



HANDBOOK OF PETROLEUM REFINING PROCESSES

Robert A. Meyers Editor in Chief

Third Edition

McGraw-Hill

**New York Chicago San Francisco Lisbon London Madrid
Mexico City Milan New Delhi San Juan Seoul
Singapore Sydney Toronto**

Роберт А. Мейерс (ред.)

ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ

Справочник

*Перевод с английского языка 3-го издания
под редакцией О. Ф. Глаголевой, О. П. Лыкова*

ИЗДАТЕЛЬСТВО
ПРОФЕССИЯ

Санкт-Петербург
2011

ЦЕНТР
ОБРАЗОВАТЕЛЬНЫХ
ПРОГРАММ
ПРОФЕССИЯ

УДК 665.63
ББК 35.514
О72

О72 Р. А. Мейерс (ред.). Основные процессы нефтепереработки. Справочник : пер. с англ. 3-го изд. / [Р. А. Мейерс и др.] ; под ред. О. Ф. Глаголевой, О. П. Лыкова. — СПб. : ЦОП «Профессия», 2011. — 944 с., ил.

ISBN 978-5-91884-028-3

Изложение основных процессов нефтепереработки дается с учетом последних научных и практических достижений в этой области. Подробно рассмотрены более 60 технологий очистки и переработки нефти от крупнейших нефтяных компаний и ведущих научных центров нефтеперерабатывающей промышленности. Каждая технология реализована на практике и включает подробное описание процесса — технологическую схему, сведения об уникальных или ключевых элементах оборудования, химию и термодинамику установок, свойства основных и побочных продуктов, перспективы процесса и его экономические показатели. Отдельные разделы книги посвящены мерам по улучшению экологических показателей работы технологических установок, снижению выбросов и отходов.

Справочник предназначен для инженерно-технических работников предприятий нефтепереработки и нефтехимии, проектировщиков, научных сотрудников, преподавателей и студентов профильных специальностей.

УДК 665.63
ББК 35.514

Copyright © 2004 The McGraw-Hill Companies, Inc.
All rights reserved.

Все права защищены. Никакая часть данной книги не может быть воспроизведена в какой бы то ни было форме без письменного разрешения владельцев авторских прав.

Информация, содержащаяся в данной книге, получена из источников, рассматриваемых издательством как надежные. Тем не менее, имея в виду возможные человеческие или технические ошибки, издательство не может гарантировать абсолютную точность и полноту приводимых сведений и не несет ответственности за возможные ошибки, связанные с использованием книги.

ISBN 0-07-139109-6 (англ.)
ISBN 978-5-91884-028-3

© The McGraw-Hill Companies, Inc., 2004
© ЦОП «Профессия», 2011
© Перевод, оформление: ЦОП «Профессия», 2011

Оглавление

Соавторы	21
Предисловие к русскому изданию	23
Предисловие к третьему изданию	25
Благодарности	28

Часть I

АЛКИЛИРОВАНИЕ И ПОЛИМЕРИЗАЦИЯ

Глава 1.1. Технология <i>NExOCTANE</i>[™] для производства изооктана	31
Введение	31
История применения МТБЭ	31
Предыстория технологии <i>NExOCTANE</i>	32
Химия процесса	32
Описание процесса	33
Свойства продукта	34
Выход продукта	35
Расход энергоносителей	36
Преимущества технологии <i>NExOCTANE</i>	36
Глава 1.2. Процесс сернокислотного алкилирования компании <i>STRATCO</i> с охлаждением эффлюентом	38
Введение	38
Описание процесса	39
Совершенствование технологии	45
Сравнение процессов сернокислотного алкилирования	48
Данные промышленной эксплуатации	51
Литература	52
Глава 1.3. Процесс алкилирования <i>Alkylene</i>[™] компании <i>UOP</i> на твердом катализаторе	53
Введение	53
Описание процесса	53
Характеристика процесса	56
Техническое решение и оптимизация	57
Экономические показатели процесса	58
Выводы	59
Литература	59

Глава 1.4. Технология фтористоводородного алкилирования компании UOP	60
Введение	60
Химия процесса	61
Описание процесса	65
Техническое решение	68
Промышленные данные	71
Экологические факторы	71
Уменьшение выбросов HF: процесс <i>Alkad</i> компаний <i>ChevronTexaco</i> и <i>UOP</i> . .	78
Литература	82
Глава 1.5. Производство линейных алкилбензолов	83
Введение	83
Предыстория технологии	83
Опыт промышленной эксплуатации	85
Качество продукта	90
Экономические показатели	91
Рынки сбыта	92
Выводы	92
Благодарности	94
Литература	94
Глава 1.6. Процесс Q-Max™ для производства кумола (изопропилбензола)	95
Введение	95
Химия процесса	96
Описание технологического процесса	98
Качество сырья	100
Производительность процесса	102
Пример применения	103
Опыт промышленной эксплуатации	104
Литература	104
Глава 1.7. Процесс фтористоводородного алкилирования компании ConocoPhillips с понижением летучести плавиковой кислоты (ReVAP) . .	105
Введение	105
Химия процесса	105
Описание процесса	106
Переработка и удаление отходов	110
Снижение рисков и техника безопасности	112
Выход и свойства продукта	113
Экономические показатели	114
Литература	116

Часть II
ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ ПРОИЗВОДСТВА
АРОМАТИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ

Глава 2.1. Производственные комплексы получения ароматических соединений . . .	119
Введение	119
Состав комплексов	120
Описание технологического процесса	123
Сырьё	125
Пример типичного комплекса	126
Опыт промышленной эксплуатации	127
Литература	128
Глава 2.2. Процесс <i>Sulfolane</i> компании <i>UOP</i>	129
Введение	129
Выбор растворителя	131
Концепция процесса	132
Описание технологического процесса	133
Сырьё	137
Эксплуатационные показатели процесса	137
Оборудование	138
Показатели работы типичной установки	139
Опыт промышленной эксплуатации	139
Литература	140
Глава 2.3. Процесс термического гидродеалкилирования компании <i>UOP</i>	141
Введение	141
Описание процесса	141
Экономические показатели процесса	143
Глава 2.4. Процесс <i>Cyclar</i> компаний <i>BP</i> и <i>UOP</i>	145
Введение	145
Химия процесса	145
Описание технологического процесса	147
Сырьё	149
Показатели процесса	150
Оборудование	150
Показатели работы типичной установки	151
Опыт промышленной эксплуатации	153
Литература	154

Глава 2.5. Процесс <i>Isomar</i> компании <i>UOP</i>.	155
Введение	155
Химия процесса	156
Описание технологического процесса	158
Сырьё	159
Показатели процесса	160
Оборудование	161
Показатели работы типичной установки	161
Опыт промышленной эксплуатации	162
Литература	162
Глава 2.6. Процесс <i>Parex</i> компании <i>UOP</i>.	163
Введение	163
Сравнение <i>Parex</i> с процессом кристаллизации	164
Показатели процесса	166
Сырьё	166
Описание технологического процесса	166
Оборудование	168
Показатели работы типичной установки	169
Опыт промышленной эксплуатации	170
Литература	170
Глава 2.7. Процесс <i>Tatoray</i> компании <i>UOP</i>.	171
Введение	171
Химия процесса	172
Описание технологического процесса	175
Сырьё	176
Показатели процесса	176
Оборудование	178
Показатели работы типичной установки	179
Опыт промышленной эксплуатации	179
Выводы	179
Литература	180

Часть III КАТАЛИТИЧЕСКИЙ КРЕКИНГ

Глава 3.1. Процесс крекинга с псевдооживленным катализатором компании <i>KBR</i>.	183
Введение	183
Сырьё	184

Продукты	185
Описание процесса	186
Параметры процесса	202
Автоматизированная система управления процессом	207
Расход катализатора и химреагентов	210
Капитальные затраты и расход энергоносителей	214
Литература	214
Глава 3.2. Глубокий каталитический крекинг, производство легких олефинов	216
Предыстория процесса	216
Описание процесса	218
Катализатор	222
Сырьё	222
Рабочие условия	223
Выход продуктов	223
Интеграция установок <i>DCC</i>	224
Литература	227
Глава 3.3. Процесс крекинга с псевдоожиженным катализатором компании <i>UOP</i>	228
Введение	228
История разработки	228
Химия процесса	233
Термодинамика каталитического крекинга	235
История разработки катализаторов	235
Описание процесса	237
Современная установка крекинга с псевдоожиженным катализатором компании <i>UOP</i>	243
Сырьё	248
Капитальные и эксплуатационные затраты	251
Рыночная ситуация	252
Литература	253
Предыстория	254
Описание процесса	256
Сырьё	264
Катализатор	267
Двухступенчатая регенерация	268
Особенности конструкции	276
Модернизация установки <i>FCC</i> до <i>R2R</i> (добавление регенератора второй ступени)	277
Литература	278

Часть IV КАТАЛИТИЧЕСКИЙ РИФОРМИНГ

Глава 4.1. Процесс <i>Platforming</i> компании UOP	281
История процесса	281
Химия процесса	283
Параметры процесса	292
Непрерывный процесс платформинга	296
Сравнение двух примеров применения процесса	300
Опыт промышленной эксплуатации UOP	304
Процесс RZ-платформинга	305

Часть V ДЕГИДРИРОВАНИЕ

Глава 5.1. Процесс <i>Oleflex</i> компании UOP для производства легких олефинов	315
Введение	315
Описание процесса	315
Установки дегидрирования	316
Экономические показатели производства пропилена	319
Глава 5.2. Процесс дегидрирования <i>Rasol</i> компании UOP	322
Введение	322
Описание процесса	323
Совершенствование процесса	326
Структура выхода продукта	329
Опыт промышленной эксплуатации	329
Экономические показатели процесса	330
Литература	330

Часть VI ПРОИЗВОДСТВО ВОДОРОДА

Глава 6.1. Производство водорода в компании <i>Foster Wheeler</i>	333
Введение	333
Применение водорода	333
Производство водорода	334
Интеграция в современное нефтеперерабатывающее предприятие	357
Утилизация тепла	362
Экономические показатели	365
Расход энергоносителей	367
Литература	367

Часть VII ГИДРОКРЕКИНГ

Глава 7.1. Изокрекинг — процесс гидрокрекинга для производства высококачественных топлив и смазок	371
Химия процесса изокрекинга	371
Роль водорода	372
Конструкции установок	374
Катализаторы	376
Выход и качество продуктов	379
Капитальные и эксплуатационные затраты	387
Выводы	389
Литература	391
Глава 7.2. Процесс <i>Unicracking</i> компании <i>UOP</i>	392
Введение	392
Применение процесса	392
Описание процесса	393
Капитальные и эксплуатационные затраты	402
Благодарности	402

Часть VIII ГИДРООЧИСТКА

Глава 8.1. Процессы гидроочистки <i>Chevron Lummus Global</i> для получения моторных топлив из остаточного сырья	405
Введение	405
История процесса	406
Описание процесса	408
Химия процесса	409
Катализаторы	414
Гидропереработка вакуумных остатков	416
Возможности переработки сырья	417
Промышленное применение	419
Будущее процесса	423
Литература	426
Глава 8.2. Процессы избирательного гидрирования	427
Введение	427
Процесс <i>KLP</i>	427
Установка избирательного гидрирования	428
Процесс избирательного гидрирования бутадиена компании <i>Hüls</i>	429

Опыт промышленной эксплуатации	430
Капитальные и эксплуатационные затраты	430
Литература	431
Глава 8.3. Процесс <i>Unionfining</i> компании <i>UOP</i>	432
Введение	432
Химия процесса	432
Катализатор	436
Технологическая схема процесса	437
Применение процесса	437
Капитальные затраты	440
Опыт промышленной эксплуатации	440
Литература	440
Глава 8.4. Процесс <i>RCD Unionfining</i> компании <i>UOP</i>	442
Введение	442
Предыстория процесса	442
Катализатор	443
Химия процесса	445
Описание процесса	447
Промышленные данные	450
Промышленные установки	451
Глава 8.5. Процесс каталитической депарафинизации <i>UOP</i>	452
Введение	452
Описание процесса	452
Технологическая схема процесса	453
Материальный баланс и свойства продуктов	454
Капитальные и эксплуатационные затраты	455
Опыт промышленной эксплуатации	456
Литература	456
Глава 8.6. Процесс <i>Unisar</i> компании <i>UOP</i> для насыщения ароматических углеводородов	457
Введение	457
Применение в производстве дизельных топлив	457
Описание процесса	459
Промышленное применение	463
Глава 8.7. Процесс гидропереработки остаточного сырья в кипящем слое катализатора <i>LC-Fining</i> компании <i>Chevron Lummus Global</i>	465
Введение	465
История разработки и промышленного применения	466

Химия процесса	468
Реактор <i>LC-Fining</i>	470
Технологическая схема процесса <i>LC-Fining</i>	471
Преимущества технологии <i>LC-Fining</i>	473
Опыт промышленной эксплуатации	477
Гибкость процесса	477
Типичный диапазон рабочих параметров	479
Номенклатура сырья	479
Выход и качество продукта.	480
Катализаторы	481
Капитальные затраты	482

Часть IX ИЗОМЕРИЗАЦИЯ

Глава 9.1. Процесс <i>Bensat</i> компании <i>UOP</i>	485
Описание процесса	486
Технологическая схема процесса.	486
Катализатор и химия процесса	487
Требования к сырью.	487
Опыт промышленной эксплуатации	487
Глава 9.2. Процесс <i>Butamer</i> компании <i>UOP</i>	489
Введение	489
Описание процесса	490
Химия процесса	490
Параметры процесса	491
Примеси	491
Реакторы изомеризации	492
Технологическая схема процесса.	492
Опыт промышленной эксплуатации	493
Глава 9.3. Процесс <i>Penex</i> компании <i>UOP</i>	496
Введение	496
Описание процесса	496
Технологическая схема процесса.	497
Применение процесса.	499
Равновесие реакции, катализаторы и химия процесса	501
Требования к сырью.	504
Опыт промышленной эксплуатации	504

Глава 9.4. Процессы <i>TIP</i> и однократной цеолитной изомеризации компании <i>UOP</i>	509
Введение	509
Процесс однократной цеолитной изомеризации	511
Процесс <i>TIP</i>	515
Глава 9.5. Процесс <i>Par-Isom</i> компании <i>UOP</i>	520
Описание процесса	520
Технологическая схема процесса	522
Катализаторы	522
Опыт промышленной эксплуатации	523
Отходы и выбросы	524

Часть X ПРОЦЕССЫ РАЗДЕЛЕНИЯ

Глава 10.1. Технология оперативной замены катализатора компании <i>Chevron Lummus Global</i> для переработки сырья с высоким содержанием металлов	527
Введение	527
История процесса	527
Описание процесса	528
Промышленное применение	532
Область применения процесса	534
Экономические преимущества процесса	536
Глава 10.2. Процесс <i>ROSE</i>	538
Введение	538
Преимущества процесса	538
Выход и качество деасфальтизата <i>ROSE</i>	539
Экономия эксплуатационных затрат в процессе <i>ROSE</i>	539
Описание процесса	541
Выход и качество продукта	548
Экономические показатели процесса	551
Литература	551
Глава 10.3. Семейство процессов <i>Sorbex</i> компании <i>UOP</i>	552
Введение	552
Принципы адсорбционного разделения	552
Концепция <i>Sorbex</i>	553
Описание технологической схемы	555
Сравнение с адсорбцией в неподвижном слое	556

Оглавление	15
Опыт промышленной эксплуатации	557
Литература	558
Глава 10.4. Процесс компаний <i>UOP</i> и <i>FW USA</i> деасфальтизации растворителями	559
Введение	559
Описание процесса	559
Типичное сырьё	561
Выход и качество продуктов	562
Параметры процесса	567
Системы экстракции	570
Переработка деасфальтизата	575
Свойства и применение асфальтита	575
Интеграция процесса <i>SDA</i> в современное нефтеперерабатывающее предприятие	577
Экономические показатели процесса	582
Литература	583
Глава 10.5. Процесс <i>IsoSiv</i> компании <i>UOP</i>	584
Введение	584
Общее описание процесса	586
Перспективы процесса	587
Подробное описание процесса	587
Качество основного и побочного продуктов	588
Отходы и выбросы	588
Экономические показатели процесса	588
Глава 10.6. Процесс <i>IsoSiv</i> для производства нормальных парафинов из керосинов	589
Общее описание процесса	589
Перспективы процесса	590
Подробное описание процесса	590
Отходы и выбросы	593
Экономические показатели процесса	593
Литература	594
Глава 10.7. Процесс <i>Molex</i> компании <i>UOP</i> для производства нормальных парафинов	595
Обзорная информация	595
Структура выхода	595
Экономические показатели процесса	595
Опыт промышленной эксплуатации	596

Глава 10.8. Процесс <i>Olex</i> компании <i>UOP</i> для отделения олефинов	597
Обзорная информация	597
Опыт промышленной эксплуатации	598
Экономические показатели процесса	598

Часть XI

УДАЛЕНИЕ СЕРОСОДЕРЖАЩИХ СОЕДИНЕНИЙ

Глава 11.1. Удаление серы на нефтеперерабатывающих предприятиях компании <i>KBR</i>.	601
Введение	601
Обработка амином	602
Отгонка кислых вод	605
Извлечение серы	607
Очистка хвостовых газов	611
Глава 11.2. Система мокрой очистки <i>EDV</i> компании <i>Belco</i>: наилучшая доступная технология контроля выбросов установок крекинга с псевдооживленным слоем катализатора.	613
Установка <i>FCC</i> с системой мокрой очистки — уникальный процесс для контроля выбросов	613
Тенденция к снижению уровня контролируемых выбросов	613
Скруббер проверенной конструкции для процесса <i>FCC</i>	614
Варианты компоновки системы мокрой очистки	620
Переработка промывной воды скруббера	620
Реагент	620
Выбор экономически эффективных реагентов	623
Уровень выбросов, достижимый на современных системах очистки	625
Опыт эксплуатации	626
Глава 11.3. Процесс <i>Mercox</i> компании <i>UOP</i>.	628
Введение	628
Описание процесса	628
Химия процесса	634
Качество продуктов	635
Экономические показатели процесса	637
Состояние и перспективы процесса	637
Глава 11.4. Технология <i>S Zorb</i> удаления серы из бензина.	638
Введение	638
История разработки процесса	638
Описание процесса	639
Химия процесса	644

Экономические показатели и эксплуатационная гибкость процесса	645
Выводы	646

Глава 11.5. Процесс *S Zorb* компании *ConocoPhillips* для удаления серы из дизельного топлива 647

Введение	647
Химия процесса	647
Сорбент.	649
Описание процесса	649
Экономические показатели процесса	652
Опыт промышленной эксплуатации и дальнейшие перспективы	652

Глава 11.6. Обессеривание бензина 654

Введение	654
Бензиновые фракции <i>FCC</i> как основной источник серы	655
Пути снижения содержания серы в бензиновых фракциях <i>FCC</i>	658
Предварительная обработка бензиновых фракций <i>FCC</i>	660
Окончательная обработка бензиновых фракций <i>FCC</i>	660
Регулирование содержания олефинов при переработке легких бензиновых фракций <i>FCC</i>	663
Регулирование содержания олефинов при переработке тяжелых бензиновых фракций <i>FCC</i>	666
Извлечение промежуточной бензиновой фракции <i>FCC</i>	670
Регулирование содержания олефинов при переработке промежуточной бензиновой фракции <i>FCC</i>	672
Комплексные решения по обессериванию бензина	674
Выводы	675
Литература.	676

**Часть XII
ЛЕГКИЙ КРЕКИНГ И КОКСОВАНИЕ**

Глава 12.1. Процесс замедленного коксования компании *ConocoPhillips* 679

Введение	679
Преимущества технологии	681
Принципы проектирования установок коксования	682
Сырьё и получаемые продукты	683
Химия коксования и выход продукта	686
Описание процесса	690
Эксплуатация и обслуживание	700
Вопросы безопасности	703
Экологические вопросы	704
Экономические показатели	705

Опыт промышленной эксплуатации	707
Благодарности	710
Литература	710
Глава 12.2. Процесс замедленного коксования компании <i>Foster Wheeler</i>	711
Описание процесса	711
Сырьё	722
Выход и свойства продуктов	728
Рабочие параметры	731
Коксовые печи	734
Гидравлическая выгрузка кокса	737
Системы механической обработки и обезвоживания кокса	741
Применение нефтяного кокса	747
Интеграция процесса замедленного коксования в современное нефтеперерабатывающее предприятие	756
Типичный расход энергоносителей	764
Капитальные затраты	766
Литература	766
Глава 12.3. Процесс легкого крекинга компаний <i>FW</i> и <i>UOP</i>	768
Введение	768
Конструкции с печью-змеевиком и реакционной камерой	768
Сырьё	769
Выход и свойства продуктов	772
Рабочие параметры	772
Технологические схемы процесса	774
Охлаждение продуктов реакции	779
Конструкция печи висбрекинга	780
Расход энергоносителей	782
Капитальные затраты	783
Литература	783

Часть XIII

ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА ОКСИГЕНАТОВ

Глава 13.1. Процессы этерификации компании <i>Hüls</i>	787
Введение	787
Процессы компании <i>Hüls</i> для получения МТБЭ, ЭТБЭ и ТАМЭ	788
Описание процесса	790
Выход продуктов	790
Капитальные и эксплуатационные затраты	791
Опыт промышленной эксплуатации	791

Глава 13.2. Процесс <i>Ethermax</i> компании <i>UOP</i> для производства МТБЭ, ЭТБЭ и ТАМЭ	792
Введение	792
Описание процесса	792
Выход продуктов	793
Эксплуатационные и капитальные затраты	794
Опыт промышленной эксплуатации	794
Глава 13.3. Процессы изомеризации олефинов компании <i>UOP</i>	795
Введение	795
Описание процесса <i>Pentesom</i>	795
Описание процесса <i>Butesom</i>	797
Экономические показатели	798
Опыт промышленной эксплуатации	799
Глава 13.4. Процесс <i>Oxupro</i>	800
Описание процесса	800
Технологическая схема процесса	800
Выход продуктов	800
Капитальные затраты и расход энергоносителей	802
Опыт промышленной эксплуатации	802

Часть XIV

ПРОЦЕССЫ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВОДОРОДА

Глава 14.1. Процессы гидропереработки	805
Введение	805
Основы процессов гидропереработки	816
Проектирование процессов	839
Характеристики процессов	850
Благодарности	871
Литература	871

Часть XV

ТЕХНОЛОГИИ ПРОИЗВОДСТВА ЖИДКИХ СИНТЕТИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ

Глава 15.1. Производство олефинов из метанола	877
Введение	877
Технология переработки метанола в олефины	880
База для сравнения экономических показателей	882
Расчет капиталовложений	883
Сравнение экономических показателей	886

Чувствительность экономических показателей	889
Выводы	890
Литература	890
Глава 15.2. Процесс <i>Syntroleum</i>[®] для переработки природного газа в углеводороды высокой чистоты	891
Введение	891
История реакции Фишера — Тропша	891
История процесса <i>Syntroleum</i>	892
Описание процесса	892
Преимущества процесса	896
Качество топливных продуктов процесса <i>Syntroleum</i>	897
Капитальные затраты	900
Литература	900
Глава 15.3. Процесс синтеза средних дистиллятов компании <i>Shell</i>	902
Конверсия углеводородных газов в жидкие продукты	902
Введение	902
Описание процесса	904
Качество продуктов	914
Комплексная интеграция	915
Отходы и выбросы	916
Перспективы	917
Литература	918
Список сокращений	919
Перечень торговых и/или сервисных знаков процессов	921
Лицензионные контакты	922
Глоссарий	925
Предметный указатель	926

СОАВТОРЫ

- Тейсир Абдель-Халим *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 10.2)
- Дональд Акельсон *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 7.2)
- Джеймс М. Андерсен *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 15.1)
- Рональд Бирхофф *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 1.1)
- Андреа Боццано *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.5)
- Алан Г. Бридж** *ChevronTexaco*, Ричмонд, Калифорния (главы 7.1, 14.1)
- Дэвид Н. Броссар *Chevron Lummus Global LLC*, Ричмонд, Калифорния (глава 8.1)
- Лэнс Бэйрд *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 4.1)
- Мишель И. Вольгенант *ConocoPhillips Company*, Понка-Сити, Оклахома (глава 12.1)
- Хемант Гала *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 8.5)
- Гэри Гамильтон *Chevron Lummus Global LLC*, Блумфильд, Нью-Джерси (глава 14.1)
- Х. У. Гауди *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 8.6)
- Чарльз Л. Гемлер *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 3.3)
- Джейсон Гисласон *ConocoPhillips Fuels Technology*, Бартсвилль, Оклахома (глава 11.4)
- Джозеф Грегор *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 5.1)
- Дэвид К. Грейвс *STRATCO Incorporated*, Ливуд, Канзас (глава 1.2)
- Марк Л. Грэвли *ConocoPhillips Fuels Technology*, Бартсвилль, Оклахома (глава 1.7)
- Авинаш Гупта *Chevron Lummus Global LLC*, Блумфильд, Нью-Джерси (глава 8.7)
- Курт А. Детрик *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.4)
- Роберт Джеймс *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 4.1)
- Дэниел Б. Джиллис *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 8.4, 10.4)
- Джеймс А. Джонсон *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 2.1, 10.3)
- Г. А. Дзиабис *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 11.3)
- Брайан Дж. Дорксен *ConocoPhillips Company*, Понка-Сити, Оклахома (глава 12.1)
- Любо Зоу *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 2.4)
- Дэвид Э. Ирлс *Chevron Lummus Global LLC*, Ричмонд, Калифорния (глава 10.1)
- Питер Кокайефф *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 8.3)
- Скотт Е. Комиссарис *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 2.6)
- Николас Конфуорто *Belco Technologies Corporation*, Парсипани, Нью-Джерси (глава 11.2)
- Стив Крупа *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 13.1–13.4)
- Майкл Куинлен *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 11.1)
- Нельсон А. Кушер *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 9.2–9.5, 10.5)
- Марк Лапински *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 4.1)
- Дэвид Легт *ConocoPhillips Fuels Technology*, Бартсвилль, Оклахома (глава 11.4)
- Уоррен С. Лещ *Stone & Webster Inc.*, Хьюстон, Техас (главы 3.2, 3.4)
- Чарльз Любке *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 8.2, 13.2)
- Бет Маккаллох *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 8.2)
- Джилл М. Мейстер *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 1.4, 8.2, 13.1, 13.2, 13.4)
- Уджал К. Мухерджи *Chevron Lummus Global LLC*, Блумфильд, Нью-Джерси (глава 7.1)
- Дуглас А. Нафис *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 11.6)

Антуан Негиз *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 2.2, 2.3, 2.7)
Кеннет М. Негин *Foster Wheeler USA Corporation*, Клинтон, Нью-Джерси (главы 12.2, 12.3)
Филлип К. Никкум *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 3.1)
Мэттью Ниммо *Syntoleum Corporation*, Тулса, Оклахома (глава 15.2)
Франц Маркус Новак *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.4)
Матти Нурминен *Fortum Oil and Gas Oy*, Хельсинки, Финляндия (глава 1.1)
Джон С. Парсонс *ConocoPhillips Fuels Technology*, Бартсвилль, Оклахома (глава 11.5)
Гэри А. Петерсон *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.6)
Питер Р. Пуджадо *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 5.2, 15.1)
Ларри Ричардсон *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 13.4)
Сара Розелер *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.3)
Патрик Дж. Сайлади *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 2.5)
Дана К. Салливан *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 9.1)
Крис Р. Сантнер *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 3.1)
Лестер Ф. Смит *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 3.3)
Стивен У. Сон *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 10.6–10.8)
Томас Дж. Студт *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (главы 2.2, 2.3, 2.7)
Эд Сугру *ConocoPhillips Fuels Technology*, Бартсвилль, Оклахома (глава 11.5)
Фред М. ван Тайн *Foster Wheeler USA Corporation*, Хьюстон, Техас (главы 10.4, 12.3)
Эдвин Г. Уивер *Beko Technologies Corporation*, Парсипани, Нью-Джерси (глава 11.2)
Дэниел Уэй *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 5.1)
Ларри Уэйк *Syniroleum Corporation*, Тулса, Оклахома (глава 15.2)
Говард М. Файнтух *Foster Wheeler USA Corporation*, Клинтон, Нью-Джерси (глава 12.2)
Джеймс Д. Флешман *Foster-Wheeler USA Corporation*, Хьюстон, Техас (глава 6.1)
Раймонд Флорид *Kellogg Brown & Root, Inc.*, Хьюстон, Техас (глава 10.2)
Джеймс Ф. Хаймс *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.4)
Эдвард Дж. Хауд *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 11.6)
Гэри К. Хьюз *ConocoPhillips Company*, Понка-Сити, Оклахома (глава 12.1)
Роберт Дж. Шмидт *UOP LLC*, Дес Плейнз, Иллинойс (глава 1.6)
Ф. Дж. М. Шраувен *Shell Global Solutions International B. V.*, Амстердам, Нидерланды (глава 15.3)

ПРЕДИСЛОВИЕ К РУССКОМУ ИЗДАНИЮ

Эта книга представляет собой перевод третьего издания *Справочника по основным процессам нефтепереработки*. Она состоит из 15 частей, каждая из которых включает различное число глав в зависимости от объема представленной информации.

Ценность этой книги, прежде всего, в том, что в ней собраны те сведения о современных и перспективных процессах, которые ранее можно было почерпнуть лишь из разрозненных источников — в основном периодических изданий или материалов международных конференций по нефтепереработке и нефтехимии, с которыми могла ознакомиться лишь сравнительно небольшая группа специалистов. Между тем представленный материал отражает современный уровень развития нефтепереработки, суммирующий опыт ведущих мировых компаний. Здесь каждый работающий в данной области найдет материал для расширения и углубления своих знаний применительно к конкретному технологическому процессу с точки зрения как эволюции процесса, подхода к выбору и подготовке сырья, оптимизации параметров режима процесса, так и принципов выбора и совершенствования катализаторов, реагентов и т. п.

Большое внимание уделено вопросам, связанным с двумя ключевыми задачами современной нефтепереработки (актуальными для мировой и особенно отечественной отрасли), а именно 1) углублением переработки нефти с расширением возможности широкого использования тяжелого остаточного сырья и 2) улучшением качества получаемых продуктов в связи со всё более ужесточающимися экологическими требованиями.

Представляет интерес предваряющая многие из глав историческая справка по возникновению и развитию рассматриваемого процесса, а также разделы, связанные с его научными основами, рассмотрением ключевых реакций, химизма и механизма процесса.

Применительно к каждому анализируемому процессу приводятся не только принципиальные технологические схемы соответствующих установок, но и отдельных блоков и узлов, даются эскизы аппаратов и т. д.

Большое место в книге отведено таким каталитическим процессам, как гидрокрекинг и каталитический крекинг в кипящем слое катализатора (*FCC*), в том числе применительно к тяжелому остаточному сырью, что является перспективным направлением переработки остатков с учетом увеличения их выхода в связи с утяжелением нефтей и ухудшением их качества. Рассмотрены также процессы каталитического крекинга остатков (*RFCC*) и глубокого каталитического крекинга (*DCC*), важных в контексте как интеграции нефтепереработки и нефтехимии, так и необходимости получения продуктов с высокой добавленной стоимостью.

Что касается процессов улучшения качества топлив, то это приобретает в наши дни особое значение в связи с вводом в действие Технического регламента «О требованиях к автомобильному и авиационному бензину, дизельному и судовому топливу, топливу для реактивных двигателей и топочному мазуту». Книга во многом раскрывает некоторые практические вопросы совершенствования процессов изомеризации, риформинга

бензиновых фракций, гидроочистки (обессеривания, деазотирования, общего облагораживания) легких и средних дистиллятов, в том числе вторичного происхождения (соответствующих фракций термического, каталитического крекинга).

Широкое освещение получили и термические процессы. Подробно рассматривается технология основного углубляющего и сравнительно недорогого процесса замедленного коксования, что особенно актуально для России, где намечено строительство новых и реконструкция существующих установок замедленного коксования.

В ряде случаев рассмотрены и принципы проектирования промышленных установок, особенности их эксплуатации и обслуживания, обеспечения безопасности, очистки выбросов и др.

Кроме качества сырья, производимых продуктов, параметров процесса и т. п., в книге рассматриваются и экономические показатели, которые, хотя и относятся к периоду написания оригинала (2002–2003 гг.), дают представление о затратах и экономическом эффекте применительно к каждому из рассмотренных процессов.

Несмотря на то что авторами отдельных частей являются представители разных компаний и фирм, г-ну Роберту А. Мейерсу удалось выстроить материал всей книги по единому принципу, что существенно облегчает его восприятие.

Учитывая всё вышесказанное, можно рекомендовать данную книгу не только специалистам отрасли, работающим в наших компаниях, но и научным и заводским работникам, аспирантам и студентам вузов нефтегазового профиля, а также молодым специалистам для повышения их квалификации.

*О. Ф. Глаголева
О. П. Лыков*

ПРЕДИСЛОВИЕ К ТРЕТЬЕМУ ИЗДАНИЮ

Данный *Справочник по основным процессам нефтепереработки (Handbook of Petroleum Refining Processes)* представляет собой сборник описаний лицензируемых технологий переработки нефти и производства экологически приемлемых топлив, а также промежуточных продуктов для нефтехимии.

Публикация третьего издания справочника совпала по времени с прогнозируемым вступлением нефтеперерабатывающей отрасли в период устойчивого роста. Большую часть этого роста обеспечит расширение существующих предприятий, однако планируется и строительство множества новых нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ), главным образом в Азии, Южной Америке и на Ближнем Востоке. Согласно оценкам, в течение следующих 10 лет в США будет введено в строй около 2 млн барр./сут дополнительных мощностей. Наибольший рост в мировом масштабе составляет производство дизельных топлив для магистрального и внедорожного автотранспорта, реактивного топлива и СНГ. Спрос на бензин благодаря развитой экономике Соединенных Штатов и Западной Европы будет расти несколько медленнее. В нефтехимии сохранится высокий спрос на бензиновые фракции, необходимые для производства ароматических углеводородов и легких олефинов. Основной акцент будет сделан на производстве низкосернистых топлив, к чему подталкивают экологические нормативы, согласно которым среднегодовое содержание серы во всём объеме бензина, используемого в Соединенных Штатах, в период между 2004 и 2007 гг. должно быть поэтапно снижено до 30 г/т. Содержание серы в дизельном топливе для магистрального автотранспорта к 2006 г. должно быть снижено до 10 г/т.

Эти экологические нормативы, введенные в действие в США, Западной Европе, Корее, Тайване и Японии и распространяющиеся в других азиатских странах, Южной Америке и на прочих рынках, оказывают сильное влияние на технологию и типовые процессы современных НПЗ. В частности, за время, прошедшее после выхода в свет первого и второго изданий данного справочника, возникла растущая потребность в производстве оксигенатов, оптимальном использовании бензола на НПЗ и производстве реформулированного бензина с содержанием более разветвленных углеводородов и меньшей упругостью паров. В настоящем издании описываются технологии, отвечающие всем этим экологическим потребностям. Кроме того, добавлена новая часть, представляющая новейшие технологии переработки труднодоступных запасов природного газа в дистилляты для получения сверхчистых топлив и промежуточных продуктов для нефтехимии.

Хотя данный справочник подготовлен группой ведущих поставщиков технологий нефтепереработки, базирующихся в США, в действительности он представляет собой сборник описаний технологий мирового масштаба. В число этих поставщиков техно-

логий входят компании *UOP, STRATCO, Kellogg, Brown and Root, Stone and Webster, Foster Wheeler USA, Chevron Lummus Global, Belco Technology, ConocoPhillips, ChevronTexaco Research and Technology* и *Shell International Oil Products*. Однако многие из представленных здесь технологий были разработаны совместно с другими ведущими нефтеперерабатывающими компаниями и организациями, в том числе *Mobil Oil, Dow Chemical, Union Carbide, Koch-Glitsch, Unocal, Amoco, Fortum Oil and Gas Oy*, Финляндия, Французским институтом нефти (*IFR*), Научно-исследовательским институтом нефтепереработки (*RIPP*) и *Sinopec International* (обе организации из Китайской Народной Республики), *Hüls AG and Engineering Company*, Германия, Мексиканским институтом нефти (*IMP*), *Catalyst Chemicals Industries*, Япония, *Alzo Nobel Catalysts* и *British Petroleum*.

Справочник состоит из 15 частей и содержит в общей сложности 61 главу.

Часть 1, «Алкилирование и полимеризация», представляет технологии соединения олефинов или олефинов с парафинами для получения полностью сторающих, высокооктановых алкилатов, не содержащих ароматические соединения, добавляемых в бензин или дистиллятные транспортные топлива, и олефинов с бензолом для получения кумола и линейного алкилбензола.

Часть 2, «Основные процессы производства ароматических соединений», описывает технологии переработки нефтяных бензиновых фракций, сжиженного нефтяного газа (СНГ) и пиролизного бензина в базовые промежуточные продукты для нефтехимии — бензол, толуол и ксилолы (БТК). Рассмотрены технологии извлечения ароматических углеводородов из смесей углеводородов и ароматических соединений и процессы переработки алкилбензолов в бензол, ксилол и нафталин высокой чистоты.

Часть 3, «Каталитический крекинг», освещает технологии каталитического крекинга в псевдоожиженном слое (*FCC*) для переработки вакуумных газойлей, газойлей коксования и некоторых остатков, а также ароматических экстрактов смазок в бензин, олефины C_3-C_5 и легкий рецикловый газойль (ЛГ).

Часть 4, «Каталитический риформинг», содержит сведения о получении из бензиновых фракций высокооктановых жидких продуктов, обогащенных ароматическими. Рассматривается попутное производство водорода, легкого газа и СНГ.

Часть 5, «Дегидрирование», представляет технологию дегидрирования легких и тяжелых парафинов до соответствующих моноолефинов.

Часть 6, «Производство водорода», описывает получение водорода из природного газа путем парового риформинга или частичного окисления с последующей конверсией окиси углерода.

Часть 7, «Гидрокрекинг», описывает технологии переработки фракций нефти — от бензиновой до рецикловых газойлей и дистиллятов коксования — в СНГ, бензин, дизельное и реактивное топливо, а также смазочные масла с удалением серы, азота, кислорода и насыщением олефинов.

Часть 8, «Гидроочистка», охватывает технологии улучшения качества различных нефтяных фракций путем удаления серы, азота, углеродного остатка, металлов и парафина с одновременным повышением содержания водорода посредством насыщения олефинов, диенов, ацетиленов и ароматических соединений. Рассматривается также одновременный крекинг тяжелых остатков (см. также главу из части 10, посвященную технологии оперативной замены катализатора (ОЗК) компании *Chevron Lummus Global*).

Часть 9, «Изомеризация», представляет технологии переработки легких, прямоцепных бензиновых фракций (от C_4 до C_6) и бензолсодержащих продуктов риформинга в разветвленные и высокооктановые продукты с одновременным насыщением бензола.

Часть 10, «Процессы разделения», описывает технологии извлечения катализатора из остатков с высоким содержанием металлов, выделения олефинов из смесей олефинов и парафинов, отделения *n*-парафинов от изопарафинов, нафтенов и ароматических углеводородов и разделения вакуумных остатков на очищенные нефтяные фракции и высоковязкий битум.

Часть 11, «Удаление серосодержащих соединений», рассматривает технологии удаления серы из нефтезаводских продуктов и получения дизельного топлива и бензина со сверхнизким содержанием серы, а также попутного производства серы.

Часть 12, «Легкий крекинг и коксование», содержит описание технологий извлечения металлов и кокса, газификации кокса и извлечения легких углеводородов из кубового остатка установок дистилляции.

Часть 13, «Технологии производства оксигенатов», представляет методы производства нефтезаводских эфиров для добавления в бензин в качестве оксигенатов.

Часть 14, «Процессы с использованием водорода», представляет собой всестороннее рассмотрение использования водорода в нефтепереработке, охватывающее основы, проектирование и возможности процессов.

Часть 15, «Технологии производства синтетических жидких продуктов», описывает способы: 1) переработки природного газа в сверхчистые жидкие топлива (бензин, керосин, дизельное топливо и газойль), не содержащие серу, ароматические соединения и тяжелые металлы, которые можно также использовать как сырьё для крекинга при производстве этилена и пропилена; 2) производства метанола и последующей переработки его в этилен и пропилен как сырьё для установки по производству полиолефинов.

Мы просили авторов по мере возможности придерживаться в каждой главе следующей последовательности изложения описания технологий:

1. *Общее описание процесса.* Включает требования к чистоте сырья и продуктов, описывает выход последних и содержит упрощенные технологические схемы.
2. *Химия и термодинамика процесса.* Дается для всех главных технологических установок.
3. *Перспективы процесса.* Разработчики, местоположение и данные опытных и промышленных установок, перспективы на ближайшее будущее и долгосрочные перспективы.
4. *Подробное описание процесса.* Технологическая схема процесса с балансом масс и тепловой энергии для основных вариантов процесса и сырья и сведения об уникальных или ключевых элементах оборудования.
5. *Свойства основных и побочных продуктов.* Подробный анализ всех основных и побочных продуктов в зависимости от вариантов переработки и сырья.
6. *Отходы и выбросы.* Описание твердых, жидких и газообразных отходов и выбросов в зависимости от вариантов переработки и сырья.
7. *Экономические показатели процесса.* Капитальные затраты на основные узлы установки, суммарные капитальные затраты, эксплуатационные затраты, капитальные затраты в годовом исчислении и интервал цен на каждый продукт.

Прилагаемый справочный материал содержит перечень сокращений и словарь терминов, которые, надеюсь, окажутся полезными для понимания содержания справочника.

РОБЕРТ А. МЕЙЕРС
RAMTECH LIMITED
Тарзана, Калифорния

БЛАГОДАРНОСТИ

Эта книга подготовлена группой из 70 авторитетных инженеров. Перечень соавторов приведен на страницах 21 и 22. Мы хотели бы также выразить признательность за поддержку их компаниям.

Я благодарен моей супруге Илен за ее постоянную поддержку и советы за все годы подготовки, редактирования и составления первого, второго и третьего изданий «Справочника».

Глава 3.1

ПРОЦЕСС КРЕКИНГА С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ КАТАЛИЗАТОРОМ КОМПАНИИ *KBR*

Филлип К. Никкум и Крис Р. Сантнер

KBR

Houston, Texas

ВВЕДЕНИЕ

Каталитический крекинг в псевдоожигенном слое катализатора (*FCC*) — технология с более чем 60-летним опытом промышленной эксплуатации. Процесс применяется для превращения высокомолекулярных углеводородов в более легкие и ценные продукты посредством контакта с порошкообразным катализатором при подходящих условиях. Исторически сложилось так, что главной целью процесса *FCC* было производство бензина, дистиллята и олефинов C_3/C_4 из менее ценных газойлей и тяжелых продуктов НПЗ. Вследствие своей приспособляемости к переменам в составе сырья и номенклатуре продуктов, а также высокой прибыльности, обеспечиваемой за счет разницы в стоимости сырья и цены получаемых продуктов, *FCC* зачастую является центральным процессом современного НПЗ. Его развитие, будучи тесно связано с общей эволюцией нефтеперерабатывающей отрасли, шло в направлении крекинга всё более тяжелого и загрязненного примесями сырья, повышения эксплуатационной гибкости, адаптации к экологическим нормативам и максимального повышения надежности.

На установке *FCC* непрерывно циркулирует псевдоожигенный цеолитный катализатор, в присутствии которого быстро протекают реакции крекинга в паровой фазе. Реакторный блок установки *FCC Orthoflow* компании *KBR* (рис. 3.1.1) состоит из реактор-райзера (лифт-реактора), а также расположенных друг над другом реактора-сепаратора (где заканчиваются реакции и катализатор отделяется от паров) и регенератора, что уменьшает занимаемую площадь. Основные реакции крекинга проходят в райзере, где восходящий поток жидкого сырья контактирует с горячим порошкообразным катализатором. Поднимаясь по райзеру, сырьё расщепляется до более легких продуктов и увлекает с собой катализатор. Реакции протекают быстро и требуют всего лишь нескольких секунд контакта. Вместе с тем на катализаторе происходит нежелательное отложение кокса, который, обладая низким водород-углеродным соотношением, снижает активность первого. Катализатор и пары продукта разделяются в сепараторе; первый вначале проходит через отпарную секцию, а затем поступает в регенератор, где происходит выжиг кокса, что приводит к восстановлению катализатора и выделению необходимой тепловой энергии. Затем регенерированный катализатор поступает в нижнюю часть райзера и цикл начинается вновь. Пары продуктов реакции идут на разделение.

Компания *KBR (Kellogg Brown & Root)*, тесно связанная с *M.W. Kellogg Company*, является общепризнанным лидером в технологии *FCC* с самого момента ее появления. Насчитывающее вот уже несколько лет сотрудничество *KBR* и ее партнера по технологии крекинга — компании *ExxonMobil* — направлено на создание и совершенствование различных технологических аспектов *FCC*. К настоящему времени *KBR* лицензировала свыше 120 новых установок *FCC* по всему миру; 13 новых установок и более 120 реконструированных получили лицензии после 1990 г.



Рис. 3.1.1. Установка FCC Orthoflow компании KBR

СЫРЬЁ

Современные установки *FCC* способны перерабатывать широкий ассортимент сырья. Данный факт говорит в пользу *FCC* как одного из самых гибких из применяемых в настоящее время процессов переработки. Примерами распространенных видов дистиллятного сырья для обычных установок *FCC* являются:

- атмосферные газойли;
- вакуумные газойли;
- газойли коксования;

- газойли термического крекинга;
- нефть, деасфальтированная растворителями;
- экстракт с маслблока;
- нижний продукт (остаток) установок гидрокрекинга.

Установка *FCC* остатков (*RFCC*) перерабатывает сырьё с коксующестью по Конрадсону и содержанием металлических примесей, таких как атмосферные остатки или смеси вакуумных остатков и газойлей. В зависимости от коксующести и содержания металлических примесей (никель и ванадий), это сырьё до подачи в процесс может быть гидроочищено либо деасфальтировано. Гидроочистка и деасфальтизация снижают уровень коксующести и содержание металлов в сырьё, уменьшая коксообразование и деактивацию катализатора.

ПРОДУКТЫ

К типичным продуктам процессов *FCC* и *RFCC* относятся:

- топливный газ (этан и более легкие углеводороды);
- сжиженный нефтяной газ (СНГ) C_3 и C_4 ;
- бензин;
- легкий (рециркулирующий) газойль (ЛГ);
- нижний продукт колонны фракционирования (тяжелый газойль);
- кокс (выжигается в регенераторе);
- сероводород (при очистке газа амином).

Хотя наиболее желательным продуктом этих установок является бензин, конструкцию и рабочие параметры можно изменить так, чтобы достичь максимального выхода других продуктов. Тремя основными вариантами работы *FCC* являются режимы, направленные: 1) на максимальное производство бензина; 2) максимальное производство ЛГ и 3) максимальное производство легких газообразных олефинов. Ниже эти режимы рассматриваются подробнее.

Режим максимального выхода бензина

Этот режим характеризуется промежуточными температурами крекинга (от 510 до 540 °С), высокой активностью катализатора и высоким соотношением катализатор/сырьё. Рециркуляция обычно не применяется, так как глубина превращения после одного прохода через реактор уже достаточно высока. Для максимального выхода бензина необходимы эффективная система инъекции сырья, райзер с кратковременным контактом, а также действенная система разделения потока из райзера, чтобы максимально повысить селективность реакций крекинга по бензину и предотвратить вторичные реакции расщепления паров бензина после выхода из райзера.

Режим максимального выхода средних дистиллятов

Режим максимального выхода средних дистиллятов — это режим пониженной интенсивности реакций крекинга, когда глубина превращения при первом проходе поддерживается на низком уровне, чтобы ограничить вторичный крекинг ЛГ, образующегося при первоначальном крекинге. Интенсивность снижается путем уменьшения температуры на выходе из райзера (ниже 510 °С), а также кратности (соотношения) катализатор/сырьё. Последнее часто достигается использованием подогревателя прямого нагрева, кото-

рый значительно повышает температуру сырья. Иногда дополнительно снижают активность катализатора, уменьшая скорость добавления свежего катализатора или снижая его активность. Так как при пониженной интенсивности крекинга значительная часть сырья остается непревращенной за один проход через реактор, тяжелый (рецикловый) газойль (ТГ) как малоценный продукт возвращается в реактор для снижения выхода. Чтобы максимизировать выход средних дистиллятов, установки дистилляции сырой нефти, с которых поступает сырьё для крекинга, должны работать в режиме минимального выхода средних дистиллятов, так как на установке *FCC* эти компоненты ухудшаются или преобразуются в бензин и более легкие продукты. Кроме того, КК бензина крекинга снижают до минимума в пределах ограничений, налагаемых температурой вспышки средних дистиллятов, смещая выход в сторону ЛГ.

Если требуется повысить октановое число бензина или увеличить выход СНГ при одновременной максимизации выхода ЛГ, можно применять каталитические добавки, содержащие *ZSM-5*. Они избирательно расщепляют линейные молекулы в интервале кипения бензина, увеличивая исследовательское и моторное октановые числа, снижая выход бензина и повышая выход СНГ, содержащего углеводороды C_3 и C_4 . Также несколько снижается выход ЛГ.

Режим максимального выхода легких олефинов

Выход пропилена и бутиленов можно сделать больше, чем в режиме максимального выхода бензина, если поднять температуру в райзере выше $540\text{ }^\circ\text{C}$ и применять каталитические добавки, содержащие *ZSM-5*. Установка *FCC* может быть специально спроектирована для максимального производства этилена путем интеграции в нее технологии *MAXOFIN*, подробное описание которой можно найти в следующем разделе. Если выход пропилена в обычных установках *FCC* составляет, как правило, 6 %масс. или менее, то включение процесса *MAXOFIN* увеличивает этот показатель до 20 и более %масс., даже если речь идет об обычном сырье крекинга. Выход пропилена по сравнению с обычными установками *FCC* повышается путем применения каталитической добавки *MAXOFIN-3* и патентованного оборудования, в том числе второго райзера, предназначенного для крекирования избыточного количества бензиновых фракций и углеводородов C_4 в дополнительное количество легких олефинов. Данные табл. 3.1.1 демонстрируют гибкость выхода продуктов в процессе *FCC MAXOFIN* — от максимального выхода пропилена до традиционного максимального выхода бензина.

ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА

Установку *FCC* можно разделить на несколько главных секций: конвертера, дымового газа, секцию главной фракционирующей колонны и установку улавливания паров (УУП). Ассортимент продуктов, степень их фракционирования, линия обработки дымовых газов и некоторые другие аспекты процесса меняются от установки к установке и зависят от конкретных задач. В последующих подразделах дается более подробное описание конвертера, линии переработки дымового газа, главной фракционирующей колонны и УУП.

Конвертер

Конвертер установки *FCC Orthoflow* компании *KBR* (рис. 3.1.2) состоит из райзера, отделителя с циклонами, отпарной секции и регенератора с непрерывной циркуляцией

Таблица 3.1.1. Выход продуктов и рабочие условия процесса FCC MAXOFIN

Наименование	Режим работы	
	Максимальный выход пропилена	Производство традиционных топлив
Сырьё	Вакуумные газойли нефти сорта <i>Minas</i> (Индонезия) и рециркулят легких бензиновых фракций	Вакуумные газойли нефти сорта <i>Minas</i>
Катализатор	FCC + ZSM-5	FCC
Конструкция реактора	Сдвоенный райзер	Одинарный райзер
Температура вверху реактора, °F (°C)	1000–1100 (538–593)	1000 (538)
Выход продуктов, %масс.:		
сероводород	0,03	0,01
водород	0,91	0,12
метан и этан	6,61	2,08
этилен	4,30	0,91
пропан	5,23	3,22
пропилен	18,37	6,22
<i>n</i> -бутан	2,25	2,17
изобутан	8,59	7,62
бутилены	12,92	7,33
бензин	18,81	49,78
ЛГ	8,44	9,36
декантойль	5,19	5,26
кокс	8,34	5,91

катализатора между ними по замкнутому циклу. Этимология термина *Orthoflow* (от греч. *orthos* — «прямой, ортогональный, вертикальный» и англ. *flow* — «поток») обусловлена вертикальным расположением отделителя и отпарной секции над регенератором. Такое расположение дает следующие эксплуатационные и экономические преимущества:

- практически полностью вертикальный поток катализатора в катализаторопроводах и райзерах;
- короткие катализаторопроводы для регенерированного и отработанного катализаторов, что гарантирует надежность их циркуляции;
- равномерное распределение отработанного катализатора в отпарной секции и регенераторе;
- малая общая высота конвертера;
- минимальные требования к конструкционной стали и малая занимаемая площадь.

В основание райзера подается предварительно подогретое свежее сырьё, смешанное с возвращаемыми фракциями. При контакте с горячим регенерированным катализатором сырьё испаряется и преобразуется в низкипящие фракции (ЛГ, бензин, C₃, C₄ и сухой газ). Пары продуктов отделяются от отработанного катализатора в циклонах и через верхнюю линию поступают в главную фракционирующую колонну и УУП для охлаждения и фракционирования. Образующийся при крекинге кокс отлагается на ка-

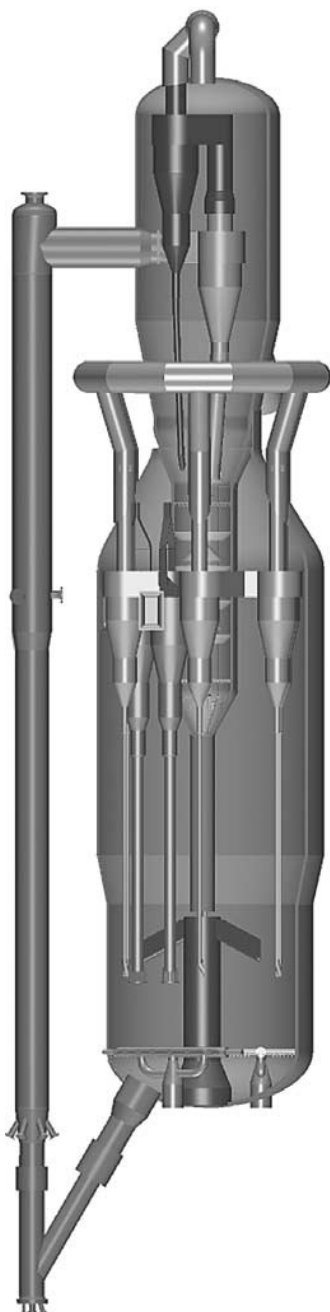


Рис. 3.1.2. Конвертер *FCC Orthoflow*

тализаторе, снижая его активность. Закоксованный катализатор, отделенный от продуктов реакции в циклонах, проходит через отпарную секцию и стояк (катализаторопровод) отработанного катализатора в регенератор. Скорость выхода катализатора из стояка регулируется затвором.

В регенераторе с поверхности частиц отработанного катализатора путем выжигания горячим воздухом удаляется кокс. Воздух в воздушные распределители регенератора поступает от воздуходувки. Дымовой газ от сгорания кокса покидает регенератор через двухступенчатые циклоны, которые отделяют от него почти весь катализатор. Дымовой газ собирается в наружной накопительной камере и поступает в линию переработки дымового газа. Регенерированный катализатор возвращается через затвор в райзер, что завершает весь цикл.

Система инъекции сырья АТОМАХ

Для транспортировки восстановленного катализатора из регенератора в райзер в конструкции установки *Orthoflow* предусмотрены вертикальный стояк, затвор и наклонные боковые катализаторопроводы.

После них катализатор поступает в головку инъекции сырья, в которую встроено несколько плоскоструйных распылительных форсунок (рис. 3.1.3). Плоские веерообразные струи обеспечивают равномерное покрытие и максимальное проникновение сырья в катализатор и исключают прохождение последнего мимо сырья в зоне инъекции. Для получения требуемой степени и формы распыла сырья при минимальных давлениях подачи применяются патентованные форсунки для инъекции сырья, известные под названием АТОМАХ. Горячий регенерированный катализатор испаряет сырьё, нагревая его до температуры реакции, и обеспечивает тепловой энергией реакции крекинга.

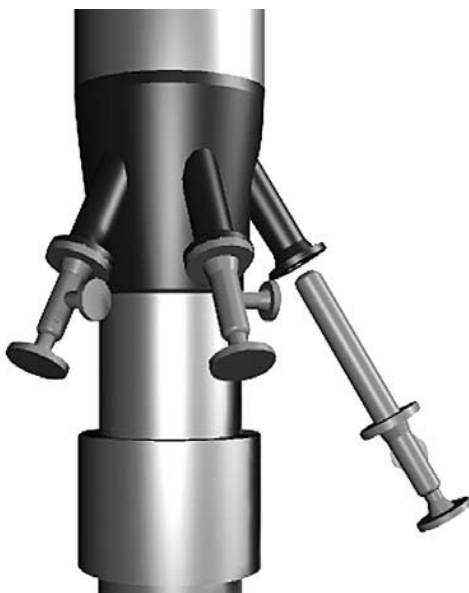


Рис. 3.1.3. Головка инъекции сырья

Реакции крекинга продолжают, пока катализатор и смесь паров поднимаются вверх по райзеру. Температура на выходе райзера контролируется затвором, который регулирует количество катализатора, поступающего в райзер.

Охлаждение продуктов райзера

Система охлаждения райзера состоит из ряда форсунок, равномерно расположенных вокруг его верхней части. Через эти форсунки в райзер впрыскивается часть сырья или фракции, возвращаемой из главной фракционирующей колонны. Теплота, необходимая для испарения сырья в райзере с охлаждением, обеспечивается повышением температуры предварительного подогрева свежего сырья или скорости циркуляции катализатора. При этом температура в основании райзера выше, чем в основании райзера без охлаждения; это улучшает испарение тяжелого сырья, повышает выход бензина, олефинов и октановое число бензина.

Концевое оборудование райзера

Когда смесь продуктов и катализатора достигает верхней части райзера, все избирательные реакции крекинга уже завершаются. Время пребывания паров продуктов в отделителе должно быть минимальным. Это необходимо для предотвращения нежелательных реакций термического или каталитического крекинга, в ходе которых из ценных продуктов образуются сухой газ и кокс. Данные рис. 3.1.4 демонстрируют сильное влияние температуры на термический вторичный крекинг бензина и дистиллята с выходом преимущественно сухого газа.

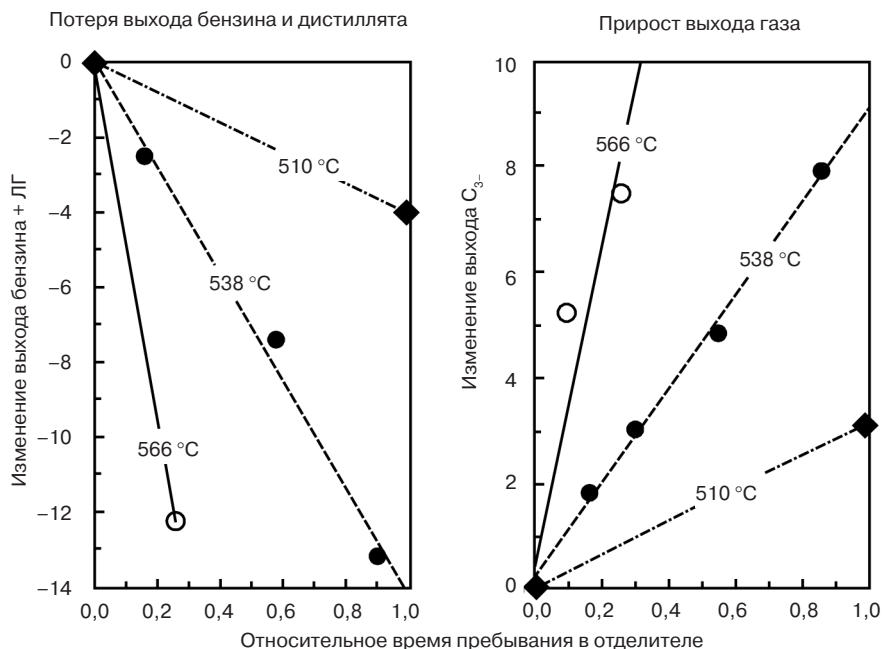


Рис. 3.1.4. Данные опытной установки, демонстрирующие влияние температуры на термический крекинг продуктов реактора FCC

Для отделения паров продуктов от катализатора при минимальном времени пребывания их в отделителе (реакторе-сепараторе) применяется закрытая система циклонов. Эта система (рис. 3.1.5) состоит из циклонов райзера, непосредственно соединенных со вторичными циклонами, которые заключены в корпус отделителя. Циклоны райзера быстро разделяют отработанный катализатор и пары продуктов, выходящие из райзера. Пары из циклонов райзера поступают прямо на вход вторичных циклонов. Быстро охлаждаясь, они проходят в главную фракционирующую колонну. Закрытая циклонная система почти полностью исключает термический крекинг вышедших из райзера продуктов, чреватый образованием сухого газа и бутадиена. Такая система крайне необходима, если райзер работает при высоких температурах (538 °С или выше), что типично для режимов максимального выхода бензина или легких олефинов.

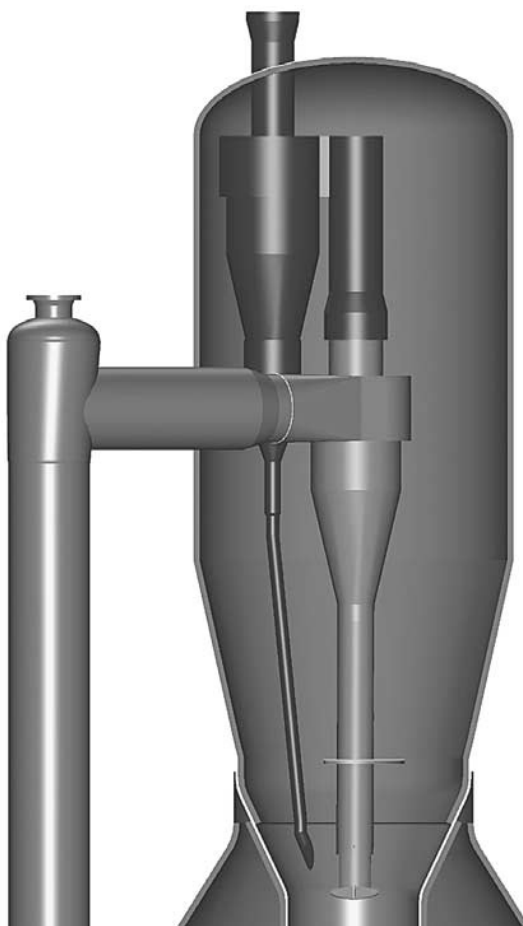


Рис. 3.1.5. Закрытая циклонная система

Процесс *FCC MAXOFIN*

Патентованный процесс *FCC MAXOFIN*, лицензируемый *KBR*, призван максимизировать выработку пропилена из обычного сырья крекинга и некоторых бензиновых фракций (рис. 3.1.6).

Кроме рециркулята легких бензиновых фракций и СНГ, райзер способен перерабатывать в дополнительное количество легких олефинов любые бензиновые фракции комплекса НПЗ (например, вырабатываемые установкой коксования). В качестве идеального для переработки в легкие олефины в рамках процесса *MAXOFIN* сырья выступают бензиновые фракции установок коксования, отличающиеся высоким содержанием олефинов. Парафинистые бензиновые фракции, например легкие бензиновые фракции прямой перегонки, также можно перерабатывать в легкие олефины на установке *MAXOFIN*, но с меньшим выходом, чем из сырья с высоким содержанием олефинов.

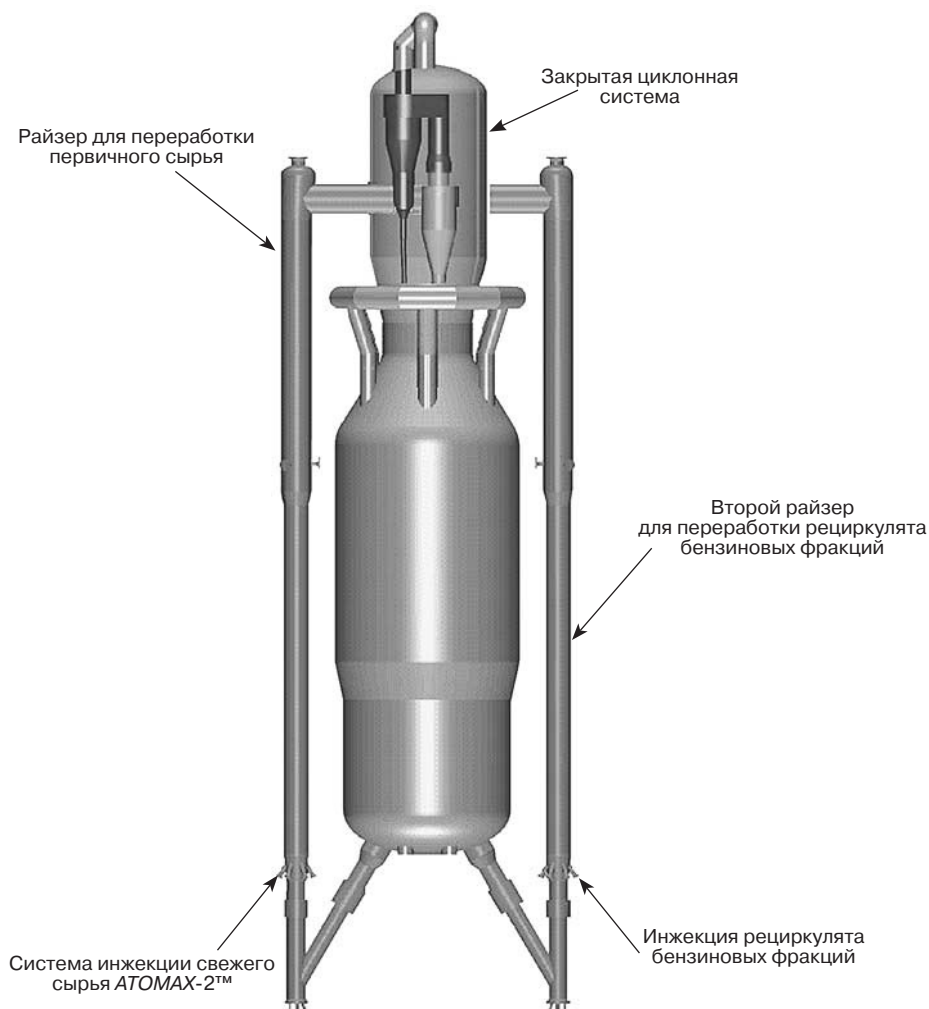


Рис. 3.1.6. Конвертер *FCC MAXOFIN*

С помощью установки *FCC MAXOFIN* можно в экономически значимых объемах производить этилен для нефтехимических нужд (правда, это возможно лишь в том случае, если поблизости есть нефтехимический завод или этиленовый трубопровод). Если обычные установки *FCC* производят менее 2 % масс. этилена, то *MAXOFIN* способна производить его до 8 % масс.

Отпарка отработанного катализатора

Катализатор, отделенный в циклонах, опускается по соответствующим стоякам и поступает в отпарную секцию. В ней пары углеводорода, находящиеся в частицах катализатора и вокруг них, вытесняются паром в разбавленную фазу, поступающую из отделителя, что снижает унос углеводородов в регенератор отработанным катализатором. Отпарка — весьма важная часть процесса, так как она снижает температуру и расход воздуха в регенераторе, в результате чего улучшается восстановление при данной температуре в регенераторе или при недостаточной производительности воздуходувки (рис. 3.1.7).

Катализатор, поступающий в отпарную секцию, контактирует с восходящим потоком пара, который подается через два парораспределителя. Большая часть паров углеводородов, увлеченных катализатором, вытесняется в верхней части отпарной секции. Затем катализатор движется вниз через ряд дисковых и кольцевых отбойников. При правиль-



Рис. 3.1.7. Секция отпарки отработанного катализатора

ном выборе времени пребывания отработанного катализатора в отпарной секции и парциального давления пара, поступающего из расположенных ниже распределителей, углеводороды диффундируют из пор частиц катализатора в пар.

Отпаренный катализатор, практически не содержащий углеводородов, проходит в стояк, где аэрируется паром для поддержания равномерности потока. Затвор в основании стояка регулирует поток катализатора, поддерживая его уровень в отпарной секции. Затем катализатор через распределитель поступает в регенератор.

Регенерация

В регенераторе происходит выжигание кокса горячим воздухом с поверхности катализатора, что обеспечивает потребность процесса в тепловой энергии и восстанавливает активность катализатора. Регенератор работает в режимах полного или частичного дожига СО. В циклонах регенератора происходит отделение дымового газа от катализатора.

Регенерация — ключевая часть процесса крекинга и должна происходить в среде, сохраняющей активность и избирательность катализатора.

В конвертере установки *Orthoflow* компании *KBR* это достигается применением противоточной системы регенерации (рис. 3.1.8). Отработанный катализатор подается через распределитель в верхнюю часть слоя. Воздух подается в нижнюю его часть.

Конструкция регенератора позволяет выжигать кокс в среде с низким парциальным давлением кислорода, что ограничивает начальную скорость горения. Ограничение скорости выгорания необходимо для предотвращения перегрева и разрушения частиц катализатора. Водород кокса выгорает быстрее углерода, а большая часть образующейся воды высвобождается вблизи верхней части слоя. Совокупность этих факторов сводит к минимуму деактивацию катализатора в процессе регенерации.

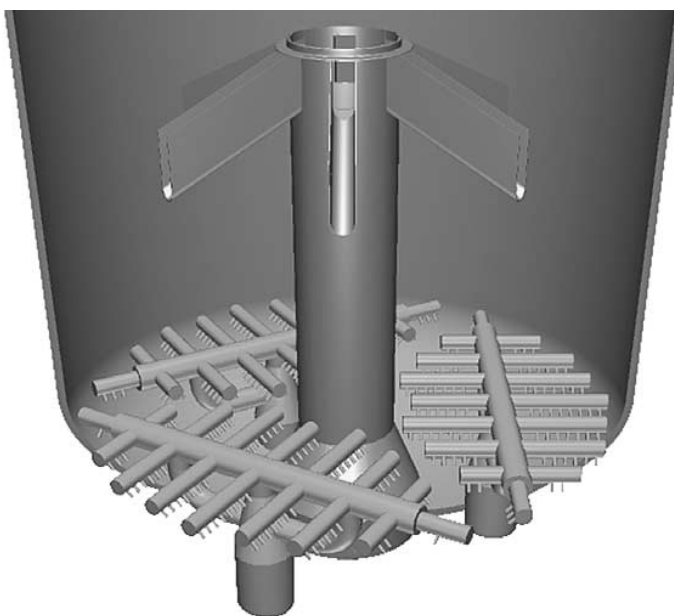


Рис. 3.1.8. Распределители воздуха и отработанного катализатора в регенераторе

Противоточный регенератор компании *KBR* обладает всеми достоинствами многоступенчатых регенераторов, а сверх того — простотой, экономичностью и надежностью, присущими одноступенчатому регенератору.

Охладитель катализатора

Для экономичной переработки сырья в состав установки можно включить систему отвода теплоты регенерации. Это позволит поддерживать температуру в регенераторе и скорость циркуляции катализатора на оптимальном уровне. Необходимость в охладителе катализатора обычно возникает при переработке остаточного сырья, когда образуется повышенное количество кокса, особенно при большой глубине превращения.

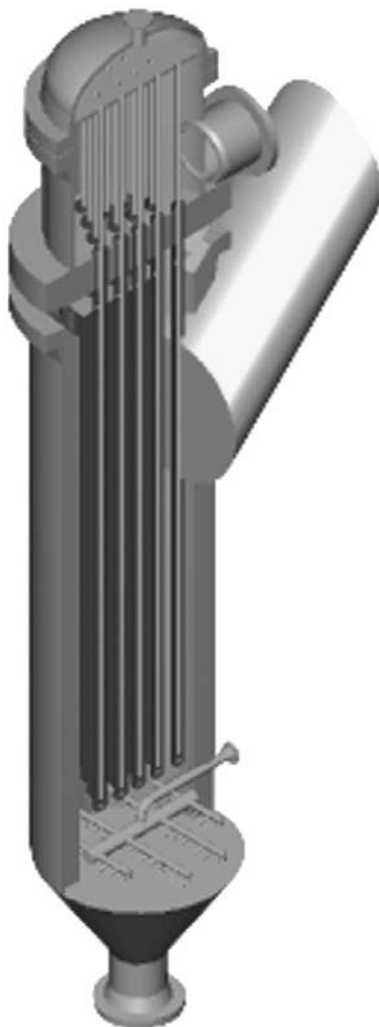


Рис. 3.1.9. Холодильник катализатора

На рис. 3.1.9 показана система отвода теплоты из регенератора компании *KBR*. Она состоит из расположенного снаружи охладителя катализатора, который вырабатывает пар высокого давления, используя тепло, отводимое от регенерированного катализатора.

Катализатор отбирается сбоку регенератора и опускается вниз в виде плотного слоя через теплообменник с байонетными трубами. Катализатор, обволакивающий трубы, охлаждается и возвращается в регенератор. В нижнюю часть охладителя подается воздух для аэрации катализатора. Скорость циркуляции катализатора (а значит и скорость отвода тепла) регулируется задвижкой. Температура в регенераторе регулируется изменением скорости циркуляции катализатора.

Вода питания котла самотеком проходит через внутренние байонетные трубы, а вырабатываемый пар поднимается вверх по кольцевому пространству между трубами.

Секция газов регенерации

Дымовой газ покидает регенератор через двухступенчатые циклоны и наружную накопительную камеру и поступает в линию переработки (рис. 3.1.10). Энергия дымовых газов регенератора отбирается в двух формах: в виде механической энергии в расширителе и в виде тепловой энергии путем генерации пара в охладителе дымового газа или в котле-утилизаторе с дожигом CO .

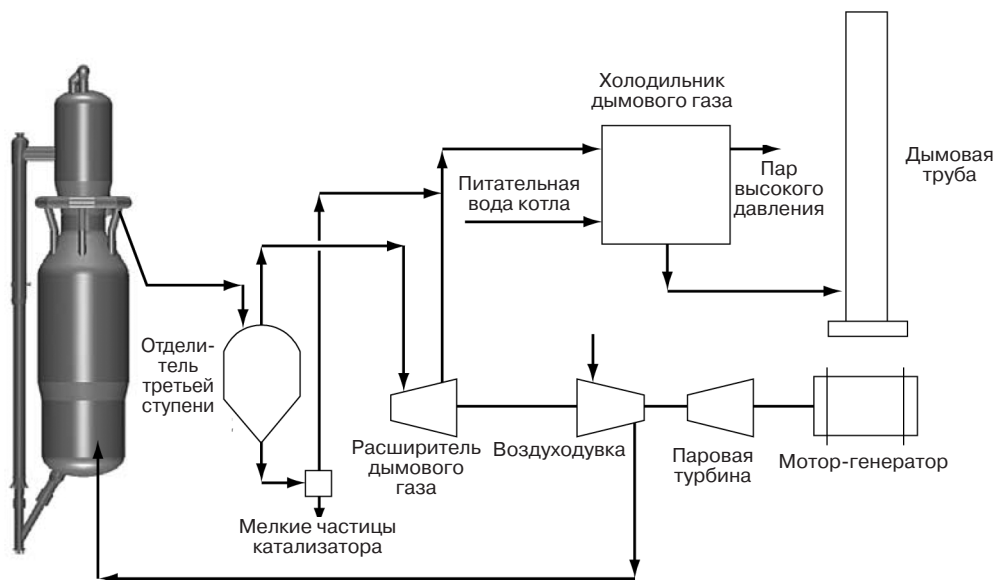


Рис. 3.1.10. Система дымового газа регенератора

Утилизация механической энергии дымового газа

Расширитель отбирает механическую энергию дымового газа, снижая его давление. Для предотвращения чрезмерного износа лопастей расширителя перед ним устанавливается третья ступень отделителя катализатора (рис. 3.1.11). Газ из верхней части отделителя поступает в расширитель, где энергия извлекается в виде работы, совершаемой расширяющимся газом.

Необходимое давление в регенераторе обеспечивается клапаном, расположенным на входе расширителя. Снизу отделителя третьей ступени отводится небольшое количество

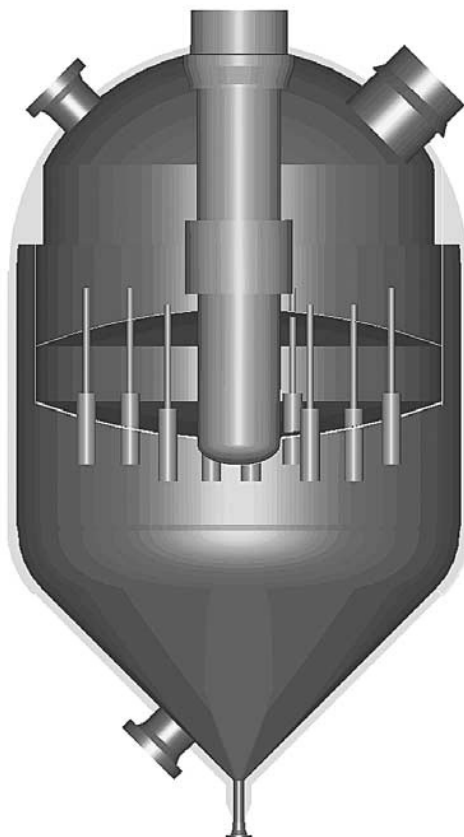


Рис. 3.1.11. Отделитель третьей ступени *CycloFines*

газа с наибольшим содержанием катализатора и соединяется с основным потоком газа после расширителя.

Расширитель можно использовать для привода воздуходувки. Воздуходувка может получать привод и от автономного электродвигателя или паровой турбины: тогда расширитель используется лишь для выработки электроэнергии. Если расширитель соединен с воздуходувкой, необходим мотор-генератор для уравнивания мощности расширителя и мощности, потребляемой воздуходувкой, а также вспомогательная паровая турбина для запуска. Паровая турбина может быть рассчитана на непрерывную работу и является экономичным способом утилизации избыточного пара. Альтернативой этому может служить установка турбины с выхлопом в атмосферу, применяемой лишь для запуска и требующей меньше затрат.

Утилизация тепловой энергии дымового газа

Дымовой газ из расширителя поступает в охладитель, где его тепловая энергия используется для выработки перегретого пара. Если установка проектируется для работы с частичным дожигом CO, вместо холодильника может быть установлен котел для дожига CO (котел-утилизатор). Затем газы поступают в дымовую трубу. В некоторых случаях,

в зависимости от местных экологических требований к содержанию SO_x и уровня выброса твердых частиц, устанавливаются также скруббер SO_x или электростатический фильтр.

Главная фракционирующая колонна

Технологическими задачами главной фракционирующей колонны являются:

- конденсация перегретых продуктов конвертера для получения жидких углеводородных продуктов;
- обеспечение некоторой степени фракционирования боковых погонов;
- рекуперация тепловой энергии, содержащейся в перегретых продуктах конвертера.

Технологическая схема секции главной фракционирующей колонны показана на рис. 3.1.12.

В главной фракционирующей колонне происходит конденсация перегретых продуктов конвертера с образованием влажного газа и нестабильного бензина из верхнего продукта, ЛГ из нижнего продукта отпарной колонны ЛГ и кубового продукта внизу главной фракционирующей колонны. Тяжелые бензиновые фракции из главной фракционирующей колонны используются как абсорбент во вторичном абсорбере УУП. Рециркулят нижнего продукта фракционирующей колонны и ТГ конденсируется и отправляется в конвертер *RFCC*.

Теплота, высвобождаемая при конденсации продуктов конвертера, используется для предварительного подогрева свежего сырья, подогрева отгонной колонны и дебутанизатора на УУП и для выработки пара высокого давления. Часть тепловой энергии, которая не может быть утилизирована, в конечном счете передается в охлаждающую воду.

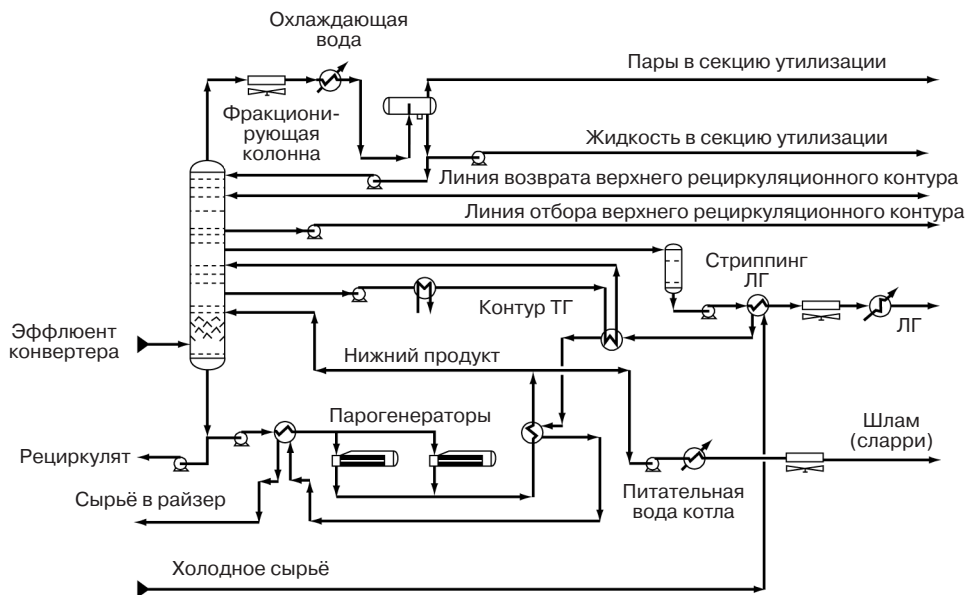


Рис. 3.1.12. Главная фракционирующая колонна

Верхний продукт фракционирующей колонны

Парообразный верхний продукт фракционирующей колонны, состоящий из влажного газа, нестабильного бензина и небольшого количества флегмы, поступает в воздушный, а затем в концевой холодильник и далее в разделительную емкость. Влажный газ подается во всасывающую линию компрессора низкого давления секции улавливания паров. Нестабильный бензин откачивается вверх первичного абсорбера в качестве абсорбента.

Рециркуляция тяжелых бензиновых фракций

Между точками отбора ЛГ и тяжелых бензиновых фракций во фракционирующей колонне расположены несколько тарелок. Требуемое соотношение между ЛГ и нестабильным бензином достигается принудительным орошением (верхним и промежуточным) этих тарелок.

Из фракции, возвращаемой из вторичного абсорбера секции утилизации во фракционирующую колонну, выделяются значительные количества C_4-C_5 , которые отбираются вместе с потоком верхнего продукта. Более легкие компоненты, извлеченные во вторичном абсорбере, циркулируют между секцией улавливания паров и фракционирующей колонной.

Легкий газойль

Легкий газойль отбирается из фракционирующей колонны и самотеком поступает на верхнюю тарелку отпарной колонны. Для отгонки легких фракций из ЛГ в целях повышения его температуры вспышки используется пар. Легкий газойль после отгонки легких фракций прокачивается через теплообменник, воздушный и водяной холодильники и выводится с установки.

Циркуляция тяжелого газойля

Фракция ТГ охлаждается нижним продуктом дебутанизатора секции утилизации паров, а затем свежим сырьем и возвращается в колонну в виде циркуляционного орошения.

Циркуляция нижнего продукта фракционирующей колонны

Через форсунку, расположенную над парораспределителем нижнего продукта, в колонну поступает смесь продуктов конвертера, состоящая из углеводородных газов, паров продуктов реакции, водяных паров, инертных газов и небольшого количества унесенных мелких частиц катализатора. Смесь охлаждается и отделяется от частиц катализатора путем циркуляции охлажденного нижнего продукта колонны через отбойную секцию, находящуюся выше форсунки инъекции сырья.

Тепло, отводимое от циркулирующего нижнего продукта, при необходимости используется для выработки пара в парогенераторах с параллельными котлами и для предварительного подогрева свежего сырья. Балансовое количество сларри-продукта отбирается в точке, расположенной после теплообменников предварительного подогрева сырья, и после охлаждения в предварительном подогревателе питательной воды котлов и воздушном холодильнике выводится с установки.

Система предварительного подогрева свежего сырья

Назначение этой системы — подогрев до необходимой температуры сырья, подаваемого в конвертер установки, без применения печи. Свежее сырьё может быть получено из

нескольких источников. Для подогрева до нужной температуры оно прокачивается через различные теплообменники, расположенные в секции главной фракционирующей колонны.

Установка улавливания паров

Установка состоит из компрессора влажного газа, первичного и вторичного абсорберов, дебутанизатора. В нее подаются влажный газ и нестабильный бензин.

Установка улавливания паров выполняет следующие задачи:

- отвод фракции C_2 и более легких компонентов в систему топливного газа;
- извлечение C_3 и C_4 требуемой чистоты;
- получение дебутанизованного (стабильного) товарного бензина с требуемой упругостью паров.

Технологическая схема типичной УУП показана на рис. 3.1.13.

В зависимости от необходимого числа продуктов и требуемой четкости разделения в состав секции могут быть включены дополнительные колонны фракционирования. В их число часто входят депропанизатор для разделения C_3 и C_4 СНГ, а также колонны разделения пропан-пропиленовой фракции и разделения бензина на легкий и тяжелый.

Компримирование влажного газа

Влажный газ из верхней емкости фракционирующей колонны поступает на вход двухступенчатого центробежного компрессора. Углеводородная жидкость со ступени низкого давления и газ со ступени высокого давления охлаждаются в воздушном конденсаторо-холодильнике, соединяются с потоком жидкости из первичного абсорбера и верхними парами отпарной колонны. Перед подачей в сепаратор высокого давления комбинированный двухфазный поток охлаждается в концевом холодильнике высокого давления.

Отпарная колонна первичного абсорбера

На верхнюю тарелку колонны подается жидкость из сепаратора высокого давления. Эта колонна необходима для отгонки C_2 -углеводородов и более легких компонентов из продукта, подаваемого в дебутанизатор, то есть для контроля содержания C_2 в товарном СНГ C_3/C_4 . Отогнанные углеводороды отводятся в первичный абсорбер. С низа колонны отбираются абсорбированные углеводороды C_3 и более тяжелые продукты.

Первичный абсорбер

В точку под нижней тарелкой абсорбера подаются пары из сепаратора высокого давления. Нестабильный бензин из фракционирующей колонны и дополнительное количество абсорбента (стабильный бензин) с низа дебутанизатора соединяются и подаются на верхнюю тарелку абсорбера. Эта комбинированная жидкость абсорбирует из пара высокого давления углеводороды C_3 и выше.

Вторичный абсорбер

Пары первичного абсорбера содержат некоторое количество C_4 , C_3 и бензиновых компонентов, которые поглощаются во вторичном абсорбере тяжелыми бензиновыми фракциями (абсорбент), поступающими из фракционирующей колонны.

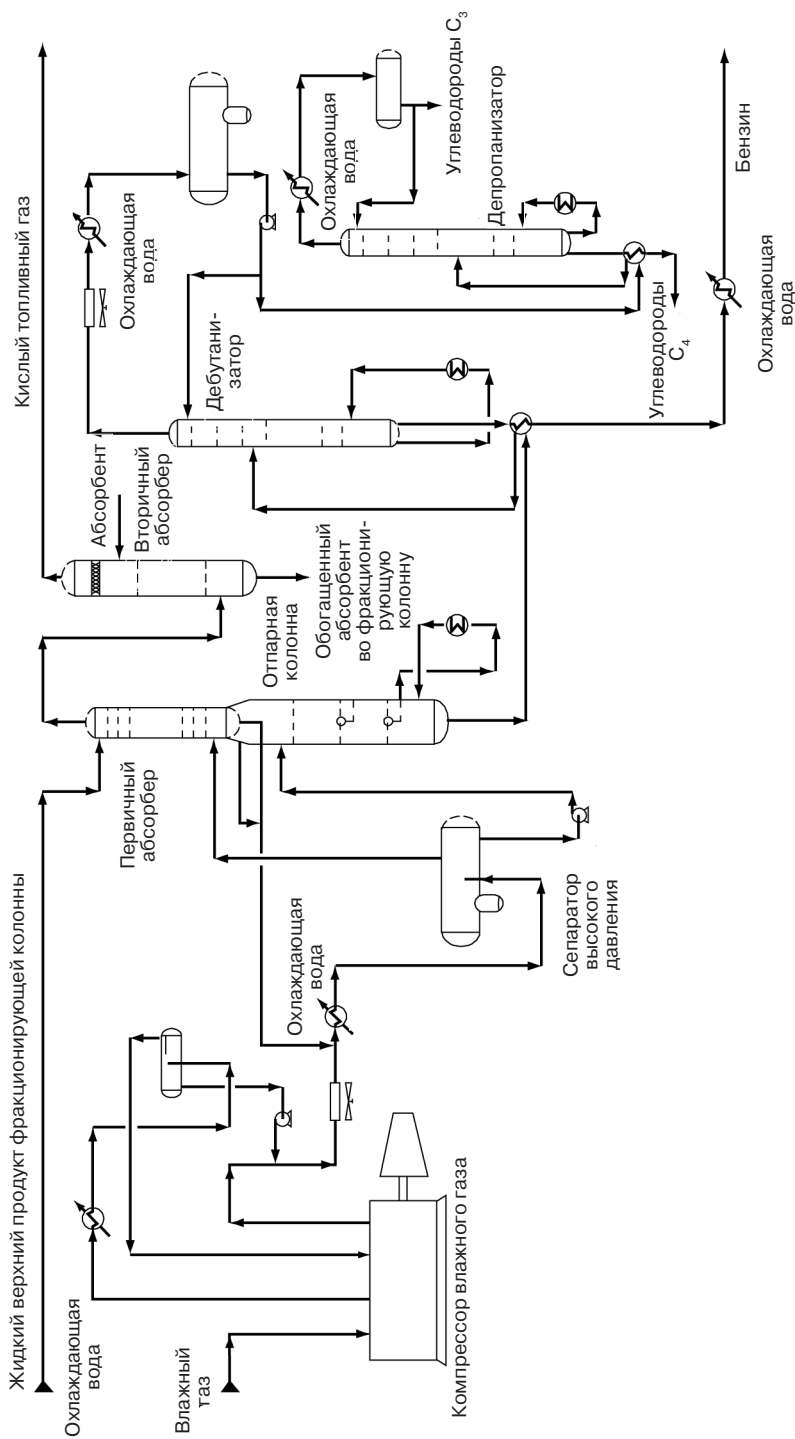


Рис. 3.1.13. УУП

Абсорбент, обогащенный извлеченными компонентами, возвращается в главную фракционирующую колонну. Неочищенный топливный газ с верха вторичного абсорбера поступает в секцию аминовой очистки, а затем в систему топливного газа.

Дебутанизатор

Жидкость с низа отпарной колонны первичного абсорбера охлаждается стабильным бензином и поступает дебутанизатор. Последний необходим для получения товарного бензина с требуемой упругостью паров, а также продуктов C_3/C_4 , содержащих минимальное количество компонентов C_5 . Ребойлер дебутанизатора подогревается путем теплообмена с ТГ. Верхний продукт дебутанизатора конденсируется в аппаратах воздушного и водяного охлаждения.

Сжиженный нефтяной газ C_3/C_4 с верха дебутанизатора подается в секцию аминовой и щелочной очистки, а затем откачивается в емкость товарного продукта. Нижний продукт — дебутанизованный бензин — охлаждается, защелачивается и откачивается в емкость.

ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА

Существует большое число эксплуатационных и проектных параметров, которые можно использовать для адаптации установки к различным сырью и целям эксплуатации. К эксплуатационным относятся те параметры, которые можно изменять на работающей установке в целях оптимизации производительности процесса. Решения же по проектным параметрам должны приниматься до сооружения установки.

Эксплуатационные параметры

Главным классификационным признаком для эксплуатационных параметров процесса *FCC* выступает категория «зависимости». Например, температура в регенераторе и скорость циркуляции катализатора рассматриваются как зависимые параметры, поскольку оператор не располагает средствами прямого воздействия на них. К независимым относятся те параметры, которыми оператор может управлять непосредственно: например, это температура на выходе из райзера или скорость рециркуляции.

К зависимым эксплуатационным параметрам, которые могут оказаться полезными при рассмотрении других, относятся глубина превращения и соотношение катализатор/сырьё. Глубина превращения (или конверсия) — это та степень, в которой сырьё при переработке в процессе крекинга расщепляется до более легких продуктов и кокса. Она определяется как 100% минус объемный процент выхода ЛГ и более тяжелых жидких продуктов. Как правило, при увеличении глубины превращения выход СНГ, сухого газа и кокса растёт, а выход ЛГ и нижнего продукта фракционирующей колонны снижается; выход бензина растёт, снижается или не изменяется в зависимости от конкретной ситуации.

Соотношение катализатор/сырьё (кратность циркуляции катализатора) — это отношение массовой скорости циркуляции катализатора к массовой скорости подачи сырья. При постоянной скорости подачи сырья соотношение катализатор/сырьё изменяется пропорционально изменению скорости циркуляции катализатора. При постоянной температуре в райзере глубина превращения растёт при увеличении соотношения катализатор/сырьё, так как контакт между сырьем и катализатором становится интенсивнее.

Ниже рассматриваются независимые эксплуатационные параметры, имеющие важное значение:

- температура в райзере;
- скорости рециркуляции;
- температура предварительного подогрева сырья;
- скорость подачи свежего сырья;
- скорость подачи добавочного катализатора;
- КК бензина.

Температура в райзере. Когда необходимо повысить температуру в райзере, затвор, регулирующий скорость циркуляции регенерированного катализатора, увеличивает ее настолько, чтобы достичь требуемой температуры на выходе райзера. Температура в регенераторе при этом также возрастет вследствие повышения температуры катализатора, возвращаемого в регенератор, и усиления отложения кокса на катализаторе. После достижения установившегося режима скорость циркуляции катализатора и температура в регенераторе окажутся выше, чем при прежней температуре в райзере. Повышение температуры в райзере и скорости циркуляции катализатора (а значит и соотношения катализатор/сырьё) приводит к увеличению глубины превращения.

По сравнению с другими способами увеличения глубины превращения, повышение температуры в райзере дает наибольший прирост выхода сухого газа и C_3 , но меньший прирост выхода кокса. Это делает повышение температуры в райзере целесообразным способом увеличения глубины превращения, когда воздухоудка работает вблизи предела производительности, но имеется некоторый резерв по переработке газа.

Повышение температуры в райзере также значительно увеличивает октановое число бензина. Прирост октанового числа составляет примерно $1(OЧи + OЧм) / 2$ на каждые $15^\circ C$ прироста температуры в райзере; однако по достижении определенной температуры выход бензина начинает снижаться. Вследствие октанового эффекта работа в режиме повышенной температуры в райзере зачастую улучшает экономические показатели.

Скорости рециркуляции. Если есть резерв по выжиганию кокса, ТГ и шлам (*slurry*) из главной фракционирующей колонны могут быть возвращены в райзер для увеличения глубины превращения или температуры в регенераторе. Так как повышенный выход кокса и газа при этом будет скорее следствием крекинга ТГ и шлама, чем повышенной скорости подачи сырья, то при рециркуляции этих продуктов температура в регенераторе и выход газа существенно возрастут. Возврат шлама в райзер представляет собой эффективный способ повышения температуры в регенераторе в случаях, когда это необходимо. Если возможности по переработке газа ограничены, возврат ТГ или шлама потребует снижения температуры в райзере, что приведет к уменьшению октанового числа бензина; снизится также и глубина превращения.

Эксплуатация установки с возвратом ТГ или шлама и одновременным снижением температуры в райзере практикуется в том случае, если целью является максимальный выход ЛГ. Эта цель достигается благодаря тому, что при низкой температуре в райзере уменьшается количество продуктов в интервале кипения ЛГ, расщепляемых до бензина и более легких продуктов, а возврат ТГ обеспечивает определенную глубину их превращения в ЛГ.

Иногда рециркуляция шлама применяется для возврата в конвертер унесенного катализатора. Чаще всего это делается при чрезмерном уносе последнего из реактора.

Температура предварительного подогрева сырья. Снижение температуры подаваемого в райзер сырья увеличивает скорость циркуляции катализатора, требуемую для достижения заданной температуры на выходе из райзера. Увеличение скорости циркуляции ка-

тализатора (а значит и соотношения катализатор/сырьё, то есть кратность циркуляции катализатора) вызывает увеличение глубины превращения сырья. Увеличение конверсии посредством снижения температуры его предварительного подогрева даёт, по сравнению со способом повышения температуры на выходе из райзера, больший прирост выхода кокса, но меньший — выхода углеводородов C_3 , сухого газа и октанового числа бензина. Температура предварительного подогрева сырья оказывает большое влияние на выход кокса потому, что при уменьшении тепловой энергии, приносимой сырьём в райзер, от циркулирующего катализатора должно поступать больше теплоты, чтобы удовлетворить потребность райзера в тепловой энергии.

Если установка работает близко к предельно допустимой величине выхода сухого газа или углеводородов C_3 , но имеет резерв по выжигу кокса, снижение температуры предварительного подогрева сырья часто является наилучшим способом увеличения глубины его превращения. И наоборот, если производительность воздухоудовки ограничена, но есть резерв по выходу легких фракций, то увеличение температуры предварительного подогрева сырья (и повышенная температура в райзере) часто является предпочтительным режимом эксплуатации.

В большинстве случаев снижение температуры предварительного подогрева приводит к снижению и температуры в регенераторе, так как прирост выхода кокса, обусловленный повышением скорости циркуляции катализатора, недостаточен для покрытия возросшей потребности реактора в тепловой энергии. В некоторых случаях температура в регенераторе может, наоборот, возрасти. Это бывает, если температура предварительного подогрева сырья снижается настолько, что ухудшается испарение сырья в райзере или если падает эффективность отпарки катализатора из-за повышенной скорости его циркуляции.

Скорость подачи свежего сырья. Если скорость подачи сырья в райзер увеличивается, обычно приходится регулировать другие независимые эксплуатационные параметры, с тем чтобы снизить глубину превращения и оставаться в пределах таких ограничений, как производительность воздухоудовки, достижимая скорость циркуляции катализатора, производительность газового компрессора и пропускная способность оборудования по олефинам C_3 и C_4 . Изменения в выходе и качестве продукта, связанные со снижением глубины превращения, зависят главным образом от изменений остальных независимых параметров. Ввиду прибыли, приносимой каждой единицей переработанного сырья, скорость его подачи с экономической точки зрения представляет собой очень важный эксплуатационный параметр.

Скорость подачи добавочного катализатора. Каждый день на установку FCC подается несколько тонн свежего катализатора. Для поддержания постоянного объема последнего отработанный катализатор периодически выводится с установки. Увеличение скорости добавления свежего катализатора означает, что с установки будет отбираться более активный катализатор, поскольку со временем снижаются как среднее время пребывания катализатора, так и содержание в нём загрязняющих примесей (Ni, V и Na).

При постоянстве других независимых параметров эксплуатации повышение скорости подачи свежего катализатора вызывает увеличение глубины превращения сырья и прирост количества кокса, отлагающегося на катализаторе за каждый проход через райзер. Для сохранения баланса между тепловыми потребностями процесса и теплотой, выделяющейся при выжиге кокса, по мере роста активности катализатора увеличивается температура в регенераторе, а скорость циркуляции катализатора, напротив, снижается. С ростом активности глубина превращения сырья обычно увеличивается, так как влияние этого роста перевешивает эффект снижения скорости циркуляции.

Случается, что для поддержания глубины превращения на постоянном уровне при возросшей активности катализатора изменяют температуру в райзере или температуру предварительного подогрева сырья. Это приводит к снижению выхода кокса и сухого газа. Данное обстоятельство делает целесообразным увеличение активности катализатора в случаях, когда производительность воздухоудовки или газового компрессора являются ограничивающим фактором, но допускается определенное повышение температуры в регенераторе. (Обычно температура в регенераторе ограничена величиной около 720 °С по соображениям сохранения активности катализатора.) Если приходится снижать температуру в райзере, чтобы оставаться в пределах температурных ограничений регенератора, то прироста глубины превращения не будет.

Конец кипения бензина. Для существенного сдвига соотношения между выходом бензина и ЛГ в структуре выхода с сохранением качества обоих продуктов в допустимых пределах можно изменить границу разделения фракций бензина и ЛГ. Изменение границы разделения может существенно повлиять на октановое число бензина и содержание серы. Снижение границы разделения приводит к снижению содержания серы и, как правило, к повышению октанового числа, но выход бензина при этом, конечно, снижается.

Проектные параметры

Есть несколько проектных параметров, позволяющих адаптировать конструкцию установки FCC под конкретные потребности. Ниже рассматриваются следующие из них:

- скорость подачи пара для диспергирования сырья;
- режим выжиг кокса в регенераторе;
- отвод тепла из регенератора;
- давление в циклонном сепараторе и регенераторе;
- температура сырья.

Скорость подачи пара для диспергирования сырья. Проектная скорость подачи пара для диспергирования сырья влияет на размеры инжекционных форсунок, поэтому скорость подачи пара является как проектным, так и эксплуатационным параметром. Проектную скорость подачи пара обычно выбирают в интервале от 2 до 5 %масс. от скорости подачи сырья в зависимости от качества последнего. Меньшие значения обычно выбирают для вакуумных газойлей, тогда как значения вблизи верхней границы интервала больше всего подходят для высококипящих трудноиспаряемых остатков. После выбора конструкции форсунок указывают интервал скоростей подачи пара, рекомендуемый для оптимальной работы установки.

Режим сжигания в регенераторе. Регенерация при недостатке кислорода (частичный выжиг CO) больше всего подходит при переработке тяжелых остатков, когда теплоотдача регенератора и расход воздуха велики из-за повышенного выхода кокса. Кроме того, при высоком содержании ванадия в катализаторе регенерация при недостатке кислорода способствует сохранению активности катализатора благодаря малой подвижности ванадия при таких условиях. Поэтому на новых установках, предназначенных для переработки тяжелых остатков, при высоком содержании ванадия в катализаторе предпочтительна регенерация в условиях недостатка кислорода.

С другой стороны, при переработке газойлей и качественных остатков полное сжигание CO целесообразнее ввиду простоты его осуществления. Ниже перечислены прочие факторы, влияющие на выбор режима сжигания кокса.

- Установка, рассчитанная на регенерацию при недостатке кислорода, должна быть оснащена котлом — утилизатором CO для снижения его выбросов до экологически

безопасных уровней. При его наличии установка *FCC Orthoflow* может эксплуатироваться также в режиме полного сжигания CO ; котел-утилизатор в таком случае служит для использования тепловой энергии дымовых газов.

- При регенерации с недостатком кислорода капитальные затраты на установку снижаются благодаря уменьшению размеров регенератора, воздуходувки и системы переработки дымового газа.
- Регенерация при недостатке кислорода дает возможность увеличить выработку пара благодаря дожигу CO в котле-утилизаторе.
- В некоторых случаях, когда установка рассчитана на эксплуатацию в режиме регенерации при недостатке кислорода, появляется возможность отказаться от систем отвода тепла из регенератора, таких как охладители катализатора.
- В некоторых случаях полное сжигание CO позволяет работать с меньшим выходом кокса и повышенным — жидких продуктов.
- При полном сжигании CO снижается уровень выбросов SO_x , так как скорость выгорания кокса меньше, а катализаторные добавки, снижающие образование SO_x , более эффективны при повышенном уровне кислорода в регенераторе.

Отвод тепла из регенератора. Для минимальной деактивации катализатора и удержания температуры в регенераторе в интервале, оптимизирующем соотношение катализатор/сырьё, может потребоваться (в зависимости от сырья, требуемой глубины превращения и режима сжигания в регенераторе) система отвода тепла из регенератора. Для контроля теплового баланса *KBR* применяет наружные охладители катализатора в плотной фазе, максимально надежные и гибкие в эксплуатации.

На рис. 3.1.14 показана зависимость теплоты, выделяющейся при регенерации катализатора, от коксуемости сырья по Конрадсону. Прямой отвод тепла из регенератора — всего лишь один из способов контроля теплового баланса установки. На этот баланс может влиять и другой проектный параметр — соотношение CO_2/CO в дымовом газе (рис. 3.1.15).

Давление в циклонном отделителе и регенераторе. Для обеспечения требуемого перепада давлений в затворах, регулирующих скорости циркуляции отработанного и регенерированного катализаторов, в проекте конвертера установки *Orthoflow* компании *KBR* предусматривается давление в регенераторе на 7–10 фунт/дюйм² (0,5–0,7 кг/см²) выше,



Рис. 3.1.14. Влияние коксуемости сырья по Конрадсону на скорость теплоотдачи при регенерации катализатора (1 БТЕ = 0,252 ккал)

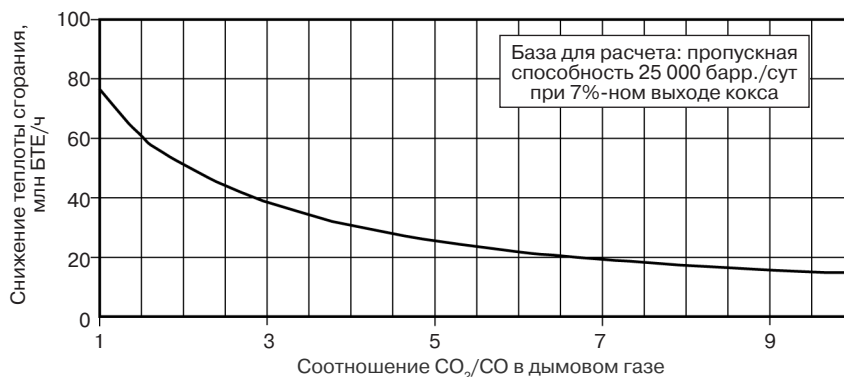


Рис. 3.1.15. Влияние состава дымового газа на скорость теплоотдачи при регенерации катализатора (1 БТЕ = 0,252 ккал)

чем в циклонном отделителе. Проектировщик может задавать и полное рабочее давление в системе. Меньшие рабочие давления благоприятствуют избирательности структуры выхода продукта, улучшению показателей работы секции отпарки отработанного катализатора и снижению мощности, потребляемой воздухоудувкой, но эти преимущества сопровождаются увеличением требуемых размеров технологических аппаратов, а значит и более высокими капитальными затратами.

Кроме того, экономические показатели работы расширителей дымового газа улучшаются с ростом рабочего давления в регенераторе. Вместе в тем сравнительный экономический анализ конструкций с высоким и с низким давлением показывает, что капиталовложения в установку низкого давления наиболее целесообразны даже с учетом расширителей дымового газа.

Температура сырья. Проектная температура сырья во многом определяет как конструкцию системы предварительного подогрева, так и необходимость в подогревателе прямого нагрева. Типичная конструкция современных установок FCC, за исключением рассчитанных на производство главным образом средних дистиллятов, не предусматривает подогреватель прямого нагрева.

АВТОМАТИЗИРОВАННАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ

Установки FCC имеют большое число интерактивных параметров, что делает особенно выгодным применение автоматизированных систем управления процессом (АСУП). В число преимуществ, получаемых при применении АСУП, входят:

- эксплуатация установки близко к целевым показателям и ограничениям;
- улучшенная стабильность и бесперебойная работа;
- максимальная доступность информации для оператора;
- быстрая реакция на целевые изменения.

В результате экономится от 0,05 до 0,20 долл. на баррель перерабатываемого сырья, не считая менее ощутимых преимуществ от установки АСУП.

Автоматизированная система управления процессом состоит из пяти модулей (рис. 3.1.16). Хотя каждый модуль выполнен независимо от остальных, в алгоритмах управления учитывается необходимое взаимодействие между модулями. Ниже дается общее описание функций, выполняемых каждым модулем.

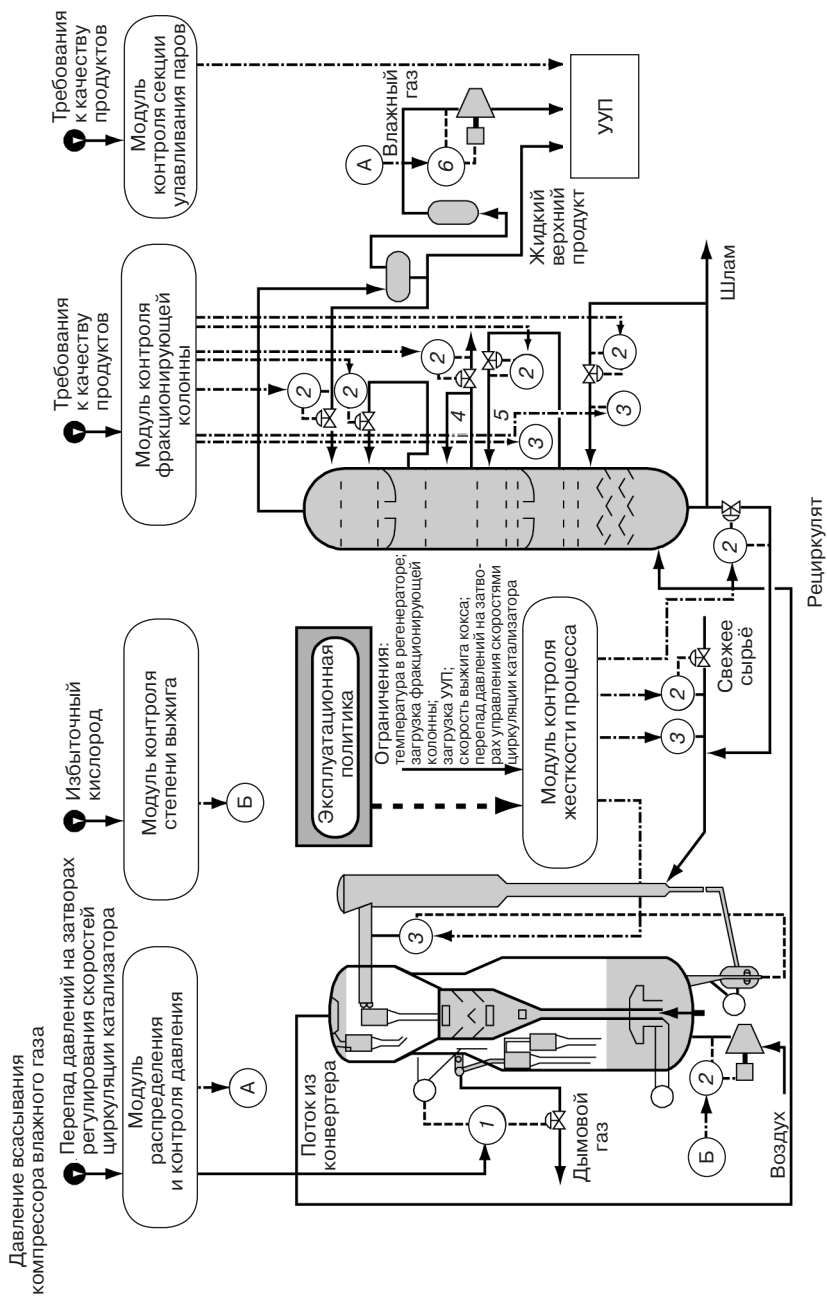


Рис. 3.1.16. Автоматизированная система управления процессом FCC: 1 — управление перепадом давлений; 2 — управление потоком; 3 — управление температурой; 4 — ЛГ; 5 — ТГ; 6 — управление давлением

Модуль контроля жесткости процесса

Этот модуль управляет температурой на выходе из райзера, а также температурой и скоростями подачи сырья. В его задачу входит поддержание режима работы установки в пределах ограничений с параллельным выполнением поставленных оперативных задач. В число типичных ограничений, учитываемых системой, входят перепады давлений на затворах управления скоростями циркуляции катализатора, температура в регенераторе, скорость выжига кокса, выход влажного газа и скорость потока жидкого верхнего продукта фракционирующей колонны. Оперативная задача выбирается оператором через меню.

Исходя из потребностей заказчика и конкретных целей НПЗ меню может включать в себя:

- максимизацию температуры в реакторе при сохранении целевой скорости подачи сырья;
- максимизацию скорости подачи сырья при сохранении целевой температуры в реакторе;
- минимизацию температуры сырья при сохранении целевой температуры в реакторе.

Модуль контроля степени выжига

Этот модуль поддерживает содержание кислорода в дымовом газе регенератора на заданном уровне путем регулировки скорости подачи воздуха. Модуль вводит упреждающие поправки на изменения скорости подачи сырья, скорости рециркуляции, температуры на выходе из райзера и температуры сырья, что способствует удержанию концентрации кислорода в дымовом газе вблизи заданных значений.

Модуль распределения и контроля давления

Этот модуль контролирует давление в конвертере, управляя давлением всасывания компрессора влажного газа. Давление всасывания регулируется так, чтобы максимально использовать производительность воздухоудовки и компрессора влажного газа. Модуль также перераспределяет перепад давлений на затворах регулировки скоростей циркуляции катализатора, управляя перепадом давлений между реактором и регенератором и повышая в допустимых пределах скорость циркуляции катализатора.

Модуль контроля фракционирующей колонны

Модуль способствует увеличению выхода более ценных продуктов без потери их качества. Он также максимизирует утилизацию тепла, одновременно соблюдая ограничения на загрузку установки и теплоотдачу.

Эти цели достигаются регулированием температур возвращаемых нижнего продукта и ЛГ, расходов орошения и отбора товарного ЛГ.

Кроме оптимизации установившегося режима работы главной фракционирующей колонны, система упреждающе реагирует на изменения таких возмущающих параметров, как скорость подачи сырья в реактор и температура в райзере. Это уменьшает влияние переходных эффектов на работу фракционирующей колонны.

Модуль контроля секции улавливания паров

Этот модуль регулирует работу колонн УУП, способствуя как можно более полному удовлетворению требованиям к качеству продуктов. Он также стабилизирует работу установки, управляя резервом пропускной способности отдельных узлов.

РАСХОД КАТАЛИЗАТОРА И ХИМРЕАГЕНТОВ

Начальная заправка катализатора на установку FCC

В начале эксплуатации установка заправляется равновесным катализатором с хорошей активностью и низким содержанием металлов. Количество циркулирующего катализатора зависит от скорости выжига кокса. Загрузка катализатора установки *Orthoflow* компании *KBR* (см. рис. 3.1.1) минимальна вследствие применения регенератора двойного диаметра. Это обеспечивает умеренно высокую скорость движения слоя катализатора в регенераторе, что уменьшает объем слоя, а увеличенная верхняя секция регенератора снижает потери катализатора, минимизируя его унос в циклоны.

Свежий катализатор

Операторы установки должны непрерывно добавлять свежий катализатор, чтобы возмещать его потери вследствие уноса в циклоны и поддерживать активность циркулирующего катализатора на допустимом уровне. Предпочтение отдается катализаторам, содержащим сверхстабильный Y-цеолит с редкоземельными металлами. Процессы ультрастабилизации дают цеолит с высокой стабильностью и низкой избирательностью по коксу, а редкоземельные металлы увеличивают активность и еще более повышают стабильность.

Оптимальный уровень содержания редкоземельных металлов зависит от компромисса между выходом бензина, избирательностью по коксу, выходом легких олефинов и октановым числом бензина.

В зависимости от требуемого уровня облагораживания нижнего продукта в состав катализатора могут быть введены компоненты с активной матрицей, способствующие увеличению отношения выхода ЛГ к выходу шлама.

Рынок катализаторов FCC развивается быстро, и постоянно появляются улучшенные продукты. *KBR* постоянно оценивает характеристики и производительность промышленных свежих и равновесных катализаторов. Свойствами, необходимыми для эффективной эксплуатации установок FCC, обладают несколько семейств катализаторов основных производителей. В пределах этих семейств катализаторы различаются по активности, содержанию редкоземельных металлов и активности матрицы, что можно использовать для оптимизации рецептуры в конкретном случае применения. Хотя сузить выбор помогают общие правила, наилучший способ выбора оптимального катализатора — испытание на опытной установке, перерабатывающей типичное сырьё.

При низком содержании металлов в сырье главная причина потери активности катализатора заключается в гидротермической деактивации при условии, что скорость добавления свежего катализатора соответствует требуемому уровню активности равновесного. Уменьшить потребность в добавочном катализаторе можно, выбрав конструкцию с противоточной регенерацией при низкой температуре, снижающей скорость деактивации. На многие установки подается сырьё с высоким содержанием никеля и ванадия. Для этих установок контроль содержания металлов в равновесном катализаторе посредством добавления свежего является основной мерой защиты от загрязнения металлами и потери активности. Необходимая скорость добавления типичного свежего катализатора показана на рис. 3.1.17.

При более высоком содержании металлов в сырье экономически целесообразными становятся дополнительные способы сдерживания вредного влияния металлов. Вредное воздействие загрязнения никелем можно подавить добавлением пассиваторов — сурь-

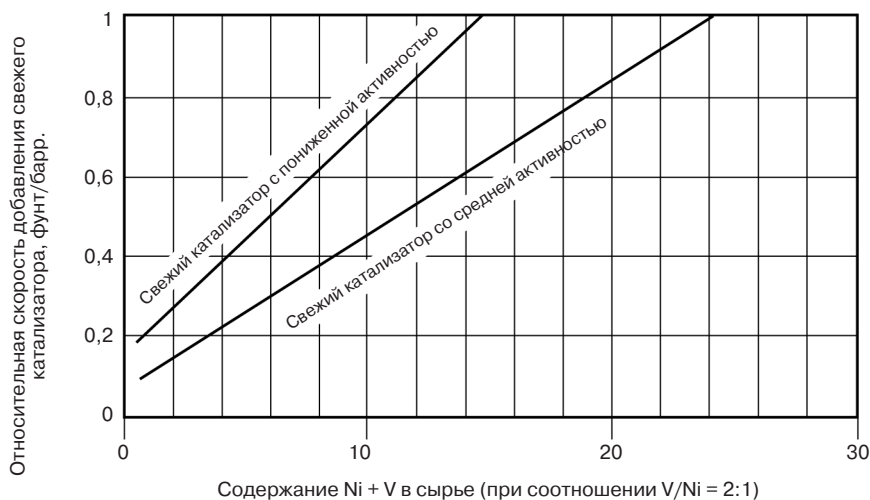


Рис. 3.1.17. Скорость добавления типичного свежего катализатора, необходимая для поддержания активности равновесного катализатора на постоянном уровне

мы или висмута. Воздействие ванадия можно ослабить применением избирательных ловушек, интегрированных в катализатор либо существующих в виде отдельных частиц, которые избирательно связывают ванадий, предотвращая его контакт с цеолитом и разрушение последнего. Кроме того, застарелые частицы катализатора с высоким содержанием металлов можно избирательно вывести с установки путем магнитной сепарации. Это обеспечит повышенную активность и меньшее содержание металлов в равновесном катализаторе при данной скорости добавления свежего; это описывается в следующем подразделе.

Модуль магнитной сепарации *MagnaCat*

В результате постоянных потерь катализатора, компенсируемых непрерывным добавлением свежего, возраст и активность частиц катализатора в промышленной установке FCC распределены в широком интервале. На установке циркулируют как недавно введенные сравнительно свежие и активные, так и каталитически «мертвые» частицы, пребывающие на установке в течение многих месяцев и даже лет. Частицы, находящиеся в работе дольше всего, имеют наименьшую активность и избирательность. Потеря активности и избирательности катализатора — результат длительного пребывания в гидротермически деактивирующей среде регенератора, что уменьшает удельную поверхность и кристаллизованность частиц цеолита. Так как в номенклатуру сырья многих установок FCC в целях увеличения производства моторных топлив из тяжелых нефтей включают атмосферные или вакуумные газойли, катализатор также загрязняется металлами. В число последних, помимо прочих, входят никель, ванадий и железо.

Из того, что наиболее застарелые частицы катализатора дольше других контактируют с загрязненным металлами сырьем, следует, что концентрация в них аккумулированных металлов, в особенности никеля и железа, будет наивысшей. Распределение аккумулированного никеля и железа по частицам катализатора коррелирует с распределением по продолжительности их работы. На рис 3.1.18 показано распределение по возрасту частиц

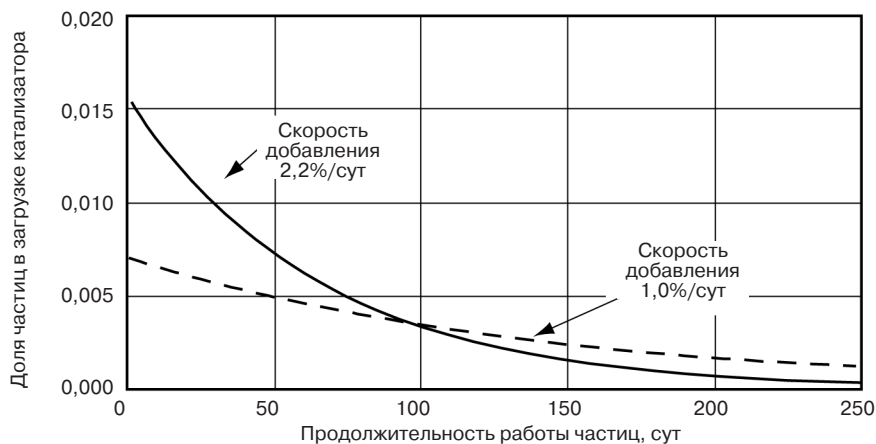


Рис. 3.1.18. Распределение частиц катализатора по продолжительности их работы

катализатора при идеальном противоточном смешении для двух значений суточной добавки свежего катализатора.

Повышенная магнитная восприимчивость, приобретаемая застарелыми частицами катализатора вследствие высокого содержания металлов, позволяет сепаратору *MagnaCat* отделять их от новых, менее намагниченных частиц. На рис. 3.1.19 показана упрощенная схема компоновки с магнитными роликами, лежащей в основе процесса разделения *MagnaCat*. На рис. 3.1.20 показан полностью собранный модуль *MagnaCat* заводского

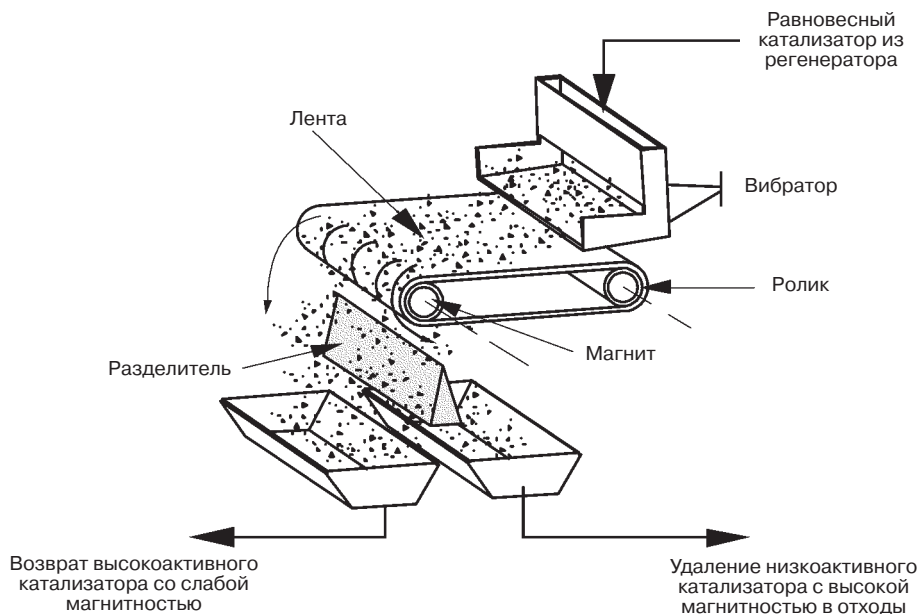


Рис. 3.1.19. Магнитный сепаратор

изготовления, в состав которого входят устройства транспортировки катализатора, магнитный сепаратор, воронка загрузки катализатора и рукавный фильтр.

Равновесный катализатор рассыпается по бесконечной ленте, движущейся на роликах; ролик на переднем крае ленты представляет собой постоянный магнит с высокой магнитной индукцией. Когда равновесный катализатор проходит через магнитное поле, намагниченные частицы задерживаются на ленте. Ненамагниченные частицы катализатора ссыпаются в желоб и возвращаются на установку.

Намагниченные частицы катализатора после выхода из магнитного поля ссыпаются в другой желоб и удаляются в отходы.

Таким образом, вместо безразборного удаления как деактивированных, так и свежих частиц модуль *MagnaCat* избирательно удаляет с установки наиболее некачественные частицы. Катализатор на установке с модулем *MagnaCat* в среднем активнее, чем без модуля.

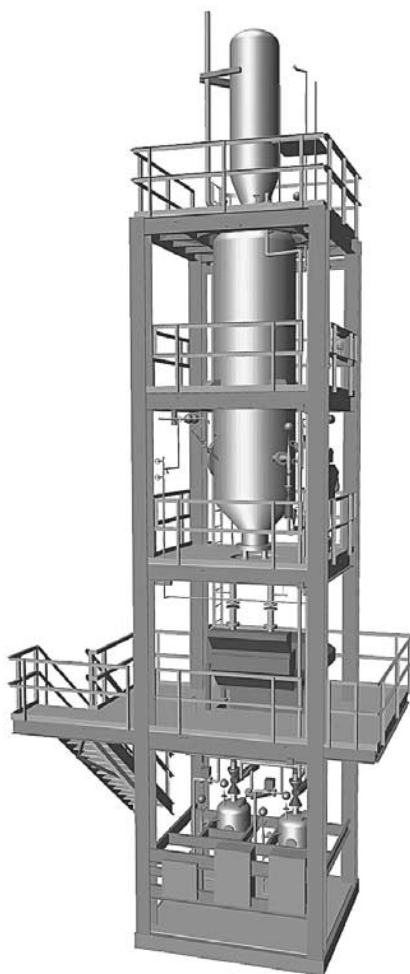


Рис. 3.1.20. Модуль *MagnaCat*

Удаление отработанного катализатора

Равновесный катализатор, выводимый с установки, обычно хранится в отвалах или используется в производстве бетона и кирпича.

Пассиваторы

Для пассивации никеля нужны растворы, содержащие сурьму или висмут, особенно если содержание никеля в равновесном катализаторе превышает 2000 г/т. Пассивация снижает обусловленный содержанием металлов выход кокса и газа, в результате чего повышается выход жидких продуктов и снижается нагрузка на компрессор. Пассивация металлов обычно снижает коксообразование на 10%, а выход водорода — на величину от 50 до 70%.

Потребность в других химреагентах

Для системы обработки амином необходим диэтанолламин, в систему верхнего продукта главной фракционирующей колонны вводится раствор ингибитора коррозии, а для парогенераторов и котла-утилизатора нужен фосфат.

КАПИТАЛЬНЫЕ ЗАТРАТЫ И РАСХОД ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ

Ниже приведены типичные данные по капитальным затратам и расходу энергоносителей для установки FCC производительностью 10 000 барр./сут, включая затраты на конвертер, систему дымового газа (без учета рекуперации энергии), главную фракционирующую колонну, секцию улавливания паров и систему обработки амином.

Капитальные затраты (США, побережье Мексиканского залива, I кв. 2002 г.)	от 2250 до 2500 долл. на барр./сут
Выработка пара высокого давления	от 40 до 200 фунт/барр. (18–90,8 кг/барр.)
Потребление электроэнергии	от 0,7 до 1,0 (кВт·ч)/барр.

ЛИТЕРАТУРА

- Avidan, A. A., F. J. Krambeck, H. Owen, and P. H. Schipper, "FCC Closed Cyclone System Eliminates Post, Riser Cracking," *Oil and Gas Journal*, Mar. 16, 1990.
- Dougan, T. J., U. Alkemade, B. Lakhanpal, and L. T. Brock: "Advances in FCC Vanadium Tolerance," NPRA Annual Meeting, San Antonio, Tex., Mar. 20, 1994.
- Johnson, T. E.: "Improve Regenerator Heat Removal," *Hydrocarbon Processing*, November 1991.
- Johnson, T. E., T. L. Goolsby, R. B. Miller, F. Fuji, M. Hara, D. C. Kowalczyk, and R. J. Campagna: "Successful Implementation of MagnaCat Technology at KPI's Chiba Refinery," 2000 Japanese Petroleum Institute (JPI) Paper, Tokyo, October 2000.
- Kowalczyk, D., R. J. Campagna, W. P. Hettlinger, and S. Takase, "Magnetic Separation Enhances FCC Unit Profitability," NPRA Annual Meeting, San Antonio, Tex., Mar. 17, 1991.
- Miller, R. B., P. K. Niccum, P. L. Sestili, D. L. Johnson, A. R. Hansen, and S. Dou, "New Developments in FCC Feed Injection and Riser Hydrodynamics," AIChE Spring National Meeting, Atlanta, Ga., Apr. 18, 1994.

- Miller, R. B., Yong-Lin Yang, E. Gbordzoe, D. L. Johnson, T. Mallow, and ExxonMobil Research and Engineering, "New Developments in FCC Feed Injection and Stripping Technologies," NPRA Annual Meeting, San Antonio, Tex., Mar. 26, 2000.
- Niccum, P. K., E. Gbordzoe, and S. Lang: "FCC Flue Gas Emission Control Options," NPRA Annual Meeting, San Antonio, Tex., Mar. 17, 2002.
- Niccum, P. K., M. F. Gilbert, M. J. Tallman, and C. R. Santner, "Future Refinery — FCCs Role in Refinery/Petrochemical Integration," NPRA Annual Meeting, New Orleans, La., Mar. 18, 2001.
- Raterman, M., G. K. Chitnis, T. Holtan, and B. K. Bussey: "A Post Audit of The New Mobil/M.W. Kellogg Cyclofines Third Stage Separator," NPRA Annual Meeting, San Francisco, Mar. 15, 1998.