

Математическое моделирование получения высокоочищенных стабильных масел со сверхвысоким индексом вязкости

Д.М. Сигаева¹, И.В. Ахметов¹, Р.М. Узьябаев¹

¹Уфимский государственный нефтяной технический университет, Космонавтов 1, Уфа, Россия, 450062

Аннотация. Высокоочищенные стабильные масла со сверхвысоким индексом вязкости и запасом качества все более заменяют на мировом рынке масла средней глубины очистки. Намечено два курса совершенствования технологии процессов. Первый: увеличение процессов сольвентной очистки, в том числе включение нового селективного растворителя – N-метилпирролидона, с получением масла с индексом вязкости 95-100 из отборных нефтей; ускорение производства синтетических масел с улучшенными свойствами полиэфирных, полисилоксановых и др. Второй: усиленное включение гидрогенизационных процессов на высокоселективных катализаторах для получения масел с индексом вязкости выше 100 из широкосортных нефтей. В настоящей работе разработан проект установки селективной очистки с применением растворителя N-метилпирролидон. Построена математическая модель и произведены расчеты материального и теплового балансов процесса, основного и вспомогательного оборудования.

1. Введение

В настоящее время основная доля мирового производства масел приходится на масла, приготовленные из базовых масел на минеральной основе, технологией производства которых является традиционная (селективная очистка), поэтому установка селективной очистки избирательными растворителями – неотъемлемая часть современного НПЗ топливно-масляного профиля [1].

Установка селективной очистки масел предназначена для удаления из масляных фракций смолистых веществ, полициклических и нафтенно-ароматических углеводородов с короткими боковыми цепями, серосодержащих соединений путем экстракции полярными растворителями с целью улучшения их химического состава, вязкостно-температурных и антиокислительных свойств, повышения их индекса вязкости и снижения коксуемости и нагаро-лакообразующих свойств [2,16].

Значительный опыт эксплуатации установок селективной очистки масел с применением избирательных растворителей показал, что при всех равных по техническому оснащению условиях, улучшение технических показателей процесса достигается с применением растворителя N-метилпирролидон.

Сырьем для установки селективной очистки масел является дистиллятная фракция 350-420°C. Производительность установки по сырью – 675 т/сутки. Отбор рафината составляет 54 % от сырья. Соотношение N-метилпирролидона к сырью составляет 2:1 (по массе).

Температура экстракционной колонны:

- экстракции – 73 °С;
- верха – 80 °С;
- низа – 65 °С.

Плотность:

- дистиллята – 915 кг/м³;
- рафината – 870 кг/м³;
- экстракта – 975 кг/м³;
- N-метилпирролидона – 1030 кг/м³.
- Молекулярный вес :
- N-метилпирролидона – 99,13.
- Температура подачи:
- N-метилпирролидона – 80 °С;
- сырья – 60 °С.

На основании этих данных составлен материальный баланс установки (таблица 1).

Таблица 1. Материальный баланс установки.

Наименование сырья и продуктов	Количество, т/год	% к итогу
Взято:		
сырье фракция 350-420°C	230000,0	100,000
Итого	230000,0	100,000
Получено:		
Рафинат	124200,0	54,000
Экстракт	104673,0	45,510
Потери	1127,0	0,490
Итого	230000,0	100,000

2. Модель экстракционной колонны

Экстракционная колонна предназначена для очистки N-метилпирролидоном масляного сырья от нежелательных компонентов. Колонна работает по принципу противотока. Кратность растворителя по отношению к сырью 2:1. Состав рафинатного раствора принимается на основе практических данных.

2.1. Материальный баланс экстракционной колонны

Таблица 2. Материальный баланс экстракционной колонны.

Наименование сырья и продуктов	т/год	т/сутки	кг/час	% мас. от сырья
Взято:				
сырье фракция 350-420°C	230000,0	676,47	28186,25	100,00
N-метилпирролидон	460000,0	1352,94	56372,5	200
Итого	690000,0	2029,41	84558,75	300,00
Получено				
Рафинатный раствор	172385,0	507,01	21125,42	74,95
а) рафинат	124200,0	365,29	15220,42	54,00
	48185,0	141,72	5905,0	
б) N-метилпирролидон				20,95
Экстрактный раствор	516488,0	1519,08	63295	224,56
а) экстракт	104673,0	307,86	12827,5	45,51
	411815,0	1211,22	50467,5	
б) N-метилпирролидон				179,05
Потери	1127,0	3,31	137,92	0,49
Итого	690000,0	2029,41	84558,75	300,00

2.2. Тепловой баланс экстракционной колонны

Количество тепла, вносимое потоками в колонну, кДж/ч:

$$Q_1 = g_C \cdot I_C^{60} + g_{\text{NMPI}} \cdot I_{\text{NMPI}}^{80},$$

где I_{NMPI}^{80} – энтальпия N-метилпирролидона при температуре 80 °С,

I_C^{60} – энтальпия дистиллята при температуре 60 °С, кДж/кг.

$$I^t = \frac{4,187}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot (0,403 \cdot t + 0,000405 \cdot t^2),$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \cdot \alpha,$$

где α – поправка на плотность, [5].

$$Q_1 = 56372,5 \cdot 143,49 + 28186,25 \cdot 112,02 = 11,24 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Определим энтальпии полученных продуктов при заданной температуре и получим количество тепла, выносимое из колонны, кДж/ч:

$$Q_2 = g_{\text{раф}} \cdot I_{\text{раф}}^{80} + g_{\text{NMPI}} \cdot I_{\text{NMPI}}^{80} + g_9 \cdot I_9^{65} + g_{\text{NMPI}} \cdot I_{\text{NMPI}}^{65}$$

$$Q_2 = 50467,5 \cdot 114,96 + 12827,5 \cdot 118,33 + 5905,0 \cdot 143,49 + 15220,42 \cdot 156,09 = 10,54 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

$$Q_1 \approx Q_2.$$

2.3. Конструктивные размеры экстракционной колонны

Диаметр колонны:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}};$$

$$F = \frac{V_{\text{см}}}{\omega},$$

где $V_{\text{см}}$ – объём смеси, м³/ч; ω – скорость движения потоков, м³/м²·ч; принимаем 14 м³/м²·ч.

$$V_{\text{см}} = V_{\text{NMPI}} + V_C$$

где V_{NMPI} – объём N-метилпирролидона, м³/ч; V_C – объём сырья, м³/ч.

$$V_{\text{NMPI}} = \frac{G_{\text{NMPI}}}{\rho_{\text{NMPI}}}; \quad V_C = \frac{G_C}{\rho_C},$$

где G_{NMPI} , ρ_{NMPI} – массовое количество и плотность экстракционного раствора; G_C , ρ_C – массовое количество и плотность рафинатного раствора.

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,32}{3,14}} = 2,84 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный диаметр 2,9 м.

Рабочая высота экстракционной колонны:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3$$

где h_1 – высота верхней отстойной зоны; h_2 – высота нижней отстойной зоны; h_3 – высота экстракционной зоны.

Высоту верхней и нижней отстойных зон определяют, исходя из времени пребывания растворов в отстойных зонах. Примем $\tau_1 = 60$ мин для рафинатного раствора, и $\tau_2 = 30$ мин для экстракционного раствора.

$$h_1 = \frac{V \cdot \rho \cdot \tau_1}{F};$$

$$h_2 = \frac{V_{э.р} \cdot \tau_2}{F};$$

В экстракционной колонне размещено шесть колосниковых решеток, на которые засыпают насадку (кольца «Рашига»).

Высота, занятая тарелками:

$$h_3 = n \cdot s_1 + (n-1) \cdot s_2,$$

где n - количество насадочных тарелок, $n=6$; s_1 - высота слоя насадки, $s_1 = 1,2$ м; s_2 - расстояние между слоями насадок, $s_2 = 1,2$ м.

Рабочая высота колонны:

$$H_p = 4,26 + 6,12 + 13,2 = 23,58 \text{ м.}$$

3. Расчет испарительной колонны

Испарительная колонна предназначена для удаления основного количества растворителя из рафинатного раствора. Отгон растворителя для повышения степени разделения компонентов ведут при повышенных температурах (до 280-300°C).

Температура верха выбирается таким образом, чтобы обеспечить небольшое остаточное содержание растворителя в остатке колонны - не более 5 % (мас.).

3.1. Материальный и тепловой баланс испарительной секции

Таблица 3. Материальный баланс испарительной колонны.

Компонент	Количество, кг/ч	% масс
Приход		
Рафинатный р-р	21125,42	100
а)рафинат	15220,42	72,04
б)НМП	5905,0	27,96
Итого	21125,42	100
Расход		
1.остаток	15854,28	100
а)рафинат	15220,42	96
б)НМП	633,86	4
2.дистиллят НМП	5271,14	
Итого	21125,42	

Таблица 4. Тепловой баланс испарительной колонны.

Компонент	Количество,		I, кДж/кг	Q, кДж/ч·10 ⁶
	кг/ч	t, °C		
Приход				
Рафинатный р-р	21125,42	280		15,56
а)рафинат	15220,42	280	647,95	9,86
б)НМП (пар)	5271,14	280	998	5,26
в)НМП (жидкость)	633,86	280	700	0,44
Итого	21125,42			15,56
Расход				
1.остаток	15854,28	270		15,04
а)рафинат	15220,42	270	619,91	9,44
б)НМП	633,86	270	670	0,44
2.дистиллят НМП	5271,14	166,5	978	5,16
Итого	21125,42			15,04

3.2. Основные размеры испарительной секции колонны

Рассчитываем диаметр колонны.

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{V_c}{\omega_{дон}}} = 1,128 \sqrt{\frac{1,29}{0,9}} = 1,35 \text{ м},$$

где V_c - количество паров, проходящих через наиболее нагруженное сечении колонны (сечение над верхней тарелкой); $\omega_{дон}$ - допустимую скорость паров в рассчитываемом сечении колонны.

Принимаем по ГОСТу 26-02-1401-76 диаметр равный 1,4 м. Определим рабочую высоту испарительной секции колонны:

$$H = h_1 + h_2 + h_3,$$

где h_1 - высота от верхнего днища до первой тарелки, м; h_2 - высота эвапорационной зоны, м; h_3 - высота слоя жидкости внизу секции, м.

$$H = 0,7 + 2,8 + 2,0 = 5,5 \text{ м}.$$

4. Модель отпарной колонны

Содержание растворителя в рафинате на выходе из колонны принимаем равным $x = 0,005$ % масс. Количество вводимого в колонну пара принимаем равным $z = 5$ % мас. от рафинатного раствора. Давление на верху колонны принимаем равным $P_{верх} = 0,007$ МПа.

4.1. Материальный и тепловой баланс отпарной колонны

Таблица 5. Материальный баланс отпарной колонны.

Компонент	Количество, кг/ч	% масс
Приход		
1.Рафинатный р-р	15854,28	95,24
а)рафинат	15220,42	91,43
б)НМП	633,86	3,81
2.ВП	792,714	4,76
Итого	16646,994	100
Расход		
1.Жидкая фаза	15221,18	91,43
а)рафинат	15221,18	91,43
2.Паровая фаза	1425,814	8,56
а) НМП	633,1	3,80
б) ВП	792,714	4,76
Итого	16646,994	100

Таблица 6. Тепловой баланс отпарной колонны.

Компонент	Количество, кг/ч	t, °C	I, кДж/кг	Q, кДж/ч·10 ⁶
Приход				
Рафинатный р-р	15854,28			11,61
а)рафинат	15220,42	260	592,23	9,01
б)НМП (жидкость)	633,86	260	635	0,4
ВП	792,714	180	2778	2,2
Итого	16646,994			11,61
Расход				
1.остаток (рафинат)	15221,18	252	570,35	8,68
2.дистиллят	1425,814			2,65
а)НМП	633,1	76	883	0,56
б) ВП	792,714	76	2645	2,09
Итого	16646,994			11,33

4.2. Основные размеры отпарной колонны

Рассчитываем диаметр колонны.

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{V_c}{\omega_{дон}}} = 1,128 \sqrt{\frac{6,13}{3,76}} = 1,44 \text{ м.}$$

Принимаем по ГОСТу 26-02-1401-76 диаметр равный 1,5 м.

Определим рабочую высоту отпарной колонны:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5,$$

где h_1 , – высота до первой тарелки, м; h_2 – высота отпаривающей зоны, м; h_3 – высота слоя жидкости внизу секции, м; h_4 – высота низа колонны, м; h_5 – высота постаumenta колонны, м.

$$\text{Тогда: } H = 0,75 + 2,8 + 1 + 1,01 + 2 = 7,56 \text{ м}$$

5. Расчет печи

Печь предназначена для нагрева рафинатного раствора до температуры $t_2 = 285^\circ\text{C}$. Начальная температура сырья (на выходе из теплообменника) $t_1 = 200^\circ\text{C}$.

Поверхность нагрева радиантных труб определяется по формуле:

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p} = \frac{5,27 \cdot 10^6}{40600} = 130 \text{ м}^2,$$

где Q_p - количество тепла, переданного сырью в камере радиации, кВт; q_p - теплонапряжение радиантных труб, кВт/м².

Выбираем трубы диаметром 127 мм с полезной длиной $l_{тр} = 10$ м.

Число радиантных труб:

$$N_p = \frac{H_p}{\pi \cdot d_n \cdot l_{тр}} = \frac{130}{3,14 \cdot 0,127 \cdot 10} = 33.$$

Поверхность нагрева конвективных труб определяется по формуле:

$$H_k = \frac{Q_k}{k_1 \Delta T_{cp}},$$

где Q_k - количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах, Вт; $k_1 = 32,6$ – коэффициент теплопередачи в конвекционной камере печи, Вт/(м²К); $\Delta \bar{\theta}_{\tilde{\theta}}$ - средний температурный напор, К.

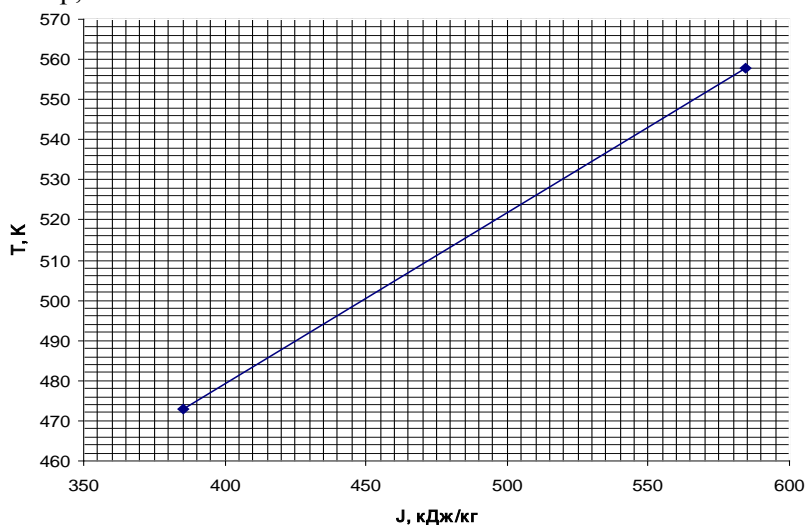


Рисунок 1. График зависимости энтальпии от температуры.

Находим энтальпию потока на выходе из конвективной секции J_p :

$$J_p = J_{200} + \Delta J_k,$$

где J_{200} – энтальпия потока на входе в печь, кДж/кг; ΔJ_k – энтальпия переданная потоку в конвективной секции, кДж/кг.

$$J_p = 446,70 + 118,88 = 565,58 \text{ кДж/кг}.$$

Построен график зависимости энтальпии от температуры и по этой зависимости найдена температура входа в радиантную камеру при известной энтальпии $J = 565,58 \text{ кДж/кг}$. Температура входа в радиантную камеру равна $t_k = 251 \text{ }^\circ\text{C}$.

В конвекционной камере теплопередача от дымовых газов к сырью в трубах осуществляется при смешанно-перекрестном токе с индексом противоточности, равным единице. Поэтому средний температурный напор рассчитывается по уравнению Грасгофа:

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{макс} - \Delta T_{мин}}{\ln \frac{\Delta T_{макс}}{\Delta T_{мин}}},$$

где $\Delta T_{макс} = T_n - T_k = 750 - 251 = 499$, $\Delta T_{мин} = T_{yx} - T_1 = 320 - 200 = 120$.

$$\Delta T_{cp} = \frac{499 - 120}{\ln \frac{499}{120}} = 266.$$

Таким образом, поверхность нагрева конвекционных труб

$$H_k = \frac{1,22 \cdot 10^6}{32,6 \cdot 266} = 141 \text{ м}^2.$$

В камере конвекции устанавливаем трубы с полезной длиной $l_{тр} = 10 \text{ м}$, наружным диаметром 102 мм.

Определим число труб в конвекционной камере:

$$N_k = \frac{H_k}{\pi \cdot d_k \cdot l_{тр}} = \frac{141}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 10} = 44.$$

На основании полученных данных выбираем 1 печь типа ЦС–2 156/10.

6. Расчет теплообменника

Целью расчета теплообменного аппарата является определение поверхности теплообмена и подбора соответствующего типоразмера аппарата.

Рассчитаем теплообменный аппарат, необходимый для нагревания рафинатного раствора до 200°C . Рафинат поступает в теплообменник при температуре $t_1 = 252^\circ \text{C}$ и выходит при температуре $t_2 = 120^\circ \text{C}$. КПД теплообменника принимаем равным $\eta = 0,96$.

Запишем уравнение теплового баланса:

$$Q_1 = G_{пра} \cdot (J_{раф}^{252} - J_{раф}^{120}),$$

Тепло отдаваемое горячим потоком:

$$Q_1 = 13725,00 \cdot (1094,67 - 242,85) = 11,69 \cdot 10^6 \text{ кДж}.$$

Определяем среднюю разность температур теплоносителей, имея в виду, что в аппарате осуществляется противоток теплоносителей по схеме:

$$\begin{array}{l} 80^\circ \text{C} \longrightarrow 200^\circ \text{C} \text{ (рафинатный раствор)} \\ 120^\circ \text{C} \longleftarrow 252^\circ \text{C} \text{ (рафинат)} \end{array}$$

$$\Delta t_{\text{макс}} = 40 \text{ }^\circ\text{C}, \Delta t_{\text{мин}} = 52 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так как $\Delta t_{\text{макс}} / \Delta t_{\text{мин}} < 2$, $\Delta t_{\text{ср}}$ определяем по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{макс}} + \Delta t_{\text{мин}}}{2} = \frac{40 + 52}{2} = 46 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Примем из практических данных коэффициент теплопередачи в теплообменнике $k = 280$ кДж/(м²·ч·град). Тогда предполагаемая поверхность теплообмена определится по формуле:

$$F = \frac{Q_1}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{11,69 \cdot 10^6}{280 \cdot 46} = 907,61 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Выбираем 2 кожухотрубчатых теплообменника с плавающей головкой с поверхностью теплообмена 460 м² при длине труб 6000 мм, диаметр кожуха 1200 мм, диаметр труб 25 мм, число ходов по трубам 4.

7. Заключение

Разработана модель установки селективной очистки с применением растворителя N-метилпирролидон. Произведен расчет материального и теплового балансов процесса, основного и вспомогательного оборудования: трубчатой печи, теплообменников, колонн экстракции и регенерации.

8. Литература

- [1] Старовойтова, Н.Р. Автомобильные моторные масла. Тенденции производства и потребления / Н.Р. Старовойтова // Мир нефтепродуктов. – 2002. – № 1. – 23 с.
- [2] Ластовкин, Г.А. Справочник нефтепереработчика / Г.А. Ластовкин, Е.Д. Радченко, М.Г. Рудин. – Л.: Химия, 1986. – 648 с.
- [3] Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа / С.А. Ахметов. – Уфа: Издательство «Гилем», 2002. – 671 с.
- [4] Нигматуллин, Р.Г. Селективная очистка масляного сырья / Р.Г. Нигматуллин, П.А. Золотарев, Н.Р. Сайфуллин, Г.Г. Теляшев, А.С. Меджибовский. – М: Нефть и газ, 1998. – 208 с.
- [5] Казакова, Л.П. Физико-химические производства нефтяных масел / Л.П. Казакова, С.Э. Крейн. – М.: Химия, 1978. – 320 с.
- [6] Маззанти, У.Г. Фурфуrolьная очистка при регенерации отработанных масел / У.Г. Маззанти, Л.Х. Фремpton // Перераб. Ув. – 1976. – № 8. – 17-28 с.
- [7] Корж, А.Ф. Селективная очистка вакуумных дистиллятов в электрическом поле / А.Ф. Корж, В.С. Зубович // Химия и технология топлив и масел. – 2006. – №3. – 12 с.
- [8] Богданов, Н.Ф. Химия и технология топлив и масел / Н.Ф. Богданов. – 1970. – Т. 3, № 42. – 50 с.
- [9] Марушкина, В.А. Исследования по совершенствованию технологии очистки минеральных масел: автореферат дис. на соискание учен. степени кандидат техн. наук / В.А. Марушкина. – Уфа, 1980. – 24 с.
- [10] Колесник, И.О. Процесс селективной очистки масляного сырья N метилпирролидоном / И.О. Колесник // Химия и технология топлив и масел. – 2003. – № 2. – 4 с.
- [11] Ахметов, С.А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие / С.А. Ахметов, И.Р. Кузеев, М.И. Баязитов. – СПб.: "Недра", 2006. – 868 с.
- [12] Калекин, В.С. Машины и аппараты химических производств: Учебное пособие / В.С. Калекин. – Омск: Изд-во ОмГТУ, 2004. – 344 с.
- [13] Самедова, Ф.И. Повышение эффективности селективной очистки различными растворителями вязкого дистиллята / Ф.И. Самедова, Р.З. Гасанова и др. // Мир нефтепродуктов. – 2013. – № 4. – 7 с.

- [14] Мухаметова, Р.Р. Влияние окисления масляных дистиллятов на качество рафинатовселективной очистки N-метилпирролидоном / Р.Р. Мухаметова, В.Р. Нигматуллин // Нефтегазовое дело. – 2006. – Т.4, №2. – С. 39-42.
- [15] Фукс, И.Г. Совершенствование и интенсификация технологических процессов производства смазочных масел и твердых углеводородов / И.Г. Фукс, Т.И. Сочевко // Нефть, газ и бизнес. – 2005. – № 2-3. – С. 73-80.
- [16] Беляев, А.С. Хронология эволюции процессов производства базовых масел на Орском НПЗ / А.С. Беляев, Т.В. Грибеник, А.В. Котов. – Мир нефтепродуктов. – 2011. – №1. – С. 38-42.
- [17] Бернильсон, М.Б. Химия и технология топлив и масел / М.Б. Бернильсон, И.Р. Татур, Б.П. Тонконосов. – 2011. – №1. – С. 16-18.

Mathematical model of the production of highly purified stable oils with ultrahigh viscosity index

D.M. Sigaeva¹, I.V. Akhmetov¹, R.M. Uzyanbaev¹

¹Ufa State Petroleum Technological University, Kosmonavtov, 1, Ufa, Russia, 450062

Abstract. In the last decade the world has a clear desire to force the modes of operation of internal combustion engines: improving the calorific intensity, compression in the cylinders, the crankshaft rotation speed. So, semi-stable oil with a high viscosity index and stock of quality increasingly replaced by the world market oil medium depth cleaning. For the competitiveness of domestic oils, in particular engine, a planned two phase mathematical modeling for improvement of technology processes:-first: the increase in solvent cleaning processes, including the introduction of a new selective solvent is N-methylpyrrolidone, to obtain oil with a viscosity index of 95 to 100 from selected crude oils; accelerating the production of synthetic oils with improved properties of polyester, polysiloxane, etc.;-second: increased inclusion of hydrogenation processes at highly selective catalysts for the production of the oils with viscosity index above 100 from broad-grade oils.

Keywords: modeling, options, solvent, oil.