

АВТОМАТИЗАЦИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ

СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ СХЕМ РАБОТЫ РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ ТАРЕЛОК СОВРЕМЕННЫХ КОНСТРУКЦИЙ В РЕАКТОРАХ ГИДРООЧИСТКИ

В.В.Ленчевский, А.С.Пинаев, Г.В.Шевченко — ООО НПФ «Рифинг»;
Р.Ф. Галиев — ОАО «Салаватнефтеоргсинтез»

На современном этапе проектирования реакторов гидроочистки нефтепродуктов аксиально-го типа различными фирмами применяются внутренние распределительные устройства разных конструкций, информация по эффективности которых, как правило, отсутствует. Информация рекламного характера зачастую затрудняет оценку эффективности, а иногда и вызывает сомнения в достигаемых параметрах. В рекламных материалах и коммерческих предложениях указываются характеристики устройств в сравнении с некоторыми другими конструкциями, естественно без предоставления всей информации по количественным значениям соответствующих параметров и способам их достижения. Некоторые важные моменты, такие как равномерность распределения скоростей на входе в слой катализатора и стабильность работы тарелки, в них вообще не затрагиваются.

Обобщая опубликованную информацию рекламного характера, а также результаты собственных проработок, можно выделить следующие определяющие характеристики распределительных тарелок:

- чувствительность к горизонтальному расположению;
- чувствительность к отложениям механических примесей;
- вероятность возникновения явления «захлебывания»;
- величина гидравлического сопротивления;
- формирование равномерного поля скоростей на входе в слой катализатора.

Совокупность этих характеристик в своих положительных качествах обеспечит оптимальную гидродинамическую работу реакторов, формируя равномерный поток сырья в поперечном сечении реактора на входе в слой катализатора (движение потока по слою катализатора в данной статье рассматриваться не будет).

Тарелки разной конструкции обладают различной гидродинамической эффективностью.

Распределительные функции тарелок реализуются равномерным размещением распределителей по площади тарелки (рис. 1).

Работа тарелки и ее свойства напрямую зависят от конструкции распределителя. Так, конструктивное оформление входной части распределителя обуславливает схему подачи жидкой и газовой фаз в него, что отражается на стационарности его работы, а конструкция выходной части в совокупности со схемой размещения распределителей по площади тарелки обеспечивают равномерность потока на входе в слой катализатора.

На рис. 2 представлены современные распределительные устройства некоторых фирм.

Конструкции входных участков распределителей вариантов 1, 2, 4 схожие: открытый или

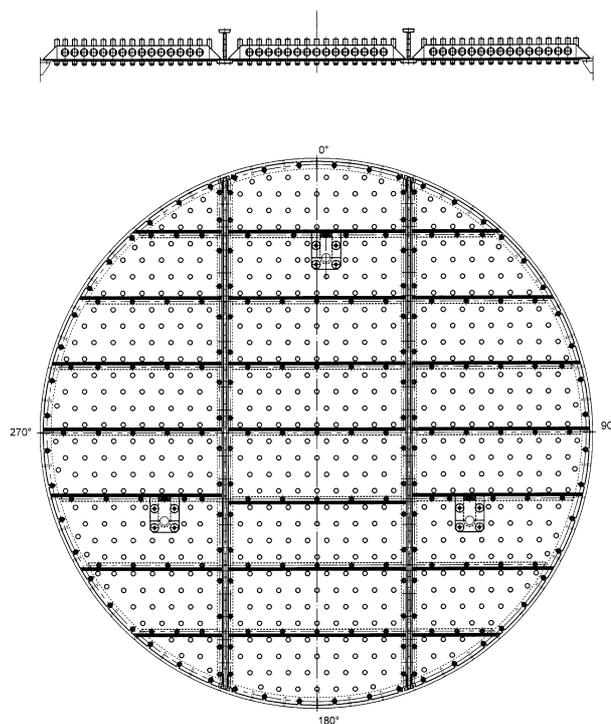


Рис. 1. Общий вид распределительной тарелки

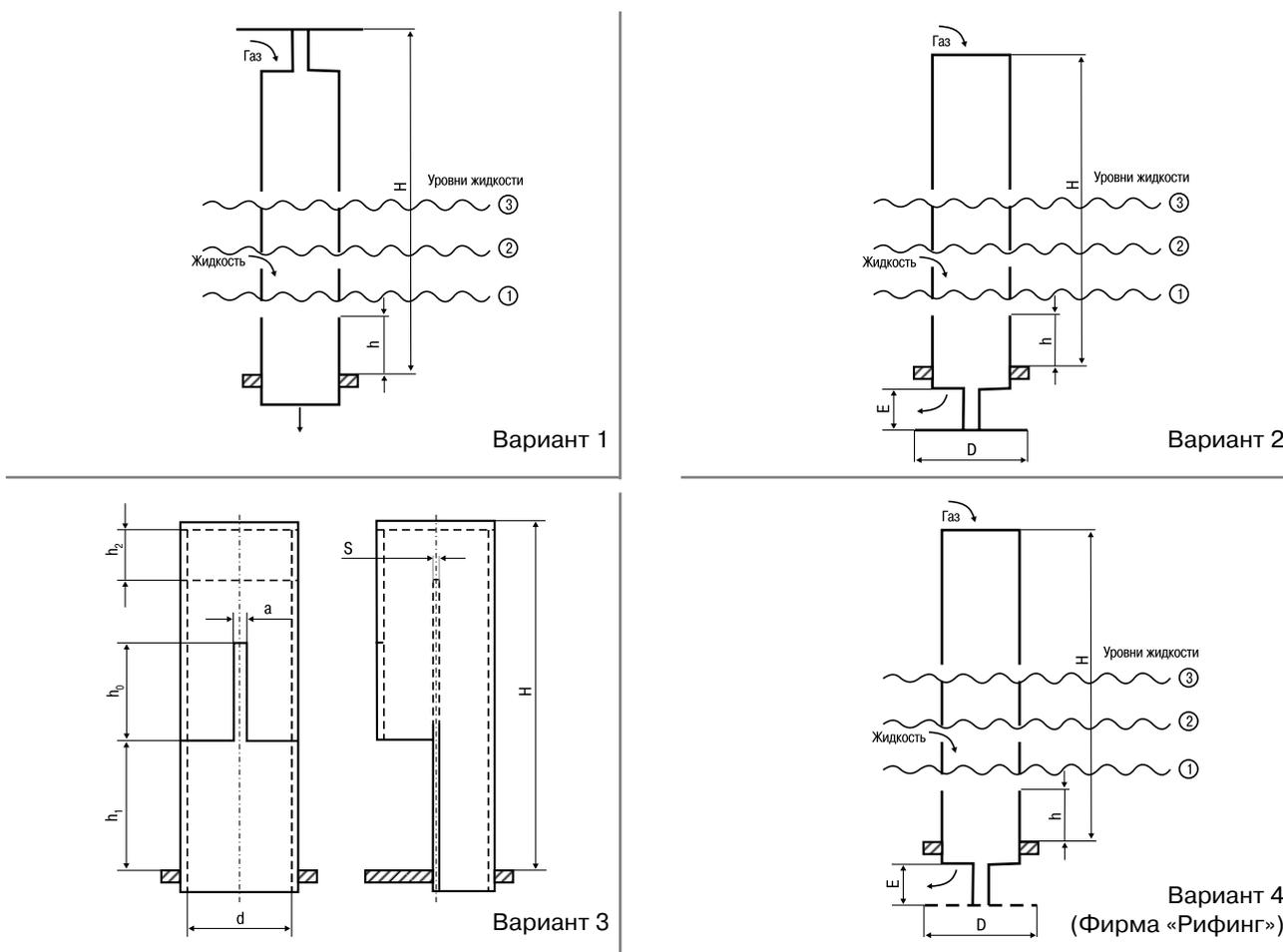


Рис. 2. Современные распределительные устройства

прикрытый защитным козырьком прямой патрубков с боковыми отверстиями для подачи жидкости в газовый поток внутри патрубка. Размещением отверстий по высоте патрубка и выбором их диаметров обеспечивается широкий диапазон расхода подачи сырья (жидкости). Наличие защитных козырьков не создает критических сечений в зоне их установки. Это влияет только на некоторое увеличение гидравлического сопротивления тарелки в целом. Эти варианты обеспечивают независимую подачу жидкости и газа в распределитель.

Конструкция входной части пароподъемного распределителя варианта 3 [1] имеет принципиальное отличие: входной канал имеет П-образную форму, в поперечном же сечении он может иметь различную конфигурацию. На входной части распределителя имеется вертикальная щель (или щели) высотой h_0 . Конструкция входной части напоминает модернизированный колпачковый распределитель с боковыми щелями. Подача жидкости и газа происходит через одно проходное сечение и возможно их взаимное влияние, что будет подробно рассмотрено далее.

Выходные части распределителей также различны: в вариантах 1 и 3 — свободные открытые патрубки, в вариантах 2 и 4 — рассекатели разной конструкции. Эффективность их работы также будет рассмотрена ниже.

В реакторах аксиального типа в зависимости от вида сырья, его химического состава, количества вредных примесей и назначения процесса реализуется широкий диапазон рабочих условий (температура, расход, давление). Объемная доля жидкости в общем потоке также зависит от технологии процесса и, как правило, не превышает 6–8% общего расхода.

Подготовленная смесь подается в реактор по трубопроводам, скорости потоков в которых составляют 10–30 м/с. Поступая в реактор, поток распределяется по свободному объему и скорость его падает в 20–50 раз в зависимости от диаметра реактора и расхода. Из всех перечисленных параметров рабочего процесса только скорость потока в элементах конструкции внутренних распределительных устройств играет определяющую роль в работоспособности всей конструкции.

На вход подается уже подготовленная смесь: жидкость находится в мелкодисперсном состоя-

нии (капельная среда с диаметром капель 0,01–0,2 мм, для конкретного процесса может быть определена по критерию Вебера), конечную равновесную структуру которой формирует скорость газовой части потока в трубе.

Двухфазный поток сырья поступает на распределительную тарелку, где вследствие осаждения формируется слой жидкости определенной высоты. В конструкциях предусмотрены различные схемы отбора жидкости для возврата ее вниз по потоку и далее — в слой катализатора. Варианты распределителей 1, 2, 4 имеют практически одинаковые схемы отбора жидкости и прохождения газового потока.

Далее рассмотрена гидродинамическая схема забора жидкости в пароподъемном распределителе (вариант 3), в котором подача жидкости и газа осуществляется через одно и то же проходное сечение.

Накапливающаяся на тарелке жидкость занимает разный уровень по отношению к срезу входного патрубка (рис. 3).

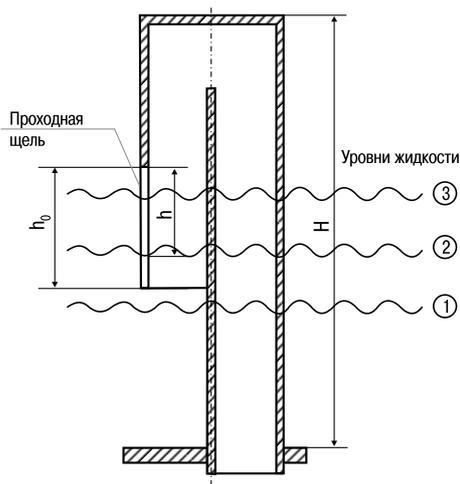


Рис. 3. Схема забора жидкости через распределительное устройство (вариант 3)

При подъеме уровня и перекрытии входного среза патрубка (положение 2 и 3) остается открытой боковая проходная щель переменной высоты. Перепад давления, формируемый распределительной тарелкой, действует через корпус распределителя и на локальную зону жидкости, поднимающуюся в заборнике. Скорость подъема уровня жидкости w определяется общим перепадом давления на тарелке — Δp_r , а расход жидкости — площадью поперечного сечения патрубка или проходного сечения щели. То есть площадь поперечного сечения патрубка на выходе S_0 (рис. 4)

$$S_0 = S_{ж} + S_r,$$

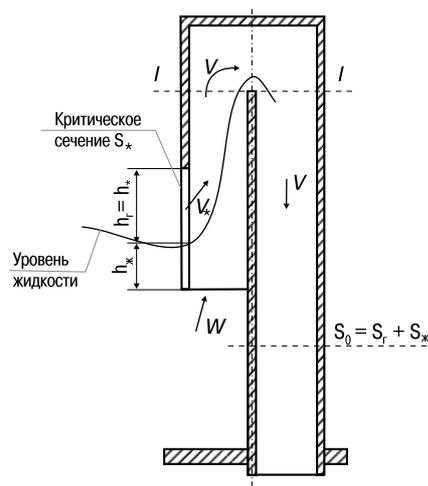


Рис. 4. Схема для определения расхода жидкости и газа (вариант 3)

где $S_r, S_{ж}$ — площади сечения газовой струи и потока жидкости.

Внутри входной части патрубка в зоне забора между потоками газа и жидкости имеется четкая динамическая граница (см. рис. 4). При этом критическое сечение, определяющее расход газа через распределитель — боковая проходная щель или щели общей площадью S_* .

При высоте щели h_0 (a — ширина щели) и высоте жидкости над нижним краем щели $h_{ж}$ расход газа q_r через открытую часть щели определяется по формуле

$$q_r = V_* \cdot S_*,$$

где V_* — скорость потока;

S_* — критическое сечение для газа;

$S_* = k_m \cdot a \cdot (h_0 - h_{ж}) = k_m \cdot a \cdot h_r$, где

$h_r = h_0 - h_{ж}$;

k_m — переводной коэффициент для размерностей.

Таким образом, расход газа через распределитель зависит от уровня жидкости в щели, т.е. от площади открытой части проходного сечения щели, а расход жидкости определяется долей площади во входной части патрубка по линии I-I (см. рис. 4).

При установлении критического сечения в районе свободной поверхности ($S_0 = S_{щ}$; $S_{щ}$ — проходное сечение полностью открытой щели) начинается эжектирование. Максимальная площадь жидкости в контрольном сечении I-I достигается при условии сохранения равного расхода в критическом сечении и сечении I-I:

$$S_* = S_r.$$

Расход жидкости $q_{ж}$ через единичный распределитель зависит от высоты жидкости $h_{ж}$ в щели (или высоты открытой части щели h_r):

$$q_{ж} = w \cdot (S_0 - S_r) = w \cdot (S_0 - k_m \cdot h_r \cdot a) = w [S_0 - k_m \cdot a \cdot (h_0 - h_{ж})]$$

При $S_0 = k_m \cdot h_0 \cdot a$:

$$q_{ж} = w \cdot k_m \cdot h_{ж} \cdot a.$$

Полученная зависимость применяется при расчете показателя «чувствительность тарелки».

Увеличение высоты жидкости может привести к перекрытию проходного сечения щели для ввода газа, поскольку отсутствует обратная связь уровня жидкости с механизмом его ввода в реактор. Такого рода явление в гидродинамике называют «захлебыванием» распределителя. Естественно расход жидкости в этот момент достигает максимума при тех же перепадах давления.

«Захлебывание» одного или нескольких распределителей приводит к перераспределению объема жидкости и газа по площади тарелки, увеличению гидравлического сопротивления (из-за снижения суммарной площади проходного сечения тарелки для газового потока) и, как следствие, к увеличению перепада давления на тарелку в целом. Увеличение перепада давления приводит к росту скоростей потока и расходов, и следовательно, к понижению уровня жидкости.

Таким образом, весьма вероятно формирование нестационарного пульсационного режима работы как одиночных распределителей, так и всей тарелки в целом, что считается главным отрицательным моментом в работе пароподъемной тарелки.

Вероятно, баланс осаждающейся жидкости и жидкости, уносимой газовой струей, может быть достигнут при небольших расходах жидкости, но этот режим требует тщательного экспериментального определения и рекомендаций по его обеспечению.

Такого рода явления не могут возникнуть в принципе в распределителях вариантов 1, 2, 4.

Чувствительность к отклонению тарелки от горизонтали. По рекламным материалам (вариант 3, см. рис. 3) чувствительность «u» предлагается определять по формуле:

$$u = \frac{q_{ниж} - q_{верх}}{q_{ср}} \cdot 100 \%,$$

где $q_{ниж}$, $q_{верх}$, $q_{ср}$ — расход жидкости через распределитель с нижним, верхним и средним положениями уровня жидкости соответственно.

Рассмотрим два распределителя (варианты 1, 2, 4), находящихся на противоположных краях

тарелки. На одном из них уровень жидкости из-за перекоса поднялся на высоту 5 мм относительно среднего уровня, на другом — опустился на 5 мм. Расход жидкости через систему отверстий в патрубках распределителей обуславливается гидростатическим давлением p_i в слое жидкости на уровне отверстия, которое определяется высотой столба жидкости над отверстием

$$p_i = \rho g h_i,$$

где ρ — плотность жидкости при рабочих условиях в реакторе,

g — ускорение свободного падения,

h_i — высота столба жидкости над отверстием.

Поскольку изменение гидростатического давления приводит к изменению скорости истечения жидкости через отверстие, то меняются расходы жидкости на рассматриваемых распределителях. Если $h_{ср}$ — некоторый средний уровень жидкости, Δh — максимальное отклонение (в данном случае 10 мм), то скорость истечения жидкости v_i через отверстие определяется формулой:

$$v_i = \mu \sqrt{2gh_i},$$

где μ — коэффициент расхода для отверстия и

$$h_i = h_{ср} \pm \frac{\Delta h}{2}.$$

Для распределителей с верхним, нижним и средним уровнями жидкости расходы определяются соответственно зависимостями:

$$q_{верх} = S_f \mu \sqrt{2g \left(h_{ср} + \frac{\Delta h}{2} \right)};$$

$$q_{ниж} = S_f \mu \sqrt{2g \left(h_{ср} - \frac{\Delta h}{2} \right)};$$

$$q_{ср} = S_f \mu \sqrt{2gh_{ср}},$$

где S_f — площадь отверстий для подачи жидкости.

Подставляя эти зависимости в выражение для определения чувствительности, после несложных преобразований получаем:

$$u = \left(\sqrt{1 + \frac{\Delta h}{2h_{ср}}} - \sqrt{1 - \frac{\Delta h}{2h_{ср}}} \right) \cdot 100 \%.$$

Так как $\frac{\Delta h}{2h_{ср}} < 1$,

то оставляя в разложениях в ряды Фурье члены первого порядка малости, данное выражение упрощается до вида:

$$u = \frac{\Delta h}{2h_{cp}} \cdot 100 \%,$$

которое показывает, что чувствительность зависит обратно пропорционально от уровня жидкости h_{cp} . Так, при $h_{cp} = 50$ мм $u = 10\%$, а при $h_{cp} = 100$ мм $u = 5\%$. Поскольку рабочий уровень жидкости находится в этом диапазоне, то чувствительность этой группы тарелок на отклонение от горизонтали низка.

Для пароподъемной тарелки (вариант 3), используя зависимости $q_{жк} = w \cdot k_m \cdot h_{жк}$ а некоторый средний уровень жидкости $h_{жк} = h_{cp}$ в щели и отклонения от него ± 5 мм, выражение для определения чувствительности выглядит следующим образом:

$$u = \frac{2\Delta h}{h_{cp}} = \frac{10}{h_{cp}} \cdot 100 \%$$

Чувствительность, рассчитанная по приведенным выше зависимостям, для различных значений средней высоты жидкости в щели:

h_{cp} , мм	25	30	40	50
u , %	40,0	33,3	25,0	20,0

Как видно показатели «чувствительность» для пароподъемной тарелки имеют высокие значения и увеличиваются с уменьшением высоты проходной щели, что не соответствует данным, приведенным в информационных материалах. Сравнение показывает, что чувствительность тарелок с прямыми входными патрубками значительно ниже чувствительности тарелки с пароподъемными распределителями.

Чувствительность к отложениям. Использование тарелок с распределителями вариантов 1, 2, 4 в дополнительном качестве — «защитном», приводит только к повышению уровня жидкости или к росту общей толщины слоя «отложения + жидкость», что существенно не влияет на значения показателей чувствительности.

Иная ситуация с пароподъемными распределителями. Накапливание отложений автоматически поднимают уровень жидкости и уже на более ранних стадиях работы реактора становится возможным появление всех отрицательных моментов, отмеченных выше. Более того, этот процесс не поддается контролю и управлению.

Возникновение явления «захлебывания». Данное явление вероятнее всего может возник-

нуть на тарелке с пароподъемными распределителями (вариант 3). Формирование режима, при котором бы достигался баланс накапливаемой жидкости и жидкости, уносимой струей, требует экспериментального определения и рекомендаций по его обеспечению.

Гидравлическое сопротивление. Как известно, гидравлическое сопротивление тарелки определяется зависимостью:

$$\Delta p = \xi(\bar{f}) \cdot q_r,$$

где $\xi(\bar{f})$ — коэффициент гидравлического сопротивления;

\bar{f} — коэффициент проходного сечения тарелки;

q_r — средний скоростной напор потока сырья в поперечном сечении реактора.

Типовые зависимости $\xi(\bar{f})$ показывают увеличение по какому либо закону коэффициента гидравлического сопротивления при уменьшении площади проходного сечения тарелки [2]. В связи с этим, уменьшение проходного сечения должно приводить к возрастанию перепада давления на тарелке (это явление возможно на тарелках с пароподъемными распределителями), особенно в режиме «захлебывания». В итоге процесс прохождения потока приводит к росту амплитуд пульсаций и перепадов давления по всему реактору в целом.

Тарелки с распределителями вариантов 1, 2, 4 таким недостатком не обладают. Изменение гидравлического сопротивления связано в основном с изменением режима подачи сырья, что учитывается при проектировании внутренних устройств реакторов.

Рассмотренные выше свойства характеризуют стабильность работы тарелки, т.е. косвенным образом формируют структуру потока на входе в слой катализатора. Непосредственную структуру потока определяет свойство, рассмотренное ниже.

Равномерность поля скоростей по площади поперечного сечения реактора. Свойство обеспечивается как схемой размещения сквозных отверстий по площади тарелки, так и конструктивным оформлением выходного сечения распределителя. Для рассматриваемых распределителей они различны: в вариантах 1 и 3 — открытые выходные срезы патрубков, а в вариантах 2 и 4 — рассекатели струй разной конструкции (см. рис. 2).

Визуализация потоков показала [3], что распределители 1 и 3 с открытыми выходными срезами патрубков формируют ярко выраженную струю, воздействующую непосредственно на поверхность слоя катализатора.

Распределитель, имеющий рассекатель в виде диска (вариант 2), как показали проведенные исследования, формирует вихревые структуры, т.е. не обладает оптимальными характеристиками.

Рассекатель варианта 4 обеспечивает наилучшее разбиение струй и выравнивание поля скоростей потока в поперечном сечении реактора на входе в слой катализатора, т.е. устраняет все отмеченные выше недостатки и является в этом плане оптимальной конструкцией [3].

Проведенный комплексный анализ показал, что по совокупности рассмотренных свойств наилучшими характеристиками обладает тарелка с распределителями варианта 4 (фирма «Ри-

финг»), обеспечивающая как стабильность работы тарелки и реактора в целом в широком диапазоне расходов, так и равномерность потока на входе в слой катализатора, и создающая условия для максимального использования возможностей катализатора.

Литература

1. Пат. US 005942162А США, 1999.
2. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. — М.: Машиностроение, 1992.
3. Ленчевский В.В., Сулейманов Г.З., Пинаев А.С., Шевченко Г.В. // Нефтепереработка и нефтехимия. — 2005. — № 6. — С. 43–47. **Н**

ВЫСТАВКИ. КОНФЕРЕНЦИИ. СОВЕЩАНИЯ



А С С О Ц И А Ц И Я
НЕФТЕПЕРЕРАБОТЧИКОВ и НЕФТЕХИМИКОВ

ПРОТОКОЛ ЗАСЕДАНИЯ ПРАВЛЕНИЯ АНН от 21.02.2006

В Москве 21 февраля 2006 г. состоялось заседание Правления Ассоциации нефтепереработчиков и нефтехимиков на котором присутствовали члены Правления: Баженов В.П., Белуник А.И. (по поручению Рыбина В.Е.), Кастерин В.Н., Мелинг А.А., Нападовский В.В., Ракитский В.М., Рауд Э.А. (по поручению Капустина В.М.), Рябов В.А., Савинов А.Е. (по поручению Яновского А.Б.), Смирнов Л.П. (по поручению Злотникова Л.Е.), Хурамшин Р.Т. (по поручению Шекера Д.В.), Хурамшин Т.З., Чаговец А.Н. (по поручению Дюрика Н.М.), Школьников В.М., Яскин В.П.; а также приглашенные: Батыжев Э.А. (ОАО НПК «Кедр-89»), Бауман А.Э. (ЗАО «ЮКОС-РМ»), Галиев Р.Г. (ОАО «ВНИИ НП»), Дунюшкина Р.Е. (ОАО «ЦНИИТЭнефтехим»), Жарков Б.Б. (ОАО «ВНИИнефтехим»), Железников Н.А. (ГУП «Башгипронефтехим»), Заманов В.В. (ЗАО «Тулаинжнефтегаз»), Зуга И.М. (ОАО «Омскнефтехимпроект»), Кашин О.Н. (ОАО «Ленгипронефтехим»), Кричко А.А. (Углеродтопхим технологии), Лазутова Л.И. (ОАО «ВНИИОС»), Лихолобов В.А.

(Институт ППУ СО РАН), Лебедев Ю.Н. (ОАО НПК «Кедр-89»), Озеренко А.А. (Углеродтопхим технологии), Окнина Н.В. (ОАО «ЭЛИНП»), Ратовский Ю.Ю. (ОАО НПК «Кедр-89»), Тыщенко В.А. (ОАО «СвНИИИИП»), Фолиянц А.Е. (ОАО «ВНИКТИнефтехимоборудование»), Хавкин В.А. (ОАО «ВНИИ НП»), Шақун А.Н. (ОАО «НПП Нефтехим»), Шахназаров А.Р. (АНН), Шохова Л.К. (ГУП «Салаватгипронефтехим»).

Из приглашенных на заседание не явились представители ООО «САПР-Нефтехим», ЗАО «ПМП», ЗАО «Нефтехимпроект», ОАО «Ангарскнефтехимпроект», ОАО «Самаранефтехимпроект», ОАО «ЛУКОЙЛ-Ростовнефтехимпроект», ГУП ИНХП РБ.

На повестке дня были заслушаны доклады:

I. О конкурентоспособных разработках российских отраслевых научно-исследовательских и проектных институтов. Докладчики — руководители институтов.

II. Разное.