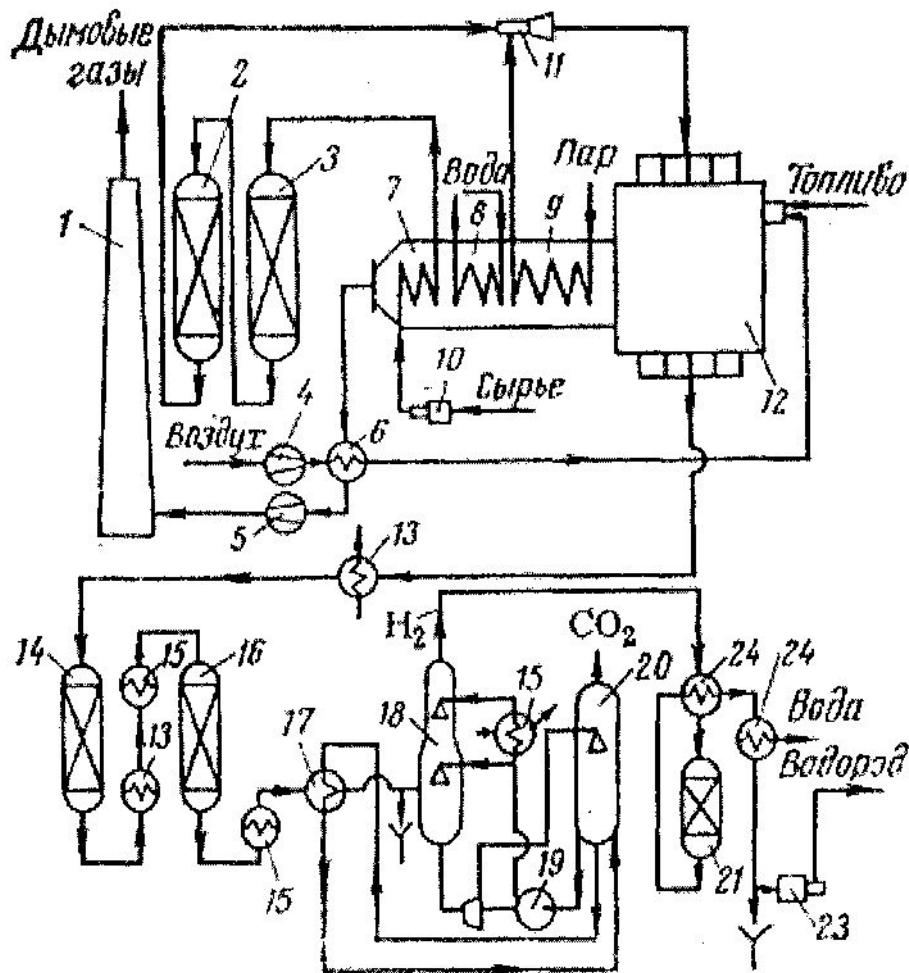
Производство водорода конверсией метана



Причем $Q_1 > Q_2$

Давление, МПа	2,0
Температура, °С	727
Соотношение пар : метан	2 : 1
Парциальное давление H_2 в остаточном газе, МПа	0,3
Температура нагрева парометановой смеси, °С	430
Выход, $\text{м}^3/\text{м}^3$:	
водорода (100%-ного)	3,23
остаточного газа	1,65
Состав остаточного газа, % (об.):	
CO	15,2
CO_2	17,5
CH_4	39,6
H_2O	3,5
степень конверсии CH_4	24,2
	0,94

Схема производства водорода паровой каталитической конверсией метана



- 1 – дымовая труба;
- 2 – реактор поглощения сероводорода;
- 3 – реактор гидрирования;
- 4 – воздуходувка;
- 5 – дымосос;
- 6 – воздухоподогреватель;
- 7 – подогреватель сырья;
- 8, 13 – котлы-утилизаторы;
- 9 – пароперегреватель;
- 10 – компрессор;
- 11 – смеситель;
- 12 – печь конверсии;
- 14 – реактор среднетемпературной конверсии CO;
- 15 – подогреватели;
- 16 – реакторы низкотемпературной конверсии CO;
- 17 – теплообменник для нагревания раствора K₂CO₃;
- 18 – абсорбер для очистки от CO₂;
- 19 – насос;
- 20 – регенератор K₂CO₃;
- 21 – реактор метанирования;
- 22 – холодильник;
- 23 – водородный компрессор.

```
graph TD; A[Природоохранные мероприятия на НПЗ] --> B[Защита атмосферы]; A --> C[Защита гидросферы]; A --> D[Защита литосферы]; E[Улучшение качества нефтепродуктов с целью повышения их экологической безопасности];
```

Улучшение качества нефтепродуктов с целью повышения их экологической безопасности

Природоохранные мероприятия на НПЗ

Защита атмосферы

Защита гидросферы

Защита литосферы

I. Технологии производства низкосернистых бензинов (до 10 ppm).

1. Гидрооблагораживание бензинов ККФ, коксования и висбрекинга.
2. «Бензиновый» гидрокрекинг вакуумного газойля.
3. Изомеризация $C_5 - C_6$.
4. Алкилирование олефинов $C_3 - C_4$ изобутаном.

II. Технологии получения бензинов с низким содержанием ароматических углеводородов и олефинов.

1. Экстракция ароматических углеводородов из риформата.
2. Процессы превращения олефинов в бензине каталитического крекинга.
3. Введение оксигенатов.

III. Технология получения дизельного топлива с низким содержанием серы (до 10 ppm).

1. Новые процессы в гидроочистке дизтоплива.
2. Глубокое обессеривание легких газойлей коксования, каткрекинга и висбрекинга.
3. Гидродеароматизация дизельных фракций.

IV. Технологии получения низкосернистого котельного топлива (до 1 % масс.)

Показатель	Евро-2	Евро-3 (2000г.)	Евро-4 (2005г.)	Евро-5 (2009г.)
Содержание, % (max):				
бензола	5,0	1,0	1,0	1,0
серы, млн. ⁻¹	500	150	50	10
ароматических углеводородов	-	42	35	35
олефиновых углеводородов	-	18	14	14
кислорода	-	2,3	2,7	2,7
Фракционный состав (перегоняется), %, не менее:				
до 100 °С	-	46	46	46
до 150 °С	-	75	75	75
Давление насыщенных паров, к Па, не более	-	60	60	60
Наличие моющих присадок	-	Обязательно	Обязательно	Обязательно

* Смазывающая способность – скорректированный диаметр пятна износа

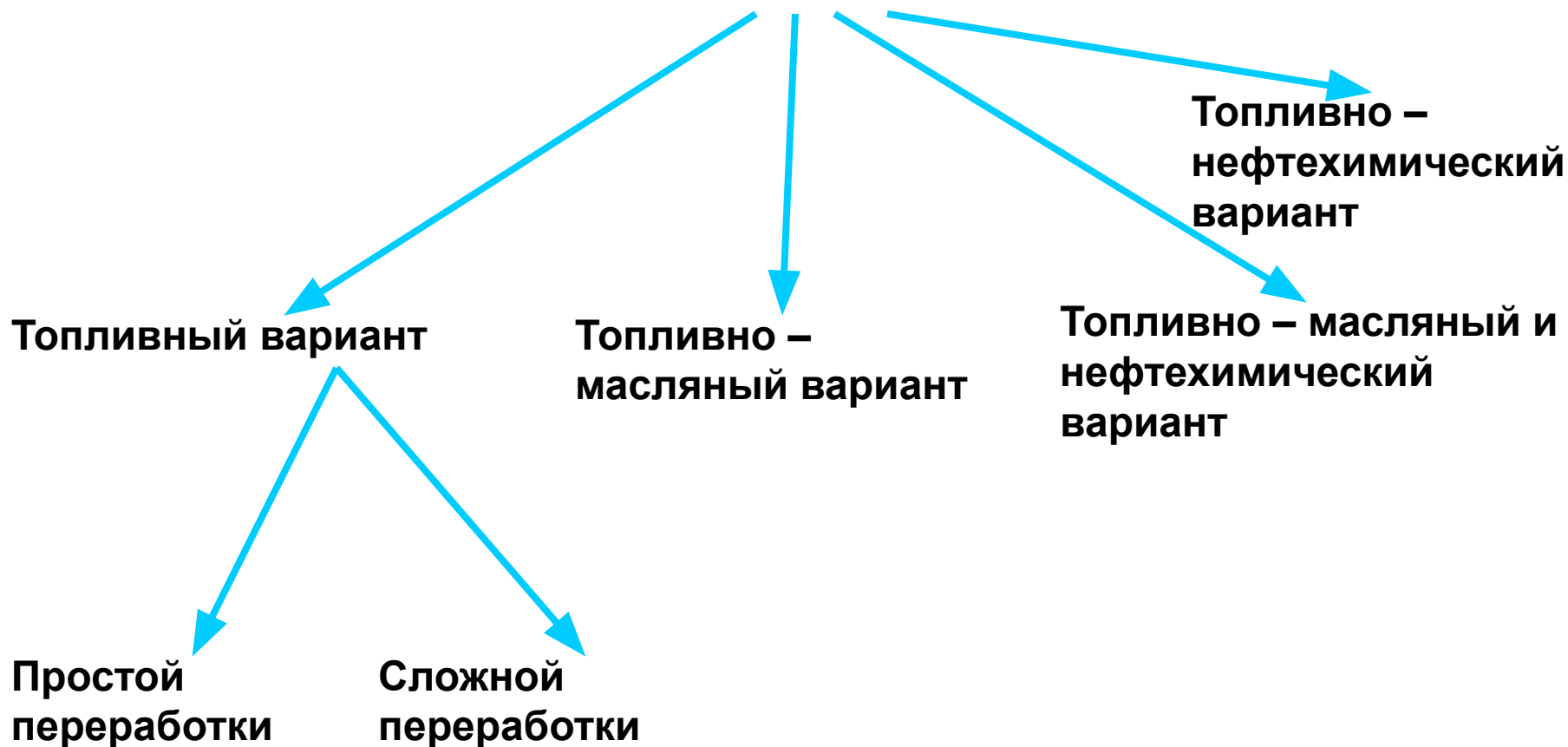
Вредные вещества	Концентрация, мг/м ³
Углеводороды (сумма)	30,5
Непредельные углеводороды	8,3-201,0
Сероводород	11,9
Диоксид серы	2,5-130,1
Оксид углерода	0,03
Фенол	0,002-0,9
Бензол	0,67
Жирные кислоты (в пересчете на уксусную кислоту)	0,01-9,5
	14,9
	0,8-54,0
	0,45
	0,01-15,8
	0,08
	0,001-0,34
	2,3
	0,7-7,5

Содержание

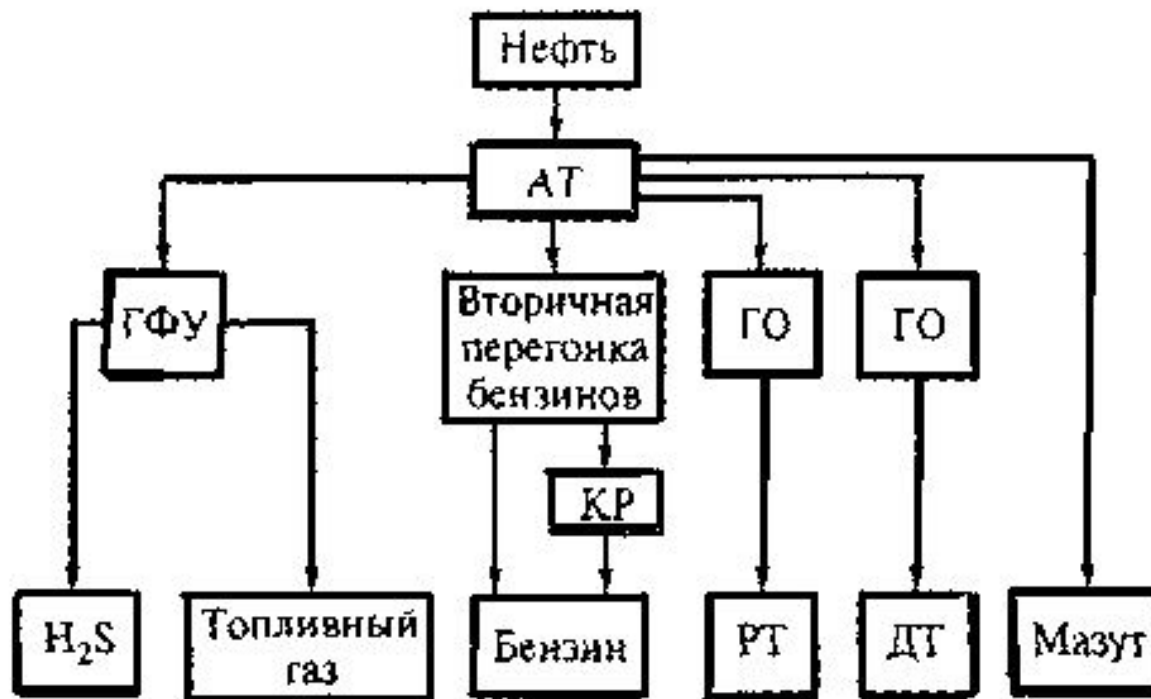
1. *Классификация поточных схем.*
2. *Принципиальная схема «простой» переработки нефти. Расчет сложности.*
3. *Принципиальная схема «сложной переработки нефти».*
4. *Оптимальный набор процессов при разной глубине переработки нефти.*
5. *Поточная схема завода глубокой переработки сернистой нефти по топливному варианту.*
6. *Отличия топливной поточной схемы в случае получения нефтехимических продуктов и масел.*
7. *Комбинированные установки. Технологические процессы, входящие в состав комбинированных установок.*
8. *Поточные схемы ЛК – 6У, ГК – 3, КТ – 1, Г -43 – 107.*

Поточные технологические схемы

НПЗ

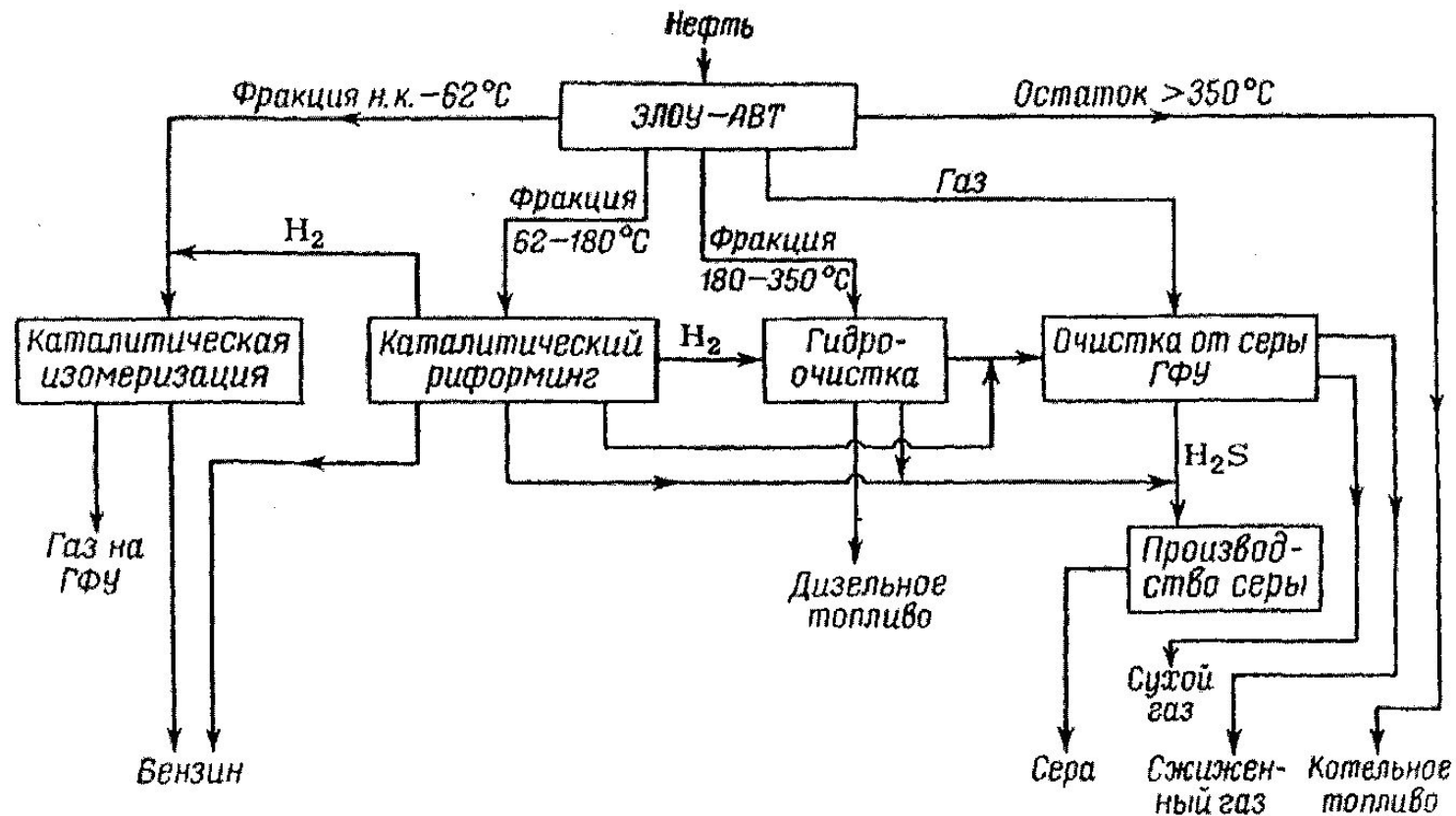


Принципиальная схема варианта «простой» переработки нефти



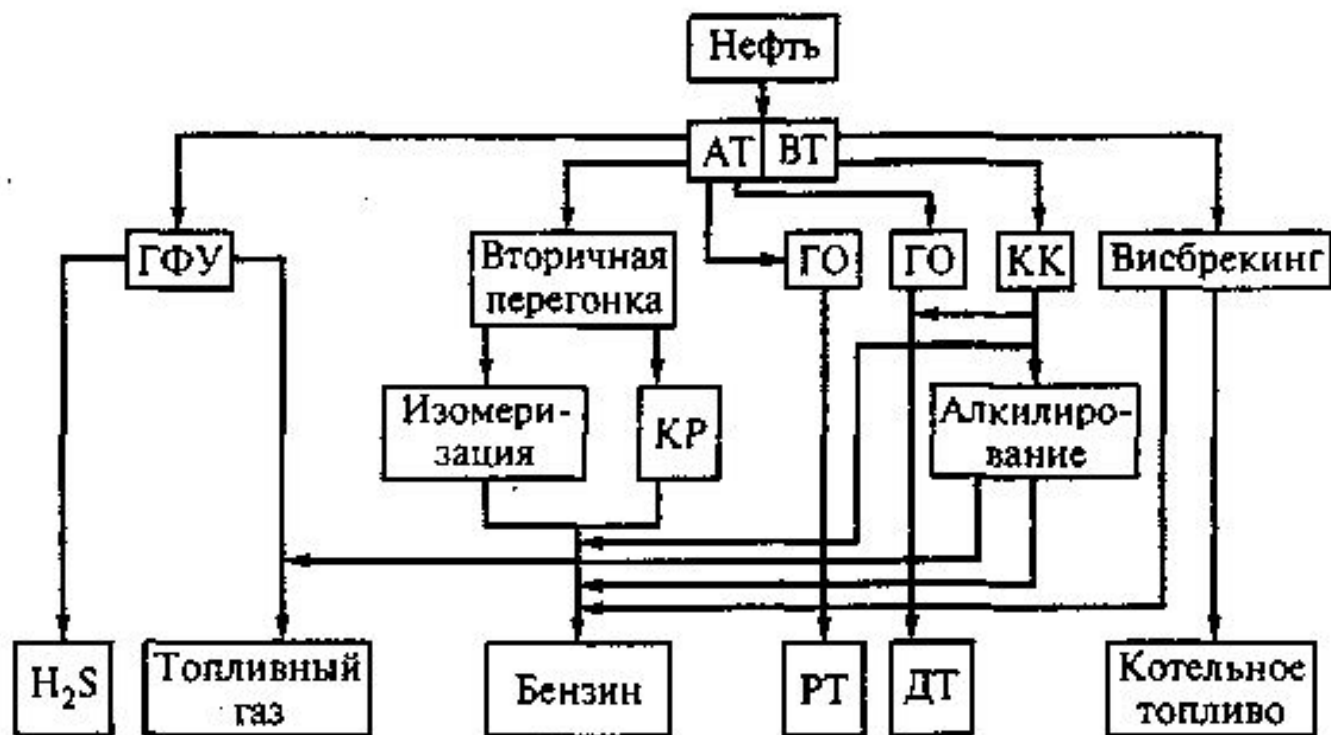
ГФУ – газофракционирующая установка; АТ – атмосферная перегонка; КР – каталитический риформинг; ГО – гидроочистка; РТ – реактивное топливо; ДТ – дизельное топливо.

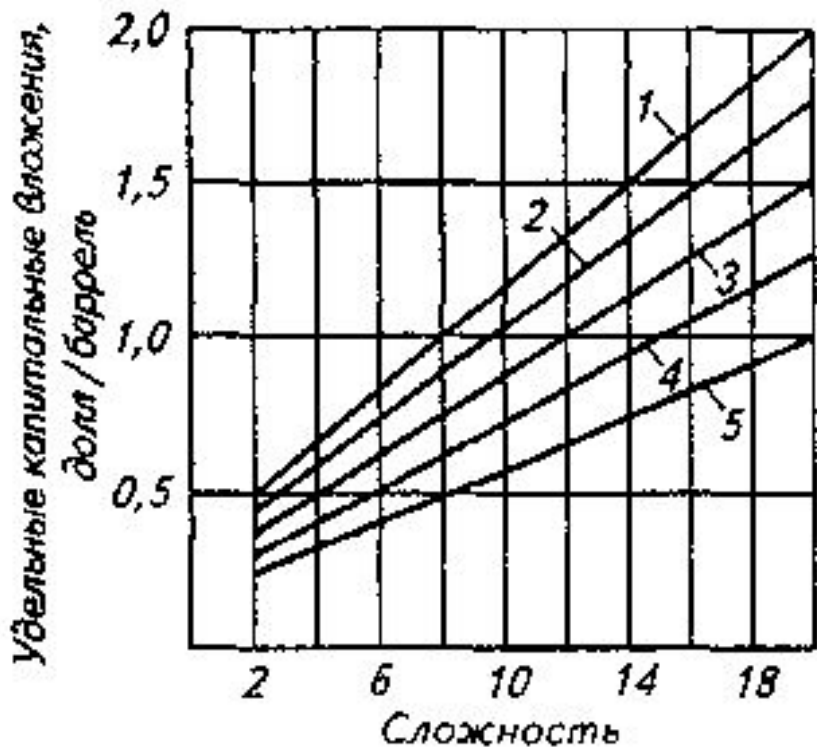
Поточная схема завода неглубокой переработки сернистой нефти по топливному варианту



Процессы	Коэффициент сложности	Доля перерабатываемого потока	Сложность
Перегонка сырой нефти	1,0	1,0	1,000
ГФУ	0,5	0,5	0,250
Разделение	0,3	0,30	0,090
Гидроочистка нефти	2,0	0,15	0,300
Каталитический риформинг	4,0	0,15	0,600
Переработка прямогонного бензина	0,5	0,15	0,075
Гидроочистка керосина	0,5	0,15	0,075
Гидроочистка дистиллята	0,5	0,20	0,100
Итого:			2,49
ВТ	2,0	-	-
Каталитический крекинг	6,0	-	-
Гидрокрекинг	10,0	-	-
Алкилирование	11,0	-	-

Принципиальная схема варианта «сложной» переработки нефти





- 1 – 50000 баррель/сут;
- 2 – 70000 баррель/сут;
- 3 – 100 000 баррель/сут;
- 4 – 150 000 баррель/сут;
- 5 – 200 000 баррель/сут.

Процесс	Производительность процессов (% от первичной переработки нефти) при ГПН, %				
	60	65	75	85	95
1. Первичная переработка нефти	100	100	100	100	100
2. Процессы, направленные на облагораживание нефтепродуктов:					
	6,2	6,4	6,6	6,8	7,3
	13,8	15,5	17,2	17,7	18,6
	0,6	0,7	0,9	1,5	4,6
	3,0	3,3	3,8	4,3	4,8
	1,1	1,1	1,1	1,1	0,8
Всего:	21,1	23,0	24,9	25,6	26,7

3. Процессы, направленные на углубление переработки нефти:

2,1	1,1	-	-	-
0,8	0,9	1,4	2,5	4,3
2,5	2,8	5,6	11,5	13,4
-	-	3,5	4,7	-
1,5	3,4	5,2	6,3	9,0
-	-	7,0	-	-
-	-	-	6,4	-
2,7	3,2	5,2	5,8	9,8
-	-	-	-	0,6
-	-	-	-	11,0
9,6	11,4	27,9	37,2	48,1

Всего:

4. Прочие процессы:

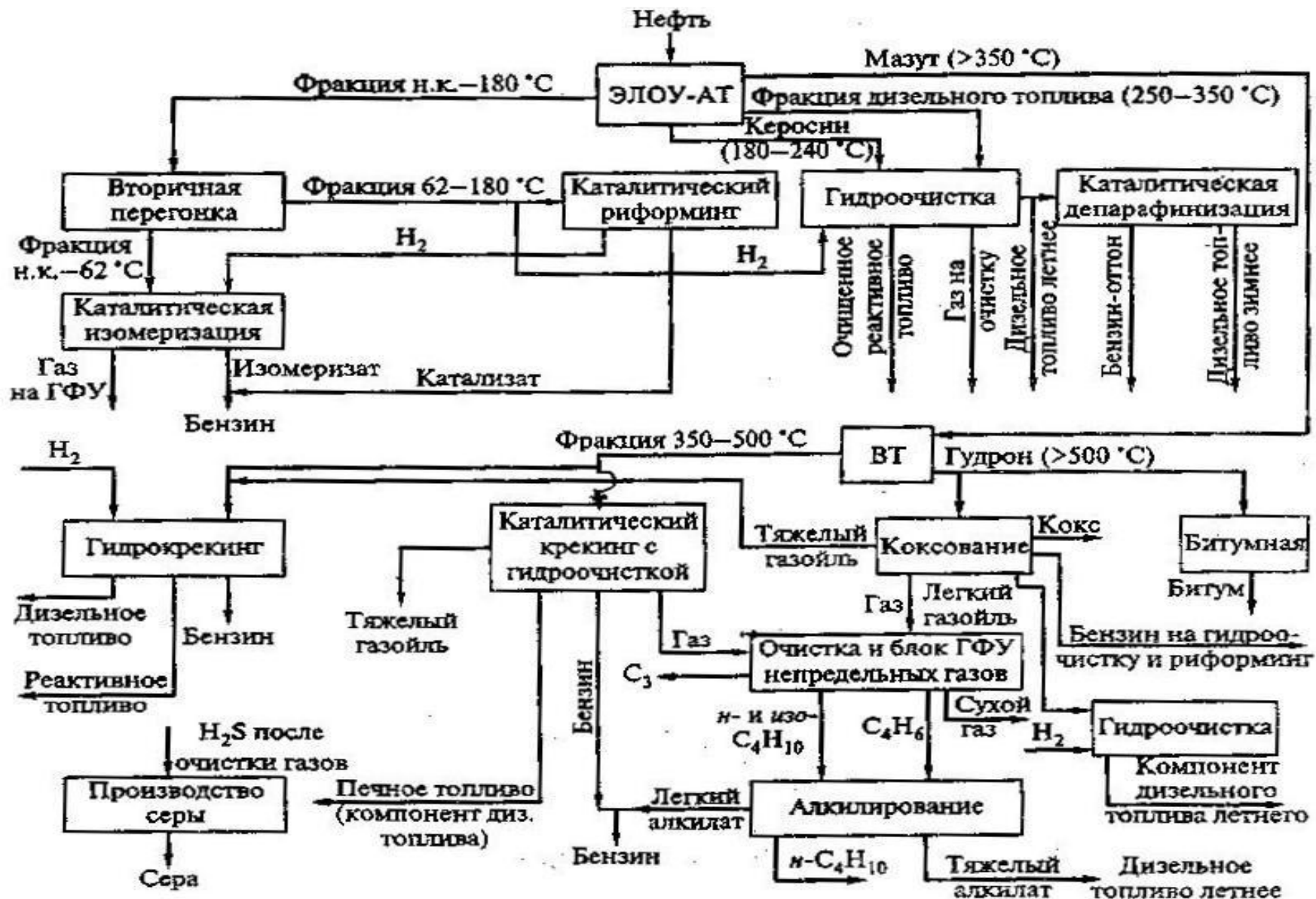
4,7	5,2	6,0	6,8	7,6
0,4	0,5	0,6	0,8	1,1
0,05	0,4	1,0	1,5	2,6
0,1	0,2	0,2	0,2	0,2
1,8	1,9	2,3	2,7	3,3
7,05	8,2	10,1	12,0	14,8

Всего:

Итого:

40,75	45,9	66,7	77,1	94,4
-------	------	------	------	------

Поточная схема завода с глубокой переработкой сернистой нефти по топливному варианту

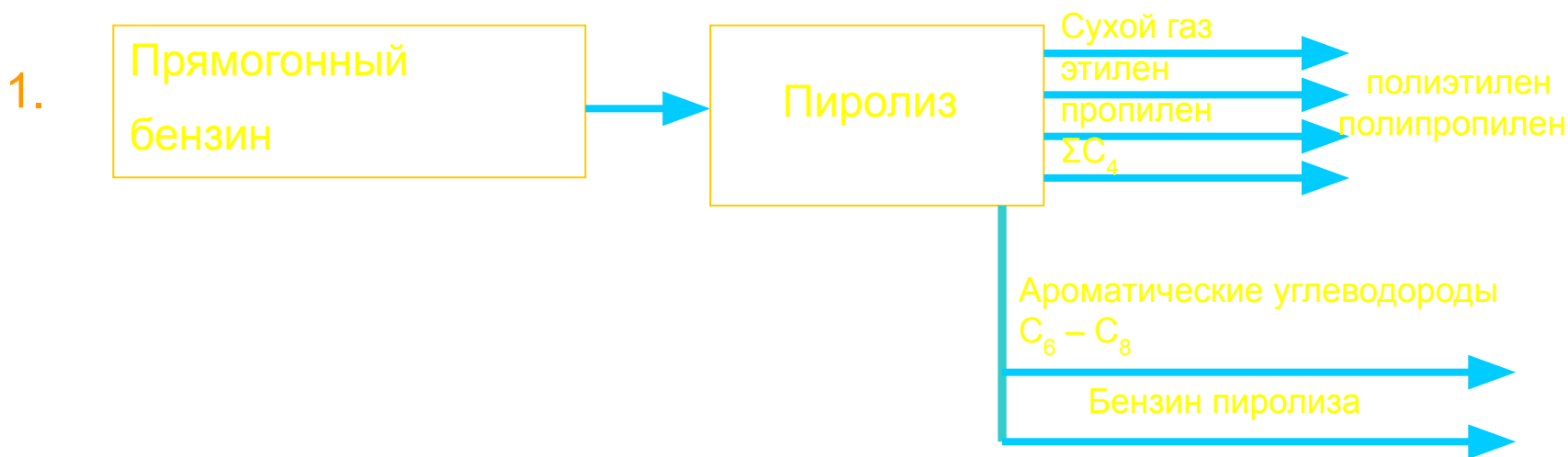


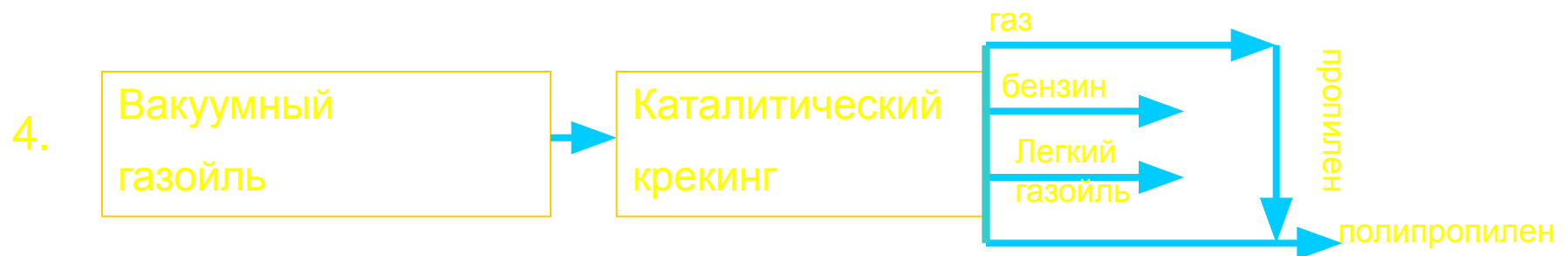
Отличия топливной поточной схемы в случае получения нефтехимических продуктов и масел

I. Получение масел (топливно-масляный вариант).

Вакуумная фракция наряду с продуктами каталитического крекинга и гидрокрекинга используется как сырье для производства масел.

II. Получение нефтехимических продуктов.





Набор технологических процессов, входящих в состав отечественных комбинированных установок

Процесс	ЛК-бу	ГК-3	Г-43-107	КТ-1
ЭЛОУ-АТ	+	-	-	-
ЭЛОУ-АВТ	-	+	-	-
Вакуумная перегонка мазута	-	-	-	+
Глубоковакуумная перегонка мазута	-	-	-	-
Вторичная перегонка бензина	-	+	-	-
Гидроочистка бензина	+	+	-	-
Гидроочистка керосина	+	-	-	-
Гидроочистка дизельного топлива	-	-	-	-
Гидроочистка вакуумного газойля	-	-	+	+
Легкий гидрокрекинг вакуумного газойля	+	-	-	-
Каталитический риформинг бензина	+	-	-	-
Каталитический крекинг вакуумного газойля	- +	-	-	-
Газофракционирование	-	+	+	+
Висбрекинг гудрона	+	+	+	+
	-	+	-	+

Поточная схема комбинированной установки ЛК – бу

