

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

<https://makston-engineering.ru/>

MASTER

Discipline PROCESS: Heavy oil, natural bitumen, oil sands, heavy oil refining

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv

Sign.

Date: 25.02.2022



Переработка тяжелых нефтей и битумов по нефтехимической схеме. Концептуальный анализ и опыт ALBERTA ENERGY RESEARCH INSTITUTE



Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
<https://makston-engineering.ru/>

Оглавление.

1. Введение.....
2. Сырье и продукты переработки. Выбор технологической конфигурации.
3. Технологические установки в составе завода по переработке битумов и тяжелых нефтей. Принципиальные отличия от классических схем.....
4. Выводы.....

Приложения.

Приложение 1. Битум ATHABASCA, CANADA API = 8.46. Sulphur, wt% 4.94.

Приложение 2. Нефть COLD LAKE, ALBERTA, CANADA, API = 13.2. Sulphur, wt% 4.11.

Приложение 3. Нефть BACHAQUERO HEAVY API = 12.8. Sulphur, wt% 2.64, нефть TIA JUANA PESADO API = 12.1. Sulphur, wt% 2.75, VENEZUELA.

Приложение 4. Нефть MEREY VENEZUELA, API = 10.1. Sulphur, wt% 5.50.

Приложение 5. PFD схемы CRUDE DISTILLATION UNIT. DILUENT AND DIESEL RECOVERY.

Приложение 6. PFD схемы VACUUM DISTILLATION UNIT .

Приложение 7. PFD схемы DIESEL TWO-STAGE HYDROTREATING UNIT.

Приложение 8. PFD схемы NAFTA HYDROTREATING UNIT.

Приложение 9. PFD схемы DELAYED COKING UNIT (DCU).

Приложение 10. PFD схемы FEED HYDROTREATER UNIT (DCC).

Приложение 11. PFD схемы DEEP CATALYTIC CRACKING UNIT (DCC).

Приложение 12. PFD схемы AROMATIC COMPLEX

Приложение 13. PFD схемы VISBREAKING UNIT.

Приложение 14. PFD схемы FISCHER TROPSCH UNIT.

1. Введение

Техническое задание предполагало составление, в доступном изложении, подробного экскурса по переработке высокосернистых $S \geq 4.0 \text{ wt.}$, тяжелых нефтей $\text{API} = 10-12$ и битумов $\text{API} = 8-9$ с выпуском ультравысокосернистых коксов $S \geq 8.0 \text{ wt. } \%$, нефтехимических продуктов и единственного моторного топлива, которым являлся – дизель.

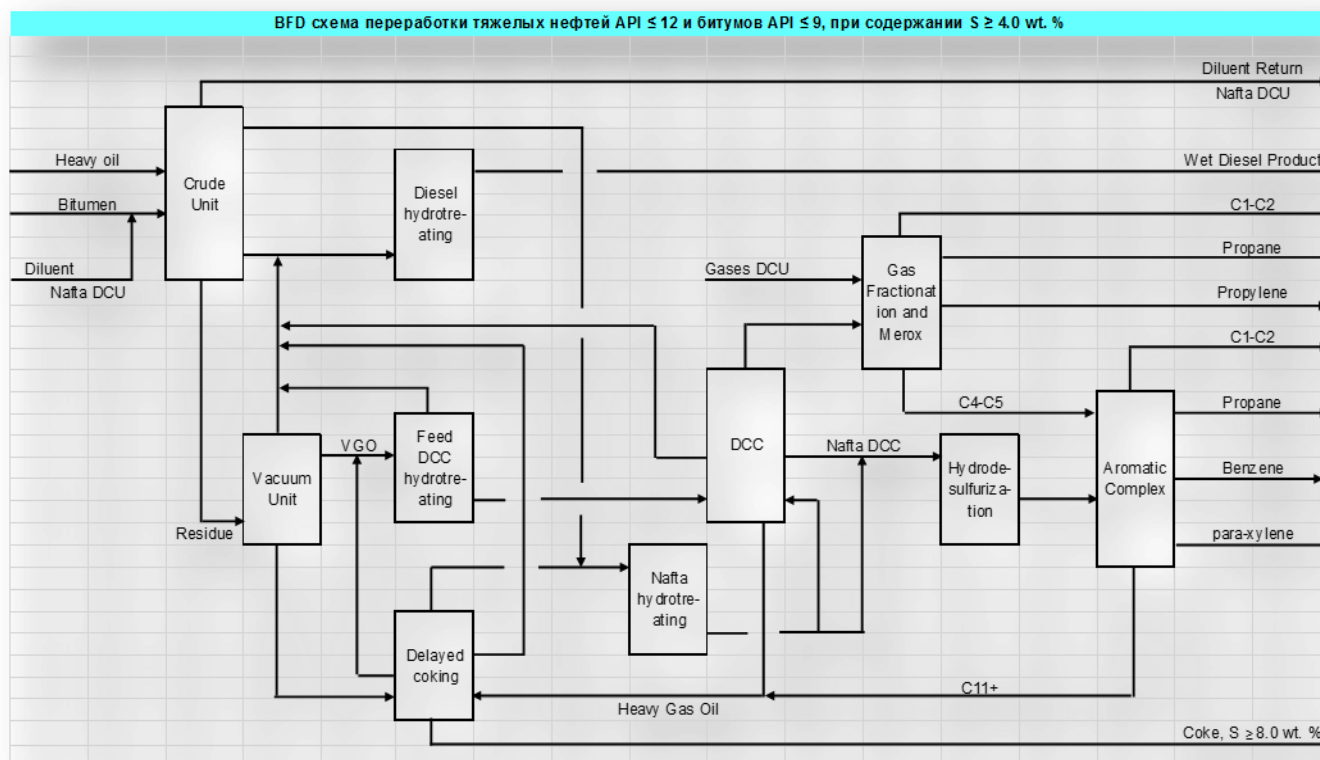
В качестве исходных данных рассматривались интеграционные исследования, спонсированные промышленностью Альберты и правительственными учреждениями с целью выявления потенциала для нефтехимического производства с высокой добавленной стоимостью из нефтяных и битумных ресурсов Канады и Венесуэлы. Все рассматриваемые работы имели «КОНФИДЕНЦИАЛЬНО – Не для распространения до 1 января 2021 г.», т.е. в настоящее время они имеются в открытом доступе.

Характеристики битумов и тяжелых нефтей приведены в **Приложениях 1-4**.

PFD схемы процессов, определяющих нефтехимическое направление переработки приведены в **Приложениях 5-13**.

BFD на **Схеме 1**, представленная в максимально упрощенном виде, определяет конфигурацию комплекса и получение конечных продуктов. В последующих главах детализация будет достаточной для понимания перечисленных процессов. Соотношение битумов и тяжелой нефти принималось 1:1.

Схема 1.



2. Сырье и продукты переработки. Выбор технологической конфигурации.

2.1 Возможности по сырью, **Приложения 1,2,4**, практически неограниченные по количеству битума и тяжелой нефти. Фракционный состав битумов и тяжелых нефтей достаточно близок между собой, разгонки приведены в **Приложениях**, но для понимания философии выбора конфигурации процессов приводятся средние параметры:

Таблица 1

Фракционный состав битумов и тяжелых нефтей, % масс.					
	нк-180°С	180-360°С	360-540°С	525/565*+°С	Примечание
Битум	0	12	34	54	Приложение 1
Тяжелая нефть	2	16	36	46	Приложение 2
Тяжелая нефть	1	14	25	60	Приложение 4

*525/565, битум/тяжелая нефть

Тяжелые нефти, **Приложение 3**, не рассматривались, так как не могут быть пригодны для получения ультравысокосернистых коксов.

2.2 Технологическая конфигурация определялась из принципиальных положений, которые перечислены, **п. 2.3 – 2.9**.

2.3 Комплекс по выпуску ароматических соединений – бензол, толуол, ксилолы, рассматривался, как приоритетный по следующим причинам:

- обеспечение сырьем ограничивается только процессами нефтепереработки
- в качестве сырья используется высокоароматическая нафта и углеводороды C₄-C₅+ с большой долей непредельных, как в жидкой, так и в газовой составляющих
- источником указанного сырья являются процессы глубокого каталитического крекинга (DCC) и замедленного коксования (DCU)

2.4 Комплекс пиролиза (парового крекинга SC) по выпуску олефинов – этилена и пропилена, а также жидких продуктов пиролиза не рассматривался, как приоритетный по следующим причинам:

- легкие газы C₁-C₂ и большая часть C₃, образующиеся на вторичных процессах, востребованы для производства водорода, чрезвычайно актуального продукта при переработке высокосернистого сырья
- нафта, образующаяся на вторичных процессах, содержит значительное количество олефинов, что требует дополнительной подготовки к пиролизу
- дизель, образующийся при вторичных процессах, также требует дополнительной подготовки к пиролизу

2.5 Установка глубокого каталитического крекинга (DCC) с газофракционированием принималась, как основной источник сырья, высокоароматической нафты и углеводоро-

дов C_4-C_5+ с большой долей непредельных, как в жидкой, так и в газовой составляющих для выпуска ароматических углеводородов.

2.6 Установка каталитического пиролиза (CPP) по выпуску олефинов – этилен, пропилен и сырья для ароматического комплекса, рассматривалась, как альтернатива глубокого каталитического крекинга (DCC). В результате детальной технологической проработки в приоритете оказался комплекс (DCC), по следующим причинам:

- доля сырья для комплекса ароматики в процессе (CPP) ниже чем в процессе DCC
- затраты на строительство установки (CPP) выше чем на установку (DCC), что является рациональным при олефиновой (полимерной) схеме развития, но при ароматическом направлении DCC является более предпочтительной
- коммерциализация катализатора для процесса (CPP) более затратная сем для процесса DCC, что является оправданным при олефиновой (полимерной) схеме развития, но не рационально при ароматической

2.7 Установка замедленного коксования (DCU) с фракционированием рассматривалась, как безальтернативный вариант по следующим причинам:

- процесс (DCU) обеспечивает сырье комплекс ароматики, примерно, в соотношении 1/3 относительно процесса (DCC)
- ультравысокосернистые коксы, получаемые в процессе замедленного коксования из высокосернистого сырья, являются востребованным продуктом

2.8 Установка гидрокрекинга с преимущественным выпуском дизеля не рассматривалась из-за ограничений в получении достаточных количеств водорода и, как указывалось выше, приоритетом являются продукты нефтехимии, а не топлива.

2.9 Установки гидроочистки нефти и дизеля принимались, как безальтернативные.

2.10 Базовым продуктом для комплекса ароматики являлся п-ксилол в количествах не менее 350 т.т/год и бензол по балансу процесса. Указанное количество п-ксилола является минимально-достаточным для эффективной работы установки. Сырьевой составляющей для комплекса ароматики являются:

- высокоароматическая нефть с повышенным содержанием олефинов
- углеводороды C_4-C_5+ с большой долей непредельных, относительно нормального и изо-строения цепей.

2.11 Источниками сырья для комплекса ароматики являются процессы каталитического крекинга (DCC) и замедленного коксования (DCU). Расчет необходимого количества высокоароматической нефти и углеводородов C_4-C_5+ с большой долей непредельных, производился относительно базовых количеств п-ксилола, т.е. не менее 350 т.т/год.

2.12 Мощности каталитического крекинга (DCC) и замедленного коксования (DCU) определялись исходя из необходимых количеств высокоароматической нефти и углеводородов C₄-C₅+ с большой долей непредельных, для производства п-ксилола не менее 350 т.т/год.

2.13 Потребности в битуме и тяжелой нефти рассчитывались исходя из мощностей каталитического крекинга (DCC) и замедленного коксования (DCU).

2.14 Количество дизеля определялось по балансу переработки битума и тяжелой нефти, а также из дополнительных количество легкого дизеля от процессов (DCC) и (DCU).

2.15 Баланс водорода определялся исходя из потребности гидроочисток:

- для дизельных фракций
- для фракций нефти
- для высокоароматической нефти, как сырья комплекса ароматики

2.16 Балансовые мощности установок, исходя из базовых количеств п-ксилола, т.е. не менее 350 т.т/год, составили:

- для атмосферной дистилляция, н/б 3.000.000 т/год, при равных соотношениях битума и тяжелой нефти

- для каталитического крекинга (DCC), н/б 1.500.000 т/год, при загрузке по (HVGO) до 65% от мощности установки и рециклового потоку тяжелого дизеля (DCU) до 35% от мощности установки

- для замедленного коксования (DCU) н/б 1.700.000 т/год, при загрузке по вакуумному остатку до 92% от мощности установки и рецикловыми потоками тяжелого дизеля (DCC) и фракции C₁₀+ ароматического комплекса, по 4% каждого от мощности установки

- для гидроочистки тяжелого вакуумного газойля (HVGO) и тяжелого дизеля коксования, н/б 1.600.000 т/год, при загрузке по (HVGO) до 65% от мощности установки и рециклового потоку тяжелого дизеля (DCU) до 35% от мощности установки

- для гидроочистки дизельных фракций н/б 900.000 т/год, при загрузке от атмосферной и частично вакуумной дистилляции 45% от мощности установки, по легкому дизелю (DCU) 39% и около 16% по дизелю (DCC)

- для гидроочистки нефти от атмосферной дистилляции и замедленного коксования (DCU) н/б 230.000 т/год, при загрузке от атмосферной дистилляции 10% от мощности установки, по нефти (DCU) 90%

- для гидроочистки нефти на ароматизацию н/м 350.000 т/год, при загрузке по депентанизированной нефти (DCC) до 90-95% и 5-10% нефти от (DCU)

- для комплекса ароматики, как и для всех нефтехимических производств мощность определяется по готовой продукции: п-ксилола н/м 350 т.т/год и бензола н/м 150 т.т/год, выпуск толуола не предусматривается

- газофракционирование газов (DCU) и (DCC) н/б 650.000 т/год входит в состав комплекса (DCC)

- газофракционирование газов от комплекса ароматизации н/б 530 т/год. Входит в состав этого комплекса

2.17 Сводный материальный баланс переработки битумов и тяжелых нефтей по ароматической схеме, **Таблица 2.**

Таблица 2.

Сводный материальный баланс переработки битумов и тяжелых нефтей			
Сырье	т.т/год	%	Примечание
Битум	1,450.00	50.88%	Приложение 1
Тяжелая нефть	700.00	24.56%	Приложение 2
Тяжелая нефть	700.00	24.56%	Приложение 4
Итого	2,850.00	100.00%	
Продукция			
Дизельная фракция	835.00	29.30%	На компаундирование
Кокс ультравысокосернистый	533.76	18.73%	Товарный S ≥ 8.0 wt. %
Бензол	160.01	5.61%	Товарный
п-ксилол	359.46	12.61%	Товарный
Пропилен	312.40	10.96%	Товарный
С1-С2	250.00	8.77%	На водород или ФТ
С3	220.00	7.72%	На водород или ФТ
Сера	101.27	3.55%	Товарный
Потери	78.10	2.74%	Включая выжигаемый кокс
Итого	2,850.00	100.00%	

3. Технологические установки в составе завода по переработке битумов и тяжелых нефтей. Принципиальные отличия от классических схем.

Параметры режимов и краткое описание технологий, в **Приложениях 5-14.**

3.1 Установка атмосферной дистилляции, PFD схемы CRUDE DISTILLATION UNIT. DILUENT AND DIESEL RECOVERY, **Приложение 5.** В качестве растворителя используется собственная не гидроочищенная нефтя API ≥ 52 от процесса (DCU).

3.2 Установка вакуумной дистилляции, PFD схемы VACUUM DISTILLATION UNIT, **Приложение 6.** Остаток после атмосферной перегонки API ≤ 5.0 отправляется на вакуумную дистилляцию. Вакуумная колонна двух секционная и разделена двумя полуглухими тарелками. Кубовый продукт API = 1.0 отправляется на замедленное коксование (DCU), Вакуумный газойль HVGO, API = 10.0, отправляется на смешение с тяжелым дизелем

коксования. Дизельная фракция не более 5% от количества сырья на колонну, отправляется на гидроочистку. Поток с верхней полуглухой тарелки LVGO, API = 16.0 планировался, как сырье гидрокрекинга, **п. 2.8**.

3.3 Гидроочистка дизеля, PFD схемы DIESEL TWO-STAGE HYDROTREATING UNIT, **Приложение 7**. Дизель, API = 25.0 подаваемый на гидроочистку, **п.2.16** имеет соотношения: от атмосферной и частично вакуумной дистилляции 45%, по легкому дизелю (DCU) 39% и около 16% по дизелю (DCC). Схема процесса двухреакторная, на первой стадии производится обессеривание до требуемого стандарта, а во втором реакторе снижается доля ароматики и увеличивается цетановое число. Высокая доля дизеля вторичных процессов, не давала полной уверенности, что цетановое число достигнет нормативных показателей и с использованием присадок, именно поэтому в составе производства рассматривался процесс Фишера Тропша, **п.3.10**, как поставщик дизеля с цетановым числом около 70.

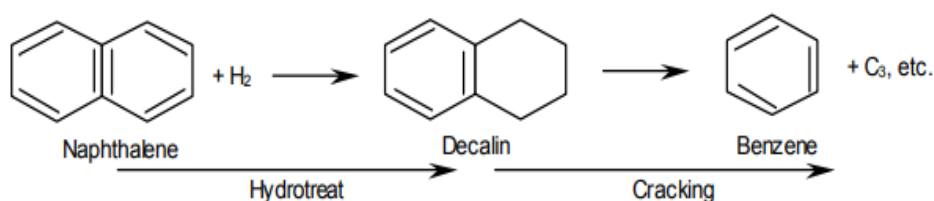
3.4 Гидроочистка нефти, PFD схемы NAFTA HYDROTREATING UNIT, **Приложение 8**. Нефтяная фракция подаваемая на гидроочистку, **п.2.16** отвечает соотношениям: от атмосферной дистилляции 10%, от замедленного коксования (DCU) 90%. Схема процесса одnoreакторная, катализатор подбирается таким образом, чтобы максимально сохранить олефины и ароматику. Большая часть гидроочищенной нефти направляется в реактор глубокого каталитического крекинга (DCC) для повышения выхода пропилена, а балансовые количества на установку гидродесульфуризации комплекса ароматики, **п.3.8**.

3.5 Замедленное коксование, PFD схемы DELAYED COKING UNIT (DCU), **Приложение 9**. Сырье подаваемое на коксование отвечает соотношениям: по вакуумному остатку до 92%, рецикловыми потоками тяжелого дизеля (DCC) и фракции C₁₀₊ ароматического комплекса, по 4% каждого. Использование перед подачей сырья на (DCU) процесса термического крекинга, **п.3.9** значительно повышает эффективность процесса замедленного коксования. Ультравысокосернистые коксы S ≥ 8.0 wt.% являются достаточно редким и ликвидным товаром. Для повышения прочности кокса используется длительная пропарка коксового пирога тяжелым дизелем коксования с повышенной температурой.

3.6 Гидроочистка HVGO и тяжелого дизеля коксования, PFD схемы FEED HYDROTREATING UNIT (DCC), **Приложение 10**. Сырье подаваемое на гидроочистку отвечает соотношениям: вакуумный газойль (HVGO) до 65%, тяжелый дизель (DCU) до 35%. Схема процесса двухреакторная, на первой стадии производится обессеривание и удаление других гетероатомов, а во втором реакторе обеспечивается насыщение кольца и раскрытие до желаемого уровня. Процесс (DCC) эффективнее работает на парафини-

стом сырье, поэтому доля ароматики регулируется. Практически все крупные разработчики и производители катализаторов – ExxonMobil, Sudchemic, UOP, Criterion, Englehard, Holder Tropsoe – разрабатывают новые катализаторы, направленные на насыщение, а затем разделение многокольцевых ароматических соединений на отдельные кольца, причем часть из них будет раскрываться, что имеет большое значение для выхода пропилена.

3.7 Глубокий каталитический крекинг (DCC), PFD схемы DEEP CATALYTIC CRACKING UNIT (DCC), **Приложение 11**. Сырье подаваемое на (DCC), помимо гидроочищенных (HVGO) и тяжелого дизеля (DCU) включает в себя и гидроочищенную нефть подаваемую для увеличения выхода пропилена. В составе (DCC) имеются Мегох и газоразделение. Газы коксования подаются на Мегох и после компримирования на газоразделение. Нефтя процесс (DCC) в два и более раз ароматичнее нефти бензинового каталитического крекинга (FCC), что позволяет ее использовать как эффективное сырье для комплекса ароматики совместно с фракциями C₄-C₄" и C₅-C₅" получаемыми в процессе (DCC) и выделяемыми при фракционировании. Легкий дизель (DCC) еще более ароматичен чем нефтя и содержит до 80% ароматических соединений и его переработка на комплексе ароматики также возможно по следующей схеме.



3.8 Комплекс ароматики, PFD схемы AROMATIC COMPLEX, **Приложение 12. Балансы и описание процессов по секциям в Приложении 12**

В состав комплекса входят следующие секции:

3.8.1 Unit 100. Selective Hydrotreating для высокоароматической нефти (DCC)

3.8.2 Unit 200. GT-BTXPlus для разделения продуктов после секции 100

3.8.3 Unit 300. Hydrodesulfurization для очистки продуктов после секции 400. Балансовые количества нефти (DCU) могут подаваться на секцию 300 минуя секции 100 и 200

3.8.4 Unit 400. Aromatization каталитическая ароматизация фракций C₄-C₄" и C₅-C₅" после (DCC) и (DCU)

3.8.5 Unit 500. Aromatics extraction&Prost-fractionation для экстракции ароматики из продуктов реакции секций 700A, 600 и 900. На эту секцию могут подаваться и продукты после ароматического риформинга, если бы он был в составе рассматриваемого производства.

3.8.6 Unit 600. Transalkulation toluene для увеличения выхода ксилолов за счет толуола и фракции C₉+ после секции 700D. На эту секцию может подаваться и легкий дизель (DCC) если качество по сере удовлетворяет.

3.8.7 Unit 700A. Reformate splitter для разделения продуктов ароматизации от секции 400, которые очищены на секции 300. Разделение на фракции C₆-C₇ и C₈+

3.8.8 Unit 700B. Xylene splitter для разделения C₈ и C₉+ от секций 700A и 900.

3.8.9 Unit 700D. Heavy aromatics column для разделения фракции C₉+ от секций 700B на C₉-C₁₀ и ее отправки на секцию 600 и фракции C₁₁+ и ее отправки на замедленное коксование (DCU).

3.8.10 Unit 800. Adsorbtion chambers для выделения товарного параксилола.

3.8.11 Unit 900. Xylene isomerization для изомеризации смеси ксилолов после секции 800. Изомеризация с максимальным обогащением п-ксилолом и возвращение рециклом на секцию 800.

3.9 Термический крекинг, п. **3.5**. PFD схемы VISBREAKING UNIT, **Приложение 13.**

3.10 Установка Фишера-Тропша, п.**3.3**, PFD схемы FISCHER TROPSCH UNIT, **Приложение 14.**

3.11 Установка сероочистки газов выбирались по балансу процессов гидроочистки.

3.12 Установка производства водорода по балансам процессов гидроочистки и по балансам секций 100, 300 и 600 по комплексу ароматики.

4. Выводы.

4.1 Нефтехимия ориентированная на ароматические продукты, не является единственным направлением, возможно развитие по олефиновой схеме или по ароматически-олефиновой.

4.2 При олефиновом направлении развития, комплекс ароматики заменяется на комплекс пиролиза (парового крекинга SC) по выпуску олефинов – этилена и пропилена, а также жидких продуктов пиролиза, п. **2.4**.

4.3 При ароматически-олефиновом направлении установка глубокого каталитического крекинга (DCC), п. **2.5** заменяется на установку каталитического пиролиза (CPP) по выпуску олефинов – этилен, пропилен и сырья для ароматического комплекса, п.**2.6**.

4.4 Принципиальным является содержание серы в сырье. Для ликвидных ультра-высокосернистых коксов с содержанием серы более 7.5% требуется сырье с содержанием серы не менее 4.0-4.5%. Тяжелые нефти, **Приложение 3** с «низким» содержанием серы создают проблемы с использованием получаемого «низкосернистого» кокса.

4.5 //////////////////////////////////////

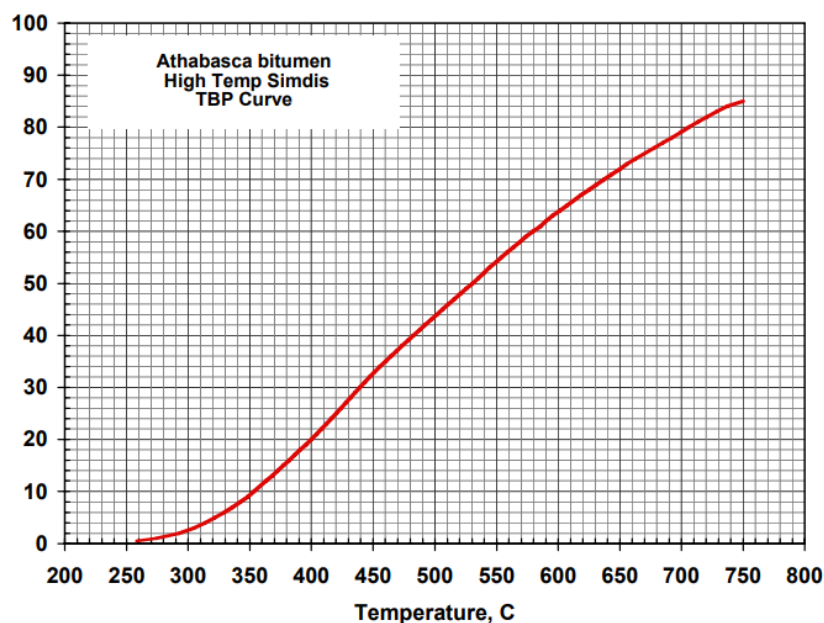
Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
<https://makston-engineering.ru/>

Приложение 1.

PROPERTIES OF ATHABASCA BITUMEN FOLLOW:

	wt%
Saturates	17.3
Aromatics	39.7
Resins	25.7
Asphaltenes	17.3
Total	100.0

Analysis	Athabasca Bitumen, batch 02-4.9
Carbon, wt%	84.26
Hydrogen, wt%	9.90
H/C atomic ratio	1.4099
Nitrogen, wt%	0.36
Sulphur, wt%	4.94
Oxygen by diff., wt%	0.54
Ash, wt%	0.37
Toluene Insoluble, wt%	0.16
Pentane Insoluble, wt%	17.30
Asphaltene, wt%	17.14
Pitch (+524°C), wt%	51.00
Fe, ppm	263.8
Ni, ppm	65.4
V, ppm	192.6
Water, wt%	0.301
MCR, wt%	13
Viscosity at 40°C, cPs	26900
Viscosity at 60°C, cPs	3070
Density, g/cc at 15.6°C	1.011
Gravity, API	8.46



Приложение 2.

Нефть COLD LAKE, CANADA (ALBERTA)

CRUDE PROPERTIES

Gravity, degrees API	13.2
Specific Gravity (60 F/60 F)	0.9779
Total Sulfur, wt. pct.	4.1100
Mercaptan Sulfur, ppm wt	ND
Total Nitrogen, wt. pct.	0.4200
Pour Point, degrees F	ND
Viscosity at 70 deg. F, cs	5673.00
Viscosity at 100 deg. F, cs	1263.00
Vanadium, ppm wt	173.00
Nickel, ppm wt	73.00

PRODUCT PROPERTIES		LI GHT	LI GHT	MEDI UM	HEAVY	LI GHT	HEAVY	ATMOS.	VACUUM	VACUUM	ATMOS.
		GASOLINE	NAPHTHA	NAPHTHA	NAPHTHA	KEROSENE	KEROSENE	GAS OIL	GAS OIL	RESIDUE	RESIDUE
TBP Cut Points, degrees F	D	C5/158	158/212	212/302	302/374	374/455	455/536	536/650	650/1049	1049+	650+
Yield, LV pct.	D	0.01	0.29	0.92	1.26	3.92	4.80	9.50	36.20	43.10	79.30
Yield, wt. pct.	D	0.01	0.22	0.73	1.03	3.33	4.23	8.69	35.24	46.52	81.76
Gravity, degrees API	C	64.2	57.4	50.1	44.8	37.6	31.6	25.8	16.3	1.8	8.0
Specific Gravity (60 F/60 F)	D	0.7230	0.7489	0.7793	0.8026	0.8367	0.8677	0.8997	0.9575	1.0615	1.0140
VABP, degrees F	C	-	185.0	265.7	338.0	414.8	498.6	593.0	851.7	-	-
Characterization Factor	C	-	11.54	11.53	11.56	11.43	11.36	11.31	11.43	-	-
Total Sulfur, wt. pct.	D	0.1200	0.1200	0.2058	0.3500	0.5849	1.0685	1.7626	3.1949	6.2010	4.9052
Mercaptan Sulfur, ppm wt	N	ND	ND	ND	ND	ND	ND	-	-	-	-
Total Nitrogen, wt. pct.	D	-	-	-	0.0001	0.0005	0.0028	0.0111	0.1764	0.7600	0.5085
Aniline Point, degrees F	D	-	-	-	116.1	120.5	125.5	131.0	146.0	-	-
Naphtenes, LV pct.	D	-	64.4	66.2	67.9	-	-	-	-	-	-
Aromatics, LV pct.	D	-	8.3	8.3	14.7	14.2	11.7	-	-	-	-
Research Octane No. Clear	C	74.0	75.2	64.9	55.9	-	-	-	-	-	-
Smoke Point, mm	D	-	-	-	-	17.2	13.8	-	-	-	-
Cetane Index	C	-	-	-	-	35.6	40.1	40.3	20.1	-	-
Freeze Point, degrees F	C	-	-	-	-	-69.4	-36.0	-	-	-	-
Pour Point, degrees F	D	-	-	-	-	-94.3	-73.9	-50.6	12.7	175.0	110.0
Viscosity at 100 deg. F, cs	D	-	-	-	-	1.71	2.98	6.36	112.77	-	-
Viscosity at 140 deg. F, cs	D	-	-	-	-	-	-	-	-	9.66E+07	7.75E+03
Viscosity at 210 deg. F, cs	D	-	-	-	-	0.89	1.15	1.77	13.94	9.66E+04	2.88E+02
Nickel, ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.07	155.00	88.22
Vanadium, ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.22	371.00	211.18
Conradson Carbon, wt. pct.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.51	27.00	14.00
Asphaltenes, wt. pct.	C	-	-	-	-	-	-	-	-	10.50	5.06
n-Pentane Insolubles, wt pct	C	-	-	-	-	-	-	-	-	23.10	13.14

Приложение 3

Нефть BACHAQUERO HEAVY VENEZUELA

Нефть TIA JUANA PESADO VENEZUELA имеет API = 12.1 параметры идентичные

Gravity, degrees API	12.8	Conradson Carbon, wt. pct.	12.60
Specific Gravity (60 F/60 F)	0.9806	Asphaltenes, wt. pct.	5.70
Total Sulfur, wt. pct.	2.6600	n-Pentane Insolubles, wt. pct.	ND
Mercaptan Sulfur, ppm wt	ND	Reid Vapor Pressure, psi a	0.20
Total Nitrogen, wt. pct.	0.3000	Flash Point, degrees F	ND
Pour Point, degrees F	25.0	Hydrogen Sulfide, ppm wt	ND
Viscosity at 70 deg. F, cs	3416.00	Neutralization Number, mg KOH/g	2.98
Viscosity at 100 deg. F, cs	943.00	Bottom Water & Sediment, LV pct.	1.90
Vanadium ppm wt	235.00	Ash Content, wt. pct.	0.09
Nickel, ppm wt	50.00	Salt (as NaCl), lbs/1000 bbl s	10.0

PRODUCT PROPERTIES		LI GHT	LI GHT	MEDI UM	HEAVY	LI GHT	HEAVY	ATMOS.	VACUUM	VACUUM	ATMOS.
		GASOLINE	NAPHTHA	NAPHTHA	NAPHTHA	KEROSENE	KEROSENE	GAS OIL	GAS OIL	RESIDUE	RESIDUE
TBP Cut Points, degrees F	D	C5/158	158/212	212/302	302/374	374/455	455/536	536/650	650/1049	1049+	650+
Yield, LV pct.	D	1.03	0.18	0.30	1.48	5.60	5.64	7.93	26.65	51.06	77.71
Yield, wt. pct.	D	0.71	0.13	0.24	1.23	4.85	5.07	7.39	25.99	54.32	80.30
Gravity, degrees API	C	77.0	61.7	48.9	41.1	34.6	28.4	22.8	15.9	3.6	7.6
Specific Gravity (60 F/60 F)	D	0.6785	0.7324	0.7845	0.8198	0.8521	0.8851	0.9172	0.9599	1.0472	1.0173
VABP, degrees F	C	-	185.0	257.0	338.0	414.7	495.5	593.0	847.5	-	-
Characterization Factor	C	-	11.80	11.41	11.31	11.22	11.13	11.09	11.39	-	-
Total Sulfur, wt. pct.	D	0.0080	0.0710	0.0828	0.0990	0.2628	0.7517	1.3566	2.3335	3.5700	3.1699
Mercaptan Sulfur, ppm wt	N	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Nitrogen, wt. pct.	D	-	-	-	0.0005	0.0017	0.0050	0.0145	0.1290	0.5995	0.4473
Aniline Point, degrees F	D	-	-	-	117.8	120.8	123.9	129.8	147.5	-	-
Naphtenes, LV pct.	D	-	44.9	64.9	66.0	-	-	-	-	-	-
Aromatics, LV pct.	D	-	5.8	10.1	13.1	13.2	11.6	-	-	-	-
Research Octane No. Clear	D	75.0	73.0	69.8	64.0	-	-	-	-	-	-
Smoke Point, mm	D	-	-	-	-	16.5	12.8	-	-	-	-
Cetane Index	C	-	-	-	-	30.5	35.0	36.4	20.1	-	-
Freeze Point, degrees F	C	-	-	-	-	-81.6	-73.3	-	-	-	-
Pour Point, degrees F	D	-	-	-	-	-91.6	-83.3	-71.8	6.2	158.0	90.0
Viscosity at 100 deg. F, cs	C	-	-	-	-	1.70	2.99	6.85	180.71	-	-
Viscosity at 140 deg. F, cs	N	-	-	-	-	-	-	-	-	ND	ND
Viscosity at 210 deg. F, cs	C	-	-	-	-	0.80	1.24	2.14	10.87	1.66E+04	3.75E+02
Nickel, ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.15	92.00	62.28
Vanadium ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.27	430.00	290.94
Conradson Carbon, wt. pct.	D	-	-	-	-	-	-	-	0.53	23.10	15.40
Asphaltenes, wt. pct.	C	-	-	-	-	-	-	-	-	8.54	4.89
n-Pentane Insolubles, wt pct	C	-	-	-	-	-	-	-	-	18.78	12.70

Приложение 4.

Нефть MEREY VENEZUELA

Gravity, degrees API	10.1	Conradson Carbon, wt. pct.	14.90
Specific Gravity (60 F/60 F)	0.9993	Asphaltenes, wt. pct.	12.00
Total Sulfur, wt. pct.	5.5000	n-Pentane Insolubles, wt pct	ND
Mercaptan Sulfur, ppm wt	ND	Reid Vapor Pressure, psi a	0.40
Total Nitrogen, wt. pct.	ND	Flash Point, degrees F	112.0
Pour Point, degrees F	50.0	Hydrogen Sulfide, ppm wt	ND
Viscosity at 70 deg. F, cs	ND	Neutralization Number, mg KOH/g	1.90
Viscosity at 100 deg. F, cs	19430.00	Bottom Water & Sediment, LV pct.	1.00
Vanadium ppm wt	1200.00	Ash Content, wt. pct.	ND
Nickel, ppm wt	150.00	Salt (as NaCl), lbs/1000 bbl s	15.0

PRODUCT PROPERTIES		LI GHT	LI GHT	MEDI UM	HEAVY	LI GHT	HEAVY	ATMOS.	VACUUM	VACUUM	ATMOS.
		GASOLINE	NAPHTHA	NAPHTHA	NAPHTHA	KEROSENE	KEROSENE	GAS OIL	GAS OIL	RESIDUE	RESIDUE
TBP Cut Points, degrees F	D	C5/ 158	158/ 212	212/ 302	302/ 374	374/ 455	455/ 536	536/ 650	650/ 1049	1049+	650+
Yield, LV pct.	D	0.01	0.11	0.23	1.09	3.90	4.80	7.23	25.80	57.10	82.90
Yield, wt. pct.	D	0.01	0.10	0.18	0.92	3.35	4.20	6.52	24.56	60.74	85.30
Gravity, degrees API	C	80.9	66.6	50.7	43.3	35.0	29.5	25.8	17.4	1.7	6.2
Specific Gravity (60 F/60 F)	D	0.6662	0.7143	0.7765	0.8095	0.8499	0.8791	0.8998	0.9503	1.0620	1.0272
VABP, degrees F	C	-	181.0	258.0	337.0	414.0	497.5	594.9	840.9	-	-
Characterization Factor	C	-	11.81	11.67	11.56	11.42	11.42	11.38	11.51	-	-
Total Sulfur, wt. pct.	D	0.8123	1.1234	1.5678	2.1534	2.8395	3.4556	4.3964	4.9749	6.2600	5.8900
Mercaptan Sulfur, ppm wt	N	ND	ND	ND	ND	ND	ND	-	-	-	-
Total Nitrogen, wt. pct.	D	-	-	-	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Aniline Point, degrees F	D	-	-	-	112.1	113.3	114.9	118.0	143.3	-	-
Naphtenes, LV pct.	D	-	42.1	41.5	41.4	-	-	-	-	-	-
Aromatics, LV pct.	D	-	3.0	11.2	25.5	26.0	26.7	-	-	-	-
Research Octane No. Clear	D	68.1	60.4	50.8	51.8	-	-	-	-	-	-
Smoke Point, mm	D	-	-	-	-	23.0	17.8	-	-	-	-
Cetane Index	C	-	-	-	-	35.5	38.2	40.4	22.5	-	-
Freeze Point, degrees F	C	-	-	-	-	-93.9	-38.9	-	-	-	-
Pour Point, degrees F	D	-	-	-	-	-103.9	-48.9	-10.5	63.9	140.0	100.0
Viscosity at 100 deg. F, cs	C	-	-	-	-	1.65	3.11	7.53	231.90	-	-
Viscosity at 140 deg. F, cs	N	-	-	-	-	-	-	-	-	6.89E+06	9.20E+03
Viscosity at 210 deg. F, cs	C	-	-	-	-	0.78	1.21	2.08	9.96	4.98E+05	1.75E+03
Nickel, ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	ND	246.96	175.86
Vanadium, ppm wt.	D	-	-	-	-	-	-	-	ND	1975.66	1406.84
Conradson Carbon, wt. pct.	D	-	-	-	-	-	-	-	ND	24.00	18.10
Asphaltenes, wt. pct.	C	-	-	-	-	-	-	-	-	10.57	6.37
n-Pentane Insolubles, wt pct	C	-	-	-	-	-	-	-	-	23.26	16.56